

OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA

2/e

ROBERT E. TREYBAL



SEGUNDA EDICION

Profesor de Ingeniería Química
Universidad de Rhode Island

Maestra en Ciencias, Universidad McGill,
Profesora en la Facultad de Química
Universidad Nacional Autónoma de México

Maestro Titular de Transferencia de Masa
Facultad de Ciencias Químicas,
División de Estudios Superiores de la
Universidad Nacional Autónoma de México

•  . BUENOS AIRES . CARACAS . GUATEMALA . LISBOA
MADRID . NUEVA YORK . PANAMA . SAN JUAN . SANTIAGO. ~~SÃO PAULO~~
AUCKLAND . HAMBURGO . LONDRES . MILAN . MONTREAL . NUEVA DELHI
PARIS . SAN FRANCISCO . SINGAPUR . ST. LOUIS
SIDNEY . TOKIO . TORONTO

Prólogo	xi

1	Las operaciones de transferencia de masa	2
	Clasificación de las operaciones de transferencia de masa	8
	Elección entre los métodos de separación	
	Métodos de realización de las operaciones de transferencia de masa	9
	Fundamentos del diseño	12
	Sistemas de unidades	13

Primera parte. Difusión y transferencia de masa

2	Difusión molecular en fluidos	23
	Difusión molecular en estado estacionario en fluidos sin movimiento y en flujo laminar	29
	Transferencia de cantidad de movimiento y de calor en régimen laminar	42
3	Coeficientes de transferencia de masa	50
	Coeficientes de transferencia de masa en flujo laminar	55
	Coeficientes de transferencia de masa en flujo turbulento	60
	Analogías entre la transferencia de masa, de calor y de cantidad de movimiento	75
	Datos experimentales de transferencia de masa en casos sencillos	82
	Transferencia simultánea de masa y calor	88

4	Difusión en sólidos	100
	Ley de Fick para la difusión	100
	Tipos de difusión en sólidos	105
5	Transferencia de masa interfacial	118
	Equilibrio	118
	Difusión interfacial	120
	Balance de materia	132
	Etapas	140

Segunda parte. Operaciones gas-líquido

6	Equipo para las operaciones gas-líquido	157
	<i>Dispersión del gas</i>	157
	Tanques de burbujeo (columnas de burbuja)	158
	Tanques agitados mecánicamente	165
	Agitación mecánica de líquidos en una sola fase	165
	Agitación mecánica, contacto gas-líquido	173
	Torres de platos	179
	<i>Dispersión del líquido</i>	210
	Lavados Venturi	210
	Torres de paredes mojadas	212
	Torres y cámaras de aspersión	212
	Torres empacadas	213
	Coefficientes de transferencia de masa para torres empacadas	227
	Flujo de líquido y gas a corriente paralela	235
	Efectos terminales y mezclado axial	235
	Torres de platos vs torres empacadas	237
7	Operaciones de humidificación	247
	Equilibrio vapor líquido y entalpía de sustancias puras	247
	Mezclas de vapor-gas	254
	Operaciones gas-líquido	270
	Operaciones adiabáticas	271
	Operación no adiabática; enfriamiento por evaporación	294

8	Absorción de gases	306
	Solubilidad de gases en líquidos en el equilibrio	307
	Transferencia de un componente. Balance de materia	314
	Operación a contracorriente en varias etapas. Transferencia de un componente	321
	Equipo de contacto continuo	333
	Sistemas de multicomponentes	357
	Absorción con reacción química	369
9	Destilación	378
	Equilibrio vapor-líquido	379
	Operación de una sola etapa. Evaporación instantánea	401
	Destilación diferencial o sencilla	406
	Rectificación continua. Mezclas binarias	410
	Torres de varias etapas (platos). El método de Ponchon y Savarit	414
	Torres de varias etapas (platos). El método de McCabe Thiele	445
	Equipo de contacto continuo (torres empacadas)	472
	Sistemas de multicomponentes	478
	Destilación al vacío	510

Tercera parte. Operaciones líquido-líquido

10	Extracción líquida	529
	Equilibrio líquido	531
	<i>Equipo y diagramas de flujo</i>	543
	Contacto por etapas	543
	Extractores por etapas	577
	Extractores diferenciales (de contacto continuo)	600

Cuarta parte. Operaciones sólido-fluido

11	Absorción e intercambio iónico	625
	<i>Equilibrios de adsorción</i>	629

	Gases y vapores sencillos	629
	Mezclas de vapor y gas	636
	Líquidos	641
	Operaciones de adsorción	646
	Operación por etapas	646
	Contacto continuo	675
12	Secado	723
	Equilibrio	723
	<i>Operaciones de secado</i>	729
	Secado por lotes	730
	Mecanismo del secado por lotes	742
	Secado continuo	758
13	Lixiviación	792
	Operación en estado no estacionario	795
	Operación en estado estacionario (continuo)	808
	Métodos de cálculo	822

PRÓLOGO

Al presentar la tercera edición de este libro, mi propósito es el mismo que en la edición anterior: “proporcionar un instrumento para enseñar mediante un curso formal o autodidactico, las técnicas y principios del diseño de equipo para las operaciones de transferencia de masa en Ingeniería química”. Al igual que ayer, estas operaciones son, en principio, responsabilidad del ingeniero químico pero en la actualidad resultan necesarias dentro de otras ramas de la Ingeniería. Por ejemplo, se necesitan, especialmente, en el control de la contaminación ambiental y en la protección del ambiente, donde predominan los procesos de separación se requieren también en la metalurgia extractiva, que las utiliza con mayor frecuencia en métodos más complejos y precisos.

Aproveché esta oportunidad para mejorar muchas explicaciones, actualizar los datos del diseño y para dar mayor fluidez a la reacción del texto. En esta edición se analizan temas como la teoría de la elongación de la interfase para la transferencia de masa, el enfriamiento por transpiración, nuevos tipos de torres de platos, adsorbedores sin generación de calor y otros temas similares. Se presentan métodos completos de diseño de mezcladores con sedimentadores y equipos de extracción de platos perforados; tanques de burbujeo y tanques con agitación mecánica para contacto gas-líquido, líquido-líquido y sólido-líquido; torres absorbedoras empacadas de tipo adiabático y enfriadores por evaporación. Se presentan nuevos ejemplos y problemas resueltos para que el estudiante adquiera práctica. Con objeto de mantener la extensión de este libro dentro de límites razonables, se omitió el estudio breve de las llamadas operaciones menos convencionales, que aparecía en el último capítulo de la edición anterior.

Los lectores familiarizados con las ediciones anteriores notaran de inmediato el cambio. Esta nueva edición se escribió, principalmente, en el sistema internacional de unidades (SI). Con el deseo de facilitar la conversión a este sistema, se efectuó una modificación importante: aunque son más de mil las ecuaciones numeradas, solo 25 no se pueden utilizar en cualquier sistema de unidades -SI, inglés de Ingeniería, métrico de Ingeniería CGS, u otro -. Las pocas ecuaciones cuyas

dimensiones aún no se adecuan a todos los sistemas se dan en SI y, mediante citas a pie de página u otros recursos, en unidades inglesas de Ingeniería. Se siguió el mismo procedimiento con todas las tablas de datos, dimensiones importantes en el texto y la mayoría de los problemas. El capítulo 1 incluye una extensa lista de factores de conversión de otros sistemas al SI, la cual abarca todas las cantidades que se necesitan para utilizar este libro. Espero que este libro estimule la transición al SI, cuyas ventajas son cada vez más claras conforme uno se va familiarizando con él.

Sigo en deuda con muchas firmas y publicaciones, porque me permitieron utilizar su material; mayores agradecimientos a la gran cantidad de ingenieros y científicos cuyos trabajos formaron la base para un libro de este tipo. También agradezco a Edward. C. Hohmann y William R. Schowalter, así como a varios revisores anónimos, por haberme hecho útiles sugerencias y, especialmente, al personal editorial que tanto me ayudó.

* *Robert E. Treybal*

LAS OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Una parte importante de las operaciones unitarias en Ingeniería química está relacionada con el problema de modificar la composición de soluciones y mezclas mediante métodos que no impliquen, necesariamente, reacciones químicas. Por lo común estas operaciones se encaminan a separar las partes componentes de una sustancia.

En el caso de mezclas, las separaciones pueden ser totalmente mecánicas, como la filtración de un sólido a partir de una suspensión en un líquido, la clasificación de un sólido por tamaño de partícula mediante cribado o la separación de partículas en un sólido basándose en su densidad. Por otra parte, si las operaciones cambian la composición de soluciones, entonces se conocen como operaciones de transferencia de masa; éstas son las que nos interesan aquí.

Es mucha la importancia de estas operaciones. Raro es el proceso químico que no requiere de la purificación inicial de las materias primas o de la separación final de los productos y subproductos; para esto, en general, se utilizan las operaciones de transferencia de masa. Quizá se podría apreciar rápidamente la importancia de este tipo de separaciones en una planta procesadora, si se observa la gran cantidad de torres que llenan una moderna refinería de petróleo: en cada una de las torres se realiza una operación de transferencia de masa. Con frecuencia, el costo principal de un proceso deriva de las separaciones. Los costos por separación o purificación dependen directamente de la relación entre la concentración inicial y final de las sustancias separadas; si esta relación es elevada, también lo serán los costos de producción. Así, el ácido sulfúrico es un producto relativamente barato, debido en parte a que el azufre se encuentra bastante puro al estado natural, mientras que el uranio es caro a causa de su baja concentración en la naturaleza.

Las operaciones de transferencia de masa se caracterizan por transferir una sustancia a través de otras a escala molecular. Por ejemplo, cuando el agua, por **evaporación**, pasa de una alberca a una corriente de aire que fluye sobre la superficie del agua, las moléculas de vapor de agua se difunden, a través de las moléculas de aire en la superficie, dentro de la masa de la corriente de aire, la cual las arrastra consigo. El fenómeno que nos interesa, principalmente, no es el movimiento como resultado de una diferencia de presión, como sucede cuando se bombea un líquido a través de una tubería. En los problemas por tratar, la transferencia de masa es un resultado de la diferencia de concentraciones, o gradiente, en donde la sustancia que se difunde abandona un lugar en que esta muy concentrada y pasa a un lugar de baja concentración.

CLASIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Es útil clasificar las operaciones y dar ejemplos de cada una de ellas, con el fin de indicar el panorama de los temas por tratar en este libro y para proporcionar un medio para definir algunos de los términos que se utilizan en forma común.

Contacto directo de dos fases inmiscibles

Esta categoría es la más importante de todas e incluye a la mayoría de las operaciones de transferencia de masa. En este caso, se aprovecha la circunstancia de que, con muy pocas excepciones, las composiciones de las fases son distintas en un sistema de dos fases de varios componentes en el equilibrio. En otras palabras, los diversos componentes están distribuidos en forma distinta entre las fases.

En algunos casos, la separación lograda de esta manera, proporciona inmediatamente una sustancia pura, debido a que una de las fases en equilibrio sólo contiene un componente. Por ejemplo, el vapor en contacto con una solución salina acuosa líquida en el equilibrio no contiene sal, sin importar la concentración de ésta en el líquido. En la misma forma, un sólido en contacto con una solución salina líquida en el equilibrio, o bien es agua pura o sal pura, según el lado de la composición eutéctica en que esté el líquido. Partiendo de la solución líquida y evaporando toda el agua, se puede lograr una separación completa. Asimismo, puede obtenerse sal pura o agua pura, congelando parcialmente la solución.

En principio, al menos puede obtenerse sal y agua pura mediante solidificación total y, posteriormente, por separación mecánica de la mezcla eutéctica de cristales. En casos similares, en que se forman inicialmente las dos fases, éstas poseen de inmediato la composición final que poseen en el equilibrio; alcanzar este último no es un proceso dependiente del tiempo. Dichas separaciones, con una excepción, no se consideran generalmente entre las operaciones de transferencia de masa.

En las operaciones de transferencia de masa, ninguna de las fases en el equilibrio consta de un único componente. Por ello, cuando inicialmente se ponen en contacto las dos fases, no constan (excepto en forma casual) de la composición que tienen en el equilibrio. Entonces, el sistema trata de alcanzar el equilibrio mediante un movimiento de difusión relativamente lento de los componentes, los cuales se transfieren parcialmente entre las fases en el proceso. Por tanto, las separaciones nunca se completan, aunque, como se mostrara, pueden llevarse tanto como se desee hacia la terminación (pero no totalmente) mediante manipulaciones apropiadas.

Los tres estados de agregación de la materia -gas, líquido y sólido- permiten seis posibilidades de contacto interfacial.

Gas-gas Puesto que, con pocas excepciones, todos los gases son completamente solubles entre sí, esta categoría no se realiza prácticamente.

Gas-líquido Si todos los componentes del sistema se distribuyen entre las fases en el equilibrio, la operación se conoce como *destilación fraccionada* (o con frecuencia, simplemente como destilación). En este caso, la fase gaseosa se crea a partir del líquido por calentamiento; o a la inversa, el líquido se crea a partir del gas por eliminación de calor. Por ejemplo, si parcialmente se evapora por calentamiento una solución líquida de ácido acético y agua, se descubre que la nueva fase vapor creada y el líquido residual contienen ácido acético y agua, pero que sus proporciones en el equilibrio son diferentes de aquéllas en las dos fases y diferentes, también, de aquéllas en la solución original. Si se separa mecánicamente el vapor del líquido y se condensa, se obtienen dos soluciones: una rica en ácido acético y otra en agua. En esta forma se ha conseguido cierto grado de separación de los componentes originales.

Las dos fases pueden ser soluciones; sin embargo, ambas poseen sólo un componente común (o grupo de componentes) que se distribuye entre las fases. Por ejemplo, si una mezcla de amoníaco y aire se pone en contacto con agua líquida, una gran cantidad de amoníaco, pero básicamente nada de aire, se disolverá en el líquido; en esta forma se puede separar la mezcla aire-amoníaco. Esta operación se conoce como *absorción de gases*. Por otra parte, si se pone en contacto aire con una solución de amoníaco-agua, parte del amoníaco abandona el líquido y entra en la fase gaseosa, operación que se conoce como *desorción*. La diferencia entre estas operaciones está únicamente en el sentido de la transferencia del soluto.

Si la fase líquida es un líquido puro que sólo contiene un componente, mientras que la gaseosa contiene dos o más, la operación se conoce como *humidificación o deshumidificación*, según el sentido de la transferencia (he aquí la excepción que se mencionó antes). Por ejemplo, el contacto entre aire seco y agua líquida da como resultado la evaporación de parte del agua al aire (humidificación del aire). Al contrario, el contacto entre aire muy húmedo y agua líquida pura tiene como resultado la condensación parcial de la humedad del aire (deshumi-

dificación). En los dos casos, se trata de la difusión de vapor de agua a través del aire. Estas operaciones se incluyen entre las de transferencia de masa.

Gas-sólido Nuevamente conviene clasificar las operaciones en esta categoría de acuerdo con el número de componentes que aparecen en las dos fases.

Si se va a evaporar parcialmente una solución sólida sin la aparición de una fase líquida, la nueva fase vapor formada y el sólido residual contienen todos los componentes originales, pero en proporciones diferentes; la operación se llama entonces **sublimación fraccionada**. Al igual que en la destilación, las composiciones finales se establecen por la interdifusión de los componentes entre las fases. Aun cuando esta operación es teóricamente posible, prácticamente no es común, debido a la poca conveniencia de trabajar de esta manera con fases sólidas.

Sin embargo, puede suceder que no todos los componentes estén presentes en las dos fases. Si un sólido humedecido con un líquido volátil se expone a un gas relativamente seco, el líquido abandona el sólido y se difunde en el gas, operación que algunas veces se conoce como *secado* y otras como *desorción*. Un ejemplo casero es el secado de la ropa por exposición al aire; en muchos casos, el homólogo industrial es el secado de madera o la eliminación de humedad de una “torta de filtrado” húmeda por exposición a aire seco. En este caso, la difusión es, por supuesto, de la fase sólida a la gaseosa. Si la difusión tiene lugar en el sentido opuesto; la operación **se** conoce como **adsorción**. Por ejemplo, si una mezcla de vapor de agua y aire se pone en contacto con sílica gel activada, el vapor de agua se difunde en el sólido, el cual lo retiene fuertemente; el aire, por tanto, se seca. En otros casos, una mezcla de gases puede contener varios componentes, cada uno de los cuales se adsorbe sobre un sólido en proporción diferente a los demás (*adsorción fraccionada*). Por ejemplo, si mediante carbón activado se pone en contacto una mezcla de propano y propileno en estado gaseoso, los dos hidrocarburos son adsorbidos, pero en proporciones diferentes; se obtiene así una separación de la mezcla gaseosa.

Cuando la fase gaseosa es vapor puro, como en la sublimación de un sólido volátil a partir de una mezcla de éste con un sólido no volátil se tiene una operación que depende más de la velocidad de aplicación de calor que de la diferencia en concentraciones; se trata de un proceso esencialmente no difusivo. Lo mismo es cierto para la condensación de un vapor hasta obtener un sólido puro, porque la velocidad de condensación depende de la velocidad de eliminación de calor.

Líquido-líquido Las separaciones en que interviene el contacto entre dos fases líquidas insolubles se conocen como operaciones de **extracción líquida**. Un ejemplo sencillo, que resulta bastante familiar, es el procedimiento siguiente: si se agita una solución de acetona-agua con tetracloruro de carbono **en un embudo de separación** y se dejan asentar los líquidos, ~~gran parte de la acetona se encontrará~~ en la fase rica en tetracloruro de carbono por tanto, se habrá separado del agua. También se habrá disuelto una pequeña cantidad del agua en el tetracloruro de carbono y una pequeña cantidad de éste habrá pasado a la capa acuosa; empe-

ro, estos efectos son relativamente menores. Otro ejemplo es la separación de una solución de ácido acético y acetona, agregándole a la solución una mezcla insoluble de agua y tetracloruro de carbono. Después de agitar y dejar asentar, la acetona y el ácido acético se encontrarán en las dos fases líquidas, pero en diferentes proporciones. Una operación de este tipo se conoce como *extracción fraccionada*. Otro caso de extracción fraccionada puede realizarse al formar dos fases líquidas a partir de una solución con una sola fase, enfriando esta última a una temperatura menor de la temperatura crítica de solución. Las dos fases que se forman tienen diferente composición.

Líquido-sólido Cuando todos los componentes están presentes en las dos fases en el equilibrio, la operación se llama *cristalización fraccionada*. Tal vez los ejemplos más interesantes, sean las técnicas especiales de *refinamiento zonal*, que se utilizan para obtener metales, así como semiconductores ultrapuros y de *cristalización aductiva*, en donde una sustancia -la urea, por ejemplo- forma una red cristalina que puede atrapar selectivamente largas moléculas de cadena sencilla, pero que excluye a las moléculas ramificadas.

Son más frecuentes los casos en que las fases son soluciones (0 mezclas) que contienen un único componente en común. La disolución selectiva de un componente en una mezcla sólida mediante un disolvente líquido se llama *lixiviación* o, algunas veces, extracción por disolventes. Como ejemplos se pueden citar la lixiviación del oro a partir de los minerales que lo contienen por medio de soluciones de cianuro y la lixiviación del aceite de semillas de algodón a partir de las semillas mediante hexano. Por supuesto, la difusión se efectúa del sólido a la fase líquida. Si la difusión se realiza en el sentido opuesto, la operación se conoce como *adsorción*. De esta manera, el material colorido que contamina las soluciones de azúcar de caña impuras puede eliminarse poniendo las soluciones líquidas en contacto con carbón activado: las sustancias coloridas quedan adsorbidas en la superficie del carbón sólido.

Sólido-sólido Debido a las extraordinariamente lentas velocidades de difusión entre fases sólidas, no existen operaciones industriales de separación dentro de esta categoría.

Fases separadas por una membrana

Estas operaciones se utilizan relativamente con poca frecuencia, aun cuando su importancia va rápidamente en aumento. Las membranas funcionan de modos diferentes, según la separación que se vaya a realizar. Sin embargo, por lo general, sirven para prevenir que se entremezclen dos fases miscibles. También impiden el flujo hidrodinámico común. Además, el movimiento de las sustancias a través de las membranas es por difusión. Permiten una separación de componentes porque no todos los componentes pueden atravesarlas.

Gas-gas En la *difusión gaseosa* o *efusión*, la membrana es microporosa. Si una mezcla gaseosa, cuyos componentes tengan pesos moleculares diferentes, se pone en contacto con un diafragma de este tipo, los diferentes componentes de la mezcla pasan a través de los poros con una rapidez que depende de los pesos moleculares. Habrá, por consiguiente, diferentes composiciones a cada lado de la membrana, y se obtendrá, en consecuencia, la separación de la mezcla. De esta manera se lleva a cabo la separación a escala industrial de los isótopos del uranio, en la forma de hexafluoruro de uranio gaseoso. En la *permeación*, la membrana no es porosa y el gas que se transmite a través de la membrana se disuelve inicialmente en ella y posteriormente se difunde a través de la misma. En este caso, la separación se efectúa principalmente por medio de la diferente solubilidad de los componentes.

El helio, por ejemplo, se puede separar del gas natural por permeación selectiva, a través de membranas de polímeros fluorocarbonados.

Gas-líquido Estas son separaciones por *permeación*, en que una solución líquida de alcohol y agua se pone en contacto con una membrana no porosa adecuada, en la cual se disuelve el alcohol en forma preferente.

Después de atravesar la membrana, el alcohol se evapora.

Líquido-líquido Se conoce como *diálisis* la separación de una sustancia cristalina presente en un coloide, mediante el contacto de la solución de ambos con un disolvente líquido y mediante una membrana permeable tan sólo al disolvente y a la sustancia cristalina disuelta.

Por ejemplo, las soluciones acuosas de azúcar de remolacha contienen material coloidal indeseable, que puede eliminarse por contacto con agua y con una membrana semipermeable. El azúcar y el agua se difunden a través de la membrana, pero las partículas coloidales, que son más grandes, no pueden hacerlo. La *diálisis fraccionada*, que se usa para separar dos sustancias cristalinas en solución, aprovecha la diferente permeabilidad de la membrana respecto a las sustancias. Si se aplica una fuerza electromotriz a través de la membrana, para facilitar la difusión de las partículas cargadas, la operación se llama *electrodiálisis*. Si de un disolvente puro se separa una solución, por medio de una membrana permeable sólo al disolvente, éste se difunde en la solución y esta operación se conoce como *ósmosis*. Por supuesto, ésta no es una operación de separación; mas, si se ejerce una presión que se oponga a la presión osmótica, el flujo del disolvente se invierte, y el disolvente y el soluto de una solución pueden ser separados por medio de *ósmosis inversa*. Este es uno de los procesos que puede ser importante en la desalinización del agua de mar.

Contacto directo de fases miscibles

Debido a la dificultad para mantener los gradientes de concentración sin mezclar el fluido, las operaciones en esta categoría generalmente no son prácticas desde el punto de vista industrial, excepto en circunstancias poco usuales.

La *difusión térmica* implica la formación de una diferencia de concentración dentro de una única fase gaseosa o líquida al someter al fluido a un gradiente de temperatura, con lo cual es posible separar los componentes de la solución. De esta forma, se separa el He^3 de su mezcla con He^4 .

Si a un vapor condensable, como vapor de **agua**, se le permite difundirse a través de una mezcla gaseosa, acarreará de preferencia a uno de los componentes, y realizará una separación por medio de la operación conocida como *difusión de barrido*. Si las dos zonas dentro de la fase gaseosa en donde las concentraciones son diferentes, se separan mediante una pantalla que contenga aberturas relativamente grandes, la operación se conoce como *atmólisis*.

Si la mezcla gaseosa se sujeta a una *centrifugación* muy rápida, los componentes se separarán debido a las fuerzas que actúan sobre las diversas moléculas, fuerzas que son ligeramente distintas por ser diferentes las masas de estas moléculas. Las moléculas más pesadas tienden a acumularse en la periferia de la centrífuga. Este método también se utiliza para la separación de los isótopos del uranio.

USO de los fenómenos interfaciales

Se sabe que sustancias que al disolverse en un líquido producen una solución de baja tensión superficial (en contacto con un gas), se concentran en la interfase del líquido al ponerse en solución. Se puede concentrar el soluto formando una espuma con una interfase grande; por ejemplo, burbujeando aire a través de la solución y separando la espuma. De esta forma, se han separado detergentes de agua. La operación se conoce como *separación por espumación*. No debe confundirse con los procesos de flotación utilizados por las industrias beneficiadoras de menas, en donde las partículas sólidas insolubles se separan de las mezclas por recolección en espumas.

Esta clasificación no es exhaustiva, pero engloba las principales operaciones de transferencia de masa. En realidad, se continúan ideando nuevas operaciones, algunas de las cuales pueden pertenecer a más de una categoría. Este libro incluye las operaciones gas-líquido, líquido-líquido y sólido-fluido, todas las cuales corresponden a la primera categoría, implican el contacto entre fases inmiscibles y forman la gran mayoría de las aplicaciones de las operaciones de transferencia.

Operaciones directas e indirectas Las operaciones que dependen en particular del contacto entre dos fases inmiscibles pueden subclasificarse en dos tipos. Por medio de la adición o eliminación de calor, las operaciones *directas* producen las dos fases a partir de una solución con una única fase.

Son de este tipo la destilación fraccionada, la cristalización fraccionada y una forma de extracción fraccionada. Las operaciones *indirectas* implican la adición de una sustancia extraña e incluye la absorción y desorción de gases, adsorción, secado, lixiviación, extracción líquida y ciertos tipos de cristalización fraccionada.

La característica de las operaciones directas es que los productos se obtienen directamente, libres de sustancias adicionadas; por esta razón, algunas veces son preferibles, si es que pueden utilizarse, en lugar de los métodos indirectos.

Cuando se requiere que los productos separados estén relativamente puros, las operaciones indirectas tienen varias desventajas provocadas por la adición de sustancias extrañas. La sustancia eliminada se obtiene como una solución, que en este caso debe separarse de nuevo, ya para obtener la sustancia pura o para la reutilización de la sustancia adicionada; esto representa ciertos gastos. La separación de la sustancia adicionada y del producto raramente es completa y puede ocasionar dificultades cuando se tratan de alcanzar las especificaciones del producto. En cualquier caso, la adición de una sustancia extraña puede aumentar los problemas de construcción de equipo resistente a la corrosión; además, debe tomarse en cuenta el costo por pérdidas, en este caso inevitables. Obviamente, los métodos indirectos se utilizan únicamente porque son menos costosos que los métodos directos, siempre que exista la posibilidad de elección; frecuentemente, no la hay.

Muchas de estas desventajas pueden desaparecer cuando no se necesita obtener la sustancia separada en forma pura. Por ejemplo, en el secado ordinario, la mezcla aire-vapor de agua se descarta, puesto que no es necesario recobrar los componentes de esta mezcla. En la producción de ácido clorhídrico por lavado de un gas que contiene cloruro de hidrógeno con agua, la solución ácido-agua se vende directamente, sin separar.

ELECCIÓN ENTRE LOS MÉTODOS DE SEPARACIÓN

El ingeniero químico encarado con el problema de separar los componentes de una solución, generalmente tiene que escoger entre varios métodos posibles. Aun cuando la elección está usualmente limitada por las características físicas peculiares de los materiales con los que va a trabajar, casi siempre existe la necesidad de tomar una decisión. Por supuesto, no existen bases para tomar una decisión de este tipo, mientras no se hayan entendido claramente las diversas operaciones; sin embargo, al menos se puede establecer inicialmente la naturaleza de las alternativas.

Algunas veces se puede escoger entre utilizar una operación de transferencia de masa del tipo tratado en este libro o un método de separación puramente mecánico. Por ejemplo, en la separación de un metal dado de su mineral, existe la posibilidad de utilizar la operación de transferencia de masa, que se realiza por la lixiviación con un disolvente o por los métodos puramente mecánicos de flotación. Los aceites vegetales pueden separarse de las semillas en las cuales se encuentran por extrusión o por lixiviación con un disolvente. Un vapor puede eliminarse de una mezcla con un gas incondensable, por la operación mecánica de compresión o por las operaciones de transferencia de masa de absorción o adsorción de gases. Algunas veces se utilizan tanto las operaciones mecánicas como las

de transferencia de masa, especialmente cuando las primeras no son totales, como en el proceso de recuperación de aceites vegetales, en donde a la extrusión sigue la lixiviación. Un ejemplo más común es el exprimido de la ropa húmeda seguido del secado al aire. La característica de los métodos mecánicos es que al final de la operación, la sustancia eliminada está pura, mientras que si se elimina por métodos de difusión se encuentra asociada con otra sustancia.

Con frecuencia, también se puede escoger entre una operación pura de transferencia de masa y una reacción química, o una combinación de las dos. Por ejemplo, el agua puede eliminarse de una solución etanol-agua, haciéndola reaccionar con cal viva o por métodos especiales de destilación. El sulfuro de hidrógeno puede separarse de otros gases por absorción en un disolvente líquido con o sin utilizar simultáneamente una reacción química, o por reacción con óxido férrico. Los métodos químicos generalmente destruyen la sustancia eliminada, mientras que los métodos de transferencia de masa generalmente permiten recuperarla íntegra sin mucha dificultad.

Es posible que también se tenga que elegir entre las operaciones de transferencia de masa. Por ejemplo, puede separarse una mezcla gaseosa de oxígeno y nitrógeno mediante adsorción preferencial del oxígeno sobre carbón activado, por adsorción, por destilación o por efusión gaseosa.

Una solución líquida de ácido acético puede separarse por destilación, por extracción líquida con un disolvente adecuado o por adsorción con un adsorbente adecuado.

En cualquier caso, la base principal para la elección es el costo: el método que resulta más barato es el que generalmente se utiliza. Sin embargo, en algunas ocasiones existen otros factores que también influyen sobre la decisión. Aun cuando la operación más sencilla no sea la mas barata, algunas veces es preferible para evitar problemas. Otras veces es posible descartar un método debido a que no pueden garantizarse sus resultados: no se sabe lo suficiente acerca de los métodos de diseño o no se tienen los datos para realizarlo.

Se deben tener presentes las experiencias previas que hayan sido favorables.

MÉTODOS DE REALIZACIÓN DE LAS OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Nuestro método para trabajar con estas operaciones depende de ciertas características de las mismas; además, la descripción del método se da en términos que necesitan ser definidos previamente.

Recuperación del soluto y separación fraccionada

Si los componentes de una solución corresponden a grupos distintos con propiedades muy diferentes, de tal manera que parezca que un grupo de componentes contiene al disolvente y el otro al soluto, entonces la separación de acuerdo

con estos dos grupos, por lo general es relativamente sencilla: se reduce a una operación de **recuperación del soluto** o de **eliminación del soluto**. Por ejemplo, sea una mezcla gaseosa de metano, pentano y hexano: puede considerarse que en ella el metano es el disolvente y que el soluto está formado por el pentano y el hexano; en este caso, el disolvente y el soluto son lo suficientemente distintos, al menos en una propiedad, su presión de vapor. Una sencilla operación de absorción de gases, en que la mezcla se lave con un aceite hidrocarbonado no volátil, dará con facilidad una nueva solución de pentano y hexano en el aceite, esencialmente libre de metano; a la inversa, el metano residual se encontrará básicamente libre de pentano y hexano. Por otra parte, no es tan sencillo clasificar una solución formada por pentano y hexano. Aun cuando las propiedades de los componentes son distintas, las diferencias son pequeñas, y para separar los componentes de modo que queden relativamente puros se necesita utilizar una técnica diferente. Este tipo de separaciones se conoce como separación **fraccionada** y en este caso se puede usar la destilación fraccionada.

El que se escoja un procedimiento de separación fraccionada o de recuperación del soluto depende de la propiedad que se quiera explotar. Por ejemplo, para separar del agua a una mezcla de propanol y butanol, por medio de un método de contacto gas-líquido -el cual depende de las presiones de vapor-, se necesita realizar una separación fracción (destilación fraccionada); debido a que las presiones de vapor de los componentes no son muy diferentes. Sin embargo, se puede llevar a cabo una separación completa de los alcoholes combinados y del agua, por medio de una extracción líquida de la solución con un hidrocarburo, extracción que se efectuará con los métodos de recuperación del soluto, puesto que son muy diferentes la solubilidad de los alcoholes como grupo y la solubilidad del agua en hidrocarburos. Por otra parte, la separación de propanol y butanol requiere de una técnica de separación fraccionada (por ejemplo, extracción fraccionada o destilación fraccionada), porque todas sus propiedades son muy parecidas.

Operaciones en estado no estacionario

La característica de la operación en estado no estacionario es que las concentraciones en cualquier punto del aparato cambian con el tiempo. Esto puede deberse a cambios en las concentraciones de los materiales alimentados, velocidades de flujo o condiciones de temperatura o presión. En cualquier caso, las operaciones **por lotes** siempre son del tipo de estado no estacionario. En las operaciones por lotes, todas las fases son estacionarias, si se observan desde el exterior del aparato; esto es, no hay flujo hacia dentro o hacia fuera, aun cuando puede existir un movimiento relativo en la parte interior. Un ejemplo de esto es la conocida operación de laboratorio que consiste en agitar una solución con un solvente no miscible. En las operaciones **por semifotes**, una fase permanece estacionaria mientras que la otra fluye continuamente en y fuera del aparato. Como ejemplo se puede citar el caso de un secador, en donde cierta cantidad de sólido húmedo se está po-

niendo continuamente en contacto con el aire, el cual acarrea la humedad en forma de vapor hasta que el sólido está seco.

Operación es estado estacionario

La característica de la operación en estado estacionario es que las concentraciones en cualquier punto del aparato permanecen constantes con el paso del tiempo. Esto requiere del flujo continuo e invariable de todas las fases en y fuera del aparato, una persistencia del régimen de flujo dentro del aparato, concentraciones constantes de las corrientes alimentadoras y las mismas condiciones de temperatura y presión.

Operación por etapas

Si inicialmente se permite que dos fases insolubles entren en contacto de tal forma que las diferentes sustancias por difundirse se distribuyan por sí mismas entre las fases y que después se separen las fases mecánicamente, a toda la operación y al equipo requerido para realizarla se les considera como una **etapa**. Ejemplo de lo anterior es la extracción por lotes en un embudo de separación. La operación puede realizarse en forma continua (estado estacionario) o por lotes. En separaciones que requieren grandes cambios de concentración, se pueden organizar una serie de etapas de tal forma que las fases fluyan de una a otra etapa; ejemplo: el flujo a contracorriente. Un arreglo de este tipo se conoce como una **cascada**. Con el fin de establecer un estándar para la medición del funcionamiento, el estado **ideal** o **teórico** se define como aquel estado en donde las fases efluentes están en equilibrio, de tal forma que tampoco habrá cambios adicionales **en** la composición si se permite mayor tiempo de contacto. La aproximación al equilibrio realizada en cada etapa **se** define como la **eficiencia de la etapa**.

Operaciones en contacto continuo (contacto diferencial)

En este caso, las fases fluyen a través del equipo, de principio a fin, en contacto íntimo y continuo y sin separaciones físicas repetidas ni nuevos contactos. La naturaleza del método exige que la operación sea semicontinua o en estado estacionario; el cambio resultante en las composiciones puede ser equivalente al dado por una fracción de una etapa ideal o por varias etapas. El equilibrio entre las dos fases en cualquier posición del equipo, nunca se establece; más aún, si se alcanza el equilibrio en cualquier parte del sistema, el resultado sería equivalente al efecto que tendría un número infinito de etapas.

Es posible resumir la diferencia principal entre la operación por etapas y la de contacto continuo. En el caso de la operación por etapas se permite que el flujo difusivo de la materia entre las fases reduzca la diferencia de concentración que causa el flujo. Si se le permite continuar el tiempo suficiente, se establece un equilibrio, después del cual no habrá más flujo. Así, la velocidad de difusión y el

tiempo determinan la eficiencia de la etapa lograda en cualquier situación particular. Por otra parte, en el caso de la operación de contacto continuo, el alejamiento del equilibrio se mantiene deliberadamente; por ello, el flujo difusivo entre las fases puede continuar sin interrupción. La elección del método por utilizar depende en cierta medida de la eficiencia de la etapa que puede obtenerse prácticamente. Una eficiencia de etapa elevada representará una planta relativamente barata, cuyo funcionamiento puede predecirse con cierta exactitud. Una eficiencia de etapa baja, por otra parte, haría preferibles a los métodos de contacto continuo, debido al costo y a la certidumbre.

FUNDAMENTOS DEL DISEÑO

Hay cuatro factores principales que se deben establecer en el diseño de cualquier planta que trabaje con operaciones de difusión: el número de etapas en el equilibrio o su equivalente, el tiempo de contacto requerido entre las fases, la velocidad de flujo permisible y la energía requerida para llevar a cabo la operación.

Número de etapas en el equilibrio

Con el fin de determinar el número de etapas en el equilibrio que se requieren en una cascada para obtener el grado deseado de separación, o para determinar la cantidad equivalente en un aparato de contacto continuo, se necesitan las características de equilibrio para el sistema y los cálculos de balance de materia.

Tiempo requerido para llevar a cabo la operación

En las operaciones por etapas, el tiempo de contacto está íntimamente relacionado con la eficiencia de la etapa, mientras que en el equipo para contacto continuo el tiempo determina el volumen o longitud del aparato necesario. Son varios los factores que ayudan a establecer el tiempo. El balance de materia permite calcular las cantidades relativas que se necesitan de las diferentes fases. Las características de equilibrio del sistema establecen las concentraciones posibles y la velocidad de transferencia del material entre las fases depende de la desviación del equilibrio que se mantenga. Además, la rapidez de la transferencia depende tanto de las propiedades físicas de las fases como del régimen de flujo dentro del equipo.

Es importante reconocer que, para cierto grado de contacto íntimo entre las fases, el tiempo de contacto requerido es independiente de la cantidad total de las fases que van a procesarse.

Rapidez de flujo permisible

Debe tomarse en cuenta este factor en las operaciones de semicontinuas y en estado estacionario, porque permite determinar en ellas el Brea transversal del

equipo. La consideración de la dinámica del fluido establece la rapidez de flujo permisible, y el balance de materia determina la cantidad absoluta requerida de cada uno de los flujos.

Energía requerida para llevar a cabo la operación

Generalmente se necesita utilizar energía calorífica y mecánica para llevar a cabo las operaciones de difusión. El calor es necesario para producir cualquier cambio de temperatura, para la formación de nuevas fases (como la evaporación de un fluido) y para evitar el efecto del calor de solución. La energía mecánica se necesita para el transporte de fluidos y sólidos, para dispersar líquidos y gases y para mover ciertas partes de la maquinaria.

En consecuencia, en el diseño final se habrán de considerar las características de equilibrio del sistema, balance de materia, velocidad de difusión, dinámica de fluidos y la energía requerida para realizar la operación. A continuación se exponen inicialmente (primera parte) las bases para la velocidad de difusión, que se aplicarán posteriormente a operaciones específicas. A su vez, las operaciones principales se subdividen en tres categorías, según la naturaleza de las fases insolubles en contacto: gas-líquido (segunda parte); líquido-líquido (tercera parte) y sólido-fluido (cuarta parte). El equilibrio y la dinámica de fluidos de los sistemas se estudian más fácilmente agrupados de esta forma.

SISTEMAS DE UNIDADES

El sistema de unidades utilizado principalmente en este libro es el SI (*Système International d'Unités*). Sin embargo, con el fin de usar otros sistemas, prácticamente todas las ecuaciones numeradas (992 de un total de 1 017) están escritas de tal forma que pueden utilizarse con *cualquier* conjunto consistente de unidades; empero, es necesario incluir en todas las expresiones que incluyan dimensiones de fuerza y masa, el factor de conversión g_c , definido por la Segunda Ley del Movimiento de Newton.

$$F = \frac{MA}{g_c}$$

en donde F = fuerza

M = masa

A = aceleración

En los sistemas de unidades SI y CGS (centímetro-gramo-segundo) no es necesario utilizar g_c , pero puede asignársele un valor numérico de 1 con fines de cálculo. Existen cuatro sistemas de unidades que se utilizan con frecuencia en Ingeniería química; los valores de g_c que corresponden a estos sistemas se muestran en la tabla 1.1.

Tabla 1.1 Factores de conversión g_c para los sistemas de unidades más comunes

Sistema				
Cantidad fundamental	SI	Inglés de ingeniería [†]	CGS	Métrico de ingeniería*
Masa, M	Kilogramo, kg	Libra masa, lb_m	Gramo, g	Kilogramo masa, kg,
Longitud, L	Metro, m	Pie, ft	Centímetro, cm	Metro, m
Tiempo, Θ	Segundo, s	Segundo, s u hora, h	Segundo, s	Segundo, s
Fuerza, F	Newton, N	Libra fuerza, lb_f	Dina, d	Kilogramo fuerza, kg_f
g_c	$\frac{1 \text{ kg} \cdot \text{m}}{\text{N} \cdot \text{s}^2}$	$\frac{32.174 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m \cdot \text{s}^2}$	$\frac{1 \text{ g cm}}{\text{d} \cdot \text{s}^2}$	$\frac{9.80665 \text{ kg, m}}{\text{kg}_f \text{ s}^2}$
		0		
		4.1698 x los $\frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_f \cdot \text{h}^2}$		

[†] En este libro lb se utiliza para libra masa, y **lb_f** para libra fuerza.

^{*} En este libro kg es la abreviatura de kilogramo masa, y **kg_f** es la de kilogramo fuerza.

Probablemente, para el trabajo en Ingeniería, las unidades SI y las inglesas de Ingeniería son las más importantes. En consecuencia, los coeficientes de las 25 ecuaciones cuyas dimensiones no pueden utilizarse en forma directa con cualquier sistema de unidades, se dan primero para las unidades SI, y mediante una nota a pie de página o por otros medios, en unidades inglesas de Ingeniería. En la misma forma se procedió con las tablas y gráficas de datos de Ingenierh. §

Tabla 1.2 Unidades básicas del SI

Fuerza = newton, N
Longitud = metro, m
Masa = kilogramo, kg
Mol = kilogramo mol, kmol
Temperatura = kelvin, K
Tiempo = segundo, s
Presión = newton/metro*, N/m² = Pascal, Pa
Energía = newton-metro, N m = joule, J
Potencia = newton-metro/segundo, N m/s = watt, W
Frecuencia = 1/segundo, s⁻¹ = hertz, Hz

§ En la practica es bastante común cierta desviación de los sistemas estándar. Así, por ejemplo, aún se da la presión en atmósferas estándar, mm de mercurio, bars o kg-fuerza/metro cuadrado, según cuál haya sido el uso común en el pasado.

La tabla 1.2 lista las cantidades básicas **como** se expresan en el SI, junto con sus símbolos; en la tabla 1.3 se presentan los prefijos de las unidades que se necesitan en este libro. Las letras mayúsculas en negritas para cada cantidad representan las dimensiones fundamentales: **F** = fuerza; **L** = longitud, **M** = masa; **MOL** = mol; **T** = temperatura; **Θ** = tiempo. Al final de cada capítulo hay una lista de los términos utilizados, su significado y dimensiones.

Tabla 1.3 Prefijos para las unidades SI

Cantidad	Múltiplo	Prefijo	Símbolo
1000000	10⁶	mega	M
1000	10³	kilo	k
100	10²	hecto	h
10	10¹	deca	da
0.1	10⁻¹	deci	d
0.01	10⁻²	centi	c
0.001	10⁻³	mili	m
0.000 001	10⁻⁶	micro	μ
0.000 000 001	10⁻⁹	nano	n

Tabla 1.4 Constantes

Aceleración de la gravedad (aprox., depende del lugar)†	Volumen molar de los gases ideales en condiciones estándar (0°C, 1 atm std)‡
9.807 m/s ²	
980.7 cm/s ²	22.41 m ³ /kmol
32.2 ft/s ²	22.41 l/g mol
4.17 x 10 ⁸ ft/h ²	359 ft ³ /lb mol
Constante de los gases, R	Factor de conversión g_c
8314 N . m/kmol K	1 kg . m/N . s ²
1.987 cal/g mol K	1 g . cm/dyn . s ²
82.06 atm . cm ³ /g mol K	9.80665 kg . m/kgf . s ²
0.7302 atm . ft ³ /lb mol . °R	32.174 lb ft/lbf . s ²
1545 lbf ft/lb mol . °R	4.1698 x 10 ⁸ lb ft/lbf h ²
1.987 Btu/lb mol . °R	
847.8 kgf . m/kmol K	

† Aproximado, depende de la ubicación.
‡ Las condiciones estándar se abrevian TPE, para indicar temperatura y presión estándar.

Tabla 1.5 Factores de conversión para las unidades SI

Longitud

Longitud, L

$$\text{ft}(0.3048) = \text{m}$$

$$\text{in}(0.0254) = \text{m}$$

$$\text{in}(25.4) = \text{mm}$$

$$\text{cm}(0.01) = \text{m}$$

$$\text{Å}(10^{-10}) = \text{m}$$

$$\mu\text{m}(10^{-6}) = \text{m}$$

Área, L^2

$$\text{ft}^2(0.0929) = \text{m}^2$$

$$\text{in}^2(6.452 \times 10^{-4}) = \text{m}^2$$

$$\text{in}^2(645.2) = \text{mm}^2$$

$$\text{cm}^2(10^{-4}) = \text{m}^2$$

Volumen, L^3

$$\text{ft}^3(0.02832) = \text{m}^3$$

$$\text{cm}^3(10^{-6}) = \text{m}^3$$

$$\text{l}(10^{-3}) = \text{m}^3$$

$$\text{gal U.S.}(3.285)(10^{-3}) = \text{m}^3$$

$$\text{gal U.K.}(4.546)(10^{-3}) = \text{m}^3$$

Área específica, L^2/L^3

$$(\text{ft}^2/\text{ft}^3)(3.2804) = \text{m}^2/\text{m}^3$$

$$(\text{cm}^2/\text{cm}^3)(100) = \text{m}^2/\text{m}^3$$

Velocidad, L/Θ

$$(\text{ft/s})(0.3048) = \text{m/s}$$

$$(\text{ft/min})(5.08 \times 10^{-3}) = \text{m/s}$$

$$(\text{ft/h})(8.467 \times 10^{-5}) = \text{m/s}$$

Aceleración, L/Θ^2

$$(\text{ft/s}^2)(0.3048) = \text{m/s}^2$$

$$(\text{ft/h}^2)(2.352 \times 10^{-8}) = \text{m/s}^2$$

$$(\text{cm/s}^2)(0.01) = \text{m/s}^2$$

Difusividad, viscosidad cinemática, L^2/Θ

$$(\text{ft}^2/\text{h})(2.581 \times 10^{-3}) = \text{m}^2/\text{s}$$

$$(\text{cm}^2/\text{s})(10^{-4}) = \text{m}^2/\text{s}$$

$$\text{St}(10^{-4}) = \text{m}^2/\text{s}^2$$

$$\text{cSt}(10^{-6}) = \text{m}^2/\text{s}^2$$

Flujo volumétrico, L^3/Θ

$$(\text{ft}^3/\text{s})(0.02832) = \text{m}^3/\text{s}$$

$$(\text{ft}^3/\text{min})(4.72 \times 10^{-4}) = \text{m}^3/\text{s}$$

$$(\text{ft}^3/\text{h})(7.867 \times 10^{-6}) = \text{m}^3/\text{s}$$

$$(\text{gal U.S./min})(6.308)(10^{-5}) = \text{m}^3/\text{s}$$

$$(\text{gal U.K./min})(7.577)(10^{-5}) = \text{m}^3/\text{s}$$

Masa

Masa, M

$$\text{lb}(0.4536) = \text{kg}$$

$$\text{ton}(907.2) = \text{kg}$$

$$\text{t}(1000) = \text{kg}^b$$

Densidad, concentración, **M/L³**

$$(\text{lb}/\text{ft}^3)(16.019) = \text{kg}/\text{m}^3$$

$$(\text{lb}_m/\text{gal U.S.})(119.8) = \text{kg}/\text{m}^3$$

$$(\text{lb}_m/\text{gal U.K.})(99.78) = \text{kg}/\text{m}^3$$

$$(\text{g}/\text{cm}^3)(1000) = (\text{g}/\text{litro}) = \text{kg}/\text{m}^3$$

Volumen específico, **L³/M**

$$(\text{ft}^3/\text{lb})(0.0624) = \text{m}^3/\text{kg}$$

$$(\text{cm}^3/\text{g})(0.001) = \text{m}^3/\text{kg}$$

Flujo masivo, **M/Θ**

$$(\text{lb}/\text{s})(0.4536) = \text{kg}/\text{s}$$

$$(\text{lb}/\text{min})(7.56 \times 10^{-3}) = \text{kg}/\text{s}$$

$$(\text{lb}/\text{h})(1.26 \times 10^{-4}) = \text{kg}/\text{s}$$

Flujo masivo/longitud, **M/LΘ**

$$(\text{lb}/\text{ft} \cdot \text{h})(4.134 \times 10^{-4}) = \text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$$

Viscosidad, **M/LΘ**

$$(\text{lb}/\text{ft} \cdot \text{s})(1.488) = \text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$$

$$(\text{lb}/\text{ft} \cdot \text{h})(4.134 \times 10^{-4}) = \text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$$

$$\text{P}(0.1) = \text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}^c$$

$$\text{cP}(0.001) = \text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}^c$$

$$\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2 = \text{kg}/\text{m} \cdot \text{s} \quad \swarrow$$

Flux de masa, masa velocidad, **M/L²Θ**

$$(\text{lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{h})(1.356 \times 10^{-3}) = \text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

$$(\text{g}/\text{cm}^2 \cdot \text{s})(10) = \text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

Flux molar, masa velocidad molar, **mol/L²Θ**

$$(\text{lbmol}/\text{b} \cdot \text{ft}^2)(1.356)(10^{-3}) = \text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

$$(\text{g} \cdot \text{mol}/\text{cm}^2 \cdot \text{s})(10) = \text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

Coefficiente de transferencia de masa, **mol/L²Θ(F/L²)** y otros

$$K_L, k_L (\text{lb} \cdot \text{mol}/\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{atm})(1.338)(10^{-8}) = \text{Kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{N}/\text{m}^2)$$

$$K_L, k_L, K_L, k_L [(\text{lbmol}/\text{h} \cdot \text{ft}^2) (\text{lbmol}/\text{ft}^3)](8.465)(10^{-5}) = \text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol}/\text{m}^3)$$

$$K_r, k_r, K_r, k_r [(\text{lbmol}/\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{fracción molar}) (1.356)(10^{-3})] = \text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{fracción molar}$$

$$K_r, k_r [(\text{lb}_m/\text{h} \cdot \text{ft}^2) (\text{lb}_m \text{A}/\text{lb}_m \text{B})] (1.356)(10^{-3}) = \text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kg} \text{A}/\text{kg} \text{B})$$

$$F_G, F_L (\text{lbmol}/\text{h} \cdot \text{ft}^2) (1.356)(10^{-3}) = \text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

Coefficiente de transferencia de masa volumétrico, **MOL/L³Θ(F/L²)** y otros

Para los coeficientes volumétricos del tipo K_a , k_a , F_u y similares, multiplíquense los factores de conversión para el coeficiente por el de a .

Fuerza

$$\text{lb}_f(4.448) = \text{N}$$

$$\text{kg}_f(9.807) = \text{N}$$

$$\text{kp}(9.807) = \text{N}^d$$

$$\text{dina}(10^{-5}) = \text{N}$$

$$\text{kp} = \text{kilopond} = \text{kg fuerza, kg,}$$

Tensión interfacial, **tensión** superficial, **F/L**

$$(\text{lb}_f/\text{ft})(14.59) = \text{N/m}$$

$$(\text{dinas/cm})(10^{-3}) = \text{N/m}$$

$$(\text{erg/cm}^2)(10^{-3}) = \text{N/m}$$

$$\text{kg/s}^2 = \text{N/m}$$

Presión, **F/L²**

$$(\text{lb}_f/\text{ft}^2)(47.88) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

$$(\text{lb}_f/\text{in}^2)(6895) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

$$(\text{atm std})(1.0133)(10^5) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

$$\text{inHg}(3386) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

$$\text{inH}_2\text{O}(249.1) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

$$(\text{dinas/cm}^2)(10^{-1}) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

$$\text{cmH}_2\text{O}(98.07) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

$$\text{mmHg}(133.3) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

$$\text{torr}(133.3) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

$$(\text{kp/m}^2)(9.807) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

$$\text{bar}(10^5) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

$$(\text{kg}_f/\text{cm}^2)(9.807 \times 10^4) = \text{N/m}^2 = \text{Pa}$$

Caída de presión/longitud, **(F/L²)/L**

$$[(\text{lb}_f/\text{ft}^2)/\text{ft}](157.0) = (\text{N/m}^2)/\text{m} = \text{Pa/m}$$

$$(\text{inH}_2\text{O}/\text{ft})(817) = (\text{N/m}^2)/\text{m} = \text{Pa/m}$$

Energía, trabajo, calor, **FL**

$$(\text{ft} \cdot \text{lb}_f)(1.356) = \text{N} \cdot \text{m} = \text{J}$$

$$\text{Btu}(1055) = \text{N} \cdot \text{m} = \text{J}$$

$$\text{Chu}(1900) = \text{N} \cdot \text{m} = \text{J}$$

$$\text{erg}(10^{-7}) = \text{N} \cdot \text{m} = \text{J}$$

$$\sim d(4.187) = \text{N} \cdot \text{m} = \text{J}$$

$$\text{kcal}(4187) = \text{N} \cdot \text{m} = \text{J}$$

$$(\text{kW} \cdot \text{h})(3.6 \times 10^6) = \text{N} \cdot \text{m} = \text{J}$$

Entalpía, **FL/M**

$$(\text{Btu/lb})(2326) = \text{N} \cdot \text{m/kg} = \text{J/kg}$$

$$(\text{cal/g})(4187) = \text{N} \cdot \text{m/kg} = \text{J/kg}$$

Entalpía molar, **FL/MOL**

$$(\text{Btu/lbmol})(2.326) = \text{Nm/kmol} = \text{J/kmol}$$

$$(\text{cal/g mol})(4187) = \text{N} \cdot \text{m/kmol} = \text{J/kmol}$$

Capacidad calorífica, **calor específico**, **FL/MT**

$$(\text{Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F})(4187) = \text{N} \cdot \text{m/kg} \cdot \text{K} = \text{J/kg} \cdot \text{K}$$

$$(\text{cal/g} \cdot ^\circ\text{C})(4187) = \text{N} \cdot \text{m/kg} \cdot \text{K} = \text{J/kg} \cdot \text{K}$$

Capacidad calorífica molar, **FL/MOL T**

$$(\text{Btu/lbmol} \cdot ^\circ\text{F})(4.187) = \text{Nm/kmol} \cdot \text{K} = \text{J/kmol} \cdot \text{K}$$

$$(\text{cal/g} \cdot ^\circ\text{C})(4187) = \text{N} \cdot \text{m/kmol} \cdot \text{K} = \text{J/kmol} \cdot \text{K}$$

Flux de energía, **FL/L²Θ**

$$(\text{Btu}/\text{ft}^2 \cdot \text{h})(3.155) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{m}^2 \cdot \text{s} = \text{W}/\text{m}^2$$

$$(\text{cal}/\text{cm}^2 \cdot \text{s})(4.187 \times 10^4) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{m}^2 \cdot \text{s} = \text{W}/\text{m}^2$$

Conductividad térmica, **FL²/L²Θ°K = FL/L²Θ(K/L)**

$$(\text{Btu} \cdot \text{ft}/\text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F})(1.7307) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K} = \text{W}/\text{m} \cdot \text{K}$$

$$(\text{kcal} \cdot \text{m}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})(1.163) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K} = \text{W}/\text{m} \cdot \text{K}$$

$$(\text{cal} \cdot \text{cm}/\text{cm}^2 \cdot \text{s} \cdot ^\circ\text{C})(418.7) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K} = \text{W}/\text{m} \cdot \text{K}$$

Coficiente de transferencia de calor, **FL/L²ΘK**

$$(\text{Btu}/\text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F})(5.679) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} = \text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$$

$$(\text{cal}/\text{cm}^2 \cdot \text{s} \cdot ^\circ\text{C})(4.187 \times 10^4) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} = \text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$$

Potencia, **FL/Θ**

$$(\text{ft} \cdot \text{lb}_f/\text{s})(1.356) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{s} = \text{W}$$

$$\text{hp}(745.7) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{s} = \text{W}$$

$$(\text{Btu}/\text{min})(4.885 \times 10^{-3}) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{s} = \text{W}$$

$$(\text{Btu}/\text{h})(0.2931) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{s} = \text{W}$$

Potencia/volumen, **FL/L³Θ**

$$(\text{ft} \cdot \text{lb}_f/\text{ft}^3 \cdot \text{s})(47.88) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{m}^3 \cdot \text{s} = \text{W}/\text{m}^3$$

$$(\text{caballos de potencia}/1\,000 \text{ gal U.S.})(197) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{m}^3 \cdot \text{s} = \text{W}/\text{m}^3$$

Potencia/masa, **FL/M**

$$(\text{ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb} \cdot \text{s})(2.988) = \text{N} \cdot \text{m}/\text{kg} \cdot \text{s} = \text{W}/\text{kg}$$

^a St es la abreviatura de stokes.

^b t es la abreviatura para tonelada **métrica** (= 1 000 kg).

^c P es la abreviatura para poise.

^d kp es la abreviatura para kilopond = kg fuerza, **kg_f**.

^e **Chu** es la abreviatura para la unidad centígrada de calor.

Puede suceder que el estudiante, al leer otros libros, se encuentre con una ecuación empírica que desee convertir a unidades SI. En el siguiente ejemplo se presenta el procedimiento para hacerlo.

Ejemplo 1.1 Según se informa [S. Nagata et al.: *Trans. Soc. Chem. Engr.*, (Japan), 8, 43(1959)], la velocidad mínima de una **hélice** de cuatro aspas en un tanque con **agitación**, sin resistencia, para mezclar dos líquidos inmiscibles, es:

$$N' = \frac{30\,600}{T'^{3/2}} \left(\frac{\mu'}{\rho'} \right)^{0.111} \left(\frac{\Delta\rho'}{\rho'} \right)^{0.26}$$

en donde N' = velocidad del impulsor **rev/h** $\doteq$ **h⁻¹**

T' = **diámetro** del tanque, **ft**

μ' = viscosidad líquida estacionaria, **lb_m/ft h**

ρ' = densidad líquida estacionaria, **lb_m/ft³**

$\Delta\rho'$ = diferencia en la densidad de los líquidos, **lb_m/ft³**

La sustitución de las unidades o las dimensiones de las diferentes cantidades muestra que ni las dimensiones ni las unidades a la izquierda del signo de igualdad son las mismas, respectivamente, que las de la derecha. En otras palabras, la ecuación es dimensionalmente inconsistente; el coeficiente 30 600 sólo puede utilizarse para las unidades listadas anteriormente. Calcular los **co-**

20 OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA

eficientes que se necesitan para utilizar la ecuación en unidades SI: $N = s^{-1}$, $T = m$, $\mu = kg/m$. s , $\rho = kg/m^3$ y $\Delta\rho = kg/m^3$.

SOLUCIÓN Los factores de conversión se toman de la tabla 1.5. En el procedimiento se necesitan sustituir cada una de las unidades **SI** junto con los factores de **conversión** necesarios para convertirla a la unidad de la ecuación en que está citada. El procedimiento inverso es la forma en que se utiliza normalmente la tabla 1.5. Por tanto:

$$\frac{N s^{-1}}{2.778 \times 10^{-4}} = N' h^{-1}$$

Entonces:

$$\frac{N}{2.778 \times 10^{-4}} = \frac{30\,600}{(T/0.3048)^{3/2}} \left[\frac{\mu / (4.134 \times 10^{-4})}{16.019} \right]^{0.111} \left(\frac{\Delta\rho / 16.019}{\rho / 16.019} \right)^{0.26}$$

$$N = \frac{4.621}{T^{3/2}} \left(\frac{\mu}{\rho} \right)^{0.111} \left(\frac{\Delta\rho}{\rho} \right)^{0.26}$$

la cual puede utilizarse en unidades SI.

PRIMERA

PARTE

DIFUSIÓN Y TRANSFERENCIA DE MASA

Ya se dijo que la mayoría de las operaciones de transferencia de masa que se utilizan para separar los componentes de una solución, logran hacerlo al poner la solución que va a separarse en contacto con otra fase insoluble. Como se verá, la rapidez con la cual un componente se transfiere de una fase a otra depende de un coeficiente llamado de transferencia de masa, o de rapidez, y del grado de **desviación** del sistema del **equilibrio**. La transferencia termina cuando se alcanza el equilibrio.

Ahora bien, los coeficientes de rapidez para los diferentes componentes en una fase dada difieren entre sí en mayor grado bajo condiciones en donde prevalece la **difusión** molecular, pero aun en este caso la diferencia no es muy grande. Por ejemplo, los gases y vapores que se difunden a través del aire mostraran coeficientes de transferencia cuya relación máxima **será** de 3 o 4 a 1. Esto mismo es cierto cuando varias sustancias se difunden a través de un líquido como el agua. En condiciones de turbulencia, en que la difusión molecular carece relativamente de importancia, los coeficientes de transferencia **se** vuelven mas parecidos para **todos los componentes**. En consecuencia, aunque en principio se puede lograr cierta separación de los componentes aprovechando sus distintos coeficientes de transferencia, es **pequeño** el grado de separación que se logra de esta forma. Lo anterior es especialmente significativo cuando se considera que frecuentemente se desean productos que son sustancias apenas impuras, en donde la relación entre los componentes puede ser de 1 000 o 10 000 a 1 o mayor.

Por tanto, para lograr una separación, se depende casi completamente de las diferencias de concentración que existen en el equilibrio y no de la diferencia en coeficientes de transferencia de masa.

No obstante, los coeficientes de transferencia de masa tienen mucha importancia, porque al regular la rapidez con la cual se alcanza el equilibrio, controlan

también el tiempo que se necesita para la separación y, por lo tanto, el **tamaño** y el costo del equipo por utilizar. Los coeficientes de transferencia de masa también son importantes para gobernar el equipo utilizado con fines completamente diferentes, como la realización de reacciones químicas. Por ejemplo, la rapidez con que se efectúa una **reacción** química entre dos gases sobre un catalizador sólido, está frecuentemente determinada por la rapidez de transferencia de los gases hacia la superficie del catalizador y por la rapidez de transferencia de los productos para alejarse del catalizador.

En la Primera Parte, se van a tratar los coeficientes de transferencia de masa, sus relaciones con el fenómeno de difusión, el movimiento de los fluidos y con los coeficientes de transferencia **tales** como los que describen la transferencia de calor.

DIFUSIÓN MOLECULAR EN FLUIDOS

En la difusión molecular se trabaja con el movimiento de las moléculas individuales a través de una sustancia debido a su energía térmica. La teoría cinética de los gases proporciona una forma de imaginar lo que sucede; de hecho, esta teoría fue rápidamente aceptada gracias a la adecuada descripción en términos cuantitativos del fenómeno difusional.

De acuerdo con una teoría cinética simplificada, se puede imaginar que una **molécula** viaja en línea recta con una velocidad uniforme, que choca con otra molécula y que entonces su velocidad cambia tanto en magnitud como en dirección. La distancia promedio que viaja la molécula entre cada choque es su trayectoria libre promedio; su velocidad promedio depende de la temperatura. Como la molécula viaja en una trayectoria en zigzag, la distancia neta en la dirección en la cual se mueve durante cierto tiempo -rapidez de difusión-, sólo es una pequeña fracción de la longitud de su trayectoria real. Por esta razón, la rapidez de difusión es muy **pequeña**, aunque podría aumentar con un descenso de presión, que reduciría el número de choques y un incremento de temperatura, que aumentaría la velocidad molecular.

La importancia de la barrera que presenta la colisión molecular frente al movimiento difusional es profunda. Así, por ejemplo, mediante la teoría cinética se puede calcular que la rapidez de evaporación del agua a 25 °C en el vacío es aproximadamente 3.3 **kg/s m²** de la interfase del agua. Sin embargo, cuando se coloca una capa de aire estancado a 1 atm de presión y 0.1 mm de espesor sobre la interfase del agua, se reduce la rapidez por un factor de aproximadamente 600. Este mismo proceso general predomina también en el estado líquido; empero, como la concentración molecular es considerablemente mas grande, la rapidez de difusión es menor que en los gases.

El fenómeno de la difusión molecular conduce finalmente a una concentración completamente uniforme de sustancias a través de una solución que inicial-

mente pudo haber sido no uniforme. **Así**, por ejemplo, si se coloca una gota de solución de sulfato de cobre azul en un vaso con agua, el sulfato de cobre se reparte al **final** en todo el líquido. Con el tiempo, el color azul se vuelve uniforme en cualquier parte de la solución y no hay cambios subsecuentes.

Sin embargo, al principio debe distinguirse entre la difusión molecular, que es un proceso lento, y el mezclado más **rápido** que puede lograrse mediante agitación **mecánica** y por movimiento de convección del fluido. Imagínese un tanque de 1.5 m de **diámetro** en el cual se ha colocado una **solución** salina a una profundidad de 0.75 m. Supóngase que se ha colocado una capa de 0.75 m de agua pura sobre la salmuera, de tal forma que en **ningún** momento se disturbe esta última solución. Si el contenido del tanque no se perturba, la sal, por difusión molecular, **permeará** completamente el líquido, y finalmente llegará a tener la mitad de la concentración que tenía en la **salmuera** original. Pero el proceso es muy lento; puede calcularse que concentración de sal en la parte superior del líquido será del 87.5% de su valor final después de 10 **años** y del 99% de su valor final después de 28 **años**. Por otra parte, se ha demostrado que un agitador sencillo que gire en el tanque a 22 rpm alcanzará la uniformidad total en aproximadamente 60 seg ^[27]. La agitación mecánica ha producido el **rápido** movimiento de grandes masas de fluido, o remolinos, **característicos** del flujo turbulento, que acarrearán la sal consigo. Este método de **transferencia** de soluto se conoce como **difusión de remolino** o **turbulenta**, por oposición a la **difusión** molecular. Evidentemente, dentro de cada remolino, por **pequeño** que sea, la uniformidad se alcanza por difusión molecular, que es **el** último proceso. Se ve entonces **que la difusión** molecular es el mecanismo de transferencia de masa en fluidos estancados o en fluidos que se están moviendo **únicamente** mediante flujo laminar, aun cuando siempre está presente hasta en el **flujo** turbulento muy intenso.

En un sistema de dos fases que no está en el equilibrio -por ejemplo, en una capa de amoníaco y **aire** como solución gaseosa en contacto con una capa de agua líquida-, **también** sucede una alteración espontánea mediante difusión molecular, que conduce finalmente a todo el sistema a un estado de equilibrio en donde la **alteración** se detiene. Al final, se puede observar que la concentración de cualquiera de los componentes es la misma a través de toda una fase, aunque no es necesariamente la misma en las dos fases. Por tanto, la **concentración** de amoníaco será uniforme a través de todo el líquido y uniforme, con un valor diferente, en todo el gas. Por otra parte, el potencial químico del amoníaco (o su actividad, si se utiliza el mismo estado de referencia), depende en forma diferente de la **concentración en las dos** fases y será uniforme en cualquier parte del sistema en el **equilibrio**; esta uniformidad es la que ha detenido el proceso difusivo. En conclusión, la fuerza motriz real para la difusión es la actividad o **potencial** químico y no la concentración. En sistemas de varias fases, generalmente se trata con procesos de difusión en cada una de las fases por separado y dentro de una fase generalmente son descritos en función de lo que se observa **más** fácilmente, esto es, de los cambios de concentración.

Difusión molecular

Ya se dijo que si una solución es completamente uniforme con respecto a la concentración de sus componentes, no ocurre ninguna alteración; en cambio, si no es uniforme, la solución alcanzará **espontáneamente** la uniformidad por difusión, ya que las sustancias se moverán de un punto de **concentración** elevada a otro de baja concentración. La rapidez con la cual un soluto se mueve en cualquier punto y en cualquier dirección dependerá, por tanto, del gradiente de concentración en ese punto y esa dirección. Para describir cuantitativamente este proceso, se necesita una medida apropiada de la rapidez de transferencia.

La rapidez de transferencia puede describirse adecuadamente en función del flujo molar, o **moles/(tiempo)(área)**, ya que el *ke* se mide en una dirección normal a la difusión. Sin embargo, aunque una solución no uniforme sólo contenga dos componentes, éstos **deberán** difundirse, si se quiere alcanzar la uniformidad. Surge entonces la necesidad de utilizar dos **fluxes** para describir el movimiento de un componente: *N*, el **flux** † relacionado con un lugar fijo en el espacio, y *J*, el flux de un compuesto con **relación** a la velocidad molar promedio de todos los componentes. El primero es importante al aplicarse al **diseño** de equipo; el segundo es característico de la naturaleza del componente. Por ejemplo, un pescador estaría más interesado en la rapidez con la cual nada un pez en contra de la corriente para alcanzar el anzuelo (**análogo** a *N*); la velocidad del pez con relación a la del arroyo (**análogo** a *J*) es **característica** de la **habilidad natatoria** del pez.

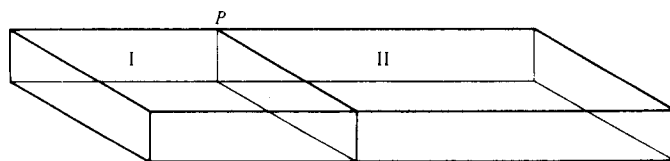
Así, la **difusividad**, o **coeficiente de difusión**, D_{AB} de un componente A en solución en B, que es una medida de la movilidad de **difusión**, se define como la relación de su flux J_A y su gradiente de concentración

$$J_A = -D_{AB} \frac{\partial c_A}{\partial z} = -cD_{AB} \frac{\partial x_A}{\partial z} \quad (2.1)$$

que es la primera ley de Fick, en este caso para la dirección *z*. El signo negativo hace hincapié que la difusión ocurre en el sentido del decremento en concentración. La difusividad es una característica de un componente y de su entorno (temperatura, presión, concentración -ya sea en solución líquida, gaseosa o **sólida**— y la naturaleza de los otros componentes).

Considérese la caja de la figura 2.1, que esta separada en dos partes mediante la partición *P*. En la **sección** I se coloca 1 kg de agua (A) y en la sección II 1 kg de etanol (B) (las densidades de los **líquidos** son diferentes y la partición esta colocada de tal forma que la profundidad de los **líquidos** en cada sección sea la misma.

† *N. del E.* Aun cuando en otras ramas de **Ingeniería** —p. e. Electricidad— se ha traducido como “flujo” el término *flux* (del latín *fluxus*), en este caso hemos considerado conveniente conservar este anglicismo, con el fin de evitar confusiones con la **traducción** de la palabra “flow”, tan frecuente en Ingeniería Química. *Flux* indica el flujo de una cantidad por unidad de Brea; por ejemplo, flux molar [mol/(tiempo)(área)].



	I			II	
	kg	kmol		kg	kmol
<u>Inicialmente:</u>					
H ₂ O	100	5.55	EtOH	100	2.17
<u>Finalmente:</u>					
H ₂ O:	44.08	2.45		55.92	3.10
EtOH	<u>44.08</u>	0.96		<u>55.92</u>	<u>1.21</u>
Total:	88.16	3.41	Total:	111.84	4.31

Figura 2.1 Difusión en una **solución** binaria

Imagínese que se elimina cuidadosamente la **partición**, permitiendo que suceda la difusión de los líquidos. Cuando se detenga la difusión, la concentración será uniforme: en toda la caja habrá 50% de masa de cada componente.

Se indican en la figura las masas y moles de cada componente en las dos regiones.

Es claro que aunque el agua se difundió hacia la derecha y el etanol hacia la izquierda, hubo un movimiento neto de masa hacia la derecha, de tal forma que si la caja se hubiese equilibrado inicialmente sobre el filo de un cuchillo, al final del proceso se hubiese inclinado hacia la derecha. Si se toma como positiva esa dirección hacia la derecha, entonces el flux N_A de A con relación a la posición fija P sería positivo y el flux N_B de B sería negativo. Por condición del estado estacionario, el flux neto es:

$$N_A + N_B = N \quad (2.2)$$

El movimiento de **A** está formado por dos partes: la resultante del movimiento total N_y la fracción x_A de N , que es A y la resultante de la difusión J_A :

$$N_A = N x_A + J_A \quad (2.3)$$

$$N_A = (N_A + N_B) \frac{c_A}{c} - D_{AB} \frac{\partial c_A}{\partial z} \quad (2.4)$$

El homólogo de la ecuación (2.4) para B es

$$N_B = (N_A + N_B) \frac{c_B}{c} - D_{BA} \frac{\partial c_B}{\partial z} \quad (2.5)$$

Sumando estos resultados se tiene

$$- D_{AB} \frac{\partial c_A}{\partial z} = D_{BA} \frac{\partial c_B}{\partial z} \quad (2.6)$$

O $J_A = -J_B$. Sic, + $c_B = \text{const}$, se tiene que $D_{AB} = D_{BA}$ en la concentración y temperatura predominantes.

En todo lo anterior se ha considerado la difusión en un solo sentido; no obstante, para gradientes de concentración generales y **fluxes** difusionales, deben considerarse todos los sentidos; por ello, existen los homólogos de las ecuaciones (2.1) a (2.6) en los tres sentidos en el sistema de coordenadas cartesianas. En algunos sólidos, la difusividad D_{AB} también puede ser sensible a la dirección, aun cuando no lo es en fluidos, los cuales son soluciones verdaderas.

La ecuación de continuidad

Considérese el elemento de volumen del fluido en la figura 2.2, en donde un fluido está fluyendo a través del elemento. Se necesita un balance de materia para un componente del **fluido** aplicable a un volumen diferencial del fluido de este tipo.

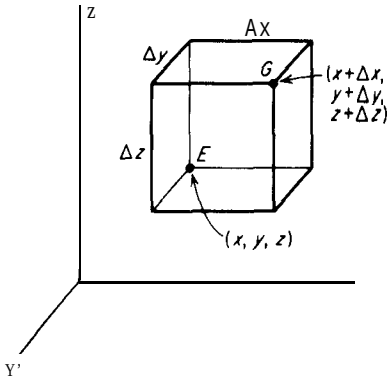


Figura 2.2 Volumen elemental de fluido.

La rapidez de masa de flujo del componente A en las tres caras con un **vértice** común en E es

$$M_A [(N_{A,x})_x \Delta y \Delta z + (N_{A,y})_y \Delta x \Delta z + (N_{A,z})_z \Delta x \Delta y]$$

en donde $N_{A,x}$ significa el flux en la dirección x, y donde $(N_{A,x})_x$ es su valor en la posición x. En la misma forma, el flujo de masa fuera de las tres caras con un **vértice común** en G es

$$M_A [(N_{A,x})_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z + (N_{A,y})_{y+\Delta y} \Delta x \Delta z + (N_{A,z})_{z+\Delta z} \Delta x \Delta y]$$

El componente total A en el elemento es $A_x A_y \Delta z \rho_A$ y por lo tanto su rapidez de acumulación es $\Delta x A_y A_z \frac{\partial \rho_A}{\partial \theta}$. Si, además, A se genera mediante una **reacción química** con la rapidez R_A **moles/(tiempo)(volumen)**, su rapidez de producción es $M_A R_A A_x A_y \Delta z$, **masa/tiempo**. Puesto que en general,

Rapidez de salida — rapidez de entrada + rapidez de acumulación = rapidez de generación

entonces

$$M_A \left\{ [(N_{A,x})_{x+\Delta x} - (N_{A,x})_x] \Delta y \Delta z + [(N_{A,y})_{y+\Delta y} - (N_{A,y})_y] \Delta x \Delta z + [(N_{A,z})_{z+\Delta z} - (N_{A,z})_z] \Delta x \Delta y \right\} + \Delta x \Delta y \Delta z \frac{\partial \rho_A}{\partial \theta} = M_A R_A A_x A_y \Delta z \quad (2.7)$$

Dividiendo entre $A_x A_y \Delta z$ y encontrando el límite cuando las tres distancias se vuelven cero

$$M_A \left(\frac{\partial N_{A,x}}{\partial x} + \frac{\partial N_{A,y}}{\partial y} + \frac{\partial N_{A,z}}{\partial z} \right) + \frac{\partial \rho_A}{\partial \theta} = M_A R_A \quad (2.8)$$

En la misma forma, para el componente B

$$M_B \left(\frac{\partial N_{B,x}}{\partial x} + \frac{\partial N_{B,y}}{\partial y} + \frac{\partial N_{B,z}}{\partial z} \right) + \frac{\partial \rho_B}{\partial \theta} = M_B R_B \quad (2.9)$$

El balance total de materia se obtiene sumando los de A y B

$$\frac{\partial (M_A N_A + M_B N_B)_x}{\partial x} + \frac{\partial (M_A N_A + M_B N_B)_y}{\partial y} + \frac{\partial (M_A N_A + M_B N_B)_z}{\partial z} + \frac{\partial \rho}{\partial \theta} = 0 \quad (2.10)$$

en donde $\rho = \rho_A + \rho_B$ = la densidad de la **solución**, puesto que la rapidez de masa para la producción de A y B debe ser igual a cero.

Ahora bien, el homólogo de la **ecuación (2.3)** en función de las masas y en el sentido x es

$$M_A N_{A,x} = u_x \rho_A + M_A J_{A,x} \quad (2.11)$$

en donde u_x es la velocidad promedio de masa, tal que

$$\rho u_x = u_{A,x} \rho_A + u_{B,x} \rho_B = M_A N_{A,x} + M_B N_{B,x} \quad (2.12)$$

Por lo tanto,

$$\frac{\partial (M_A N_A + M_B N_B)_x}{\partial x} = \rho \frac{\partial u_x}{\partial x} + u_x \frac{\partial \rho}{\partial x}$$

Y la ecuación (2.10) se transforma en

$$\rho \left(\frac{\partial u_x}{\partial x} + \frac{\partial u_y}{\partial y} + \frac{\partial u_z}{\partial z} \right) + u_x \frac{\partial \rho}{\partial x} + u_y \frac{\partial \rho}{\partial y} + u_z \frac{\partial \rho}{\partial z} + \frac{\partial \rho}{\partial \theta} = 0 \quad (2.13)$$

que es la **ecuación de continuidad** o un balance de masa, para la sustancia total. Si la densidad de la **solución** es una constante, se transforma en

$$\frac{\partial u_x}{\partial x} + \frac{\partial u_y}{\partial y} + \frac{\partial u_z}{\partial z} = 0 \quad (2.14)$$

Regresando al balance para el componente A, de la **ecuación (2.11)** se tiene que

$$M_A \frac{\partial N_{A,x}}{\partial x} = u_x \frac{\partial \rho_A}{\partial x} + \rho_A \frac{\partial u_x}{\partial x} + M_A \frac{\partial J_{A,x}}{\partial x} = u_x \frac{\partial \rho_A}{\partial x} + \rho_A \frac{\partial u_x}{\partial x} - M_A D_{AB} \frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} \quad (2.15)$$

La **ecuación** (2.8) se convierte en

$$u_x \frac{\partial \rho_A}{\partial x} + u_y \frac{\partial \rho_A}{\partial y} + u_z \frac{\partial \rho_A}{\partial z} + \rho_A \left(\frac{\partial u_x}{\partial x} + \frac{\partial u_y}{\partial y} + \frac{\partial u_z}{\partial z} \right) - M_A D_{AB} \left(\frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \right) + \frac{\partial \rho_A}{\partial \theta} = M_A R_A \quad (2.16)$$

que es la **ecuación** de continuidad para la sustancia A. Para una solución de densidad constante, puede aplicarse la **ecuación** (2.14) a los **términos** que multiplican ρ_A . Dividiendo entre M_A , se tiene

$$u_x \frac{\partial c_A}{\partial x} + u_y \frac{\partial c_A}{\partial y} + u_z \frac{\partial c_A}{\partial z} + \frac{\partial c_A}{\partial \theta} = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \right) + R_A \quad (2.17)$$

En el **caso** especial en que la velocidad es igual a cero y no hay reacción **química**, se reduce a la segunda ley de Fick

$$\frac{\partial c_A}{\partial \theta} = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \right) \quad (2.18)$$

Ésta se puede aplicar con frecuencia a la **difusión en sólidos y**, en ciertos casos, a la difusión en fluidos.

En forma semejante, es posible derivar las ecuaciones para un balance diferencial de energía. Para un fluido de densidad constante, el resultado es

$$u_x \frac{\partial t}{\partial x} + u_y \frac{\partial t}{\partial y} + u_z \frac{\partial t}{\partial z} + \frac{\partial t}{\partial \theta} = \alpha \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \frac{Q}{\rho C_p} \quad (2.19)$$

en donde $\alpha = k/\rho C_p$ y Q es la rapidez de generación de calor dentro del fluido por unidad de volumen debido a una reacción química. El significado de las similitudes entre las ecuaciones (2.17) y (2.19) se explicaran en el capítulo 3.

DIFUSIÓN MOLECULAR EN ESTADO ESTACIONARIO EN FLUIDOS SIN MOVIMIENTO Y EN FLUJO LAMINAR

Si la ecuación (2.4) se aplica al caso de la difusión en el sentido z únicamente, con N_A y N_B constantes (estado estacionario), las variables se separan **fácilmente** y si D_{AB} es constante, se puede integrar

$$\int_{c_{A1}}^{c_{A2}} \frac{-dc}{N_A c - c_A (N_A + N_B)} = \frac{1}{c D_{AB}} \int_{z_1}^{z_2} dz \quad (2.20)$$

en donde el 1 indica el principio de la trayectoria de **difusión** (c_A elevado) y el 2 el final de la trayectoria de difusión (c_A bajo). Sea $z_2 - z_1 = z$

$$\frac{1}{N_A + N_B} \ln \frac{N_A c - c_{A2} (N_A + N_B)}{N_A c - c_{A1} (N_A + N_B)} = \frac{z}{c D_{AB}} \quad (2.21)$$

$$\sigma \quad N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \frac{D_{AB} c}{z} \ln \frac{N_A / (N_A + N_B) - c_{A2} / c}{N_A / (N_A + N_B) - c_{A1} / c} \quad (2.22)$$

También es posible integrar en condiciones de estado estacionario, donde el flux N_A no es constante. Considérese, por ejemplo, la **difusión** radial de la superficie de una esfera sólida a un fluido. Puede aplicarse la **ecuación (2.20)**, pero el flux es una **función** de la distancia debido a la geometría. Sin embargo, la mayoría de los problemas **prácticos** que tratan con este tipo de temas **están** relacionados con la difusión en condiciones de turbulencia; **además**, los coeficientes de transferencia que se utilizan **están** basados en el flux expresado en función de un Brea escogida arbitrariamente, como por ejemplo, la superficie de la esfera. Estos temas se van a tratar en el capítulo 3.

Difusión molecular en gases

Cuando se puede aplicar la ley de los gases ideales, la ecuación (2.21) puede escribirse de manera más adecuada para su uso con gases. Entonces

$$\frac{c_A}{c} = \frac{\bar{p}_A}{p_t} = y_A \quad (2.23)$$

en donde $\bar{p}_A$ = presión parcial del componente A

p_t = presión total

y_A = concentración en fracción **molar**[†]

Además
$$c = \frac{n}{V} = \frac{p_t}{RT} \quad (2.24)$$

de tal forma que la ecuación (2.22) se convierte en

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \frac{D_{AB} p_t}{RTz} \ln \frac{[N_A / (N_A + N_B)] p_t - \bar{p}_{A2}}{[N_A / (N_A + N_B)] p_t - \bar{p}_{A1}} \quad (2.25)$$

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \frac{D_{AB} p_t}{RTz} \ln \frac{N_A / (N_A + N_B) - y_{A2}}{N_A / (N_A + N_B) - y_{A1}} \quad (2.26)$$

Para utilizar estas ecuaciones, debe conocerse la relación entre N_A y N_B . Ésta generalmente se fija por otros motivos. Por ejemplo, si se va a fraccionar metano sobre un catalizador,



en circunstancias **tales** que el CH_4 (A) se difunda hacia la superficie de fraccionamiento y el H_2 (B) se difunda al seno del fluido, entonces la estequiometría de la reacción fija la relación $N_B = -2N_A$, y

$$\frac{N_A}{N_A + N_B} = \frac{N_A}{N_A - 2N_A} = -1$$

[†] El subíndice del componente, A, en y_A diferencia la fracción mol de; esto es, la distancia en la dirección y .

En otras ocasiones, en ausencia de reacción química, la relación puede fijarse por razones de entalpía. En el caso de las operaciones puramente separacionales, se presentan con frecuencia dos casos.

Difusión en estado estacionario de A a través del no difundente B Esto puede suceder, por ejemplo, si se fuera a absorber amoníaco (A) del aire (B) en agua. Puesto que el aire no se disuelve apreciablemente en agua y si no se toma en cuenta la evaporación del agua, en la fase gaseosa sólo se difunde el amoníaco. Entonces, $N_B = 0$, $N_A = \text{const.}$,

$$\frac{N_A}{N_A + N_B} = 1$$

y la ecuación (2.25) se transforma en

$$N_A = \frac{D_{AB} p_t}{RTz} \ln \frac{p_t - \bar{p}_{A2}}{p_t - \bar{p}_{A1}} \quad (2.27)$$

Puesto que $p_t - \bar{p}_{A2} = \bar{p}_{B2}$, $p_t - \bar{p}_{A1} = \bar{p}_{B1}$, $\bar{p}_{B2} - \bar{p}_{B1} = \bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}$, entonces

$$N_A = \frac{D_{AB} p_t}{RTz} \frac{\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}}{\bar{p}_{B2} - \bar{p}_{B1}} \ln \frac{\bar{p}_{B2}}{\bar{p}_{B1}} \quad (2.28)$$

Sea
$$\frac{\bar{p}_{B2} - \bar{p}_{B1}}{\ln(\bar{p}_{B2}/\bar{p}_{B1})} = \bar{p}_{B,M} \quad (2.29)$$

entonces
$$N_A = \frac{D_{AB} p_t}{RTz \bar{p}_{B,M}} (\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}) \quad (2.30)$$

Esta ecuación se muestra gráficamente en la figura 2.3. La sustancia A se difunde debido a su gradiente de concentración, $-d\bar{p}_A/dz$. La sustancia B también se di-

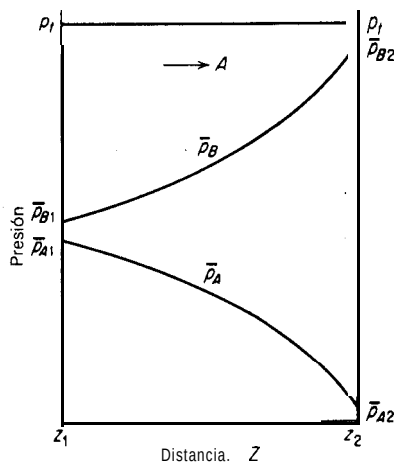


Figura 2.3 Difusión de A a través de B, estancado.

funde con relación a la velocidad molar promedio con un flux J_B que depende de $-d\bar{p}_B/dz$, pero al igual que un pez que nada a contracorriente a la misma velocidad que el agua que fluye con la corriente, $N_A = 0$ relativo a un lugar fijo en el espacio.

Contradifusión equimolar en estado estacionario Esta es una situación que se presenta con frecuencia en las operaciones de destilación. $N_A = -N_B = \text{const.}$ La ecuación (2.25) no está determinada, pero puede volverse a la ecuación (2.4), que para gases se transforma en

$$N_A = (N_A + N_B) \frac{\bar{p}_A}{p_t} - \frac{D_{AB}}{RT} \frac{d\bar{p}_A}{dz} \quad (2.31)$$

0 para este caso

$$N_A = - \frac{D_{AB}}{RT} \frac{d\bar{p}_A}{dz} \quad (2.32)$$

$$\int_{z_1}^{z_2} dz = - \frac{D_{AB}}{RTN_A} \int_{\bar{p}_{A1}}^{\bar{p}_{A2}} d\bar{p}_A \quad (2.33)$$

$$N_A = \frac{D_{AB}}{RTz} (\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}) \quad (2.34)$$

Esto se muestra en forma gráfica en la figura 2.4.

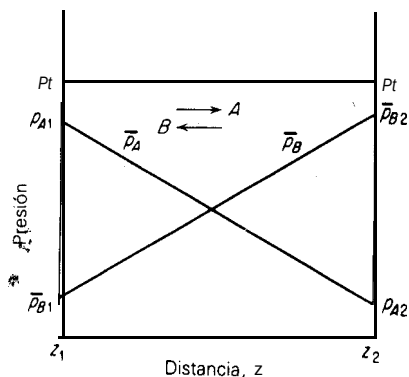


Figura 2.4 Contradifusión equimolar.

Difusión en estado estacionario en mezclas de multicomponentes Las expresiones para la difusión en sistemas de multicomponentes se vuelven muy complicadas, pero con frecuencia se pueden manejar utilizando una difusividad **efectiva** en la ecuación (2.29), en donde la difusividad efectiva de un componente puede obtenerse a partir de sus difusividades binarias con cada uno de los otros compo-

nentes^[1]. Así, en la ecuación (2.29), $N_A + N_B$ se puede reemplazar por $\sum_{i=A}^n N_i$, en donde N_i es positivo si la difusión es en la misma dirección que A y negativo si es en la **dirección** opuesta; D_{AB} puede reemplazarse por la $D_{A,m}$ efectiva

$$D_{A,m} = \frac{N_A - y_A \sum_{i=A}^n N_i}{\sum_{i=A}^n \frac{1}{D_{A,i}} (y_i N_A - y_A N_i)} \quad (2.35)$$

Los $D_{A,i}$ son las difusividades binarias. Esto indica que $D_{A,m}$ puede variar considerablemente de uno de los lados de la trayectoria de **difusión** al otro; empero, generalmente se puede suponer una variación lineal con la distancia, para realizar **cálculos prácticos**^[2]. Una situación bastante común es que todas las N excepto N_A sean cero, es decir, cuando **todos los componentes**, excepto uno, estén estancados', Entonces, la ecuación (2.35) **se transforma**^[23]

$$D_{A,m} = \frac{1 - y_A}{\sum_{i=B}^n \frac{y_i}{D_{A,i}}} = \frac{1}{\sum_{i=B}^n \frac{y'_i}{D_{A,i}}} \quad (2.36)$$

en donde y'_i es la fracción mol del componente i , libre de A. Se han considerado las limitaciones de la **ecuación** (2.35) y algunas sugerencias para tratar con ellas^[21].

Ejemplo 2.1 Se está difundiendo oxígeno (A) a través de monóxido de carbono (B) en condiciones de estado estacionario, con el **monóxido** de carbono sin difundirse. La presión total es $1(10^{-5})$ N/m², y la temperatura es 0°C. La presión parcial de oxígeno en dos planos separados por 2.0 mm es, respectivamente, 13 000 y 6 500 N/m². La difusividad para la mezcla es $1.87(10^{-5})$, m²/s. Calcular la rapidez de **difusión** del oxígeno en **kmol/s** a través de **cada** metro cuadrado de los dos planos.

SOLUCIÓN Se aplica la ecuación (2.30). $D_{AB} = 1.87(10^{-5})$ m²/s, $p_i = 10^5$ N/m², $z = 0.002$ m, $R = 8\,314$ N · m/kmol · K, $T = 273$ K, $\bar{p}_{A,i} = 13(10^3)$, $\bar{p}_{B,i} = 10^5 - 13(10^3) = 87(10^3)$, $\bar{p}_{A2} = 6\,500$, $\bar{p}_{B2} = 10^5 - 6\,500 = 93.5(10^3)$, todas en N/m².

$$\bar{p}_{B,M} = \frac{\bar{p}_{B1} - \bar{p}_{B2}}{\ln(\bar{p}_{B1}/\bar{p}_{B2})} = \frac{(87 - 93.5)(10^3)}{\ln(87/93.5)} = 90\,200 \text{ N/m}^2$$

$$N_A = \frac{D_{AB} p_i}{RT z \bar{p}_{B,M}} (\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}) = \frac{(1.87 \times 10^{-5})(10^5)(13 - 6.5)(10^3)}{8314(273)(0.002)(90.2 \times 10^3)}$$

$$= 2.97 \times 10^{-5} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \quad \text{Respuesta.}$$

Ejemplo 2.2 Volver a calcular la rapidez de **difusión** del oxígeno (A) en el ejemplo 2.1, suponiendo que el gas que no se está difundiendo es una mezcla de metano (B) e hidrógeno (C) en la

relación en volumen 2:1. Se ha calculado que las difusividades son $D_{O_2-H_2} = 6.99(10^{-5})$, $D_{O_2-CH_4} = 1.86(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$.

SOLUCIÓN Para este caso la ecuación (2.25) se convierte en la ecuación (2.30), $p_i = 10^5 \text{ N/m}^2$, $T = 273 \text{ K}$, $\bar{p}_{A1} = 13(10^3)$, $\bar{p}_{A2} = 6\,500$, $\bar{p}_{iM} = 90.2(10^3)$, todas en N/m^2 ; $z = 0.002 \text{ m}$, $R = 8\,314 \text{ N} \cdot \text{m/kmol} \cdot \text{K}$ como en el ejemplo 2.1. En la ecuación (2.36), $y_B' = 2/(2+1) = 0.667$, $y_C' = 1 - 0.667 = 0.333$, en donde

$$D_{A,m} = \frac{1}{y_B'/D_{AB} + y_C'/D_{A,C}} = \frac{1}{0.667/(1.86 \times 10^{-5}) + 0.333/(6.99 \times 10^{-5})}$$

$$= 2.46 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

Por lo tanto, la ecuación (2.30) se transforma en

$$N_A = \frac{(2.46 \times 10^{-5})(13\,000 - 6\,500)}{8\,314(273)(0.002)(90\,200)} = 3.91 \times 10^{-5} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \text{ Respuesta.}$$

Difusividad de gases

La difusividad, o coeficiente de difusión, D , es una propiedad del sistema que depende de la temperatura, presión y de la naturaleza de los componentes. Una teoría cinética avanzada [12] predice que en mezclas binarias será pequeño el efecto debido a la composición. Sus dimensiones pueden establecerse a partir de su definición, ecuación (2.1), y éstas son **longitud²/tiempo**. La mayoría de los valores que aparecen en la bibliografía sobre D están expresados en **cm²/s**; las dimensiones en el SI son **m²/s**.

Los factores de conversión se listan en la tabla 2.1; se puede encontrar una lista más completa en *The Chemical Engineers' Handbook* [18]. Para un estudio completo, véase la ref. 17.

Las expresiones para calcular D cuando no se cuenta con datos experimentales, están basadas en la teoría cinética de los gases. Se recomienda la modificación de Wilke-Lee del método de Hirschfelder-Bird-Spotz para mezclas de gases no polares o de un gas polar con un no polar †

$$D_{AB} = \frac{10^{-4} \left(1.084 - 0.249 \sqrt{1/M_A + 1/M_B} \right) T^{3/2} \sqrt{1/M_A + 1/M_B}}{p_i (r_{AB})^2 f(kT/\varepsilon_{AB})} \quad (2.37)$$

en donde D_{AB} = difusividad, m^2/s
 T = temperatura absoluta, K

† Deben utilizarse las unidades listadas en la ecuación (2.37). Para D_{AB} , p_i y T en unidades de ft, h, lb_m, R y todas las demás cantidades como se listan anteriormente, multiplíquese el lado derecho de la ecuación (2.37) por 334.7.

Tabla 2.1 Difusividad de gases a presión atmosférica estándar, 101.3 kN/m²

Sistema	Temp, °C	Difusividad, m ² /s x 10 ⁵	Ref.
H ₂ —CH ₄	0	6.25†	3
O ₂ —N ₂	0	1.81	3
c o - o *	0	1.85	3
CO ₂ —O ₂	0	1.39	3
Aire-NH ₃	0	1.98	26
Aire—H ₂ O	25.9	2.58	7
	59.0	3.05	1
Aire-etanol	0	1.02	14
Aire-n-butano1	25.9	0.87	7
	59.0	1.04	7
Aire-acetato de etilo	25.9	0.87	7
	59.0	1.06	7
Aire-anilina	25.9	0.74	7
	59.0	0.90	7
Aire-clorobenceno	25.9	0.74	7
	59.0	0.90	7
Aire-tolueno	25.9	0.86	7
	59.0	0.92	7

† Por ejemplo, $D_{\text{H}_2-\text{CH}_4} = 6.25 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$.

M_A, M_B = peso molecular de A y B, respectivamente, kg/kmol

p_i = presión absoluta, N/m²

r_{AB} = separación molecular durante el choque, nm = $(r_A + r_B)/2$

ϵ_{AB} = energía de la atracción molecular = $\sqrt{\epsilon_A \epsilon_B}$

k = constante de Boltzmann

$f(kT/\epsilon_{AB})$ = función de choque dada por la figura 2.5

Los valores de r y ϵ , como los listados en la tabla 2.2, pueden calcularse a partir de otras propiedades de los gases, como la viscosidad. Si es necesario, pueden calcularse empíricamente para cada componente^[25]

$$r = 1.18v^{1/3} \quad (2.38)$$

$$\frac{\epsilon}{k} = 1.21 T_b \quad (2.39)$$

en donde v = volumen molar del líquido en el punto de ebullición normal, m³/kmol (calculado de la tabla 2.3), y T_b = punto de ebullición normal, K. Al utilizar la tabla 2.3, se suman las diferentes contribuciones de los átomos componentes. Así, para el tolueno, C₇H₈, $v = 7(0.0148) + 8(0.0037) = 0.015 = 0.1182$.

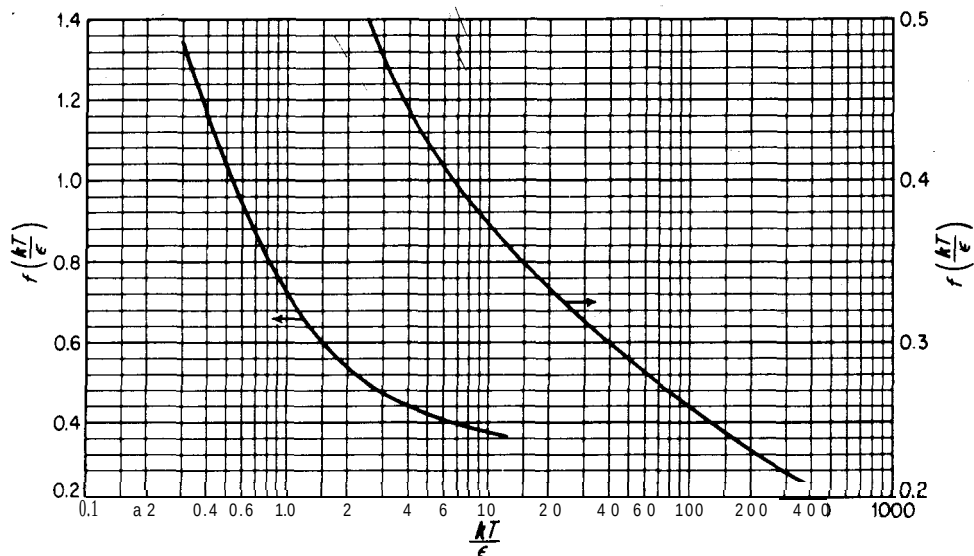


Figura 2.5 Función de choque para la difusión.

La difusión a través del aire, cuando los componentes del aire permanecen en proporciones fijas, se maneja como si el aire fuese una única sustancia.

Ejemplo 2.3 Calcular la difusividad del vapor de etanol, C_2H_5OH (A), a través del aire a 1 atm de presión, $0^\circ C$.

Tabla 2.2 Constantes de fuerza de gases determinadas a partir de datos de viscosidad

Gas	$\epsilon/k, K$	r, nm	Gas	$\epsilon/k, K$	r, nm
Aire	78.6	0.3711	HCl	344.7	0.3339
CCl_4	322.7	0.5947	He	10.22	0.255 1
CH_3OH	481.8	0.3626	H_2	59.7	0.2827
CH_4	148.6	0.3758	H_2O	809.1	0.2641
CO	91.7	0.3690	H_2S	301.1	0.3623
CO_2	195.2	0.3941	NH_3	558.3	0.2900
CS_2	467	0.4483	NO	116.7	0.3492
C_2H_6	215.7	0.4443	N_2	71.4	0.3798
C_3H_8	237.1	0.5118	N_2O	232.4	0.3828
C_6H_6	412.3	0.5349	O_2	106.7	0.3467
Cl_2	316	0.4217	SO_2	335.4	0.4112

† Tomado de: R.A. Svehla; *NASA Tech. Rept.* R-132, Lewis Research Center, Cleveland, Ohio, 1962.

Tabla 2.3 Volúmenes atómicos y moleculares

Volumen atómico, $\text{m}^3/1000 \text{ átomos} \times 10^3$	Volumen molecular, $\text{m}^3/\text{kmol} \times 10^3$	Volumen atómico, $\text{m}^3/1000 \text{ átomos} \times 10^3$	Volumen molecular, $\text{m}^3/\text{kmol} \times 10^3$
Carbón	14.8	H_2	14.3
Hidrógeno	3.1	4	25.6
Cloro	24.6	N_2	31.2
Bromo	27.0	Aire	29.9
Iodo	37.0	c o	30.7
Azúfre	25.6	CO_2	34.0
Nitrógeno	15.6	SO_2	44.8
Nitrógeno en aminas primarias	10.5	NO	23.6
Nitrógeno en aminas secundarias	12.0	N_2O	36.4
		Oxígeno	1.4
		Oxígeno en ésteres metílicos	9.1
		Oxígeno es ésteres superiores	11.0
		Oxígeno en ácidos	12.0
		Oxígeno en ésteres metílicos	9.9
		Oxígeno en ésteres superiores	11.0
		Anillo bencílico: restar	15
		Anillo naftalénico: restar	30
		NH_3	25.8
		H_2O	18.9
		H_2S	32.9
		COS	51.5
		Cl_2	48.4
		Br_2	53.2
		I_2	71.5

SOLUCIÓN $T = 273 \text{ K}$, $p_i = 101.3 \text{ kN/m}^2$, $M_A = 46.07$, $M_B = 29$. De la tabla 2.2, para aire se tiene, $\varepsilon_B/k = 78.6$, $r_B = 0.3711 \text{ nm}$. Los valores para el etanol pueden calcularse mediante las ecuaciones (2.38) y (2.39). De la tabla 2.3, $v_A = 2(0.0148) + 6(0.0037) + 0.0074 = 0.0592$, mientras que $r_A = 1.18(0.0592)^{1/2} = 0.46 \text{ nm}$. El punto de ebullición normal es $T_{b,A} = 351.4 \text{ K}$ y $\varepsilon_A/k = 1.21(351.4) = 425$.

$$r_{AB} = \frac{0.46 + 0.3711}{2} = 0.416 \quad \frac{\varepsilon_{AB}}{k} = \sqrt{425(78.6)} = 170.7$$

$$\frac{kT}{\varepsilon_{AB}} = \frac{273}{170.7} = 1.599$$

Figura 2.5

$$f\left(\frac{kT}{\varepsilon_{AB}}\right) = 0.595 \quad \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} = 0.237$$

Ecuación (2.37)

$$D_{AB} = \frac{10^{-4}[1.084 - 0.249(0.237)](273^{3/2})(0.237)}{(101.3 \times 10^3)(0.416)^2(0.595)}$$

$$= 1.05 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

El valor observado (tabla 2.1) es $1.02(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$.

La ecuación (2.37) muestra que D varía como $T^{3/2}$ (aun cuando se puede obtener una variación más correcta de la temperatura considerando también la función de choque de la figura 2.5) e inversamente con la presión, lo que sirve para presiones mayores de 1500 kN/m^2 (15 atm)^[19].

El coeficiente de autodifusión, o D , para un gas que se está difundiendo a través de sí mismo, sólo puede determinarse experimentalmente mediante técnicas muy especiales que requieren, por ejemplo, de marcadores radiactivos. Puede ser calculado mediante la ecuación (2.37), haciendo $A = B$.

Difusión molecular en líquidos

Si se quiere integrar la ecuación (2.4) para escribirla en la forma de la ecuación (2.22), debe suponerse que D_{AB} y c son constantes. Esto es adecuado para mezclas gaseosas binarias, pero no lo es en el caso de líquidos, ya que pueden variar considerablemente con la concentración. No obstante, en vista del escaso conocimiento de las D , se acostumbra utilizar la ecuación (2.22), junto con una c promedio y el mejor promedio que se tenga de D_{AB} . La ecuación (2.22) también se escribe convenientemente como †

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \frac{D_{AB}}{z} \left(\frac{\rho}{M} \right)_{av} \ln \frac{N_A / (N_A + N_B) - x_{A2}}{N_A / (N_A + N_B) - x_{A1}} \quad (2.40)$$

en donde ρ y M son la densidad de la **solución** y el peso molecular, respectivamente. Como en el caso de los gases, debe establecerse el valor de $N_A / (N_A + N_B)$ para las circunstancias prevalecientes. Para los casos que aparecen más frecuentemente, se tiene, como para los gases:

1. **Difusión en estado estacionario de A a través del no difundente B.** $N_A = \text{const}$, $N_B = 0$, y

$$N_A = \frac{D_{AB}}{zx_{BM}} \left(\frac{\rho}{M} \right)_{av} (x_{A1} - x_{A2}) \quad (2.41)$$

$$\text{en donde} \quad x_{BM} = \frac{x_{B2} - x_{B1}}{\ln(x_{B2}/x_{B1})} \quad (2.42)$$

2. **Contradifusión equimolal en estado estacionario.** $N_A = -N_B = \text{const}$.

$$N_A = \frac{D_{AB}}{z} (c_{A1} - c_{A2}) = \frac{D_{AB}}{z} \left(\frac{\rho}{M} \right)_{av} (x_{A1} - x_{A2}) \quad (2.43)$$

Ejemplo 2.4 Calcular la rapidez de difusión del ácido acético (A) a través de una película de agua, no difusiva, de 1 mm de espesor a 17 °C, cuando las concentraciones en los lados opuestos de la película son, respectivamente, 9 y 3% en peso de ácido. La difusividad del ácido acético en la solución es $0.95(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$.

SOLUCIÓN Se aplica la ecuación (2.41). $z = 0.001 \text{ m}$, $M_A = 60.03$, $M_B = 18.02$. A 17 °C, la densidad de la **solución** al 9% es 1.012 kg/m^3 . Por lo tanto

$$x_{A1} = \frac{0.09/60.03}{0.09/60.03 + 0.91/18.02} = \frac{0.0015}{0.0520} = 0.0288 \text{ fracción mol de ácido acético}$$

† El subíndice del componente en x_A indica la **fracción mol A**, para distinguirlo de z que significa la distancia en la dirección x .

$$x_{B1} = 1 - 0.0288 = 0.9712 \text{ fracción mol de agua}$$

$$M = \frac{1}{0.0520} = 19.21 \text{ kg/kmol} \quad \frac{\rho}{M} = \frac{1012}{19.21} = 52.7 \text{ kmol/m}^3$$

En la misma forma, la densidad de la solución al 3% es 1 003.2 kg/m³, $x_{A2} = 0.0092$, $x_{B2} = 0.9908$, $M = 18.40$ y $\rho/M = 54.5$.

$$\left(\frac{\rho}{M}\right)_{av} = \frac{52.1 + 54.5}{2} = 53.6 \text{ kmol/m}^3 \quad x_{BM} = \frac{0.9908 - 0.9712}{\ln(0.9908/0.9712)} = 0.980$$

Ecuación (2.41):

$$N_A = \frac{0.95 \times 10^{-9}}{0.001(0.980)} 53.6(0.0288 - 0.0092) = 1.018 \times 10^{-6} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \quad \text{Respuesta.}$$

Difusividad de líquidos

Las dimensiones para la difusividad en líquidos son las mismas que para la **difusividad** de gases; **longitud²/tiempo**. Sin embargo, diferencia del caso de los gases, la difusividad varía apreciablemente con la concentración. En la tabla 2.4 se listan unos cuantos datos típicos; se pueden encontrar listados más completos [6, 8, 10, 15, 17]

Como no existe una teoría válida completa sobre la estructura de los líquidos, en ausencia de datos, no pueden hacerse cálculos exactos de la **difusividad**, los cuales sí eran posibles respecto a los gases.

Para soluciones diluidas de no **electrolitos**, se recomienda la correlación empírica de Wilke y Chang [23, 24]. †

$$D_{AB}^0 = \frac{(117.3 \times 10^{-18})(\varphi M_B)^{0.5} T}{\mu \nu_A^0} \quad (2.44)$$

en donde D_{AB}^0 = difusividad de A en una solución diluida en el solvente B, m²/s

M_B = peso molecular del solvente, kg/mol

T = temperatura, K

μ = viscosidad de la solución, kg/m · s

ν_A^0 = volumen mola1 del soluto en el punto de ebullición normal, m³/kmol

= 0.0756 para agua como soluto

φ = factor de **asociación** para el disolvente

= 2.26 para el agua como disolvente [9]

= 1.9 para el metano1 como disolvente

= 1.5 para el etanol como disolvente

= 1.0 para disolventes no asociados como benceno y éter etílico.

† Se deben utilizar las unidades listadas para la **ecuación** (2.44). Para D , μ , y T en unidades de ft, h, lb_m y R con ν_A^0 como se lista antes, multiplíquese el lado derecho de la **ecuación** (2.44) por $5.20(10^7)$.

Tabla 2.4 Difusividades de líquidos [8]

Soluto	Disolvente	Temp. °C	Conc. del soluto kmol/m ³	Difusividad † m ² /s × 10 ⁹
Cl ₂	Agua	16	0.12	1.26
HCl	Agua	0	9	2.7
			2	1.8
		10	9	3.3
			2.5	2.5
		16	0.5	2.44
NH ₃	Agua	5	3.5	1.24
		15	1.0	1.77
CO ₂	Agua	10	0	1.46
		20	0	1.77
NaCl	Agua	18	0.05	1.26
			0.2	1.21
			1.0	1.24
			3.0	1.36
			5.4	1.54
Metanol	Agua	15	0	1.28
Ácido acético	Agua	12.5	1.0	0.82
			0.01	0.91
		18.0	1.0	0.96
Etanol	Agua	10	3.75	0.50
			0.05	0.83
		16	2.0	0.90
n-Butanol	Agua	15	0	0.77
CO ₂	Etanol	17	0	3.2
Cloroformo	Etanol	20	2.0	1.25

† Por ejemplo, D para Cl₂ en agua es $1.26(10^{-9})$ m²/s

El valor de ν_A puede ser el valor verdadero [9], o si es necesario, calculado a partir de los datos de la tabla 2.3, excepto si el agua es el soluto que se difunde, como se **señaló** antes. El factor de asociación para un disolvente puede calcularse sólo cuando se han medido experimentalmente las difusividades en ese disolvente. Si se tiene duda acerca de cierto valor de ϕ , para calcular D se puede utilizar la correlación empírica de Scheibel [20].

Existe también cierta duda de que la **ecuación** (2.44) sirva para manejar disolventes de viscosidad muy elevada, digamos $0.1 \text{ kg/m} \cdot \text{s}$ (100 cp) o más. Se pueden encontrar excelentes trabajos sobre estos temas [4, 19].

La difusividad en soluciones concentradas difieren de la de soluciones diluidas debido a cambios en la viscosidad con la concentración y también debido a cambios en el grado de no idealidad de la **solución** [16]

$$D_A \mu = (D_{BA}^0 \mu_A)^{x_A} (D_{AB}^0 \mu_B)^{x_B} \left(1 + \frac{d \log \gamma_A}{d \log x_A} \right) \quad (2.45)$$

en donde D_{AB}^0 = difusividad de A a dilución infinita en B y D_{BA}^0 = difusividad de B a dilución infinita en A. El coeficiente de actividad γ_A puede obtenerse, normalmente, a partir de los datos de equilibrio vapor-líquido como la relación (a presiones ordinarias) entre las presiones parciales real a ideal de A en el vapor en equilibrio con un líquido de concentración x_A :

$$\gamma_A = \frac{p_A}{x_A p_A^*} = \frac{y_A p_t}{\bar{x}_A p_A^*} \quad (2.46)$$

y la derivada $d \log \gamma_A / d \log x_A$ puede obtenerse gráficamente como la pendiente de una gráfica de $\log \gamma_A$ vs $\log x_A$.

En el caso de **electrolitos** fuertes disueltos en agua, la rapidez de **difusión** es la de los iones individuales, que se mueven más rápidamente que las grandes moléculas no disociadas, aun cuando los iones cargados positiva y negativamente deben moverse con la misma rapidez con el fin de mantener la neutralidad eléctrica de la solución. Hay cálculos de estos efectos ^[8, 19] pero están fuera del área de **acción** de este libro.

Ejemplo 25 Calcular la difusividad del manitol, $\text{CH}_2\text{OH}(\text{CHOH})_4\text{CH}_2\text{OH}$, $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_6$, en solución diluida en agua a 20 °C. Comparar con el valor observado, $0.56(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$.

SOLUCIÓN A partir de los datos de la tabla 2.3,

$$v_A \approx 0.0148(6) + 0.0037(14) + 0.0074(6) = 0.185$$

Para el agua como disolvente, $\varphi = 2.26$, $M_B = 18.02$, $T = 293 \text{ K}$. Para soluciones diluidas, puede tomarse la viscosidad como la del agua, $0.001005 \text{ kg/m} \cdot \text{s}$. Ecuación (2.44)

$$D_{AB} = \frac{(117.3 \times 10^{-18})[2.26(18.02)]^{0.5}(293)}{0.001005(0.185)^{0.6}} = 0.601 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s} \quad \text{Respuesta.}$$

Ejemplo 26 Calcular la difusividad del manitol en solución diluida de agua 70 °C y comparar con el valor observado, $1.56(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$.

SOLUCIÓN A 20 °C, la $D_{AB} = 0.56(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$ observada y $\mu = 1.005(10^{-3}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$. (Ejemplo 25). A 70 °C, la viscosidad del agua es $0.4061(10^{-3}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$. La ecuación (2.44) indica que $D_{AB}\mu/T$ debe ser constante:

$$\frac{D_{AB}(0.4061 \times 10^{-3})}{70 + 273} = \frac{(0.56 \times 10^{-9})(1.005 \times 10^{-3})}{20 + 273}$$

$$D_{AB} = 1.62 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s} \text{ a } 70 \text{ °C} \quad \text{Respuesta.}$$

Aplicaciones de la difusión molecular

Mientras que el flux relativo a la velocidad molar promedio J siempre significa transferir *hacia abajo* de un gradiente de **concentración**, no siempre sucede lo mismo con el flux N . Por ejemplo, considérese la disolución de un cristal de sal hidratada como $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ en agua pura a 20 °C. La solución en contacto con la superficie cristalina contiene Na_2CO_3 y H_2O a una concentración que corresponde a la solubilidad del Na_2CO_3 en H_2O , o 0.0353 fracción mol de Na_2CO_3 , 0.9647 fracción mol de agua. Para el Na_2CO_3 , la transferencia es desde la superficie cristalina a una concentración de 0.0353; hacia una con 0 fracción mol de Na_2CO_3 en el líquido total. Pero el agua de cristalización que se disuelve debe transferirse hacia afuera en la relación de 10 moles H_2O /moles Na_2CO_3 desde una concentración en la superficie cristalina de 0.9647 hasta 1.0 fracción mol en el líquido total, o transferir *hacia arriba* de un gradiente de concentración. Así lo confirma la aplicación de la ecuación (2.40).

Por supuesto, las expresiones desarrolladas para la rapidez de transferencia de masa en condiciones en que la difusión molecular define el mecanismo de la transferencia de masa (fluidos estancados o en flujo laminar), también son directamente aplicables y por ello muy usados, en medición experimental de las **difusividades**.

En las aplicaciones prácticas de las operaciones de transferencia de masa, los fluidos están siempre en movimiento, aun en los procesos por lotes; por tanto, no hay fluidos estancados. Aunque a veces los fluidos en movimiento están totalmente bajo el **régimen** de flujo laminar, con más frecuencia el movimiento es turbulento. Si el fluido esta en contacto con una superficie sólida, en donde la velocidad del fluido es cero, existirá una región predominantemente en flujo laminar adyacente a la superficie. Por tanto, la transferencia de masa debe, por lo común, suceder a través de una región laminar; aquí, la velocidad depende de la difusión molecular. Cuando dos fluidos inmiscibles en movimiento **están** en contacto y hay transferencia de masa entre ellos, puede no existir una región laminar, aun en la interfase entre los fluidos.

En situaciones prácticas similares, se acostumbra describir el flux de transferencia de masa en función de los coeficientes de transferencia de masa. Las relaciones dadas en este capítulo se utiliza rara vez para determinar la rapidez de transferencia de masa, pero son particularmente útiles para establecer la forma de las ecuaciones de rapidez de transferencia coeficientes de transferencia de masa y para calcular los coeficientes de transferencia de masa para el flujo laminar.

TRANSFERENCIA DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO Y DE CALOR EN RÉGIMEN LAMINAR

En el flujo de un fluido a través de una fase límite, como la fase a través de la cual ocurre la transferencia de masa, existe un gradiente de velocidad dentro del

fluido, que tiene como resultado una transferencia de cantidad de movimiento a través del fluido, En algunos casos también existe una transferencia de calor en virtud de un gradiente de temperatura. Los procesos de transferencia de masa, cantidad de movimiento y calor, en estas condiciones están íntimamente relacionados. Es útil considerar brevemente sus relaciones.

Transferencia de cantidad de movimiento

Considere el perfil de velocidad para el caso de un gas que fluye a través de una placa plana, como en la figura 2.6. Puesto que la velocidad sobre la superficie del sólido es cero, debe existir una capa (la subcapa laminar) adyacente a la superficie, en donde el flujo sea predominantemente laminar. Dentro de esta **región** se puede imaginar al fluido como formado por capas delgadas que se deslizan unas sobre otras a velocidades mayores, a distancias mayores de la placa. La fuerza por unidad de área paralela a la superficie, o esfuerzo cortante τ , que se requiere para mantener sus velocidades es proporcional al gradiente de velocidad,

$$\tau_{z_c} = -\mu \frac{du}{dz} \tag{2.47}$$

en donde μ es la viscosidad; z aumenta en la dirección hacia la superficie. Esto

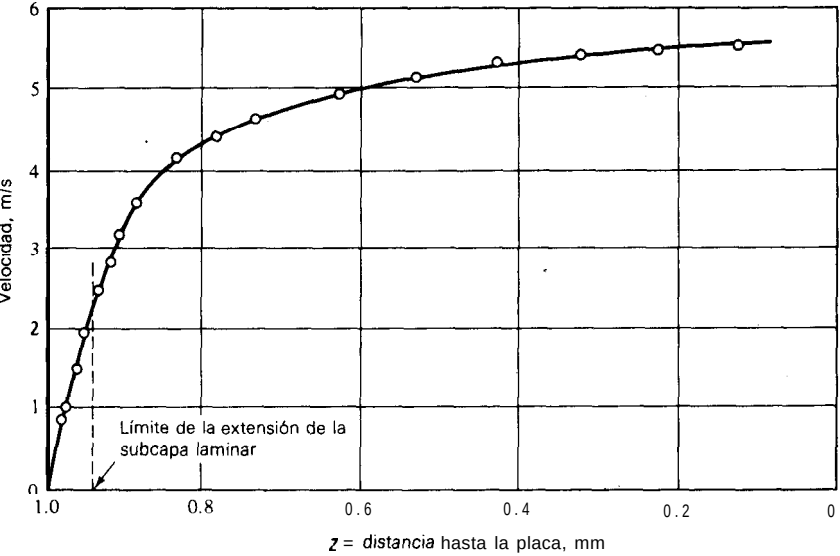


Figura 2.6 Perfil de velocidad, flujo de aire a lo largo de una placa plana. [Page, et al.: Ind. Eng. Chem. 44,424 (1952).]

puede escribirse como

$$\tau g_c = -\frac{\mu}{\rho} \frac{d(u\rho)}{dz} = -\nu \frac{d(u\rho)}{dz} \quad (2.48)$$

en donde ν es la viscosidad cinemática, μ/ρ .

La viscosidad cinemática tiene las mismas dimensiones que la difusividad, **longitud²/tiempo**, mientras que la cantidad $u\rho$ puede considerarse como una concentración volumétrica de cantidad de movimiento. La cantidad τg_c es la rapidez de la transferencia de cantidad de movimiento por unidad de área o flux de **canti-**dad de movimiento. Por lo tanto, la ecuación (2.48) es una ecuación de rapidez de transferencia **análoga** a la ecuación (2.1) para el flux de masa. En la transferencia de cantidad de movimiento, efectuada de esta forma, no hay, por supuesto, flujo total de fluido de una capa a otra en la **dirección** z . Antes bien, las moléculas en una capa, durante su movimiento al azar, se moverán de una capa que se mueva **rápidamente** a una adyacente que se mueve con mas lentitud; de este modo transmiten una cantidad de movimiento correspondiente a las diferencias de velocidad de las capas. La difusión en la **dirección** z ocurre de la misma forma. A elevadas concentraciones moleculares, como en gases a presiones altas, o más aún en líquidos, el diámetro molecular se vuelve apreciable en comparación con el movimiento molecular entre choques; puede deducirse entonces que la cantidad de movimiento esta siendo transmitida directamente a través de las mismas moléculas ^[1]. Imagínese, por ejemplo, varias bolas de billar colocadas en grupo, en estrecho contacto entre sí, encima de una mesa. Una bola en movimiento que choque con una de las bolas exteriores del grupo, transmitirá muy rápidamente su cantidad de movimiento a una de las bolas en el lado opuesto del grupo y la arrojará fuera de su posición original. Por otra parte, es **difícil** que la bola en movimiento se mueva **físicamente** a través del grupo, debido al gran número de choques que sufre. Por tanto, a concentraciones moleculares altas se pierde el paralelismo entre la difusividad molecular y la difusividad de la cantidad de movimiento (o viscosidad cinemática): la **difusión** es un proceso mas lento. Es interesante observar que una teoría **cinética** relativamente simple es la que predice que tanto la difusividad de la masa como la de la cantidad de movimiento están dadas por la misma expresión,

$$D_{AA} = \frac{\mu_A}{\rho} = \frac{w\lambda}{2} \quad (2.49)$$

en donde w es la velocidad molecular promedio y λ es la trayectoria libre media de la molécula. El número de **Schmidt**, que es la **relación** adimensional de las dos difusividades, $Sc = \mu/\rho D$, debe ser, por esta teoría, igual a la unidad. Una teoría cinética más **complicada** ^[12] le da valores de 0.67 a **0.83**, los cuales están dentro del rango encontrado experimentalmente a presiones moderadas. Para mezclas binarias de gases, el valor de Sc puede aumentar **hasta 5**. Como se esperaría, para

líquidos es más elevado: aproximadamente 297 para la autodifusión en agua a 25 °C, por ejemplo y puede aumentar a miles para líquidos **más** viscosos e **incluso** para agua con solutos que se difunden muy lentamente.

Transferencia de calor

Cuando existe un gradiente de temperatura entre el fluido y la placa, la rapidez de transferencia de calor en la región laminar de la figura 2.6 es

$$q = -k \frac{dt}{dz} \quad (2.50)$$

en donde k es la conductividad térmica del fluido. También puede escribirse como

$$q = -\frac{k}{C_p \rho} \frac{d(tC_p \rho)}{dz} = -\alpha \frac{d(tC_p \rho)}{dz} \quad (2.51)$$

en donde C_p es el calor específico a presión constante. La cantidad $tC_p \rho$ puede imaginarse como una concentración **volumétrica** térmica y $\alpha = k/C_p \rho$ es la **difusividad** térmica, la cual, al igual que las difusividades de cantidad de movimiento y de masa, tiene dimensiones de **longitud²/tiempo**. Por lo tanto, la ecuación (2.51) es una ecuación de rapidez de transferencia análoga a las ecuaciones correspondientes para la transferencia de cantidad de movimiento y de masa.

En un gas a presión relativamente baja, la energía calorífica se transfiere de una **posición** a otra mediante las moléculas que viajan de una capa a otra que tenga menor temperatura. Una teoría cinética sencilla lleva a la expresión

$$\alpha = \frac{k}{C_p \rho} = \frac{1}{3} w \lambda \frac{C_v}{C_p} \quad (2.52)$$

Las ecuaciones (2.49) y (2.52) dan la relación adimensional $\nu/\alpha = C_p \mu/k$ igual a C_p/C_v . Una teoría cinética más avanzada modifica la magnitud de la relación, conocida como el número de Prandtl Pr, que **experimentalmente** se encuentra en el rango de 0.65 a 0.9 para gases a baja **presión**, según la complejidad molecular del gas. A concentraciones moleculares elevadas, se modifica el proceso. Así, para la mayoría de los líquidos, Pr es mayor (Pr = 7.02 para agua a 20 °C, por ejemplo).

El tercer grupo adimensional que se forma dividiendo la difusividad térmica entre la de masa, es el número de Lewis, $Le = \alpha/D = Sc/Pr$; juega un papel importante en problemas de transferencia simultánea de calor y de masa, como se verá posteriormente.

Se puede resumir este breve análisis de la similitud entre las transferencias de cantidad de movimiento, calor y masa, de la siguiente forma. La consideración elemental de los tres procesos lleva a la conclusión de que ciertas situaciones sencillas son directamente análogas entre sí. Generalmente, sin embargo, cuando se

considera una transferencia tridimensional en lugar de una unidimensional, el proceso de transferencia de cantidad de movimiento es lo suficientemente distinto para que la analogía desaparezca. Esa sencilla analogía **también** se modifica, por ejemplo, cuando la transferencia de masa y la de cantidad de movimiento suceden simultáneamente. Por tanto, si hubiese una transferencia neta de masa hacia la superficie de la figura 2.6, la transferencia de cantidad de movimiento de la ecuación (2.48) debería incluir el efecto de la difusión neta. En la misma forma, la transferencia de masa debe, inevitablemente, modificar el perfil de velocidad. No obstante, aun las limitadas analogías que existen pueden ser de importante utilidad practica.

NOTACIÓN PARA EL CAPÍTULO 2

Pueden utilizarse las unidades adaptables a cualquier sistema, excepto en las ecuaciones (2.37). (2.39)

γ (2.44)

c	concentración, moles/volumen, mol/L^3
C_p	capacidad calorífica a presión constante, FL/MT
C_v	capacidad calorífica a volumen constante, FL/MT
d	operador diferencial
D	difusividad, L^2/Θ
D^0	difusividad para un soluto a dilución infinita, L^2/Θ
f	función
g_c	factor de conversión, $\text{ML/F}\Theta^2$
J	flux de difusión relativo a la velocidad molar promedio, $\text{mol/L}_2\Theta$
k	conductividad térmica, $\text{FL/LT}\Theta$
k	constante de Boltzmann, $1.38(10^{-16}) \text{ erg/K}$
$\ln$	logaritmo natural
Le	número de Lewis = k/qDC_p , adimensional
M	peso molecular, M/mol
n	número de moles, adimensional
N	flux molar relativo a una superficie fija, $\text{mol/L}^2\Theta$
p	presión de vapor, F/L^2
$\bar{p}$	presión parcial, F/L^2
p_t	presión total, F/L^2
Pr	número de Prandtl = $C_p \mu/k$, adimensional
q	flux de calor, $\text{FL/L}^2\Theta$
r	separación molecular en el choque, nm
R	constante universal de los gases, FL/mol T
R_i	rapidez de producción del componente i , $\text{mol/L}^3\Theta$
Sc	numero de Schmidt = μ/qD , adimensional
T	temperatura absoluta, T
T_b	punto de ebullición normal, K
u	velocidad lineal, L/Θ
v	volumen molar líquido, m^3/kmol
V	volumen, L^3
v	velocidad molar promedio, L/Θ
x	(sin subíndice) distancia en la dirección x , L
x_i	concentración en fracción mol del componente i en un líquido
Y	(sin subíndice) distancia en la dirección y , L

y_i	concentración en fracción mol del componente <i>i</i> en un gas
y_i'	concentración en fracción mol del componente <i>i</i> , en ausencia de un soluto que se difunda
z	distancia en la dirección <i>z</i> , L
α	difusividad térmica, L^2/Θ
γ	coeficiente de actividad, adimensional
$\hat{\partial}$	operador diferencial parcial
A	diferencia
ϵ	energía de la atracción molecular, ergs
θ	tiempo
λ	trayectoria libre media de una molécula , L
μ	viscosidad, $M/L\Theta$
ν	viscosidad cinemática o difusividad de la cantidad de movimiento = $\mu/\rho, L^2/\Theta$
ρ	densidad, M/L^3
τ	esfuerzo cortante, F/L^2
φ	factor de disociación para un disolvente, adimensional .

Subíndices

A	componente A
B	componente B
<i>i</i>	componente <i>i</i>
<i>n</i>	el último de los <i>n</i> componentes
m	efectivo
<i>M</i>	media
x	en la dirección x
<i>y</i>	en la dirección y
<i>z</i>	en la dirección z
1	principio de la trayectoria de difusión
2	final de la trayectoria de difusión

REFERENCIAS

1. Bird, R. B., W. E. Stewart y E. N. Lightfoot: *Transport Phenomena*; Wiley; Nueva York; 1960.
2. Bosworth, R. C. L.: *Physics in the Chemical Industry*; Macmillan; Londres; 1950.
3. Chapman, S. y T. G. Cowling: *Mathematical Theory of Non-uniform Gases*; Cambridge University Press, Cambridge, 1939.
4. Ertl, H., R. K. Ghai y F. A. L. Dullien: *AIChE J.*, 19, 881 (1973); 20, 1(1974).
5. Gainer, J. L. y A. B. Metzner: "Transport Phenomena"; *AIChE—ICChE Symp. Ser.* 6, p. 74; 1965.
6. Ghai, R. K., H. Ertl y F. A. Dullien: Documento 02172; National Auxiliary Publications Service; Microfiche Publications; Nueva York; 1973.
7. Gilliland, E. R.: *Znd. Eng. Chem.*, 26 681 (1934).
8. Harned, H. S. y B. B. Owen: *The Physical Chemistry of Electrolytic Solutions*, 3a. ed.; Reinhold; Nueva York; 1958.
9. Hayduck, W. y H. Laudie: *AIChE J.*, 20, 611 (1974).
10. Himmelblau, P. M.: *Chem. Rev.*, 64, 527 (1964).
11. Hirschfelder, J. O., R. B. Bird y E. L. Spotz: *Trans. ASME*, 71, 921 (1949); *Chem. Rev.*, 44, 205 (1949).
12. Hirschfelder, J. O., C. F. Curtis y R. B. Bird: *Molecular Theory of Gases and Liquids*; Wiley; Nueva York, (1954).

13. Hiss, T. G. y E. L. Cussler: *AZChE J.*, **19**, 698 (1973).
14. *International Critical Tables*; vol. V; McGraw-Hill; Nueva York; 1929.
15. Johnson, P. A. y A. L. Babb: *Chem. Rev.*, **56**, 387 (1956).
16. Leffler, J. y H. T. Cullinan: *Znd. Eng. Chem. Fundamentals*, **9**, 84 (1970).
17. Marrero, T. R. y E. A. Mason: *J. Phys. and Chem. Ref. Data*, **1**, 3 (1972).
18. Perry, R. H. y C. H. Chilton, eds.: *The Chemical Engineers' Handbook*; **5a. ed.**; p. 3-222-3-225; McGraw-Hill; Nueva York; 1973.
19. Reid, R. C., J. M Prausnitz y T. K. Sherwood: *The Properties of Gases and Liquids*; **3a. ed.**; McGraw-Hill; Nueva York; 1977.
20. Scheibel, E. G.: *Znd. Eng. Chem.*, **46**, 2007 (1954).
21. Shain, S. S.: *AZChE J.*, **7**, 17 (1961).
22. Stuel, L. 1. y G. Thodos: *AZChE J.*, **10**, 226 (1964).
23. Wilke, C. R.: *Chem. Eng. Progr.*, **45**, 218 (1949).
24. Wilke, C. R. y P. Chang: *AZChE J.*, **1**, 264 (1955).
25. Wilke, C. R. y C. Y. Lee: *Znd. Eng. Chem.*, **47**, 1253 (1955).
26. Wintergeist, E.: *Ann. Physik.*, **4**, 323 (1930).
27. Wood, J. C., E. R. Whittemore y W. L. Badger: *Chem. Met. Eng.*, **27**, 1176 (1922).

PROBLEMAS

- 2.1 En una mezcla gaseosa de oxígeno-nitrógeno a 1 atm., 25 °C, las concentraciones del oxígeno en dos planos separados 2 mm son 10 y 20% en vol., respectivamente. Calcular el flux de difusión del **oxígeno** para el caso en que:

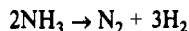
a) El nitrógeno no se está difundiendo.

Respuesta: $4.97(10^{-5}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$.

b) Existe una contradifusión equimolar de los dos gases.

- 2.2 Repita los **cálculos** del problema 2.1 para una presión total de 1 000 kN/m².

- 2.3 Calcule las difusividades de las siguientes mezclas gaseosas:



a) Acetona-aire, 1 atm., 0 °C.

Respuesta: $9.25(10^{-6}) \text{ m}^2/\text{s}$.

b) Nitrógeno-dióxido de carbono, 1 atm., 25 °C.

c) Cloruro de hidrógeno-aire, 200 kN/m², 25 °C.

Respuesta: $9.57(10^{-6}) \text{ m}^2/\text{s}$.

d) Tolueno-aire, 1 atm., 30 °C. Valor informado [Gilliland: *Znd. Eng. Chem.*, **26**, 681 (1934)] = $0.088 \text{ cm}^2/\text{s}$.

e) Anilina-aire, 1 atm., 0 °C. Valor observado = $0.0610 \text{ cm}^2/\text{s}$ (Gilliland, *loc. cit.*).

- 2.4 Se informa que la difusividad del dióxido de carbono en helio es $5.31(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$ a 1 atm. std.,

3.2 °C. Calcule la difusividad a 1 atm., 225 °C. Valor informado = $14.14(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$ [Seager, Geertson y Giddings: *J. Chem. Eng. Data*, **8**, 168 (1963)].

- 2.5 Se está difundiendo amoníaco a través de una mezcla gaseosa estancada que consta de un tercio de **nitrógeno** y dos tercios de hidrógeno en volumen. La **presión** total es 30 lb_f/in² abs (206.8 kN/m²) y la temperatura 130 °F (54 °C). Calcule la rapidez de difusión del amoníaco a través de una película de gas de 0.5 mm de espesor cuando el cambio en la **concentración** a través de la película es de 10 a 5% de amoníaco en volumen.

Respuesta: $2.05(10^{-4}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$.

- 2.6 Calcule las siguientes difusividades líquidas:

a) Alcohol etílico en **solución** acuosa diluida, 10 °C.

b) Tetracloruro de carbono en **solución** diluida en alcohol metílico, 15 °C [valor observado = $1.69(10^{-5}) \text{ cm}^2/\text{s}$].

Respuesta: $1.49(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$.

2.7 Según se informa en *Int. Crit. Tables*, 5, 63, la difusividad del bromoformo en **solución** diluida en acetona a 25 °C, es $2.90(10^{-5}) \text{ cm}^2/\text{s}$. Calcule la difusividad del **ácido benzoico** en solución diluida en acetona a 25 °C. Valor informado [Chang y Wilke, *J. Phys. Chem.*, 59, 592 (1955)] = $2.62 \text{ cm}^2/\text{s}$.

Respuesta: $2.269(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$.

2.8 Calcule la rapidez de difusión de **NaCl** a 18 °C, a **través** de una película de agua estancada de 1 mm de espesor, cuando las concentraciones son 20 y 10%, respectivamente, en cada lado de la película.

Respuesta: $3.059(10^{-6}) \text{ kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$.

2.9 A 1 atm, 100 °C, la densidad del aire es = $0.9482 \text{ kg}/\text{m}^3$; la viscosidad es = $2.18(10^{-5}) \text{ kg}/\text{m} \cdot \text{s}$; conductividad térmica = $0.0317 \text{ W}/\text{m} \cdot \text{K}$, y el calor específico a presión constante = $1.047 \text{ kJ}/\text{kg} \cdot \text{K}$. A 25 °C, la viscosidad = $1.79(10^{-5}) \text{ kg}/\text{m} \cdot \text{s}$.

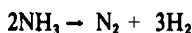
a) Calcular la viscosidad cinemática a 100 °C, m^2/s .

b) Calcular la difusividad térmica a 100 °C, m^2/s .

c) Calcular el número de Prandtl a 100 °C.

d) Suponiendo que para el aire a 1 atm, $\text{Pr} = \text{Sc}$ y que $\text{Sc} = \text{constante}$ al cambiar la temperatura, calcular **D** para el aire a 25 °C. Comparar con el valor de **D** para el sistema $\text{O}_2\text{—N}_2$ a 1 atm std, 25 °C (tabla 2.1).

2.10 Se **está** fraccionando amoníaco sobre un catalizador sólido de **acuerdo** con la reacción:



En cierta zona del aparato, en donde la **presión** es 1 atm y la temperatura es 200 °C, el **análisis** del gas es 33.33% NH_3 (A), 16.67% N_2 (B) y 50.00% H_2 (C) en volumen. Las condiciones son **tales** que el NH_3 se difunde desde la corriente del gas hasta la superficie del catalizador; **además**, los productos de la **reacción** se difunden en sentido contrario, como si hubiese difusión molecular a través de una película gaseosa de 1 mm de espesor bajo régimen laminar. Calcular la rapidez local de fraccionamiento, $\text{kg NH}_3/\text{m}^2$ de superficie del catalizador s, rapidez que se presentaría si la reacción es controlada *por* difusión (velocidad de **reacción química** muy rápida) con la concentración de NH_3 sobre la superficie del catalizador igual a cero.

Respuesta: $0.0138 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$.

2.11 Un cristal de sulfato de cobre, $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$, cae en un tanque grande de agua pura a 20 °C.

Calcule la rapidez con la cual se disuelve el cristal y calcule el flux de CuSO_4 de la superficie del cristal hacia la solución. **Hágase** lo mismo, pero ahora calcúlese el flux del agua. **Datos y suposiciones:** La **difusión** molecular sucede a través de una película de agua uniforme, de 0.0305 mm de espesor, que rodea al cristal. En la parte interna de la película, adyacente a la superficie del cristal, la concentración del sulfato de cobre es su valor de solubilidad, 0.0229 fracción mol de CuSO_4 (densidad de la solución = $1.193 \text{ kg}/\text{m}^3$). La superficie externa de la **película** es agua pura. La difusividad del CuSO_4 es $7.29(10^{-10}) \text{ m}^2/\text{s}$.

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Se ha visto que cuando un fluido fluye a través de una superficie sólida, en condiciones en las cuales por lo general prevalece la turbulencia, hay una región inmediatamente contigua a la superficie en donde el flujo es predominantemente laminar. Al aumentar la distancia de la superficie, el carácter del flujo cambia de modo gradual y se vuelve cada vez más turbulento, hasta que en las zonas más externas del fluido, prevalecen completamente las condiciones de flujo turbulento. También se ha visto que la rapidez de transferencia de una sustancia disuelta a través del fluido dependerá necesariamente de la naturaleza del movimiento del fluido que prevalezca en las diferentes regiones.

En la región turbulenta, las partículas del fluido ya no fluyen de forma ordenada, como en la subcapa laminar. Por lo contrario, porciones relativamente grandes del fluido, llamadas **remolinos**, se mueven con rapidez de una posición a otra; un componente apreciable de su velocidad se orienta perpendicularmente a la superficie a través de la cual está fluyendo el fluido. En estos remolinos existe material disuelto; por lo tanto, el movimiento de remolino contribuye apreciablemente al proceso de transferencia de masa. Puesto que el movimiento del remolino es rápido, la transferencia de masa en la región turbulenta también es rápida, mucho más que la resultante de la difusión molecular en la subcapa laminar. Debido al rápido movimiento de remolino, los gradientes de concentración en la región turbulenta serán menores que los que existen en la película. En la figura 3.1. se muestran gradientes de concentración de este tipo. En el experimento del cual se tomaron estos datos, está fluyendo aire en movimiento turbulento a través de una superficie de agua y el agua se evapora en el aire. Se tomaron muestras del aire a diferentes distancias de la superficie y se determinó la concentración agua-vapor mediante análisis. En la superficie del agua, la concentración de agua en el gas fue la misma que la presión de vapor del agua pura a la temperatura de traba-

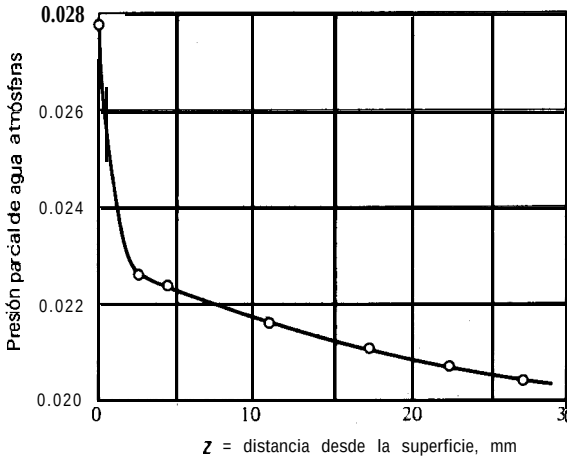


Figura 3.1 Evaporación de agua en aire [61].

jo. No fue posible muestrear el gas muy cerca de la superficie del agua, pero tampoco es posible confundir el rápido cambio en la región cercana a la superficie y el lento cambio en la región turbulenta, más externa. También es interesante notar la similitud general de los datos de este tipo con la **distribución** de velocidad mostrada en la figura 2.6.

También es útil comparar los datos de transferencia de masa con datos similares para la transferencia de calor. Así, en la figura 3.2. se **grafican** las temperaturas a diferentes distancias de la superficie, cuando el aire fluye a través de una

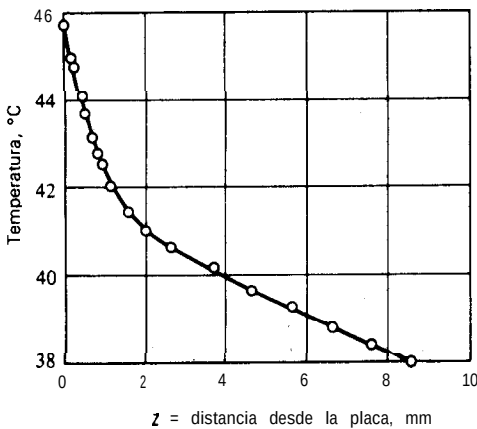


Figura 3.2 Transferencia de calor, flujo de aire a través de una placa caliente [48].

placa caliente. De nuevo es evidente el gradiente de temperatura grande cercano a la superficie y el menor gradiente en la región turbulenta. Por lo común, cuando se está analizando el proceso de transferencia de masa, conviene recordar el proceso correspondiente de transferencia de calor, puesto que en muchos casos, los procesos de razonamiento utilizados para describir al primero se toman directamente de los procesos de razonamiento exitosos para el segundo.

Coeficientes de transferencia de masa

El mecanismo del proceso de flujo en que intervienen los movimientos de los remolinos en la región turbulenta no se ha entendido completamente. Sucede lo contrario con el mecanismo de la difusión molecular, al menos para gases, el cual se conoce bastante bien, puesto que puede describirse en función de una teoría cinética que proporciona resultados que están de acuerdo con los experimentales. Por lo tanto, es natural que la rapidez de la transferencia de masa a través de varias regiones desde la superficie hasta la zona turbulenta, se trate de describir de la misma forma *en* que, por ser adecuados, se describió la difusión molecular. Así, la $D_{AB} c/z$ de la ecuación (2.22), que es característica de la difusión molecular, se reemplaza por F , un coeficiente de transferencia de masa^[5,12]. Para soluciones binarias,

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} F \ln \frac{N_A / (N_A + N_B) - c_{A2}/c}{N_A / (N_A + N_B) - c_{A1}/c} \quad (3.1)$$

en donde c_A/c es la concentración en fracción mol, x_A para líquidos, y_A para gases. † Como en el caso de la difusión molecular, la relación $N_A/(N_A + N_B)$ se establece generalmente por consideraciones no difusionales.

Es posible que no sea plana la superficie a través de la cual sucede la transferencia; si así sucede, la trayectoria de difusión en el fluido puede tener una sección transversal variable; en ese caso, N se define como *el flux en la interfase de la fase*, en donde la sustancia abandona o entra a la fase para la cual el coeficiente de transferencia de masa es F . N_A es positiva cuando c_{A1} está en el principio de la trayectoria de transferencia y c_{A2} en el final. De cualquier forma, una de estas concentraciones se encontrará en el límite de la fase. La forma en que se defina la concentración de A en el fluido modificará el valor de F ; generalmente se establece de forma arbitraria. Si la transferencia de masa ocurre entre un límite de fase y una gran cantidad de fluido no limitado, como cuando una gota de agua se va evaporando al mismo tiempo que va cayendo a través de un gran volumen de aire, la concentración de la sustancia que se difunde en el fluido se toma generalmente

† La ecuación (3.1) es idéntica al resultado obtenido al combinar las ecuaciones (21.4-1), (21.5-27) y (21.5-47) de la referencia 7, o al resultado de combinar las ecuaciones (3.4) y (5.37) de la referencia 54; se puede aplicar tanto a fluxes de transferencia de masa pequeños como a fluxes altos, corregidos mediante la teoría de la película.

como el valor constante que se encuentra a grandes distancias del límite de la fase. Si el fluido se encuentra en una tubería cerrada, de tal forma que la concentración no es constante en ningún punto a lo largo de la trayectoria de transferencia, se utiliza la concentración promedio total $\bar{c}_A$, que se encuentra mezclando todos los fluidos que pasan por un punto dado. En la figura 3.3. en la que un líquido se evapora en el gas que fluye, la concentración c_A del vapor en el gas varía continuamente de c_{A1} , en la superficie del líquido, hasta el valor $z = Z$. En este caso, c_{A2} en la ecuación (3.1) se toma, generalmente, como $\bar{c}_A$, definida por

$$\bar{c}_A = \frac{1}{\bar{u}_x S} \int_0^S u_x c_A dS \quad (3.2)$$

en donde: $u_x(z)$ es la distribución de velocidad en el gas a través del tubo (el promedio temporal de u_x en el caso de la turbulencia); $\bar{u}_x$ es la velocidad promedio total (flujo volumétrico/sección transversal de la tubería), y S es el área de la sección transversal de la tubería. En cualquier caso, se debe saber cómo se define el coeficiente de transferencia de masa, con el fin de utilizarlo apropiadamente.

La Fde la ecuación (3.1) es un coeficiente de transferencia de masa **local**, definido para un lugar particular sobre la superficie límite de la fase. Puesto que el valor de F depende de la naturaleza del movimiento del fluido, que puede variar a lo largo de la superficie, algunas veces se utiliza un valor promedio de F_{pr} en la ecuación (3.1), con c_{A1} y c_{A2} constantes; así se toman en cuenta estas variaciones en F . El efecto de la variación de c_{A1} y c_{A2} sobre el flux se considera por separado.

En sistemas de varios componentes la interacción entre los componentes puede ser lo suficientemente importante para que no sea exacta la **ecuación** para el sistema **binario**⁽⁶³⁾. No obstante, la ecuación (3.1) puede servir como una aproximación adecuada, si se **sustituye** N_A t N_B por $\sum_{i=1}^n N_i$, en dónde n es el número de componentes.

Las dos situaciones que se observaron en el **capítulo 2, la contradifusión equimolal** y la transferencia de una sustancia a través de otra **que no se transfiere**, suceden con tanta frecuencia que, generalmente, se utilizan coeficientes de transferencia de masa especiales. Éstos se definen **por ecuaciones de la forma:**

Flux = coeficiente (diferencia de concentración)

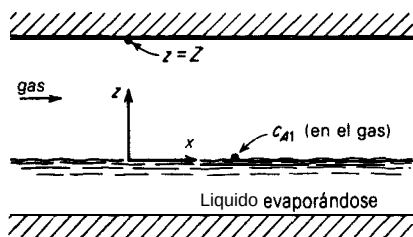


Figura 3.3 Transferencia de masa a un fluido confinado.

Puesto que la concentración puede definirse de diversas maneras y como no se han establecido estándares, existen distintos coeficientes para cada situación:

Transferencia de A a través de B

que no se transfiere B [$N_B = 0$, $N_A/(N_A + N_B) = 1$]:

$$N_A = \begin{cases} k_G(\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}) = k_y(y_{A1} - y_{A2}) = k_c(c_{A1} - c_{A2}) & \text{gases:} \\ k_x(x_{A1} - x_{A2}) = k_L(c_{A1} - c_{A2}) & \text{líquidos:} \end{cases} \quad (3.3)$$

$$(3.4)$$

Tabla 3.1 Relaciones entre los coeficientes de transferencia de masa

Ecuación de rapidez		Unidades del coeficiente
Contradifusión equimolal	Difusión de A a través de B que no se difunde	
Gases		
$N_A = k'_G \Delta \bar{p}_A$	$N_A = k_G \Delta \bar{p}_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{presión})}$
$N_A = k'_y \Delta y_A$	$N_A = k_y \Delta y_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{fracción mol})}$
$N_A = k'_c \Delta c_A$	$N_A = k_c \Delta c_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{moles/vol})}$
	$W_A = k_Y \Delta Y_A$	$\frac{\text{Masa transferida}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{masa A/masa B})}$
Conversiones		
$F = k_G \bar{p}_{B,M} = k_y \frac{\bar{p}_{B,M}}{p_i} = k_c \frac{\bar{p}_{B,M}}{RT} = \frac{k_y}{M_B} = k'_G p_i = k'_y = k'_c \frac{p_i}{RT} = k'_c c$		
Líquidos		
$N_A = k'_L \Delta c_A$	$N_A = k_L \Delta c_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{moles/vol})}$
$N_A = k'_x \Delta x_A$	$N_A = k_x \Delta x_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{(\text{tiempo})(\text{área})(\text{fracción mol})}$
Conversiones		
$F = k_x x_{B,M} = k_L x_{B,M} c = k'_L c = k'_L \frac{p}{M} = k'_x$		

Contratransferencia equimolal [$N_A = -N_B$, $N_A/(N_A + N_B) = co$]:

$$N_A = \begin{cases} k'_G(\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}) = k'_y(y_{A1} - y_{A2}) = k'_c(c_{A1} - c_{A2}) & \text{gases:} \\ k'_x(x_{A1} - x_{A2}) = k'_L(c_{A1} - c_{A2}) & \text{líquidos:} \end{cases} \quad (3.5)$$

$$(3.6)$$

Una expresión de este tipo fue sugerida desde 1897^[45] con respecto a la disolución de sólidos en líquidos. Por supuesto, tales expresiones son análogas a la definición de un coeficiente de transferencia de calor, h : $q = h(t_1 - t_2)$. Aunque el concepto de coeficiente de transferencia de calor puede aplicarse, generalmente, al menos en la ausencia de transferencia de masa, los coeficientes de las ecuaciones (3.3) y (3.4) son más restringidos. Así, k_c en la ecuación (3.3) puede considerarse como un reemplazo de D_{AB}/z en la integración de la ecuación (2.1); el término de flujo total de la ecuación (2.4) se ignora al igualarla a N_A . Por lo tanto, los coeficientes de las ecuaciones (3.3) y (3.4) son generalmente útiles sólo para rapidezces de transferencia de masa bajas. Los valores medidos bajo un nivel de rapidez de transferencia deben convertirse a F , a fin de utilizarlos con la ecuación (3.1), antes de aplicarlos a otra. Para obtener la relación entre F y las k , obsérvese que para los gases, por ejemplo, F reemplaza a $D_{AB}p_i/RTz$ en la ecuación (2.25), y que k_G reemplaza a $D_{AB}p_i/RTz\bar{p}_{B,M}$ en la ecuación (2.30). De aquí, $F = K_G\bar{p}_{B,M}$. De esta forma se obtuvieron las conversiones de la tabla 3.1. Puesto que el término de flujo total $N_A + N_B$ en la ecuación (2.4) es cero para la contratransferencia equimolal, $F = k'_y$ (gases), y $F = k'_x$ (líquidos); en este caso, las ecuaciones (3.5) y (3.6) son idénticas a la ecuación (3.1).

Muchos de los datos de transferencia de masa en donde $N_A/(N_A + N_B)$ no es ni la unidad, ni infinito, se han descrito, no obstante, en función de los coeficientes de tipo k . Antes de que éstos puedan utilizarse para otras situaciones, deben convertirse a F .

En unas cuantas situaciones límite, los coeficientes de transferencia de masa pueden deducirse de los principios teóricos. Sin embargo, en la mayoría de los casos se depende de la medición directa en condiciones conocidas de los coeficientes de transferencia de masa que se usarán posteriormente en el diseño de equipo.

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN FLUJO LAMINAR

Al menos en principio, no se necesitan coeficientes de transferencia de masa en el flujo laminar, puesto que prevalece la difusión molecular y pueden utilizarse las relaciones del capítulo 2 para calcular la rapidez de la transferencia de masa. Sin embargo, es deseable poseer un método uniforme para trabajar tanto con flujo laminar como turbulento.

Debe ser posible calcular los coeficientes de transferencia de masa para el flujo laminar. Dicho cálculo puede efectuarse mientras se puedan describir las

condiciones de flujo y los modelos matemáticos sean susceptibles de resolución, con lo cual se puede efectuar dicho cálculo. Sin embargo, estos requerimientos no se dan en la práctica; además, la simplificación requerida para permitir las operaciones matemáticas ocasiona a menudo que los resultados se alejen de la realidad. No es propósito de este libro exponer estos métodos con detalle, puesto que se explican adecuadamente en otros lugares^[6,7]. Se va a escoger una situación relativamente sencilla para ilustrar la técnica general y proporcionar ciertas bases para considerar el flujo turbulento.

Transferencia de masa de un gas a una película líquida descendente

La figura 3.4 muestra un líquido en una película delgada en flujo laminar, líquido que desciende en una superficie lisa vertical mientras es expuesto a un gas A, que se disuelve en el líquido. El líquido contiene una concentración uniforme de c_{A0} , en la parte superior. En la superficie del líquido, la concentración del gas disuelto es $c_{A,i}$, en equilibrio con la presión de A en la fase gaseosa. Puesto que $c_{A,i} > c_{A0}$, el gas se disuelve en el líquido. El problema es obtener el coeficiente de transferencia de masa k_L , con el cual se pueda calcular la cantidad de gas disuelto después de que el líquido recorra en su descenso la distancia L .

El problema se resuelve usando simultáneamente la ecuación de continuidad para el componente A, ecuación (2.17), y la ecuación que describe el movimiento del líquido, es decir, mediante las ecuaciones de Navier-Stokes. La solución simultánea de este formidable conjunto de ecuaciones diferenciales parciales sólo

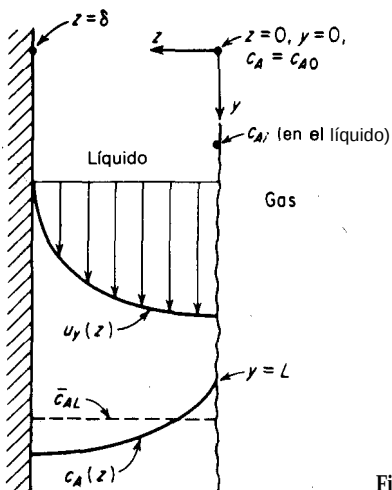


Figura 3.4 Película descendente de líquido.

es posible de resolver cuando se han realizado varias simplificaciones. Respecto del **propósito** actual, se supondrá lo siguiente:

1. No hay reacción química, R_A de la ecuación (2.17) = 0.
2. Las condiciones no cambian en la dirección x (perpendicular al plano del papel, figura 3.4). Todas las derivadas con respecto a x de la ecuación (2.17) = 0.
3. Prevalecen las condiciones de estado estacionario. $\partial c_A / \partial \theta = 0$.
4. La rapidez de absorción del gas es muy pequeña. Esto significa que u_z en la ecuación (2.17), debida a la difusión de A, es esencialmente cero.
5. La difusión de A en la dirección y es despreciable en comparación con el movimiento descendente de A debido al flujo total. Por lo tanto, $D_{AB} \partial^2 c_A / \partial y^2 = 0$.
6. Las propiedades físicas (D_{AB} , ρ , μ) son constantes.

Entonces, la ecuación (2.17) se reduce a

$$u_y \frac{\partial c_A}{\partial y} = D_{AB} \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \quad (3.7)$$

la cual establece que cualquier A agregada al líquido descendente en cualquier punto z , sobre un incremento en y , llega ahí mediante difusión en la dirección z . Las ecuaciones de movimiento en estas condiciones se reduce a

$$\mu \frac{d^2 u_y}{dz^2} + \rho g = 0 \quad (3.8)$$

Se conoce bien la solución de la ecuación (3.8) en las condiciones de $u_y = 0$, en $z = \delta$, y de $du_y/dz = 0$ en $z = 0$

$$u_y = \frac{\rho g \delta^2}{2\mu} \left[1 - \left(\frac{z}{\delta} \right)^2 \right] = \frac{3}{2} \bar{u}_y \left[1 - \left(\frac{z}{\delta} \right)^2 \right] \quad (3.9)$$

en donde $\bar{u}_y$ es la velocidad promedio total. Entonces, el espesor de la película es

$$\delta = \left(\frac{3 \bar{u}_y \mu}{\rho g} \right)^{1/2} = \left(\frac{3 \mu \Gamma}{\rho^2 g} \right)^{1/3} \quad (3.10)$$

en donde Γ es la rapidez de masa del flujo del líquido por unidad de espesor de la película en la dirección x . Sustituyendo la ecuación (3.9) en la (3.7)

$$\frac{3}{2} \bar{u}_y \left[1 - \left(\frac{z}{\delta} \right)^2 \right] \frac{\partial c_A}{\partial y} = D_{AB} \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \quad (3.11)$$

que se resuelve con las siguientes condiciones:

1. En $z = 0$, $c_A = c_{A,i}$, para todos los valores de y .

- En $z = \delta$, $\partial c_A / \partial z = 0$ para todos los valores de y , puesto que no hay difusión en la pared sólida.
- En $y = 0$, $c_A = c_{A0}$ para todos los valores de z .

Se obtiene para la solución una expresión general (una serie infinita) que da c_A para cualesquier z y y ; se proporciona de esta forma una distribución de concentración $c_A(z)$ en $y = L$, como la que se muestra en la figura 3.4. La $\bar{c}_{A,L}$ promedio total en $y = L$ puede encontrarse en la forma de la ecuación (3.2). El resultado es^[31]

$$\frac{c_{A,i} - \bar{c}_{A,L}}{c_{A,i} - c_{A0}} = 0.7857e^{-5.1213\eta} + 0.1001e^{-39.318\eta} + 0.03599e^{-105.64\eta} + \dots \quad (3.12)$$

en donde $\eta = 2D_{AB}L/3\delta^2\bar{u}_y$. Por tanto, la rapidez total de absorción es $\bar{u}_y\delta(\bar{c}_{A,L} - c_{A0})$ por unidad de espesor de la película líquida.

Alternativamente para obtener un coeficiente de transferencia de masa local, la ecuación (2.4), para el caso del flujo total despreciable en la dirección z ($N_A + N_B = 0$), se puede combinar con la ecuación (3.4); recuérdese empero que los coeficientes de transferencia de masa utilizan *fluxes* en la interfase ($z = 0$)

$$N_A = -D_{AB}\left(\frac{\partial c_A}{\partial z}\right)_{z=0} = k_L(c_{A,i} - \bar{c}_{A,L}) \quad (3.13)$$

Sin embargo, en este caso, debido a la naturaleza de la serie que describe c_A , la derivada no está definida en $z = 0$. Por tanto, es mejor trabajar con un coeficiente promedio para la superficie líquido-gas completa. La rapidez con la cual A es arrastrada por el líquido en cualquier y , por unidad de espesor en la dirección x , es $\bar{u}_y\delta c_A$ moles/tiempo. Por lo tanto, para una distancia dy , por unidad de espesor, la rapidez de absorción del soluto es, en moles/tiempo

$$\bar{u}_y\delta d\bar{c}_A = k_L(c_{A,i} - \bar{c}_A) dy \quad (3.14)$$

$$\bar{u}_y\delta \int_{\bar{c}_A=c_{A0}}^{\bar{c}_A=\bar{c}_{A,L}} \frac{d\bar{c}_A}{c_{A,i} - \bar{c}_A} = \int_0^L k_L dy = k_{L,pr} \int_0^L dy \quad (3.15)$$

$$k_{L,pr} = \frac{\bar{u}_y\delta}{L} \ln \frac{c_{A,i} - c_{A0}}{c_{A,i} - \bar{c}_{A,L}} \quad (3.16)$$

la cual define el coeficiente promedio. Ahora bien, para *rapideces* bajas de flujo o largos tiempos de contacto del líquido con el gas (generalmente para números de Reynolds para películas $Re = 4\Gamma/\mu$ menores de 100), sólo se necesita utilizar el primer término de la serie de la ecuación (3.12). Sustituyendo en la ecuación (3.16)

$$k_{L,pr} = \frac{\bar{u}_y\delta}{L} \ln \frac{e^{5.1213\eta}}{0.7857} = \frac{\bar{u}_y\delta}{L} (0.241 + 5.1213\eta) \approx 3.41 \frac{D_{AB}}{\delta} \quad (3.17)$$

$$\frac{k_{L,av}\delta}{D_{AB}} = Sh_{av} \approx 3.41 \quad (3.18)$$

en donde Sh representa el número de Sherwood, la transferencia de masa análoga al número de Nusselt para transferencia de calor. Un desarrollo similar para números de Reynolds grandes o tiempo de contacto **pequeño**^[53] lleva a

$$k_{L,pr} = \left(\frac{6D_{AB}\Gamma}{\pi\rho\delta L} \right)^{1/2} \quad (3.19)$$

$$Sh, = \left(\frac{3}{2\pi} \frac{\delta}{L} Re Sc \right)^{1/2} \quad (3.20)$$

El producto **ReSc** es el número de Péclet, Pe .

Estas k_L promedio pueden utilizarse para calcular la rapidez de absorción total. Por lo tanto, el flux promedio $N_{A,pr}$ para la superficie completa gas-líquido, por unidad de espesor, es la diferencia entre la rapidez de flujo de A en el líquido en $y = L$ y en $y = 0$, dividida entre la superficie líquida. Esto puede utilizarse con alguna diferencia de concentración promedio

$$N_{A,pr} = \frac{\bar{u}_y\delta}{L} (\bar{c}_{A,L} - c_{A0}) = k_{L,pr} (c_{A,i} - \bar{c}_A)_M \quad (3.21)$$

La sustitución de $k_{L,pr}$ en la ecuación (3.16) muestra que es necesario el promedio logarítmico de la diferencia en la parte superior e inferior de la película

$$(c_{A,i} - \bar{c}_A)_M = \frac{(c_{A,i} - c_{A0}) - (c_{A,i} - \bar{c}_{A,L})}{\ln[(c_{A,i} - c_{A0}) / (c_{A,i} - \bar{c}_{A,L})]} \quad (3.22)$$

Los datos experimentales muestran que la $k_{L,pr}$ **obtenida** puede ser bastante mayor que los valores teóricos, aun para rapideces ‘de transferencia de masa bajas, debido a agitaciones y ondas no consideradas en el análisis, que se forman en valores de Re , que se inician aproximadamente a 25. Las ecuaciones se aplican para Re superiores a 1 200, si se eliminan las agitaciones mediante la adición de agentes **humectantes**^[37]. La **absorción** rápida, como en el caso de gases muy solubles, produce valores importantes de u_i ; **esto causa** mayores discrepancias, debido a la alteración del perfil de velocidad en la película. También puede alterarse el perfil de velocidad por el flujo del gas, de tal forma que aun en el caso más sencillo, cuando los dos fluidos se mueven, k_L depende de las dos rapideces de flujo.

Ejemplo 3.1 Calcular la rapidez de absorción de CO_2 en una **película** de agua descendente sobre una pared vertical de 1 m de longitud a un gasto de 0.05 **kg/s** por metro de espesor a 25 °C. El gas es **CO_2** puro a 1 atm std. Inicialmente, **el** agua **está** esencialmente libre de **CO_2** .

SOLUCIÓN La solubilidad del CO_2 en agua a 25°C , atm std, es $c_{A,i} = 0.0336 \text{ kmol/m}^3_{\text{sol}}$; $D_{AB} = 1.96(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$; densidad de la sol. $\varrho = 998 \text{ kg/m}^3$ y la viscosidad $\mu = 8.94(10^{-4}) \text{ kg/m s}$. $\Gamma = 0.05 \text{ kg/m s}$, $L = 1 \text{ m}$.

$$\delta = \left(\frac{3\mu\Gamma}{\rho^2 g} \right)^{1/3} = \left[\frac{3(8.94 \times 10^{-4})(0.05)}{(998)^2(9.807)} \right]^{1/3} = 2.396 \times 10^{-4} \text{ m}$$

$$\text{Re} = \frac{4\Gamma}{\mu} = \frac{4(0.05)}{8.94 \times 10^{-4}} = 203$$

En consecuencia, se debe aplicar la ecuación (3.19)

$$\begin{aligned} k_{L, \text{pr}} &= \left(\frac{6D_{AB}\Gamma}{\pi\rho\delta L} \right)^{1/2} = \left[\frac{6(1.96 \times 10^{-9})(0.05)}{\pi(998)(2.396 \times 10^{-4})(1)} \right]^{1/2} \\ &= 2.798 \times 10^{-5} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol/m}^3) \\ \bar{u}_y &= \frac{\Gamma}{\rho\delta} = \frac{0.05}{998(2.396 \times 10^{-4})} = 0.209 \text{ m/s} \end{aligned}$$

En la parte superior, $c_{A,i} - \bar{c}_A = c_{A,i} - c_{A0} = c_{A,i} = 0.0336 \text{ kmol/m}^3$.

En el fondo, $c_{A,i} - \bar{c}_{A,L} = 0.0336 - \bar{c}_{A,L} \text{ kmol/m}^3$.

El **flux** de absorción está dado por las ecuaciones (3.21) y (3.22)

$$\frac{0.209(2.396 \times 10^{-4})\bar{c}_{A,L}}{1} = \frac{(2.798 \times 10^{-5})[0.0336 - (0.0336 - \bar{c}_{A,L})]}{\ln[0.0336 / (0.0336 - \bar{c}_{A,L})]}$$

Por lo tanto,

$$\bar{c}_{A,L} = 0.01438 \text{ kmol/m}^3$$

se calcula que la rapidez de absorción es

$$\begin{aligned} \bar{u}_y (\bar{c}_{A,L} - c_{A0}) &= 0.209(2.396 \times 10^{-4})(0.01438 - 0) \\ &= 7.2(10^{-7}) \text{ kmol/s m de espesor} \end{aligned}$$

El valor real puede ser mayor.

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN FLUJO TURBULENTO

En la mayoría de las situaciones prácticamente útiles interviene el flujo turbulento. Por lo general, para dichas situaciones no es posible calcular coeficientes de transferencia de masa, debido a la imposibilidad para describir matemáticamente las condiciones de flujo. En lugar de esto, se confía en datos experimentales. Sin embargo, los datos son de aplicación limitada a tanto con respecto a circunstancias y situaciones como al rango de las propiedades del fluido. Por lo tanto, es importante que su aplicación pueda extenderse a situaciones no cubiertas experimentalmente y que pueda utilizarse como ayuda del conocimiento sobre otros procesos de transferencia (particularmente, de calor).

En este sentido, hay muchas teorías que tratan de interpretar o explicar el comportamiento de los coeficientes de transferencia de masa; por ejemplo, la teoría de la película, la de penetración, la de renovación de la superficie y otras. Todas ellas son hipótesis que constantemente se están revisando. Es útil recordar que los coeficientes de transferencia, tanto para transferencia de calor como de masa, son medios utilizados para trabajar con situaciones que no se comprenden completamente; así que incluyen en una única cantidad efectos que son el resultado tanto de la difusión molecular como de la turbulenta. La contribución relativa de estos efectos, y más aún el carácter detallado de la difusión turbulenta en sí, difiere de una situación a otra. Se obtendrá interpretación o explicación final de los coeficientes de transferencia, sólo cuando queden resueltos los problemas de la mecánica de fluidos; entonces será posible abandonar el concepto del coeficiente de transferencia.

Difusión de remolino

Va a resultar útil efectuar inicial y brevemente una exposición elemental de la turbulencia de fluidos, a fin de introducir las definiciones de los términos utilizados para describir la transferencia en condiciones de turbulencia. La turbulencia se caracteriza por un movimiento de las partículas del fluido, movimiento que es irregular con respecto al tiempo y al sentido. Así, para un fluido que fluye turbulentamente en una tubería (figura 3.5), el flujo se realiza, en forma neta, en la dirección axial (o x). En cualquier lugar 2 dentro de la región central de la sección transversal, el promedio de tiempo de la velocidad puede ser u_x , pero en cualquier instante, la velocidad real será $u_x + u'_{ix}$, en donde u'_{ix} es la velocidad de *desviación* o *fluctuante*. Los valores de u'_{ix} varían con el tiempo en un rango de valores positivos a negativos; el promedio temporal será cero, aunque u'_x , la raíz cuadrada del promedio temporal de $(u'_{ix})^2$ será finita. Aun cuando el valor del promedio temporal de $u_x = 0$; puesto que el flujo neto está dirigido axialmente, la velocidad de desviación en la dirección z será u'_{iz} en cualquier instante.

Puede imaginarse que el fluido turbulento está formado por grupos de fluido o remolinos con un rango amplio de **tamaño**^[15, 28, 59].

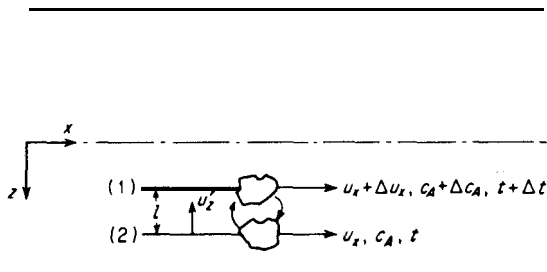


Figura 3.5 Difusión de remolino.

Los remolinos **más** grandes, cuyas dimensiones en el caso de flujo en una tubería equivalen al radio de la tubería, tal vez contenga únicamente **20** por ciento de la energía cinética de la turbulencia. Estos remolinos, regulados por remolinos más pequeños, producen remolinos más y más pequeños, a los cuales les transfieren su energía. Los remolinos de **tamaño** mediano, llamados remolinos “que contienen energía”, proporcionan la mayor contribución a la energía cinética de la turbulencia. Los remolinos más pequeños, que finalmente disipan su energía a través de la viscosidad, son nuevamente energizados mediante remolinos mayores; se establece así un estado de equilibrio. Este rango del espectro de energía llega a perder toda relación con los medios por los cuales se produjo originalmente la turbulencia y sólo depende de la rapidez con la cual se adquiere y se disipa la energía. Por esta razón, se le llama el rango “universal”. La característica de la turbulencia en este rango, es la isotropía, es decir:

$$u'_x = u'_y = u'_z \quad (3.23)$$

Kolmogoroff^[34] definió la velocidad u'_d y la escala de longitud l_d de estos **pequeños** remolinos en función de la potencia inicial por unidad de masa del fluido, P/m :

$$u'_d = \left(\frac{\nu P g_c}{m} \right)^{1/4} \quad (3.24)$$

$$l_d = \left(\frac{\nu^3 m}{P g_c} \right)^{1/4} \quad (3.25)$$

o, después de eliminar ν ,

$$\frac{P g_c}{m} = \frac{u_d'^3}{l_d} \quad (3.26)$$

En el **equilibrio**, cuando la pérdida de energía de los remolinos de tamaño mediano se realiza a la misma rapidez que la rapidez utilizada para producir los remolinos pequeños, debe aplicarse una relación similar a los remolinos de tamaño mediano:

$$\frac{P g_c}{m} = A \frac{u_e'^3}{l_e} \quad (3.27)$$

en donde A es una constante del orden de la unidad.

El **tamaño** de los remolinos más pequeños puede calcularse de la siguiente forma, en el caso del flujo en una tubería.

Ejemplo 3.2 Considérese el flujo de agua a 25°C en un tubo con D.I. de 25 mm a una velocidad promedio de $\bar{u} = 3$ m/s. $\mu = 8.937(10^{-4})$ kg/m · s, $\rho = 997$ kg/m³.

$$d = 0.025 \text{ m} \quad \text{Re} = \frac{d \bar{u} \rho}{\mu} = 83 \, 670$$

En este número de Reynolds, el factor de fricción de Fanning para tubos lisos (*The Chemical Engineers' Handbook*, 5a. ed., p. 5-22; McGraw-Hill; Nueva York, 1973) es $f = 0.0047$.

$$\Delta p_f = \text{caída de presión} = \frac{2pfLu^2}{dg_c}$$

en donde L = longitud de la tubería. Sea $L = 1$ m, entonces

$$\Delta p_f = \frac{2(997)(0.0047)(1)(3)^2}{0.025(1)} = 3314 \text{ N/m}^2$$

La potencia empleada es igual al producto de la rapidez de flujo volumétrico y la caída de presión:

$$P = \frac{\pi}{4} d^2 \bar{u} \Delta p_f = \frac{\pi}{4} (0.025)^2 (3)(3374) = 4.97 \text{ N} \cdot \text{m/s para una tubería de 1 m}$$

$$\text{La masa asociada} = \frac{\pi}{4} d^2 L \rho = \frac{\pi}{4} (0.025)^2 (1)(997) = 0.489 \text{ kg}$$

$$\frac{P}{\dot{m}} = \frac{4.97}{0.489} = 10.16 \text{ N} \cdot \text{m/kg} \cdot \text{s}$$

Ecuación (3.25):

$$l_d = \left[\left(\frac{8.937}{997} 10^{-4} \right)^3 \frac{1}{10.16(1)} \right]^{1/4} = 1.63 \times 10^{-5} \text{ m}$$

Ecuación (3.24)

$$u'_d = \left[\frac{(8.937 \times 10^{-4})(10.16)(1)}{997} \right]^{1/4} = 0.0549 \text{ m/s}$$

Sin embargo, es útil un punto de vista más sencillo de la turbulencia para entender algunos de los **conceptos** utilizados en la transferencia de masa. En la figura 3.5 se considera una segunda posición 1, en donde la velocidad x es mayor que en 2 por $\Delta u_x = -l \, du_x/dz$. La distancia l , la *longitud de mezclado de Prandtl*, está definida de tal forma que $u'_x = \Delta u_x = -l \, du_x/dz$. Debido a la velocidad fluctuante en la dirección z , una partícula de fluido, un remolino, puede moverse de 2 a 1 a una velocidad u'_{iz} , pero será reemplazada por un remolino del mismo volumen que se mueva de 1 a 2. En la teoría de Prandtl, los remolinos, mantienen su identidad durante el intercambio, pero se mezclan con el fluido en su nueva posición. Claramente, esto es una gran simplificación de los conceptos presentados anteriormente.

La masa velocidad del intercambio del remolino es $\rho u'_{iz}$; debido a las diferentes velocidades en 1 y 2, habrá un flux de **transferencia de cantidad de movimiento** $\rho u'_{iz} u'_{ix}$. Si u'_{iz} son esencialmente iguales, se tendrá como resultado un esfuerzo cortante promedio, a causa del intercambio del remolino bajo turbulencia.

$$\tau_{\text{turb}} g_c = \rho |u'_{iz} u'_{ix}| = \rho u'_z u'_x = \rho (u'_x)^2 = \rho l^2 \left(\frac{du_x}{dz} \right)^2 \quad (3.28)$$

Por supuesto, el movimiento molecular todavía favorece el esfuerzo cortante, como se ve en la ecuación (2.47), de tal forma que el esfuerzo cortante *total* se vuelve

$$\tau g_c = -\mu \frac{du_x}{dz} + \rho l^2 \left(\frac{du_x}{dz} \right)^2 = - \left[\mu + \rho l^2 \left(- \frac{du_x}{dz} \right) \right] \frac{du_x}{dz} = - \left(\frac{\mu}{\rho} + E_v \right) \frac{d(u_x \rho)}{dz} \quad (3.29)$$

E_v es la difusividad de cantidad de movimiento del remolino, longitud²/tiempo. Mientras μ o $\nu = \mu/\rho$ es una constante para un cierto fluido a temperatura y presión fijas, E_v depende del grado local de turbulencia. En las diferentes regiones del ducto, ν predomina cerca de la pared, mientras que en el centro de turbulencia predomina E_v , a un grado tal que depende de la intensidad de turbulencia.

Los remolinos originan una transferencia del soluto disuelto, como se mencionó antes. El gradiente de concentración promedio entre 1 y 2 en la figura 3.5 es $\Delta c_A/l$, proporcional al gradiente local, $-dc_A/dz$. El flux de A debido al intercambio, $u'_z \Delta c_A$ y el gradiente de concentración pueden utilizarse para definir una difusividad de remolino de masa E_D , longitud²/tiempo

$$E_D = \frac{b_1 u'_z \Delta c_A}{\Delta c_A/l} = \frac{J_{A,\text{turb}}}{-dc_A/dz} \quad (3.30)$$

en donde b_1 es una constante de proporcionalidad. El flux *total* de A, debido tanto a la difusión molecular como a la de remolino será

$$J_A = - (D_{AB} + E_D) \frac{dc_A}{dz} \quad (3.31)$$

Al igual que en el caso de la transferencia de cantidad de movimiento, D es una constante para una solución particular en condiciones fijas de temperatura y presión, mientras que E_D depende de la intensidad de la turbulencia local. D predomina en la región cercana a la pared; E_D en el centro de la turbulencia.

En la misma forma, la difusividad térmica de remolino E_H , longitud²/tiempo, puede utilizarse para describir el flux de calor como resultado de un gradiente de temperatura.

$$E_H = \frac{b_2 u'_z \Delta(\rho C_p t)}{\Delta(\rho C_p t)/l} = \frac{q_{\text{turb}}}{-d(\rho C_p t)/dz} \quad (3.32)$$

en donde b_2 es una constante de proporcionalidad. El flux de calor *total* debido a la conducción y al movimiento de remolino es

$$q = - (k + E_H \rho C_p) \frac{dt}{dz} = - (\alpha + E_H) \frac{d(\rho C_p t)}{dz} \quad (3.33)$$

Como antes, α para un cierto fluido es constante en condiciones fijas de temperaturas y presión, pero E_H varía con la intensidad de la turbulencia y, por ende, con la posición.

Las tres difusividades de remolino, de cantidad de movimiento, de calor y de masa pueden calcularse, en el siguiente orden de dificultad creciente, a partir de gradientes medidos de velocidad, temperatura y concentración, respectivamente.

Difusividad de remolino de cantidad de movimiento Para flujo turbulento en tubos circulares, $Re = 50\,000$ a $350\,000$, los datos para el centro de turbulencia ($z_+ > 30$) dan^[9]

$$\frac{2E_v}{d\bar{u}(f/2)^{0.5}} = 0.063 \left[1 + \left(\frac{2z}{d} \right)^2 - 2 \left(\frac{2z}{d} \right)^4 \right] \quad (3.34)$$

en donde z es la distancia desde el centro y f es el factor de fricción de Fanning. Esto muestra que la E_v máxima ocurre a una distancia $z = d/4$. Entonces, para agua a 25°C en un tubo liso de 5 cm diam. a $Re = 150\,000$, la velocidad promedio $\bar{u} = 2.69\text{ m/s}$, $f = 0.004$; se calcula que la E_v máxima es $2.1(10^{-4})\text{m}^2/\text{s}$, que es 238 veces la viscosidad cinemática. Para la región cercana a la pared ($z_+ < 5$), generalmente se acepta que

$$\frac{E_v}{\nu} = \left(\frac{z_+}{K} \right)^3 \quad (3.35)$$

en donde

$$z_+ = \left(\frac{d}{2} - z \right) \frac{\bar{u}}{\nu} \left(\frac{f}{2} \right)^{0.5}$$

una distancia adimensional desde la pared. El valor de K no se ha establecido en definitiva, sino que puede estar en el rango de 8.9 ^[15] a 14.5 ^[40]. Conviene señalar que la ecuación (3.35) indica que el movimiento de remolino persiste hasta la pared. También es notable que Murphree^[43] dedujese, desde 1932, la proporcionalidad entre E_v y z_+^3 . Para una región de “transición” ($z_+ = 5$ a 30)^[15],

$$\frac{E_v}{\nu} = \left(\frac{z_+}{i-i} \right)^2 \quad (3.36)$$

Ahora es posible calcular en dónde son iguales la difusividad de remolino y la de cantidad de movimiento molecular, posición que Levich sugirió como el límite exterior de la subcapa viscosa^[38]. Para $E_v = \nu$, $z_+ = 11$ y para las mismas condiciones que antes (agua a 25°C , $Re = 150\,000$, tubo de 5 mm); esto sucede a $d/2\ z = 0.082\text{ mm}$ desde la pared. La distancia menor acentúa la dificultad para obtener datos seguros.

Difusividades de remolino de calor y masa Las pruebas indican que para los números de Prandtl y Schmidt cercanos a la unidad, como para la mayoría de los gases, las difusividades de remolino de calor y masa son iguales a la difusividad

de remolino de cantidad de movimiento en todas las regiones de **turbulencia**^[15]. Para fluidos turbulentos, en donde los números de Prandtl y Schmidt son mayores que la unidad, las relaciones E_H/E_v y E_JE , variarán con la posición respecto de la pared, y en el centro de turbulencia se sitúan generalmente del rango 1.2 a 1.3, con E_D y E_H básicamente iguales ^[44, 62]. Para $z_+ = 0$ a 45, con Pr y $Sc > 1$, un análisis crítico de las pruebas teóricas y **experimentales**^[44] lleva a

$$\frac{E_D}{\nu} = \frac{E_H}{\nu} = \frac{0.00090z_+^3}{(1 + 0.0067z_+^2)^{0.5}} \quad (3.37)$$

la cual, cuando z_+ tiende a cero, se transforma en

$$\frac{E_D}{\nu} = \frac{E_H}{\nu} = \left(\frac{z_+}{10.36} \right)^3 \quad (3.38)$$

La región cercana a la pared, en donde la difusividad molecular es mayor que la difusividad de remolino de masa, se llama la subcapa **difusional**^[38]; puede calcularse su extensión en casos particulares. Por ejemplo, para el flujo de agua a 25 °C, en el tubo considerando antes, $\nu = 8.964(10^{-7}) \text{ m}^2/\text{s}$, y normalmente para solutos en agua, D es el orden de $10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$. Si E_D se fija igual a D , la **ecuación** (3.37) da $z_+ = 1.08$; por tanto, cuanto menor sea D y cuanto mayor sea Sc , tanto más caerá la subcapa difusional dentro de la subcapa viscosa.

En este z_+ para el tubo considerado antes y $Re = 150\,000$, la distancia desde la pared es 0.008 mm.

Los coeficientes de transferencia de masa que cubren la transferencia de material desde una interfase hasta la zona de turbulencia, dependen de la difusividad total $D + E_D$. El éxito de que dicha transferencia se calcule teóricamente en la forma utilizada para el flujo laminar, depende del conocimiento de cómo varía la relación E_D/D en toda la longitud de la trayectoria de difusión. El conocimiento de cómo varía la relación E_v/ν , será directamente útil sólo en el caso en que $E_D = E_v$, lo cual en general es cierto. Sin embargo, el conocimiento de los coeficientes de transferencia de calor, que dependen de E_H/ν , son de utilidad para predecir los coeficientes de transferencia de masa, puesto que E_H y E_D son evidentemente iguales, excepto para los metales líquidos.

Teoría de la película

Se presenta a continuación la descripción más antigua y mas obvia del significado de los coeficientes de transferencia de masa; está tomada de un concepto similar utilizado para la transferencia de calor por convección. Cuando un fluido fluye turbulentamente a través de una superficie sólida, al tiempo que la transferencia de masa se efectúa de la superficie hacia el fluido, la relación **concentración**-distancia es parecida a la que se muestra en la curva oscura de la figura 3.6, cuya forma está controlada por la relación continuamente variante de E_D a D . La

teoría de la película postula que la concentración seguirá la curva punteada de la figura, de tal forma que la diferencia de concentración total, $c_{A1} - c_{A2}$ se atribuye a la difusión molecular dentro de una película “efectiva” de espesor z_F . Respecto de la aplicación útil de esta teoría, hace tiempo se **reconoció**^[39] que la película debía ser muy **pequeña** en relación con la cantidad que pasa a través de ella, o a fin de que el gradiente de concentración se alcanzara con rapidez. El gradiente de concentración en la película es el característico del estado estacionario.

En la ecuación (3.1) es claro que F simplemente reemplazó al agrupamiento $D_{AB}c/z$ de la ecuación (2.22). La teoría de la película establece que z en la ecuación (2.21) es z_F , o espesor efectivo de la película, el cual depende de la naturaleza de las condiciones de flujo. En la misma forma, las z de las ecuaciones (2.26), (2.30), (2.34), (2.40), (2.41) y (2.43) se toman como z_F , incorporada en las k de las ecuaciones (3.3) a (3.6).

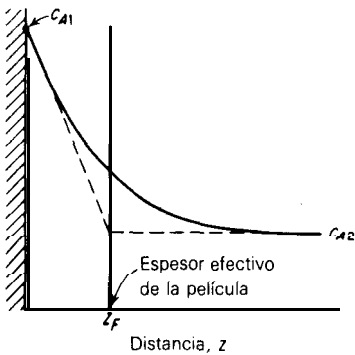


Figura 3.6 Teoría de la película.

Por lo tanto, la teoría de la película predice que F y los coeficientes de transferencia de masa del tipo de las k , para diferentes solutos que están siendo transferidos bajo las mismas condiciones de flujo de fluidos, son directamente proporcionales a las D para los solutos. Por otra parte, se observa para el flujo turbulento una dependencia menor, proporcional a D^n , en donde n puede ser desde casi cero hasta 0.8 o 0.9, según las circunstancias. La sencilla teoría de la película, que se opone a nuestro conocimiento del flujo turbulento (véanse los conceptos anteriores), ha sido, por tanto, bastante desacreditada. Sin embargo, funciona bien cuando se trabaja con un flux de transferencia de masa elevado [ec. (3. 1)], el efecto de la transferencia de masa sobre la transferencia de calor y al predecir el efecto de la velocidad de una reacción química sobre la transferencia de **masa**^[14].

Con frecuencia se llaman “coeficientes de película”, los coeficientes de transferencia de masa y de calor.

Transferencia de masa en interfases de fluidos

Debido a que la velocidad en una interfase de un fluido, como en el contacto entre un gas y un líquido, no es cero, se han creado algunas teorías para reemplazar a la teoría de la película.

Teoría de la penetración Higbie [27] hizo hincapié en que en muchos casos es pequeño el tiempo de exposición de un fluido a la transferencia de masa, y que, por ende, no llega a desarrollarse el gradiente de concentración de la teoría de la película, característico del estado estacionario.

En realidad su teoría fue concebida para describir el contacto entre dos fluidos, como en la figura 3.7. En ésta, tal como Higbie lo describió en la figura 3.7a, una burbuja de gas asciende a través de un líquido que absorbe al gas. Una partícula del líquido b , que se encuentra inicialmente en la parte superior de la burbuja, está en contacto con el gas durante el tiempo θ que la burbuja requiere para ascender una distancia igual a su diámetro, mientras que la partícula líquida resbala a lo largo de la superficie de la burbuja. Una aplicación a los casos en los cuales el líquido esté en movimiento turbulento, como en la figura 3.7b¹³, muestra un remolino b que asciende desde las profundidades turbulentas del líquido y que permanece expuesto un tiempo θ a la acción del gas. En esta teoría, el tiempo de exposición se toma como una constante para todos los remolinos o partículas del líquido.

Al principio, la concentración del gas disuelto en el remolino es c_{A0} invariablemente; se considera que internamente el remolino está estancado. Cuando el remolino se expone al gas en la superficie, la concentración en el líquido en la interfase gas-líquido es c_{Ai} , la cual puede tomarse como la solubilidad en el equilibrio del gas en el líquido. Durante el tiempo θ , la partícula líquida está sujeta a difusión en estado no estacionario o penetración del soluto en la dirección z ; como aproximación, puede aplicarse la ecuación (2.18)

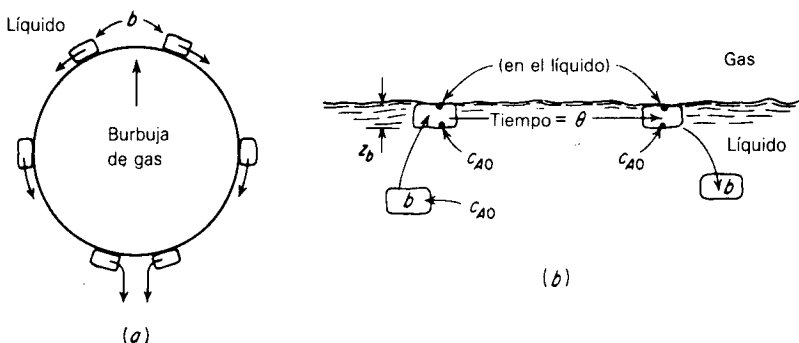


Figura 3.7 Teoría de la penetración.

$$\frac{\partial c_A}{\partial \theta} = D_{AB} \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \quad (3.39)$$

Cuando hay tiempos cortos de exposición y una difusión lenta en el líquido, las moléculas de soluto en solución nunca pueden alcanzar la profundidad z_b correspondiente al espesor del remolino; por ello, desde el punto de vista del soluto, z_b es básicamente infinito. Entonces, las condiciones en la ecuación (3.39) son

$$c_A = \begin{cases} c_{A0} & \text{en } \theta = 0 & \text{para toda } z \\ c_{A,i} & \text{en } z = 0 & \text{para } \theta > 0 \\ c_{A0} & \text{en } z = \infty & \text{para toda } \theta \end{cases}$$

Resolviendo la ecuación (3.39) y procediendo tal como se indicó con anterioridad respecto de una película descendente, se obtiene el flux promedio durante el tiempo de exposición,

$$N_{A, pr} = 2(c_{A,i} - c_{A0}) \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi \theta}} \quad (3.40)$$

comparando con la ecuación (3.4), se observa

$$k_{L, pr} = \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi \theta}} \quad (3.41)$$

con $k_{L, pr}$ proporcional a $D_{AB}^{0.5}$ para diferentes solutos en las mismas circunstancias. La dependencia indicada de D es típica de los tiempos cortos de exposición, en donde la profundidad de la penetración del soluto es pequeña con respecto a la profundidad de la fosa absorbente [compárese la ecuación (3.19)]. Como se sena-16 antes, experimentalmente se han encontrado distintos exponentes para D , que van desde casi cero hasta 0.8 o 0.9.

Teorías de renovación de la superficie Danckwerts^[13] señaló que la teoría de Higbie, con su tiempo constante de exposición de los remolinos de fluido en la superficie, es un caso especial de lo que puede ser un panorama más realista, en donde los remolinos estén expuestos a diferentes intervalos de tiempo. La interfase líquido-gas es entonces un mosaico de elementos superficiales con diferentes registros de tiempo de exposición y puesto que la rapidez de penetración del soluto depende del tiempo de exposición, la rapidez promedio por unidad de área superficial debe determinarse sumando los valores individuales. Danckwerts supuso que la posibilidad de que un elemento de la superficie fuera reemplazado por otro casi no dependía del tiempo que hubiese permanecido en la superficie; luego, to-

mando a s como la rapidez fraccionaria de reemplazo de los elementos, Danckwerts encontró

$$N_{A, pr} = (c_{A,i} - c_{A0}) \sqrt{D_{AB}s} \quad (3.42)$$

$$k_{L, pr} = \sqrt{D_{AB}s} \quad (3.43)$$

Danckwerts **señaló** que todas las teorías de este tipo, derivadas de las condiciones originales a la frontera en la ecuación (3.39), llevan a $k_{L, pr}$ proporcional a $D_{AB}^{0.5}$, sin importar la naturaleza de la rapidez de renovación de la superficie s que se aplique. Subsecuentemente, ha habido muchas modificaciones a este enfoque [26, 35].

Teoría combinada de renovación de la superficie de la película Dobbins^[17,18] se interesó en la rapidez con que absorben oxígeno los arroyos y ríos en movimiento; **señaló** que la teoría de la película ($k_L \propto D_{AB}$) supone que los elementos superficiales están lo suficientemente expuestos para que el perfil de concentración dentro de la película sea característico del estado estacionario; asimismo, indicó que las teorías de penetración y de renovación de la superficie ($k_L \propto D_{AB}^{0.5}$) suponen, por el contrario, que los elementos superficiales se encuentran a una profundidad infinita y que el soluto, que se está difundiendo, nunca alcanza la región inferior de concentración constante. La dependencia observada, $k \propto D_{AB}^n$ con n dependiente de las circunstancias, puede explicarse permitiendo que los elementos superficiales o remolinos tengan una profundidad finita.

De acuerdo con lo anterior, reemplazó la tercera condición a la frontera en la ecuación (3.39) por $c_A = c_{A0}$, para $z = z_b$, en donde z_b es finita. Utilizando la rapidez de renovación de los elementos superficiales de Danckwerts, obtuvo

$$k_{L, pr} = \sqrt{D_{AB}s} \coth \sqrt{\frac{sz_b^2}{D_{AB}}} \quad (3.44)$$

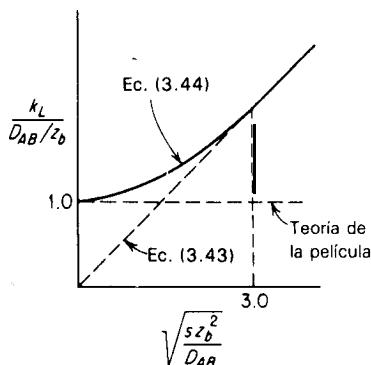


Figura 3.8 Teoría combinada de la película-renovación de la superficie. (Por Dobbins [17].)

Esto se muestra en la figura 3.8. Para penetración rápida (D_{AB} grande), para la rapidez de renovación superficial pequeña (s pequeña) o para elementos superficiales de poco espesor, los coeficientes de transferencia de masa adquieren el carácter descrito por la teoría de la película; por lo contrario, para penetración lenta o renovación rápida, se sigue la ecuación (3.43). En consecuencia, $k_L \propto D_{AB}^n$, en donde n puede tomar cualquier valor entre los límites 0.5 y 1.0, lo cual explicaría muchas observaciones. Toor y Marchello^[59] han hecho sugerencias similares.

King [33, 36] ha propuesto modificaciones que integran la noción de renovación superficial con un amortiguamiento de las difusividades de remolino cerca de la superficie ocasionado esto por la tensión superficial; éstas llevan a valores de n menores de 0.5.

Teoría de estiramiento superficial Lightfoot y colaboradores [2, 3, 29, 50, 56], en un modelo promisorio, han aplicado los conceptos de penetración-renovación de la superficie a situaciones en donde cambia periódicamente con el tiempo la superficie interfacial a través de la cual sucede la transferencia de masa.

Ejemplo de lo anterior es el caso en que una gota de líquido, como acetato de etilo, asciende a través de un líquido más denso, como el agua, y en que la transferencia de masa de un soluto, como ácido acético, se efectúa desde el agua hacia la gota. Dicha gota, si es lo suficientemente grande, tiembla, oscila y cambia de forma, tal como se muestra esquemáticamente en la figura 3.9. Si la porción central de la gota es completamente turbulenta, la resistencia de la transferencia de masa de la gota reside en una capa superficial de diferentes espesores. Suceden

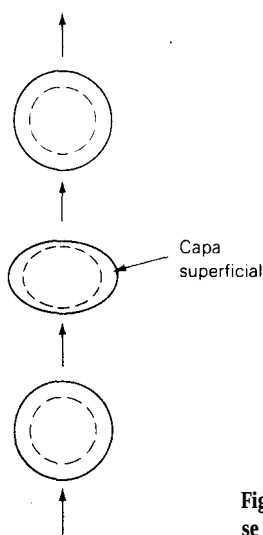


Figura 3.9 Gota de líquido que asciende a través de otro líquido (Por Rose y Kintner^[50]).

situaciones similares mientras se forman gotas y burbujas en boquillas y cuando las superficies líquidas se ondulan o agitan. Para estos casos, la teoría lleva a

$$k_{L, \text{pr}} = \frac{(A/A_r) \sqrt{D_{AB}/\pi\theta_r}}{\sqrt{\int_0^{\theta/\theta_r} \left(\frac{A}{A_r}\right)^2 d\theta}} \quad (3.45)$$

en donde A = superficie interfacial dependiente del tiempo

A_r = un valor de referencia de A , definido para cada situación

θ_r = una constante, con dimensiones 'de tiempo, definida para cada situación. Por ejemplo, para la formación de una gota, θ_r debe ser el tiempo de formación de la gota.

Puede calcularse la integral de la ecuación (3.45) una vez que se establece la naturaleza periódica de la variación de la superficie; ya se ha calculado para diferentes situaciones.

Flujo a través de sólidos; capas límite

En el caso de las teorías antes analizadas, en donde la superficie interfacial se forma entre dos fluidos, la velocidad en esa superficie **generalmente** no es cero. No obstante, cuando una de las fases es un sólido, la velocidad del fluido paralela a la superficie en la interfase debe, necesariamente, ser cero; en consecuencia, las dos circunstancias son inherentemente distintas.

En la figura 3.10, un fluido con una velocidad uniforme u_0 y una concentración uniforme de soluto c_{A0} se encuentra con una superficie sólida lisa **AK**. Puesto que la velocidad u_x es cero en la superficie y aumenta a u_0 a cierta distancia arriba de la placa, la curva **ABCD** separa la región de velocidad u_0 de la región de menor velocidad, llamada la capa límite. La capa límite puede caracterizarse mediante el flujo laminar, como en la parte inferior de la curva **AB**; empero, si la velocidad u_0 es lo suficientemente grande -para valores de $Re_x = xu_0\rho/\mu$ mayores de aproximadamente **5(10⁵)**, según la intensidad de la turbulencia de la corriente incidente-, el flujo en la totalidad de la capa límite será turbulento como en la parte inferior de la curva **CD**. Abajo de la capa límite turbulenta habrá una región más delgada, la subcapa viscosa, que se extiende desde el plato hasta la curva **FG**. Las capas límites también aparecen en el caso de flujo en la entrada de tuberías circulares, de flujo a lo largo del exterior de cilindros y en casos similares. Cuando la superficie sobre la cual el fluido pasa, se curva en forma convexa en el sentido del flujo, como en el flujo a ángulos rectos en el exterior de un cilindro y a través de una esfera, se forman capas límites bien desarrolladas si la velocidad de flujo es muy lenta. A velocidades de flujo más elevadas, sin embargo, la capa límite se separa de la superficie y se forman **remolinos** en la parte posterior del objeto.

Si la transferencia de masa se efectúa desde la superficie hasta el fluido, tal como sucede cuando un sólido se sublima en un gas o cuando un sólido se disuelve en un líquido, la concentración de soluto en el fluido es c_{A0} , en la superficie del sólido y es mayor que c_{A0} . Va a existir una curva AE y también una HJ , que separan regiones de concentración uniforme c_{A0} de regiones con valores más elevados de c_A , que corresponden a una capa límite de concentración. En la región en donde sólo existe una capa límite con velocidad laminar, las ecuaciones de movimiento y de transferencia de masa pueden resolverse simultáneamente, para proporcionar el perfil de concentración y, por medio de su pendiente en la superficie, el coeficiente de transferencia de masa laminar^[7]. Este es un problema bastante complejo, en particular si se toma en cuenta la influencia del flux de masa de A en la dirección z sobre el perfil de velocidad. Si esta influencia es despreciable y si la transferencia de masa comienza en el lado principal A , se tiene que el espesor de la capa límite de velocidad δ_u y el de la capa límite de concentración δ_c están en la relación $\delta_u/\delta_c = Sc^{1/3}$. Las mismas consideraciones se pueden aplicar si existe transferencia de calor entre la placa y el fluido.

En el flujo laminar con velocidades de transferencia de masa pequeñas y propiedades físicas constantes a través de una superficie sólida, como en la capa límite laminar bidimensional de la figura 3.10, el balance de cantidad de movimiento o la ecuación de movimiento (ecuación de Navier-Stokes) para la dirección x se vuelve^[7]

$$u_x \frac{\partial u_x}{\partial x} + u_z \frac{\partial u_x}{\partial z} = \nu \left(\frac{\partial^2 u_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u_x}{\partial z^2} \right) \quad (3.46)$$

Si existe transferencia de masa sin reacción química, la ecuación (2.17) da la ecuación de continuidad para la sustancia A

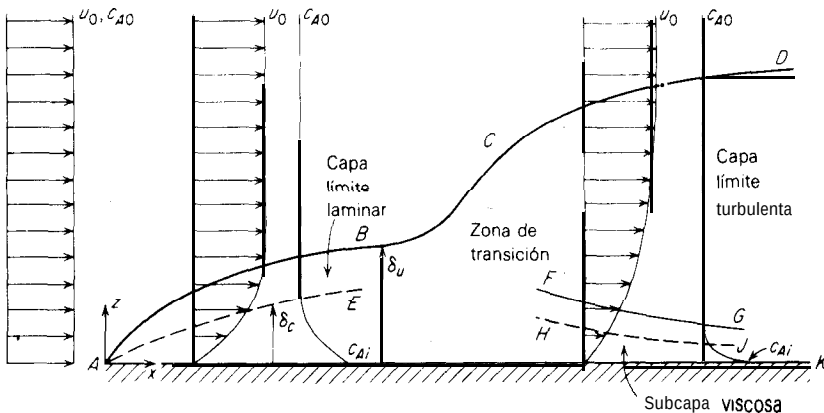


Figura 3.10 Capa límite de una placa plana.

$$u_x \frac{\partial c_A}{\partial x} + u_z \frac{\partial c_A}{\partial z} = D_{AB} \left(\frac{\partial^2 c_A}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c_A}{\partial z^2} \right) \quad (3.47)$$

y si existe transferencia de calor entre el fluido y la placa, la ecuación (2.19) proporciona

$$u_x \frac{\partial t}{\partial x} + u_z \frac{\partial t}{\partial z} = \alpha \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (3.48)$$

que deben resolverse simultáneamente, junto con la ecuación de continuidad (2.14). Es claro que todas estas ecuaciones tienen la misma forma, si u_x , c_A y t y las tres difusividades de cantidad de movimiento ν , masa D_{AB} y calor α se reemplazan entre sí en los lugares apropiados en las ecuaciones.

Al resolver dichas ecuaciones, generalmente se sustituyen formas adimensionales de las variables

$$\frac{u_x - (u_x, z=0)}{u_0 - (u_x, z=0)} = \frac{c_A - c_{A,i}}{c_{A0} - c_{A,i}} \quad y \quad \frac{t - t_i}{t_0 - t_i}$$

Entonces, las condiciones a la frontera se vuelven idénticas. Por tanto, para la figura 3.10 en $z = 0$, las tres variables adimensionales son cero, y en $z = \infty$, las tres son iguales a la unidad. En consecuencia, la forma de las soluciones, que proporcionan perfiles adimensionales de velocidad, concentración y temperatura, son iguales. Más aún, si las tres difusividades son iguales, de tal forma que $Sc = Pr = 1$, los perfiles en forma adimensional, son idénticos. Las pendientes iniciales de los perfiles de la concentración, temperatura y velocidad proporcionan los medios para calcular los respectivos coeficientes de transferencia locales

$$N_A = -D_{AB} \left(\frac{\partial c_A}{\partial z} \right)_{z=0} = k_L (c_{A,i} - c_{A0}) \quad (3.49)$$

$$q = -\alpha \left[\frac{\partial (t C_p \rho)}{\partial z} \right]_{z=0} = h (t_i - t_0) \quad (3.50)$$

$$\tau_i g_c = \nu \left[\frac{\partial (u_x \rho)}{\partial z} \right]_{z=0} = \frac{f}{2} u_0 (\rho u_0 - 0) \quad (3.51)$$

en donde el factor de fricción adimensional y $fu_0/2$ puede considerarse como un coeficiente de transferencia de cantidad de movimiento. Cuando los coeficientes se calculan y se rearreglan en grupos adimensionales, todos los resultados son de la misma forma, como se esperaría. En particular, para la placa plana de la figura 3.10, a velocidades de transferencia de masa bajas,

$$\frac{Nu}{Re_x Pr^{1/3}} = \frac{Sh}{Re_x Sc^{1/3}} = \frac{f}{2} = 0.332 Re_x^{-1/2} \quad (3.52)$$

y los coeficientes promedio proporcionan Nu_{pr} y Sh_{pr} , dados por las mismas expresiones con 0.332 reemplazado por 0.664. Esto muestra que los coeficientes de transferencia de masa varían como $D_{AB}^{2/3}$, lo cual es típico de los resultados de los cálculos de capa límite. La ecuación (3.52) se puede aplicar a los casos de velocidad de transferencia de masa lenta, en que la transferencia de calor o de masa empieza en el lado principal de la placa; a Re , hasta aproximadamente 80 000; a la transferencia de calor, $Pr > 0.6$, y a t_0 y c_{A0} constantes.

En las regiones en que existen una capa límite turbulenta y una subcapa viscosa, los cálculos para los coeficientes de transferencia de masa dependen de la expresión que se escoja para la **variación** de las difusividades de remolino con la distancia a la pared. Alternativamente, se confía bastante en las mediciones **experimentales**. Los resultados se resumirán posteriormente.

ANALOGÍAS ENTRE LA TRANSFERENCIA DE MASA, DE CALOR Y DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO

Existen más datos para la caída de presión debida a la fricción y para la transferencia de calor que para la transferencia de masa. La similitud entre las ecuaciones (3.46)-(3.48) para los procesos de transferencia de cantidad de movimiento, masa y calor y las soluciones idénticas, ecuación (3.52), permiten deducir las características de la transferencia de masa para otras situaciones mediante el conocimiento de los otros dos procesos de transferencia.

En el caso de la placa plano de la figura 3.10 y otros casos similares, el factor de **fricción** corresponde a la fricción superficial de arrastre a lo largo de la superficie. Para el flujo en donde ocurre una separación en la velocidad, como en el flujo a través de una esfera o en ángulos rectos a un cilindro o cualquier objeto obtuso, se esperaría que el factor de fricción basado en el arrastre total, que incluye no **sólo** la fricción superficial sino **también** el arrastre debido a la separación del flujo, siguiese una **función** diferente de la **función** del grupo de transferencia de masa y del de calor.

En el caso del flujo turbulento, las ecuaciones diferenciales contendrán velocidades promedio en tiempo, además de las difusividades de remolino de la transferencia de cantidad de movimiento, de masa y de calor. Las ecuaciones resultantes no pueden resolverse por falta de información acerca de las difusividades de remolino, pero se preverían resultados como estos

$$\frac{Sh}{Re Sc} = \psi_1\left(\frac{f}{2}, Sc, \frac{E_v}{E_D}\right) = \psi_2\left(\frac{f}{2}, Sc, \frac{E_D}{\nu}\right) \quad (3.53)$$

$$\frac{Nu}{Re Pr} = \psi_1\left(\frac{f}{2}, Pr, \frac{E_v}{E_H}\right) = \psi_2\left(\frac{f}{2}, Pr, \frac{E_H}{\nu}\right) \quad (3.54)$$

Por lo tanto, para el término exitoso de una analogía se requiere saber cómo las relaciones E_v/ν , E_D/E_v y E_H/E_v varían con la distancia desde la interfase del fluido. Arbitrariamente se acostumbra hacer $E_D/E_v = E_H/E_v = 1$, a pesar de que existen pruebas experimentales en sentido contrario; del mismo modo se toman algunas decisiones arbitrarias con respecto a E_v/ν . Sin embargo, con estas suposiciones, los perfiles de velocidad experimentales permiten predecir los perfiles y los coeficientes para la transferencia de masa y de calor. Más aún, suponiendo únicamente $E_D = E_H$ (lo cual es **más** razonable), se puede obtener información acerca de la transferencia de calor para convertirla directamente, a fin de utilizarla en los cálculos de transferencia de masa y viceversa.

Se resumirá y generalizará aún más lo que puede hacerse con las analogías:

1. Para circunstancias análogas, los perfiles de temperatura y concentración en forma adimensional y los coeficientes de transferencia de calor y de masa en la forma de grupos adimensionales, respectivamente, están dados por las mismas funciones. Para convertir las ecuaciones o correlaciones de datos sobre la transferencia de calor y las temperaturas a la transferencia de masa y concentraciones correspondientes, los grupos **adimensionales** de la primera se reemplazan por los grupos correspondientes de la segunda. En la tabla 3.2 se listan los grupos adimensionales que aparecen con cierta frecuencia. Las limitaciones son:
 - a. Las condiciones del flujo y la geometría deben ser las mismas.
 - b. La mayoría de los datos de transferencia de calor están basados en situaciones en que no interviene la transferencia de masa. La utilización de la analogía producirá coeficientes de transferencia de masa que no corresponden a la transferencia neta de masa, porque corresponden más cercanamente a k'_G, k'_L o k'_y ($= F$). Generalmente, los números de Sherwood se escriben en función de cualquiera de los coeficientes, pero cuando se derivan reemplazando los números de Nusselt para utilizarlos en donde la transferencia neta de masa no es cero, deben tomarse como $Sh = Fl/cD_{AB}$; la F debe utilizarse con la ecuación (3.1). Más aún, el resultado será de utilidad sólo en ausencia de reacción química.
 - c. Las condiciones a la frontera que deben utilizarse para resolver las ecuaciones diferenciales correspondientes deben ser **análogas**. Por ejemplo, en el caso del problema de la transferencia de masa de la película descendente de la figura 3.4, las circunstancias análogas para la transferencia de calor requieren que la transferencia de calor se efectúe del gas (no de la pared sólida) al líquido, que la pared sea impermeable a la transferencia de calor, que la transferencia de calor empiece en el mismo valor de y que la transferencia de masa (en este caso, en $y = 0$), una temperatura constante para la interfase líquido-gas y que haya propiedades constantes del fluido.
 - d. Para el flujo turbulento, $E_H = E_D$ en cualquier posición.
2. Se puede esperar que los factores de fricción y los perfiles de velocidad se correlacionen con las cantidades correspondientes de transferencia de calor y

Tabla 3.2 Grupos adimensionales correspondientes de transferencia de masa y de calor.

No.	Transferencia de masa	Transferencia de calor
1	$\frac{c_A}{c_{A2}} = \frac{c_{A1}}{c_{A1}}$	$t = t_1$ $t_2 = t_1$
2	Número de Reynolds $Re = \frac{lu\rho}{\mu}$	Número de Reynolds $Re = \frac{lu\rho}{\mu}$
3	Número de Schmidt $Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{\nu}{D_{AB}}$	Número de Prandtl $Pr = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{\nu}{\alpha}$
4	Número de Sherwood $Sh = \frac{Fl}{c D_{AB}}, \frac{k_G \bar{p}_{B,M} RTl}{p_i D_{AB}},$ $\frac{k_G \bar{p}_{B,M} l}{p_i D_{AB}}, \frac{k'_l l}{D_{AB}}, \frac{k'_l l}{p_i D_{AB}},$ etc.	Número de Nusselt $Nu = \frac{hl}{k}$
5	Número de Grashof † $Gr_D = \frac{g l^3 \Delta \rho}{\rho \left(\frac{\rho}{\mu}\right)^2}$	Número de Grashof † $Gr_H = g l^3 \beta \Delta t \left(\frac{\rho}{\mu}\right)^2$
6	Número de Péclet $Pe_D = Re Sc = \frac{lu}{D_{AB}}$	Número de Péclet $Pe = Re Pr = \frac{lu C_p \rho}{k} \alpha$
7	Número de Stanton $St_D = \frac{Sh}{Re Sc} = \frac{Sh}{Pe_H} = \frac{F}{cu},$ $\frac{F}{G}, \frac{k_G \bar{p}_{B,M} M_{av}}{\rho u},$ etc.	Número de Stanton $St_D = \frac{Nu}{Re Pr} = \frac{Nu}{Pe_H} = \frac{h}{C_p u \rho}$
8	$j_D = St_D Sc^{2/3}$	$j_H = St, Pr^{2/3}$

† El número de Grashof aparece en los casos en que hay convección natural;
 $\Delta \rho = |\rho_1 - \rho_2|$, $\Delta t = |t_1 - t_2|$, en la misma fase.

de masa, sólo si $E_v = E_H = E_D$ en flujo turbulento; aplicados a subcapas viscosas guardarán dicha correlación, sólo si $E_v/\nu = E_H/\alpha = E_D/D_{AB}$. Ya sea para el flujo turbulento o laminar, los factores de fricción deben indicar la fricción superficial y, además, carecer de arrastre debido a la geometría. En general, es mas seguro evitar la analogía de la fricción con la transferencia de masa y de calor.

Gracias particularmente a estas analogías, la considerable cantidad de información sobre transferencia de calor puede utilizarse para obtener la **información** correspondiente a la transferencia de masa, de la cual es más probable que se carezca. Alternativamente, los coeficientes de transferencia de masa local pueden medirse con relativa facilidad a través de la sublimación o disolución de sólidos; esos coeficientes pueden convertirse a los coeficientes de transferencia de calor local análogos, que son difíciles de **obtener**^[57].

Ejemplo 3.3 ¿Cuál es el análogo de la transferencia de calor a la ecuación (3.12)?

SOLUCIÓN La ecuación permanece siendo la misma con la relación de concentración adimensional reemplazada por $(t_i - t_L)/(t_i - t_0)$; el grupo adimensional

$$\eta = \frac{2D_{AB}L}{3\delta^2 \bar{u}_y} = \frac{2}{3} \frac{D_{AB}}{\delta \bar{u}_y} \frac{L}{\delta} = \frac{2}{3} \text{Pe}_\delta \frac{L}{\delta}$$

para la transferencia de masa se reemplaza por

$$\eta = \frac{2}{3} \frac{L}{\text{Pe}_H} \frac{L}{\delta} = \frac{2}{3} \frac{\alpha}{\delta \bar{u}_y} \frac{L}{\delta} = \frac{2\alpha L}{3\delta^2 \bar{u}_y} \quad \text{Respuesta.}$$

Ejemplo 3.4 Para el flujo de un fluido a ángulos rectos con respecto a un cilindro circular, el coeficiente de transferencia de calor promedio (promediado alrededor de la periferia) para números de Reynolds correspondientes a fluidos en el rango 1 a 4000, está dado por ^[19]

$$\text{Nu}_{pr} = 0.43 + 0.532 \text{Re}^{0.5} \text{Pr}^{0.31}$$

en donde **Nu** y **Re** se calculan con el diámetro del cilindro y en donde las propiedades del fluido se toman como la media de las temperaturas del cilindro y del seno del fluido.

Calcular la velocidad de sublimación de un cilindro de hexafluoruro de uranio, UF₆, de 6 mm de diámetro, expuesto a una corriente de aire que fluye a una velocidad de 3 m/s. La temperatura de la superficie del sólido es 43 °C; a esta temperatura, la presión de vapor del UF₆ es 400 mm Hg (53.32 kN/m²). El aire está a 1 atm de **presión** y 60 °C.

SOLUCIÓN La expresión análoga para el coeficiente de transferencia de masa es

$$\text{Sh}_{pr} = 0.43 + 0.532 \text{Re}^{0.5} \text{Sc}^{0.31}$$

A lo largo de la trayectoria de transferencia de masa (superficie del cilindro al seno del aire), la temperatura promedio es 51.5 °C y la presión parcial promedio del UF₆ es 200 mm Hg (26.66 kN/m²) correspondiente a $26.66/101.33 = 0.263$ fracción mol de UF₆, 0.737 fracción mol de aire. Según se calcula, las propiedades físicas correspondientes del gas, en la composición y temperatura promedio, son: densidad = 4.10 kg/m³; viscosidad = $2.7(10^{-5})$ kg/m · s; difusividad = $9.04(10^{-6})$ m²/s.

$$\text{Re} = \frac{L}{\mu} \frac{d u_\infty}{\mu} \times \frac{10^{-3}}{2.7 \times 10^{-5}} (3)(4.10) = 2733 \quad \text{Sc} = \frac{\mu}{\rho D} = \frac{2.7 \times 10^{-5}}{4.10(9.04 \times 10^{-6})} = 0.728$$

$$\text{Sh}_{pr} = 0.43 + 0.532(2733)^{0.5}(0.728)^{0.31} = 25.6 = \frac{F_{pr} d}{c D_{AB}}$$

$$c = \frac{1}{22.41} \frac{273.2}{273.2 + 51.5} = 0.0375 \text{ kmol/m}^3$$

$$F_{pr} = \frac{\text{Sh}_{pr} c D_{AB}}{d} = \frac{25.6(0.0375)(9.04 \times 10^{-6})}{6 \times 10^{-3}} = 1.446 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

En este caso, $N_{B(\text{aire})} = 0$; por tanto, $N_A/(N_A + N_B) = 1.0$. Puesto que $c_A/c = 53.32/101.33 = 0.526$ fracción mol, la ecuación (3.1) da

$$N_A = 1.44 \times 10^{-3} \ln \frac{1 - 0}{1 - 0.526} = 1.08 \times 10^{-3} \text{ kmol UF}_6/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

que es el flux de transferencia de masa basado en el área total del cilindro.

Nota 1 La N_A calculada es un flux instantáneo. La transferencia de masa reducirá rápidamente el diámetro del cilindro, de modo que el número de Reynolds y, por 10 tanto, F cambiarán con el tiempo. Más aún, la superficie no permanecerá en la forma de un cilindro circular debido a la **variación** de la **F_{local}** alrededor del perímetro; por ello, la **correlación** empírica para Nu_{pr} y Sh_{pr} no puede seguirse aplicando.

Nota 2 El uso de k_c o k_G calculadas a partir de una **simple definición de Sh ofrecen** resultados incorrectos debido a una velocidad de transferencia de masa relativamente alta, que no se toma en cuenta para el caso de la correlación de la transferencia de calor. Por tanto, $k_c = k_G RT = Sh_{pr} D_{AB}/d = 25.6(9.04)(10^{-6})/6(10^{-3}) = 0.0386 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ (kmol/m^3) o $k_G = 0.0386/8.314(273.2 + 51.5) = 1.43(10^{-5}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ (kN/m^2). Esto lleva a [ecuación (3.3)] $N_A \approx 1.43(10^{-5})(53.32 - 0) = 7.62(10^{-4}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$, que es demasiado baja. Sin embargo, si k_G se toma como $1.43(10^{-5}) p_i/p_{\text{atm}}$, la respuesta correcta estará dada por la ecuación (3.3).

Flujo turbulento en tubos circulares

Inmensos esfuerzos se han empleado para establecer las analogías entre los tres fenómenos de transporte para el flujo turbulento en tubos circulares; dichos esfuerzos se inician en 1874^[49] con el concepto original de Reynolds sobre la analogía entre la transferencia de cantidad de movimiento y de calor.

Son muchas las relaciones bien conocidas propuestas y continuamente se están proponiendo otras nuevas de mayor complejidad. Como las limitaciones de espacio no permiten la exposición de aquellos esfuerzos, sólo se darán algunos de sus resultados.

Antes que cualquiera de las extensas mediciones de las difusividades de remolino, Prandtl supuso que el fluido en un flujo turbulento contaba sólo de una subcapa viscosa en donde E_v y E_H eran cero; supuso también que existía un centro de turbulencia en donde las difusividades moleculares eran poco importantes. La analogía resultante entre la transferencia de calor y la de cantidad de movimiento, como se esperaba, es útil sólo para los casos en donde Pr es básicamente la unidad. Una modificación empírica notablemente sencilla de la analogía de Prandtl, hecha por Colburn ^[11], representa bastante bien los datos aún para Pr grandes, (analogía de Colburn)

$$St_{H, pr} = \frac{h_{pr}}{C_p \bar{u}_x \rho} = \frac{\frac{1}{2}f}{Pr^{2/3}} \quad (3.55)$$

El agrupamiento $St_{pr} Pr^{2/3}$ es llamado j_H

$$St_{H, pr} Pr^{2/3} = \frac{h_{pr}}{C_p \bar{u}_x \rho} Pr^{2/3} = j_H = \frac{1}{2}f = \psi(Re) \quad (3.56)$$

La analogía de la transferencia de masa (analogía de Chilton-Colburn)^[10] es

$$St_{D, pr} Sc^{2/3} = \frac{F_{pr}}{c\bar{u}_x} Sc^{2/3} = j_D = \frac{1}{2}f = \psi(Re) \quad (3.57)$$

que, como se mostrará, concuerda con los datos experimentales cuando Sc no es demasiado grande.

Las analogías entre los fenómenos de transporte pueden obtenerse de las distribuciones de velocidad, concentración y temperatura a partir de las cuales se obtuvieron las difusividades de remolino de las ecuaciones (3.34)-(3.38). Como estos datos no son totalmente exactos cerca de la pared, las analogías resultantes dependen de las expresiones empíricas que se escojan para describir los datos, como en las ecuaciones mencionadas. Una de éstas, relativamente simple y bastante exitosa, es el **par**^[22]

$$St_{H, pr} = \frac{f/2}{1.20 + 11.8(f/2)^{0.5}(Pr - 1)Pr^{-1/3}} \quad (3.58)$$

$$St_{D, pr} = \frac{f/2}{1.20 + 11.8(f/2)^5(Sc - 1)Sc^{-1/3}} \quad (3.59)$$

que son útiles para $Pr = 0.5$ a 600 y Sc mayor de $3\,000$.

Sin embargo, ya se vio que las relaciones E_D/D y E_H/α no son iguales a E_v/ν ; además, particularmente para Sc grandes, no puede preverse una analogía entre la transferencia de calor y de masa por una parte y la transferencia de cantidad de movimiento, por la otra. Los datos experimentales eliminan esta posibilidad.

Los datos experimentales se han obtenido de las llamadas torres de paredes mojadas (figura 3.11) y del flujo de líquidos a través de tubos solubles. En la figura 3.11, se permite que un líquido puro volátil fluya de manera descendente en la superficie interior de un tubo circular, mientras que un gas está siendo dirigido hacia arriba o hacia abajo a través del centro. La medición de la velocidad de evaporación del líquido en la corriente del gas sobre la superficie conocida, permite calcular los coeficientes de transferencia de masa para la fase gaseosa. El uso de diferentes gases y líquidos proporciona la variación de Sc . De esta forma, Sherwood y Gilliland^[52] cubrieron valores de Re desde $2\,000$ hasta $35\,000$; de Sc desde 0.6 a 2.5 , y presiones del gas desde 0.1 hasta 3 atm. Linton y Sherwood^[41] hicieron fluir agua a través de una serie de tubos hechos por compresión de ácido benzoico fundido y otros sólidos escasamente solubles. De esta forma el rango de Sc se extendió hasta $3\,000$. Estos datos están relacionados empíricamente por

$$Sh_{pr} = 0.023 Re^{0.83} Sc^{1/3} \quad (3.60)$$

aunque los datos para los gases sólo se relacionan mejor reemplazando $1/3$ por 0.44 como exponente en Sc , tal vez por las agitaciones en la película líquida que

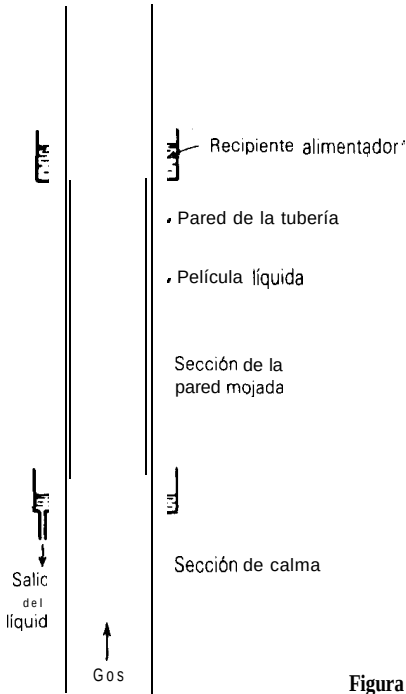


Figura 3.11 Torre de paredes mojadas.

afectan la transferencia de masa del gas^[24]. En el rango de $Re = 5\,000$ a $200\,000$, el factor de fricción en tubos lisos puede expresarse como

$$\frac{1}{2}f = 0.023 Re^{-0.2} \quad (3.61)$$

La sustitución en la ecuación (3.60) da

$$\frac{Sh_{pr}}{Re^{1.03} Sc} Sc^{2/3} = \frac{1}{2}f \quad (3.62)$$

que puede compararse con la ecuación (3.57). El análogo de la transferencia de calor de la ecuación (3.60) es satisfactorio para $Pr = 0.7$ a 120 ^[15].

Cuando aumenta la intensidad de la turbulencia, la teoría predice que el exponente de Re debe tender a la unidad^[38]. Por lo tanto, para líquidos con $Sc > 100$ ^[44]

$$Sh_{,,} = 0.0149 Re^{0.88} Sc^{1/3} \quad (3.63)$$

y se aplica la analogía de la transferencia de masa-calor. La ecuación (3.63) da valores de $Sh_{,,}$ ligeramente menores para $Sc = 20\,000$ hasta $100\,000$.

DATOS EXPERIMENTALES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN CASOS SENCILLOS

La tabla 3.3 proporciona algunas de las correlaciones tomadas de la bibliografía sobre casos relativamente sencillos. Otras correlaciones, más apropiadas para tipos particulares de equipo de transferencia de masa, se irán introduciendo conforme se necesiten.

Los datos experimentales generalmente se obtienen haciendo pasar gases sobre formas diferentes mojadas con líquidos que se evaporan, o haciendo que los líquidos fluyan a través de sólidos que se disuelven. Generalmente se obtienen coeficientes de transferencia de masa promedio, más que locales. En la mayoría de los casos, los datos se informan en función de k_G , k_c , k_L y similares coeficientes que son aplicables a los sistemas binarios utilizados con $N_B = 0$, sin dar detalles con respecto a la concentración real de soluto durante los experimentos. Afortunadamente, las concentraciones de soluto durante los experimentos son bastante bajas, de forma que si es necesario, generalmente puede efectuarse de modo aproximado al menos, la conversión de los datos a la F' correspondiente; bastará con tomar $\bar{p}_{B,M}/p_i, x_{B,M}$, etc., iguales a la unidad (véase la tabla 3.1).

En particular, cuando los fluidos fluyen a través de objetos sumergidos, el coeficiente de transferencia de masa local varía con la posición sobre el objeto, debido especialmente a la separación de la capa límite de las superficies corriente abajo para formar una cauda. Este fenómeno ha sido estudiado en gran detalle para algunas formas, como por ejemplo, cilindros^[8]. El coeficiente de transferencia de masa promedio en estos casos, puede algunas veces correlacionarse mejor sumando las contribuciones de la capa límite laminar y la cauda. Este es el caso, por ejemplo, de la segunda entrada del objeto 5, tabla 3.3, en donde estas contribuciones corresponden respectivamente a los dos términos de los números de Reynolds.

Respecto de objetos sumergidos, el nivel de turbulencia del fluido incidente tiene también un efecto importante. Así, por ejemplo, una esfera que descienda a través de un fluido en reposo tendrá como resultado un coeficiente de transferencia de masa diferente de aquél en donde el fluido fluye a través de una esfera estacionaria. En la mayoría de los casos, la distinción no se ha establecido completamente. La aspereza de las superficies, que por lo general aumenta el coeficiente, tampoco ha sido estudiada de modo completo; los datos de la tabla 3.3 son para superficies lisas, en la mayoría de los casos.

Cuando ocurre la transferencia de masa o de calor, se tiene, necesariamente, que las propiedades físicas del fluido varían a lo largo de la trayectoria de transferencia. Se ha atacado este problema teóricamente (véase, por ejemplo, refs. 25 y 47), pero en la mayoría de los casos, las correlaciones empíricas utilizan propiedades que son el promedio de aquéllas en los extremos de la trayectoria de transferencia. El problema es más serio para la convección natural y no tanto para la convección forzada.

Tabla 3.3 Transferencia de masa ^a para casos sencillos

Movimiento del fluido	Rango de las condiciones	Ecuación	Ref.
1. Dentro de tubos circulares	Re = 4000–60 000 Sc = 0.6–3000	$j_D = 0.023 \text{ Re}^{-0.17}$ $\text{Sh} = 0.023 \text{ Re}^{0.83} \text{ Sc}^{1/3}$	41, 52
	Re = 10 000 – 400 000 Sc > 100	$j_D = 0.0149 \text{ Re}^{-0.12}$ $\text{Sh} = 0.0149 \text{ Re}^{0.88} \text{ Sc}^{1/3}$	44
	La transferencia empieza en el lado principal Re, < 50000	$j_D = 0.664 \text{ Re}_x^{-0.5}$	32
2. Flujo paralelo ilimitado, con respecto a placas planas ^b	Re, = 5 x Id-3 x 10 ⁷ Pr = 0.7-380	$\text{Nu} = 0.037 \text{ Re}_x^{0.8} \text{ Pr}_0^{0.43} \left(\frac{\text{Pr}_0}{\text{Pr}_i} \right)^{0.25}$	65
	Re, = 2 x 10 ⁴ –5 x 10 ⁵ Pr = 0.7-380	Entre la parte superior y $\text{Nu} = 0.0027 \text{ Re}_x \text{ Pr}_0^{0.43} \left(\frac{\text{Pr}_0}{\text{Pr}_i} \right)^{0.25}$	
3. Gas confinado, flujo paralelo a una placa plana en una tubería	Re, = 2600–22 000	$j_D = 0.11 \text{ Re}_e^{-0.29}$	46
4. Película líquida en una torre de paredes mojadas , transferencia entre líquido y gas	$\frac{4\Gamma}{\mu} = 0\text{--}1200$ agitaciones suprimidas	Eqs. (3.18)–(3.22)	20, 37
	$\frac{4\Gamma}{\mu} = 1300\text{--}8300$	$\text{Sh} = (1.76 \times 10^{-5}) \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{1.506} \text{ Sc}^{0.5}$	

Movimiento del flujo	Rango de las condiciones	Ecuación	Ref.
5. Perpendicular a cilindros sencillos	Re = 400-25 000 Sc = 0.6-2.6	$\frac{k_{GP}}{G_M} Sc^{0.56} = 0.281 Re^{0.4}$	5
	Re' = 0.1-10 ⁵ Pr = 0.7-1500	Nu = (0.35 + 0.34 Re'^{0.5} + 0.15 Re'^{0.58}) Pr^{0.3}	16, 21, 42
6. A través de esferas sencillas	Sc = 0.6-3200 Re'' Sc^{0.5} = 1.8-600 000	Sh = Sh ₀ + 0.347(Re'' Sc^{0.5})^{0.62} Sh ₀ = $\begin{cases} 2.0 + 0.569(Gr_D Sc)^{0.250} & Gr_D Sc < 10^8 \\ 2.0 + 0.0254(Gr_D Sc)^{0.333} Sc^{0.244} & Gr_D Sc > 10^8 \end{cases}$	55
7. A través de lecho fijo de gránulos c, d	Re'' = 90-4000 Sc = 0.6	$j_D = j_H = \frac{2.06}{\epsilon} Re''^{-0.575}$	
	Re'' = 5000-10 300 Sc = 0.6	$j_D = 0.95 j_H = \frac{20.4}{\epsilon} Re''^{-0.815}$	4, 23, 64
	Re'' = 0.0016-55 Sc = 168-70 600	$j_D = \frac{1.09}{\epsilon} Re''^{-2/3}$	
	Re'' = S-1500 Sc = 168-70 600	$j_D = \frac{0.256}{\epsilon} Re''^{-0.31}$	

^a Coeficientes de transferencia de masa promedio de la totalidad, para concentraciones constantes de soluto en la superficie de la fase. Generalmente, las propiedades del fluido se calculan en las condiciones promedio entre la superficie de la fase y el seno del fluido. La analogía de la transferencia de masa-calor es completamente válida.

^b Los datos de transferencia de masa para este caso están bastante dispersos, pero se representan razonablemente bien haciendo $j_D = j_s$.

^c Para lechos fijos, la relación entre ϵ y d_p es $a = 6(1 - \epsilon)$, en donde a es la superficie sólida específica, superficie/volumen del lecho.

^d Para tamaños mezclados [58], $d_p = \frac{\sum_{i=1}^n n_i d_{pi}^3}{\sum_{i=1}^n n_i d_{pi}^2}$

En muchos casos, particularmente cuando **sólo** se han estudiado gases, el rango cubierto de los números de Schmidt es relativamente pequeño; algunas veces **sólo** se estudia un Sc (0.6 para vapor aire-agua). La j_D de la ecuación (3.57) ha sido tan exitosa para trabajar con flujo turbulento en tuberías, que muchos datos para un rango pequeño de Sc se han puesto en esta forma, sin establecer realmente la validez del exponente $2/3$ del Sc para el caso que se esté trabajando. Por lo tanto, la ampliación para valores de Sc muy alejados del rango original de los experimentos, particularmente para líquidos, debe hacerse con la advertencia de que pueden obtenerse resultados muy aproximados. Por ejemplo, algunos datos, como para el flujo a través de esferas, no pueden ponerse en la forma $j_{,,}$; es probable que no sean generales muchas de las correlaciones que utilizan j_D .

Para casos no cubiertos por los datos que se poseen, parece razonable suponer que los coeficientes de transferencia de masa pueden calcularse como funciones de Re a partir de los datos de transferencia de calor correspondientes, si éstos se poseen. Si es necesario, en ausencia de un efecto conocido de Pr , los datos de transferencia de calor pueden ponerse en la forma j_H y completar el análogo igualando j_D a j_H en el mismo Re . Esto será razonablemente adecuado si el rango de **extrapolación** de Sc (o Pr) no es muy grande.

Ejemplo 3.5 Se desea calcular la velocidad a la cual, en forma poco acostumbrada, se evaporará agua de una superficie mojada, sobre la que se hace pasar una corriente de hidrógeno a 1 atm. 38 °C, a una velocidad de 15 m/s. No se han hecho mediciones de transferencia de masa, pero las mediciones de transferencia de calor indican que para aire a 38 °C, 1 atm, el coeficiente de transferencia de calor h entre aire y la superficie está dado en forma empírica por

$$h = 21.3 G'^{0.6}$$

en donde G' es la velocidad de la masa de aire superficial, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$. Calcular el coeficiente de transferencia de masa requerido. Los datos de propiedades físicas son:

	38°C, 1 atm	
	Aire	H ₂
Densidad, ρ , kg/m^3	0.114	0.0794
Viscosidad, μ , $\text{kg/m} \cdot \text{s}$	1.85×10^{-5}	9×10^{-6}
Conductividad térmica, k , $\text{W/m} \cdot \text{K}$	0.0273	0.1850
Capacidad calorífica, C_p , kJ/kg K	1.002	14.4
Difusividad con vapor de agua, m^2/s		7.75×10^{-5}

SOLUCIÓN. Los datos experimentales de transferencia de calor no incluyen los efectos cuando cambia el número de Prandtl. Por lo tanto, será necesario suponer que el grupo j_H describirá satisfactoriamente el efecto.

$$j_H \equiv \frac{h}{C_p \rho u} \text{Pr}^{2/3} = \frac{h}{C_p G'} \text{Pr}^{2/3} = \psi(\text{Re})$$

$$h = \frac{C_p G'}{\text{Pr}^{2/3}} \psi(\text{Re}) = 21.3 G'^{0.6} \quad \text{para aire}$$

La $\psi(\text{Re})$ debe ser compatible con $21.3 G'^{0.6}$. Por lo tanto, sea $\psi(\text{Re}) = b \text{Re}^n$ y defínase Re como lG'/μ , en donde l es una **dimensión** lineal característica del cuerpo sólido.

$$h = \frac{C_p G'}{\text{Pr}^{2/3}} b \text{Re}^n = \frac{C_p G'}{\text{Pr}^{2/3}} b \left(\frac{lG'}{\mu} \right)^n = \frac{b C_p}{\text{Pr}^{2/3}} \left(\frac{l}{\mu} \right)^{G'^{1+n}} = 21.3 G'^{0.6}$$

$$1 + n = 0.6 \quad n = -0.4$$

$$\frac{b C_p}{\text{Pr}^{2/3}} \left(\frac{l}{\mu} \right)^{-0.4} = 21.3 \quad \text{y}$$

$$b = 21.3 \frac{\text{Pr}^{2/3}}{C_p} \left(\frac{l}{\mu} \right)^{0.4}$$

Utilizando el dato para aire a 38 °C, 1 atm std,

$$\text{Pr} = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{1002(1.85 \times 10^{-5})}{0.0273} = 0.68$$

$$b = \frac{21.3(0.68)^{2/3}}{1002} \left(\frac{l}{1.85 \times 10^{-5}} \right)^{0.4} = 1.285 l^{0.4}$$

$$j_H = \frac{h}{C_p G'} \text{Pr}^{2/3} = \frac{1.285 l^{0.4}}{\text{Re}^{0.4}} = \psi(\text{Re})$$

La analogía de transferencia de masa-calor será utilizada para calcular el coeficiente de transferencia de masa (j_D = j.).

$$j_D = \frac{k_G \bar{p}_B M}{\rho \mu} \text{Sc}^{2/3} = \psi(\text{Re}) = \frac{1.285 l^{0.4}}{\text{Re}^{0.4}}$$

$$k_G \bar{p}_B M = F = \frac{1.285 l^{0.4} \rho \mu}{\text{Re}^{0.4} M_{\text{av}} \text{Sc}^{2/3}} = \frac{1.285 (\rho \mu)^{0.6} l^{0.4}}{M_{\text{av}} \text{Sc}^{2/3}}$$

Para $\text{H}_2\text{--H}_2\text{O}$, 38 °C, 1 atm, $\text{Sc} = \mu/\rho D = 9(10^{-6})/0.0794(7.75)(10^{-5}) = 1.465$. En $u = 15$ m/s, y suponiendo la densidad, peso molec. y la viscosidad del gas esencialmente las del H_2 .

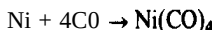
$$k_G \bar{p}_B M = F = \frac{1.285[0.0794(15)]^{0.6}(9 \times 10^{-6})^{0.4}}{2.02(1.465)^{2/3}} = 0.00527 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \quad \text{Respuesta.}$$

Variaciones del flux con la concentración

En muchos casos, las concentraciones del soluto en el seno del fluido y aun en la interfase del fluido, pueden variar en la dirección del flujo. Más aún, los **coeficientes** de transferencia de masa dependen de las propiedades del fluido y del gas; si éstas varían en la dirección del flujo, los coeficientes también lo harán. Por lo tanto, el flux N_A de las ecuaciones (3.1) y (3.3) a (3.6) es una función y

ralmente variará con la distancia en la dirección del flujo. Este problema fue atacado, en parte, durante el desarrollo del ejemplo 3.1. Al resolver problemas en donde se requiere algo diferente al flux local, deben permitirse estas variaciones. Generalmente esto requiere algunas consideraciones en función del balance de materia, pero no existe un procedimiento estándar. A continuación se presenta un ejemplo; recuérdese, sin embargo, que generalmente se requiere cierta improvisación para las circunstancias que se estén considerando.

Ejemplo 3.6 Se va a producir carbonilo de níquel pasando **monóxido** de carbono en fase gaseosa, descendente, a **través** de un lecho de esferas de níquel, 12.5 mm **diám.** El lecho tiene una **sección** transversal de 0.1 m² y **está** empacado de tal forma que hay un 30% vacío. El CO puro entra a 50 °C, 1 atm, a la rapidez de 2(10⁻³) kmol/s. La **reacción** es



Para el propósito actual, se harán las siguientes proposiciones:

1. La reacción es muy **rápida**, de tal forma que la **presión** parcial de CO en la superficie metálica es esencialmente cero. El carbonilo se forma como un gas, el cual se difunde tan **rápido** como se forma desde la superficie metálica hasta corriente de gas. La velocidad de la reacción está completamente controlada por la rapidez de la transferencia de masa del CO desde el gas hasta la superficie metálica y la del **Ni(CO)₄** hasta el gas.
 2. Durante todo el proceso, la temperatura permanece a **50 °C** y la **presión** a 1 atm.
 3. La viscosidad del gas = 2.4(10⁻³) kg/m·s y el número de Schmidt = 2.0, durante todo el proceso.
 4. El **tamaño** de las esferas de níquel permanece constante.
- Calcular el espesor requerido del lecho para reducir el contenido de CO del gas a 0.5%.

SOLUCIÓN Sean A = CO, B = Ni(CO)₄, $N_B = -N_A/4$ y $N_A/(N_A + N_B) = 4/3$. En la ecuación (3.1), $c_{A2}/c = y_A$, i en la interfase del metal = 0 y $c_{A1}/c = y_A$ **fracción** mol de CO en el gas. Por lo tanto, la **ecuación** (3.1) se transforma en

$$N_A = \frac{4}{3} F \ln \frac{4/3}{4/3 - y_A} = \frac{4}{3} F \ln \frac{4}{4 - 3y_A} \quad (3.64)$$

en donde N_A es el flux de transferencia de masa basado en la superficie **metálica**. Puesto que y_A varía con la posición en el lecho, la ecuación (3.64) da un flux local; además para determinar la transferencia de masa total, se debe permitir la variación de y_A , y F con el espesor del lecho.

Sea $G = \text{kmol/gas/s m}^2$ **sección** transversal del lecho que fluye a cualquier espesor z desde la parte superior. El contenido en CO de este gas es $y_A G$ kmol CO/s m² de lecho. El cambio en el contenido de CO al pasar a través de un espesor dz del lecho es $-d(y_A G)$ kmol/s m². Si a es la superficie metálica específica, m²/m³ lecho, un espesor dz y una sección transversal de 1 m² (volumen = dz m³) tiene una superficie **metálica** $a dz$ m². Por lo tanto, $N_A = -d(y_A G)/a dz$ kmol/s m² superficie metálica. Para cada kmol de CO consumida, se forma ¼ kmol de Ni(CO)₄, que representa una pérdida neta de ¾ kmol por kmol de CO consumido. Por lo tanto, el CO consumido a **través** del espesor del lecho dz es $(G_0 - G)4/3$ kmol, en donde G_0 es la velocidad de masa superficial molar en la parte superior y el contenido de CO en el espesor z es $G_0 - (G_0 - G)4/3$. Por lo tanto

$$y_A = \frac{G_0 - (G_0 - G)(4/3)}{G} \quad G = \frac{G_0}{4 - 3y_A} \quad d(y_A G) = \frac{4G_0 dy_A}{(4 - 3y_A)^2}$$

Sustituyendo en la ecuación (3.64)

$$\frac{4G_0 dy_A}{(4 - 3y_A)^2 a dz} = \frac{1}{3} F \ln \frac{4}{4 - 3y_A} \quad (3.65)$$

F esta dada por el objeto 7 de la tabla 3.3 y depende de y_A . En el espesor z , la velocidad de masa del CO = $[G_0 - (G_0 - G)/4/3]$ 28.0 y la velocidad de masa del $\text{Ni}(\text{CO})_4$ = $[(G_0 - G)/3]$ 170.7, haciendo una velocidad de masa total $G' = 47.6$ $G_0 = 19.6$ $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$. Sustituyendo para G

$$G' = 47.66, \quad -\frac{19.6 G'}{4 - 3y_A} = G_0 \left(47.6 - \frac{19.6}{4 - 3y_A} \right) \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Con esferas de 12.5 mm, $d_p = 0.0125$ m, $\mu = 2.4(10^{-5})$ $\text{kg/m} \cdot \text{s}$.

$$\text{Re}' = \frac{d_p G'}{\mu} = \frac{0.0125 G_0 [47.6 - 19.6 / (4 - 3y_A)]}{2.4 \times 10^{-5}} = G_0 \left(2.48 - \frac{1.02}{4 - 3y_A} \right) (10^4)$$

Con $G_0 = 2(10^{-3})/0.1 = 0.02$ $\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}$, y y_A en el rango de 1 a 0.005, el rango de Re es 292 a 444. Por lo tanto, de la tabla 3.3.

$$j_D = \frac{F}{G} \text{Sc}^{2/3} = \frac{2.06}{\varepsilon} \text{Re}'^{-0.575}$$

Para $\text{Sc} = 2$ y $\varepsilon = 0.3$ fracción vacía, ésta se convierte en

$$F = \frac{2.06}{0.3(2)^{2/3}} \frac{G_0}{4 - 3y_A} \left[G_0 \left(2.48 - \frac{1.02}{4 - 3y_A} \right) (10^4) \right]^{-0.575} \quad (3.66)$$

La ecuación (3.66) puede sustituirse en la ecuación (3.65). Puesto que $a = 6(1 - \varepsilon)/d_p = 6(1 - 0.3)/0.0125 = 336$ m^2/m^3 y $G_0 = 0.02$ $\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}$, el resultado, después de consolidar y reordenar para integrar es

$$Z = \int_0^Z dz = -0.0434 \int_{1.0}^{0.005} \frac{[2.48 - 1.02 / (4 - 3y_A)]^{0.575}}{(4 - 3y_A) \ln[4 / (4 - 3y_A)]} dy_A$$

La **integración** se hace más rápidamente en forma **numérica** o **gráfica**; en la segunda alternativa se grafica el integrando como ordenada **vs.** y_A como abscisa, y se determina el Brea bajo la curva que queda entre los límites indicados. Como resultado, $Z = 0.154$ m. Respuesta.

TRANSFERENCIA SIMULTÁNEA DE MASA Y CALOR

La transferencia de masa puede suceder **simultáneamente** con la transferencia de calor, ya sea como resultado de una diferencia de temperatura impuesta desde fuera o debido **a** la **absorción** o evolución de calor, lo cual generalmente sucede cuando una sustancia se transfiere de una fase **a** otra. En **tales** casos, dentro de una fase, el calor transferido es el resultado, no **sólo** de la conducción (convección) debida **a** la diferencia de temperatura que ocurriría en ausencia de transferencia **de** masa, sino que **también** incluye el calor sensible acarreado por la materia en difusión.

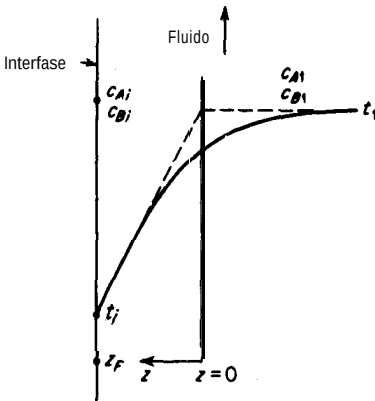


Figura 3.12 Efecto de la transferencia de masa sobre la transferencia de calor [12].

Considérese la situación mostrada en la figura 3.12. Es dicha figura, un fluido formado por las sustancias A y B fluye a través de una segunda fase en condiciones que causan la transferencia de masa. La masa total transferida está dada por la siguiente **variación** de la ecuación (3.1)

$$N_A + N_B = \text{Fln} \frac{N_A / (N_A + N_B) - c_{A,i} / c}{N_A / (N_A + N_B) - c_{A,1} / c} \quad (3.67)$$

Como siempre, la relación entre N_A y N_B se fija mediante otras consideraciones. Como resultado de la diferencia de temperatura, hay un flw de calor descrito por el coeficiente de transferencia de calor ordinario h en ausencia de transferencia de masa. Si se piensa en función de la teoría de la película, este flux de calor es $h(-dt/dz)_{z_F}$. El flux de calor sensible total q_s con respecto a la interfase debe incluir, además, el calor sensible llevado hasta ahí por el movimiento de la materia a través de la diferencia de temperatura. Entonces,

$$q_s = h \left(-\frac{dt}{dz} \right)_{z_F} + (N_A M_A C_{p,A} + N_B M_B C_{p,B})(t - t_i) \quad (3.68)$$

Reordenando e integrando

$$\int_{t_i}^{t_1} \frac{dt}{q_s - (N_A M_A C_{p,A} + N_B M_B C_{p,B})(t - t_i)} = \frac{1}{h z_F} \int_{z_F}^0 dz \quad (3.69)$$

$$q_s = \frac{N_A M_A C_{p,A} + N_B M_B C_{p,B}}{1 - e^{-(N_A M_A C_{p,A} + N_B M_B C_{p,B})/h}} (t_1 - t_i) \quad (3.70)$$

El término que está multiplicando a la diferencia de temperatura en la ecuación (3.70) puede considerarse como un coeficiente de transferencia de calor corregido para la transferencia de **masa**^[1, 12]; será mayor si la transferencia de masa se efectúa en el mismo sentido que la transferencia de calor y más pequeña si las dos van en sentidos opuestos. La ecuación (3.70) esta corregida para flux de transferencia

de masa elevado. Puede aplicarse a la condensación del componente A en presencia de un componente B incondensable ($N_B = 0$) o a mezclas de varios **componentes**^[51], para las cuales se utiliza $\sum N_i M_i C_{pi}$ en el coeficiente corregido.

El calor **total** disipado en la interfase q_i , **incluirlá**, adicionalmente, el efecto producido cuando la masa transferida pasa a **través** de la interfase. Dicho efecto puede ser un calor latente de vaporización, un calor de solución o ambos, según las circunstancias. Entonces

$$q_i = q_s + \lambda_A N_A + \lambda_B N_B \quad (3.71)$$

en donde λ es la evolución de calor molar. En algunos casos, el calor liberado en la interfase sigue fluyendo hacia la izquierda en la figura 3.12, debido a la caída de temperatura en la fase adyacente. En otros casos, cuando la transferencia de masa en el fluido se realiza en la dirección opuesta a la transferencia de calor sensible, es posible que la masa que se está difundiendo acarree calor desde la interfase hasta el fluido, tan rápido como el calor sea liberado; en este caso, no entra calor en la fase adyacente.

Ejemplo 3.7 Una mezcla de vapor de agua-aire fluye en forma ascendente a través de un tubo vertical de cobre, 25.4 mm DE, 1.65 mm espesor de la pared; el tubo **está** rodeado de agua fría en movimiento. Como resultado, el vapor de agua se condensa y fluye como un líquido, en forma descendente, en el interior del tubo. A cierto nivel en el aparato, la velocidad promedio del gas es 4.6 m/s, su temperatura promedio 66 °C, la presión 1 atm y la presión parcial promedio del vapor de agua = 0.24 atm. La película de líquido condensado es tal que su coeficiente de transferencia de calor = 11 400 W/m² K. El agua de enfriamiento tiene una temperatura promedio de 24 °C y un coeficiente de transferencia de calor = 570 W/m² · K (**véase** la figura 3.13). Calcular la rapidez local de condensación del agua en la corriente de aire.

SOLUCIÓN Para el tubo de metal, DI = 25.4 – 1.65(2) = 22.1 mm = 0.0221 m. Diám. pr. = (0.0254 + 0.0221)/2 = 0.0238 m.

Para la mezcla gaseosa, A = agua, B = aire. $N_B = 0$, $N_A/(N_A + N_B) = 1$; $y_{A1} = 0.24$, $y_{A,i} = p_{A,i}$, $p_{A,i}$ = presión de vapor del agua en la temperatura de la interfase t_i ; $M_{pr} = 0.24(18.02) + 0.76(29) = 26.4$; $Q = (26.4/22.41)[273/(273 + 66)] = 0.950$ kg/m³; $\mu = 1.75(10^{-5})$ kg/m·s. $C_{pA} = 1880$, C_p de la mezcla = 1145 J/kg K. $S_c = 0.6$, $Pr = 0.75$.

$$G' = \text{velocidad de la masa} = up = 4.6(0.950) = 4.37 \text{ kg/m}^2 \cdot s$$

$$G = \text{velocidad molar de la masa} = \frac{G'}{M_{av}} = \frac{4.37}{26.4} = 0.1652$$

$$Re = \frac{dG'}{\mu} = \frac{0.0221(4.37)}{1.75 \times 10^{-5}} = 5510$$

El coeficiente de transferencia de masa **está** dado por el artículo 1, tabla 3.3

$$j_D = St, \quad Sc^{2/3} = \frac{F}{G} Sc^{2/3} = 0.023 Re^{-0.17} = 0.023(5510)^{-0.17} = 0.00532$$

$$F = \frac{0.00532G}{Sc^{2/3}} = \frac{0.00532(0.1652)}{(0.60)^{2/3}} = 0.24 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^2 \cdot s$$

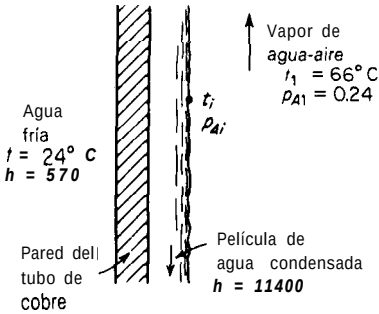


Figura 3.13 Ejemplo 3.6.

El coeficiente de transferencia de calor en la ausencia de transferencia de masa puede calcularse mediante $j_D = j_H$.

$$j_H = St_H Pr^{2/3} = \frac{h}{C_p G'} Pr^{2/3} = 0.00532$$

$$h = \frac{0.00532(1145)(4.37)}{(0.792)^3} = 32.3 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

El flux de transferencia de calor sensible a la interfase está dado por la ecuación (3.70), con $N_B = 0$. Esto se combina con la ecuación (3.17) para dar

$$q_i = \frac{N_A(18.02)(1880)}{1 - e^{-N_A(18.02)(1880)/32.3}}(66 - t_i) + \lambda_{A,i}N_A \quad (3.72)$$

en donde $\lambda_{A,i}$ es el calor latente molar de vaporización de agua en t_i . Todo el calor que llega a la interfase se acarrea hacia el agua fría. U es el coeficiente global de transferencia de calor, de la interfase al agua fría, basado en la superficie interior del tubo.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{11400} + \frac{0.00165}{\dots} + \frac{22.1}{\dots} + \frac{1}{\dots} + \frac{221}{\dots}$$

en donde 381 es la conductividad térmica del cobre.

$$U = 618 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad q_i = 618(t_i - 24) \quad (3.73)$$

La rapidez de la transferencia de masa está dada por la ecuación (3.67) con $N_B = 0$, $c_{A,i}/c = p_{A,i}/p_{A1}$, $c_{A1}/c = y_{A1} = 0.24$.

$$N_A = 1.24 \times 10^{-3} \ln \frac{1 - p_{A,i}}{1 - 0.24} \quad (3.74)$$

Las ecuaciones (3.72) a (3.74) se resuelven simultáneamente al tanteo con la curva de presión de vapor para el agua, que relaciona $p_{A,i}$ y t_i , y los datos de calor latente. Es más sencillo suponer t_i , que puede verificarse cuando concuerda q_i en las ecuaciones (3.72) y (3.73).

Como prueba final, supóngase que $t_i = 42.2^\circ \text{C}$, de donde $p_{A,i} = 0.0806 \text{ atm}$, $\lambda_{A,i} = 43.4(10^6) \text{ J/kmol}$ y [ecuación (3.74)] $N_A = 2.45(10^{-4}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$. De la ecuación (3.73), $q_i = 11470 \text{ W/m}^2$, un valor lo suficientemente cercano. La rapidez local de condensación del agua es, por lo tanto, $2.45(10^{-4}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$. Respuesta.

Nota En este caso, la q_i verdadera [ecuación (3.68)] = 875 W/m^2 , de donde la h no corregida da $32.3(66 - 42.2) = 770 \text{ W/m}^2$.

La ecuación (3.70) también puede utilizarse para calcular **el enfriamiento por transpiración**. Este es un **método** de enfriamiento de superficies porosas que **están** expuestas a gases muy calientes; consiste en forzar un gas frío o un líquido que se está evaporando a través de la superficie hacia la corriente gaseosa.

Ejemplo 3.8 Aire a 600 °C, 1 atm fluye a **través** de una superficie plana, porosa. Vapor saturado a 1.2 atm fluye a través de la superficie en la corriente de aire, con el fin de que la temperatura en la superficie se mantenga a 260 °C. La velocidad del aire es tal que $h = 1\,100\text{ W/m}^2\text{ K}$, si no se utilizase vapor. **a) ¿Qué** rapidez del flujo de vapor se requiere? **b)** Repetir lo anterior si en lugar de vapor se forzase agua líquida a 25 °C a **través** de la superficie.

SOLUCIÓN **a)** A = agua, B $\approx$ aire, Na = 0. La dirección positiva se toma desde el gas hasta la superficie. Sea $H_{A,i}$ = entalpía del vapor en la interfase; $H_{A,s}$ = entalpía inicial del vapor. La **ecuación** (3.70) se vuelve †

$$q_s = N_A M_A (H_{A,s} - H_{A,i}) = \frac{N_A M_A C_{p,A} (t_1 - t_i)}{1 - e^{-N_A M_A C_{p,A} / h}}$$

que se reduce a

$$N_A = \frac{-h}{M_A C_{p,A}} \ln \left[1 - \frac{C_{p,A} (t_1 - t_i)}{H_{A,s} - H_{A,i}} \right] \quad (3.75)$$

$H_{A,s}$ = entalpía del vapor saturado a 1.2 atm, en relación al líquido a 0 °C = $2.684(10^6)\text{ J/kg}$. $H_{A,i}$ = entalpía del vapor a 1 atm, 260 °C = $2.994(10^6)\text{ J/kg}$. $M_A = 18.02$, $h = 1\,100$, $C_{p,A}$ de 260 a 600 °C = $2\,090\text{ J/kg K}$, $t_1 = 600\text{ °C}$, $t_i = 260\text{ °C}$. Sustituyendo en la ecuación (3.75), se obtiene $N_A = -0.0348\text{ kmol/m}^2\cdot\text{s}$, o $-0.627\text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$ (el signo negativo indica que el flux de **masa está** en la dirección negativa, hacia el gas). **Respuesta.**

El coeficiente de transferencia de calor de convección se ha reducido de $1\,100$ a $572\text{ W/m}^2\text{ K}$.

6) La **entalpía** del agua líquida a 25 °C en **relación** al líquido a 0 °C = $1.047(10^5)\text{ J/kg}$. La sustitución de esta en lugar de $2.648(10^6)$, en la **ecuación** (3.79, da $N_A = -6.42(10^{-3})\text{ kmol/m}^2\cdot\text{s}$, o $-0.1157\text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$ **Respuesta.**

NOTACIÓN PARA EL CAPÍTULO 3

Puede utilizarse cualquier conjunto de unidades.

4	superficie específica de un lecho fijo de gránulos , superficie del gránulo/volumen del lecho, L^2/L^3
A	superficie de transferencia de masa, L^2
b_1, b_2	constantes
c	concentración del soluto (si tiene subíndice), densidad molar de una solución

† Las contribuciones por **radiación** a la transferencia de calor desde el gas hacia la superficie pueden despreciarse: se supone que la emisividad del aire y su **pequeño** contenido en vapor de agua pueden despreciarse.

	(si no tiene subíndice), mol/L^3
c	concentración promedio, mol/L^3
C_p	capacidad calorífica a presión constante, FL/MT
d	operador diferencial
	diámetro , L
d_c	diámetro de un cilindro, L
d_e	diámetro equivalente de un tubo no circular $\approx 4(\text{área de la sección transversal})/\text{perímetro}$, L
d_p	diámetro de una esfera; para una partícula no esférica, el diámetro de una esfera de la misma superficie que la partícula , L
D	difusividad molecular, L^2/Θ
E_D	difusividad de masa de remolino, L^2/Θ
E_H	difusividad térmica de remolino, L^2/Θ
E_c	difusividad de cantidad de movimiento de remolino, L^2/Θ
f	factor de fricción ; factor de fricción de Fanning para el flujo a través de tuberías ; adimensional
F	coeficiente de transferencia de masa, $\text{mol}/L^2\Theta$
g	aceleración de la gravedad, L^2/Θ
g_c	factor de conversión , $\text{ML}/\text{F}\Theta^2$
G	velocidad de masa molar, $\text{mol}/L^2\Theta$
G'	velocidad de masa, $\text{M}/L^2\Theta$
Gr	numero de Grashof, adimensional
h	coeficiente de transferencia de calor, $\text{FL}/L^2\Theta T$
H	entalpía, FL/M
j_D	grupo adimensional de transferencia de masa, $St_D Sc^{2/3}$
j_H	grupo adimensional de transferencia de calor, $St_H Pr^{2/3}$
J	flux de transferencia de masa en relación con la velocidad promedio molar, $\text{mol}/L^2\Theta$
k	conductividad térmica , $\text{FL}^2/L^2\Theta T$
$k_c, k_G, k_x, k_y, \text{etc.}$	coeficientes de transferencia de masa, $\text{mol}/L^2\Theta$ (diferencia de concentración) (véase tabla 3.1)
K	constante
	una longitud; longitud de mezclado de Prandtl ; L
l_d	escala de longitud de los remolinos en el rango universal, L
l_e	escala de longitud de los remolinos de tamaño mediano, L
L	longitud de una torre de paredes mojadas, L
m	masa, M
M	peso molecular, M/mol
n	un número; adimensional
N	flux de transferencia de masa en y relativa a una fase límite, $\text{mol}/L^2\Theta$
Nu	número de Nusselt, adimensional
p	presión de vapor, F/L^2
$\bar{p}$	presión parcial, F/L^2
p_t	presión total, F/L^2
P	potencia, FL/Θ
Pe	número de Péclet , adimensional
Pr	número de Prandtl, adimensional
q	flux de transferencia de calor, $\text{FL}/L^2\Theta$
R	constante universal del estado gaseoso, $\text{FL}/\text{mol } T$
Re	número de Reynolds, adimensional
Re'	número de Reynolds para el flujo en el exterior de un cilindro, $d_c G'/\mu$, adimensional
Re''	número de Reynolds para el flujo a través de una esfera, $d_p G'/\mu$, adimensional

47. Olander, D. R.: *Int. J. Heat, Mass Transf.*, 5, 765 (1962).
48. Page, F., W. G. Schlenger, D. K. Breaux y B. H. Sage: *Ind. Eng. Chem.*, 44, 424 (1952).
49. Reynolds, O.: *Scientific Papers of Osborne Reynolds*; vol. II, Cambridge Univ. Press; Nueva York; 1901.
50. Rose, P. M. y R. C. Kintner: *AIChE J.*, 12, 530 (1966).
51. Schrodt, J. T.: *AIChE J.*, 19, 753 (1973).
52. Sherwood, T. K. y E. R. Gilliland: *Ind. Eng. Chem.*, 26, 516 (1934).
53. Sherwood, T. K. y R. L. Pigford: *Absorption and Extraction*; 2a. ed.; McGraw-Hill; Nueva York; 1952.
54. Sherwood, T. K., R. L. Pigford y C. R. Wilke: *Mass Transfer*; McGraw-Hill; Nueva York; 1975.
55. Steinberger, R. L. y R. E. Treybal: *AIChE J.*, 6, 227 (1960).
56. Stewart, W. E., J. B. Angelo y E. N. Lightfoot: *AIChE J.*, 16, 771 (1970).
57. Stynes, S. K. y J. E. Myers: *AIChE J.*, 10, 437 (1964).
58. Tan, A. Y., B. D. Prushen y J. A. Guin: *AIChE J.*, 21, 396 (1975).
59. Taylor, G. I.: *Rept. Mem. Brit. Advisory Comm. Aeronaut.*, 272, 423 (1916).
60. Toor, R. L. y J. M. Marchello: *AIChE J.*, 4, 97 (1958).
61. Towle, W. L. y T. K. Sherwood: *Ind. Eng. Chem.*, 31, 457 (1939).
62. Trinite, M. y P. Valentin: *Int. J. Heat, Mass Transf.*, 15, 1337 (1972).
63. Von Behren, G. L., W. O. Jones y D. T. Wasan: *AIChE J.*, 18, 25 (1972).
64. Wilson, E. J. y C. J. Geankoplis: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 5, 9 (1966).
65. Zhukauskas, A. A. y A. B. Ambrazyavichyas: *Int. J. Heat, Mass Transf.*, 3, 305 (1961).

PROBLEMAS

- 3.1 Calcule el coeficiente de transferencia de masa y el espesor efectivo de la **película** que se esperaría en la absorción de amoníaco de aire por una **solución** de ácido sulfúrico 2 **N**, en una torre de paredes mojadas, en las siguientes condiciones:

Flujo de aire = 41.4 g/min (sólo aire)

Presión parcial promedio del amoníaco en el aire = 30.8 mm Hg

Presión total = 760 mm Hg

Temperatura promedio del gas = 25 °C

Temperatura promedio del líquido = 25 °C

Diám. de la torre = 1.46 cm

Para la absorción de amoníaco en **ácido** sulfúrico de esta concentración, la resistencia total a la transferencia de masa se encuentra en el gas; la presión parcial del amoníaco en la interfase puede despreciarse. *Nota:* Las condiciones corresponden a la corrida 47 de Chambers y Sherwood [*Trans. AIChE*, 33, 579 (1937)], quienes observaron que $d/z_f = 16.6$.

- 3.2 Powell [*Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, 13, 175 (1935); 18, 36 (1940)] evaporó agua del exterior de cilindros en una corriente de aire que fluía paralela a los ejes de los cilindros. La temperatura del aire era de 25 °C; la presión total, la atmosférica. Los resultados están dados por

$$\frac{w}{PW - \bar{P}_A} = 3.17 \times 10^{-8} (u l)^{0.8}$$

en donde w = agua evaporada, g/s cm*

$\bar{P}_A$ = presión parcial del agua en la corriente de aire, mm Hg

P_w = presión del vapor de agua a la temperatura de la superficie, mm Hg.

u = velocidad de la corriente de aire, cm/s

l = longitud del cilindro, cm

- a) Transforme la ecuación ala forma $j_D = \psi(Re_1)$, en donde Re, es un número de Reynolds basado en la longitud del cilindro.
- b) Calcule la rapidez de sublimación de un cilindro de naftaleno de 0.075 m de diám. por 0.60 m de largo (o 3 pulgadas de diám. por 24 pulgadas de largo) en una corriente de dióxido de carbono puro a una velocidad de 6 m/s (20 pie/s) a 1 atm, 100 °C. La presión de vapor del naftaleno en la temperatura superficial puede tomarse como 1 330 N/m² (10 mm Hg); la difusividad en el dióxido de carbono puede considerarse como 5.15(10⁻⁶) m²/s (0.0515 cm²/s) a 0 °C, 1 atm. Expresar los resultados en kg de naftaleno evaporados/h.

Respuesta: 0.386 kg/h.

- 3.3 Esta fluyendo agua en forma descendente por la pared interior de una torre de paredes mojadas con el diseño de la figura 3. II; al mismo tiempo, en forma ascendente está fluyendo aire a través del centro. En un caso particular, el diámetro interior es 25 mm (o 1 in); el aire seco entra con una rapidez de 7.0 kg/s m² de sección transversal interna (o 5 000 lb_m/pie² h). Supóngase que el aire tiene una temperatura promedio homogénea, 36 °C, el agua de 21 °C; el coeficiente de transferencia de masa considerese constante. Presión = 1 atm. Calcule la presión parcial promedio del agua en el aire que se aleja, si la torre tiene 1 m de longitud (o 3 pies).
- Respuesta: 1 620 N/m².

- 3.4 Winding y Cheney [Ind. Eng. Chem., 40, 1087 (1948)] pasaron airea través de un banco de varillas de naftaleno. Las varillas tenían la sección transversal paralela al flujo en todos sus puntos, rearregladas en forma corrida una con respecto a otra y con el flujo de aire a ángulos rectos a los ejes de las varillas. El coeficiente de transferencia de masa se determinó midiendo la rapidez de sublimación del naftaleno. Para una forma, tamaño y espaciamento particulares de las varillas, con el aire a 37.8 °C (100 °F), 1 atm, los datos pudieron relacionarse con†

$$k_G = 3.58 \times 10^{-9} G'^{0.56}$$

en donde G' = velocidad superficial de la masa, kg/m² s y k_G = coeficiente de transferencia de masa, kmol/m² . s (N/m²). Calcule el coeficiente de transferencia de masa que se esperarla para la evaporación de agua en gas hidrógeno con el mismo arreglo geométrico, cuando el hidrógeno fluye a una velocidad superficial de 15.25 m/s (50 pie/s), 37.8 °C (100 °F), 2 atm de presión. D para el naftaleno-aire, 1 atm, 37.8 °C = 7.03(10⁻⁶) m²/s; para agua-hidrógeno, 0 °C, 1 atm, 7.5(10⁻⁵) m²/s.

- 3.5 Un tanque de mezclado de 3 ft (0.915 m) de diám. contiene agua a 25 °C a una profundidad de 3 ft (0.915 m). El líquido se agita con un impulsor giratorio a una intensidad de 15 Hp/1 000 gal (2 940 W/m³). Calcule la escala de los remolinos más pequeños en el rango universal.
- 3.6 La velocidad terminal en caída libre de gotas de agua en aire, a presión atmosférica estándar está dada por la siguiente tabla de datos [53]

Diám. mm	0.05	0.2	0.5	1.0	2.0	3.0
velocidad, m/s	0.055	0.702	2.14	3.87	5.86	7.26
ft/s	0.18	2.3	7.0	12.7	19.2	23.8

Una gota de agua con un diámetro inicial de 1 .0 mm cae en aire seco en reposo a 1 atm, 38 °C (100 °F). La temperatura del líquido puede tomarse como 14.4 °C (58 °F). Suponiendo que la

† Para G en lb_m/pie² . h y k_G en lb moles/pie² . h . atm, el coeficiente es 0.00663.

gota permanece esférica y que la presión atmosférica permanece constante a 1 atm.

a) Calcule la rapidez inicial de evaporación.

b) Calcule el tiempo y la distancia de la caída libre de la gota para que se evapore hasta un diámetro de 0.2 mm. .

Respuesta: 103.9 s, 264 m

c) Calcule el tiempo para que ocurra la evaporación anterior, suponiendo que la gota esta suspendida sin movimiento (como una hebra fina) en aire en reposo.

Respuesta: 372 s.

- 3.7 La rapidez de variación de la temperatura de una **reacción** química aue involucra transferencia de masa, se utiliza algunas veces para determinar si la rapidez de transferencia de masa o la de la reacción química “controla” o es el mecanismo dominante. Considere un fluido que fluye a través de un tubo circular con un DI de 25 mm (1 .0 in), en donde el soluto transferido es amoníaco en solución diluida. Calcule el coeficiente de transferencia de masa para cada uno de los siguientes casos:

a) El fluido es una solución diluida de amoníaco en aire, 25 °C, 1 atm, que fluye con un número de Reynolds = 10 000. $D_{AB} = 2.26(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$ (0.226 cm²/s).

b) Igual que en (a) (la misma velocidad de masa), pero la temperatura = 35 °C.

c) El fluido es una solución diluida de amoníaco en agua líquida, 25 °C, que fluye con un número de Reynolds = 10 000. $D_{AB} = 2.65(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$ [2.65(10⁻⁵) cm²/s].

d) Igual que en (c) (la misma velocidad de masa), pero la temperatura = 35 °C.

Tanto en el gas como en el líquido, suponiendo que el coeficiente de transferencia de masa sigue una ecuación del tipo de Arrhenius, calcular la “energía de activación” de la transferencia de masa. ¿Es ésta alta o baja, en comparación con la energía de activación de reacciones químicas típicas? Nótese que, para obtener la “energía de activación” de la transferencia de masa, no se necesitaba en el caso de soluciones diluidas, haber especificado la identidad del soluto que se está difundiendo.

¿Qué otro **método** puede utilizarse para determinar qué factor está “controlando”: la rapidez de la reacción o la rapidez de la transferencia de masa?

- 3.R Un gas está compuesto de 50% de aire, 50% de vapor, en volumen; fluye a 93.0 °C (200 °F), 1 atm de presión a 7.5 m/s (o 25 pie/s) de velocidad promedio a través de una tubería cuadrada horizontal de 0.3 m (o 1 ft) de ancho. Una tubería horizontal de cobre, 25.4 mm (1 in) de DE, 1.65 mm (0.065 in) de espesor de la pared, pasa a través del centro de la tubería desde uno de los lados hasta el otro, a ángulos rectos con respecto al eje de la tubería y penetra las paredes de la tubería. Está fluyendo agua fría dentro del tubo a una velocidad promedio de 3.0 m/s (o 10 ft/s), temp. pr. = 15.6 °C (60 °F). Calcule la rapidez de condensación en el exterior del tubo de cobre.

Respuesta: 6.92(10⁻⁴) kg/s.

Datos. McAdams^[42, pág. 338], da el coeficiente de transferencia de calor para la película condensada en el tubo como

$$h_{av} = 1.51 \left(\frac{k^3 \rho^2 g}{\mu^2} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu L}{4W} \right)^{1/3}$$

en donde, en cualquier sistema consistente de unidades, W = rapidez de masa del condensado y L = longitud de la tubería. Las propiedades del fluido deben calcularse a la temperatura media de la película condensada. Los datos para el grupo $(k^3 \rho^2 g / \mu^2)^{1/3}$ para agua, en unidades inglesas de ingeniería, fueron listados por McAdams, tabla A-27, pág. 484. Estos datos deben multiplicarse por 5.678 para utilizarse con unidades SI.

- 3.9 Un cilindro hueco y poroso, DE 25 mm (o 1 in), DI 15 mm, se alimenta internamente con éter dietílico líquido a 20 °C. El éter fluye radialmente hacia afuera y se evapora en la superficie externa. Está fluyendo nitrógeno, libre de éter inicialmente, a 100 °C, 1 atm, a ángulo recto con respecto al cilindro a 3 m/s (o 10 ft/s); el nitrógeno arrastra al éter evaporado. El flujo del éter sera el suficiente para hacer que la superficie externa del cilindro se mantenga húmeda con el

liquido (puesto que la rapidez de transferencia de masa varía alrededor de la periferia, el cilindro deberá girar lentamente para mantener la superficie uniformemente húmeda). Calcule la temperatura de la superficie y la rapidez del flujo de éter, kg/s por metro de longitud del cilindro.
Respuesta: Rapidez del flujo = $9.64(10^{-4}) \text{ kg/s m}$.

Datos: La capacidad calorífica C_p , para el éter líquido = 2.282 ; vapor = $1.863 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$. La conductividad térmica del vapor a $0^\circ\text{C} = 0.0165$, a $85^\circ\text{C} = 0.0232 \text{ W/m K}$. El calor latente de evaporación a $-17.8^\circ\text{C} = 397.8$; a $4.4^\circ\text{C} = 391.7$; a $32.2^\circ\text{C} = 379.2 \text{ kJ/kg}$. Pueden obtenerse otros datos del Chemical Engineer's Handbook.

DIFUSIÓN EN SÓLIDOS

En el capítulo 1 se indicó que el contacto de fluidos con sólidos participa en ciertas operaciones de difusión, como la lixiviación, el secado, la adsorción y las operaciones con membranas -como la diálisis, ósmosis inversa y similares.

En estos casos, parte de la difusión sucede en la fase sólida y puede proceder de acuerdo con diferentes mecanismos. Aunque en ningún caso el mecanismo es tan sencillo como en la difusión a través de soluciones de gases y líquidos, hay algunos casos excepcionales en que la transferencia de la sustancia que se está difundiendo puede ser descrita, por lo general, mediante la misma ley básica que se utilizó para fluidos: la ley de Fick.

LEY DE FICK PARA LA DIFUSIÓN

Cuando el gradiente de concentración permanece constante con el paso del tiempo, de tal forma que la rapidez de difusión es constante, la ley de Fick, en la forma utilizada en el capítulo 2, puede aplicarse a los casos en que la difusividad es independiente de la concentración y en donde no hay flujo por convección. Entonces, N_A , la rapidez de difusión de la sustancia A por unidad de sección transversal de sólido, es proporcional al gradiente de concentración en la dirección de la difusión, $-dc_A/dz$,

$$N_A = -D_A \frac{dc_A}{dz} \quad (4.1)$$

en donde D_A es la difusividad de A a través del sólido. Si D_A es constante, la integración de la ecuación (4.1) para la *difusión a través de unaplacaplana* de espesor z da como resultado

$$N_A = \frac{D_A(c_{A1} - c_{A2})}{z} \quad (4.2)$$

que es la expresión similar a la **obtenida** para fluidos en una situación semejante. Aquí c_{A1} y c_{A2} son las concentraciones en los lados opuestos de la placa. Para otras formas sólidas, la rapidez está dada por

$$w = N_A S_{pr} = \frac{D_A S_{pr} (c_{A1} - c_{A2})}{z} \quad (4.3)$$

con los valores apropiados de la sección transversal promedio para la difusión, S_{pr} . Así, para la **difusión radial a través de un cilindro sólido** de radio interno y externo a_1 y a_2 , respectivamente, y de longitud l ,

$$S_{pr} = \frac{2\pi l(a_2 - a_1)}{\ln(a_2/a_1)} \quad (4.4)$$

$$Y \quad z = a_2 - a_1 \quad (4.5)$$

Para la **difusión radial a través de una capa esférica** de radio interno y externo a_1 y a_2 ,

$$S_{pr} = 4\pi a_1 a_2 \quad (4.6)$$

$$z = a_2 - a_1 \quad (4.7)$$

Ejemplo 4.1 Esta fluyendo gas hidrógeno a 2 atm, 25 °C, a través de un tubo de neopreno sin vulcanizar, cuyo **DI** y **DE** son 25 y 50 mm, respectivamente. Según se ha informado, la solubilidad del hidrogeno es 0.053 cm³ a temp. y presión/cm³ atm, estándar y la difusividad del hidrógeno a través del neopreno es 1.8(10⁻⁶) cm²/s. Calcular la rapidez de pérdida del hidrógeno por difusión por metro de longitud del tubo.

SOLUCIÓN A una presión del hidrogeno de 2 atm, la solubilidad es 0.053(2) = 0.106 m³ H₂ en condiciones estándar/m³ de tubo. Por lo tanto, la concentración c_{A1} en la superficie interior del tubo = 0.106/22.41 = 4.73(10⁻³) kmol H₂/m³. En la superficie externa, $c_{A2} = 0$, suponiendo que se puede despreciar la resistencia a la difusión del H₂ fuera de la superficie.

$$D_A = 1.8 \times 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s} \quad l = 1 \text{ m}$$

$$z = a_2 - a_1 = \frac{50 - 25}{2(1000)} = 0.0125 \text{ m}$$

Ecuación (4.4):

$$S_{pr} = \frac{2\pi(1)(50 - 25)}{2(1000) \ln(50/25)} = 0.1133 \text{ m}^2$$

Ecuación (4.3)

$$w = \frac{(1.8 \times 10^{-10})(0.1133)[(4.73 \times 10^{-3}) - 0]}{0.0125}$$

$$= 7.72 \times 10^{-12} \text{ kmol H}_2/\text{s por 1 m de longitud,}$$

que corresponde a 5.6 × 10⁻⁵ g H₂/m . h. **Respuesta.**

Difusión en estado no estacionario

Puesto que los sólidos no se transportan tan fácilmente a través del equipo como los fluidos, la aplicación de los procesos por lotes y semilotes y, en consecuencia, las condiciones de difusión en estado no estacionario se presentan con mayor frecuencia que en el caso de fluidos. Aun en operación continua, como en el caso de un secador continuo, la historia de cada pieza sólida al pasar a través del equipo es representativa del estado no estacionario. Por lo tanto, estos casos son de considerable importancia.

Para el caso en que no existe convección y en ausencia de reacción química, puede utilizarse la segunda Ley de Fick, ecuación (2.18), para resolver problemas de difusión en estado no estacionario mediante integración con las condiciones a la frontera apropiadas. Para algunos casos sencillos, Newman^[10] ha resumido los resultados en forma por demás conveniente.

1. *Difusión desde una placa con los lados sellados.* Considérese una placa de espesor $2a$, con los cuatro lados sellados, de tal forma que la difusión sólo puede suceder desde y hacia las caras paralelas planas; una sección transversal de éstas se muestra en la figura 4.1. Supóngase inicialmente que la concentración de soluto a través de la placa es uniforme, c_{A0} , y que la placa está sumergida en un medio tal que el soluto se difundirá hacia afuera de la placa. Sea la concentración en las superficies $c_{A\infty}$, constante con el paso del tiempo. Si se permite que la difusión continúe indefinidamente, la concentración caerá al valor uniforme

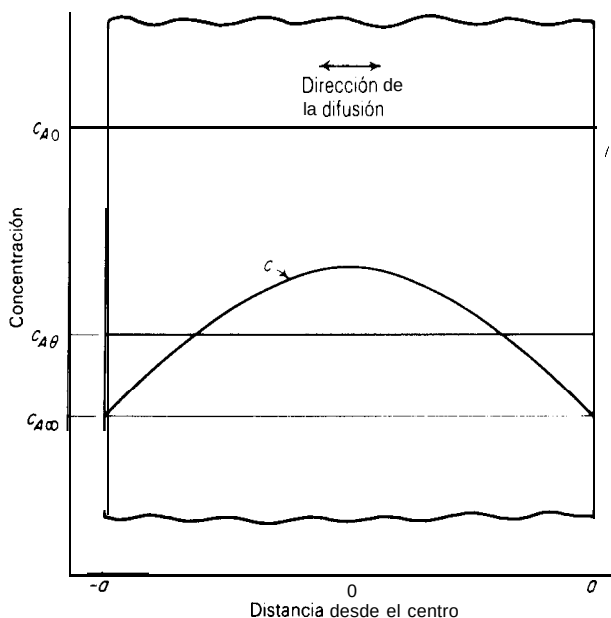


Figura 4.1 Difusión en estado no estacionario en una placa.

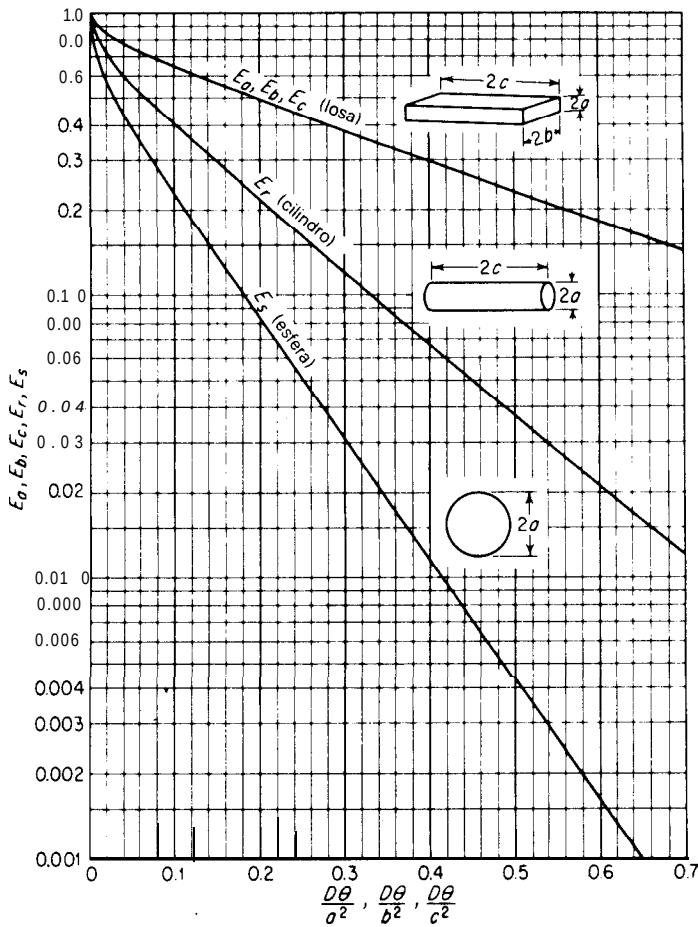


Figura 4.2 Difusión en estado no estacionario.

$c_{A\infty}$ y $c_{A0} - c_{A\infty}$ es una medida de la cantidad de soluto eliminado. Por otra parte, si la difusión desde la placa se detiene al tiempo θ , la distribución del soluto estará dada por la curva marcada c , que por difusión interna se nivelará con la concentración uniforme $c_{A\theta}$, en donde $c_{A\theta}$ es la concentración promedio en el tiempo θ . La cantidad $c_{A\theta} - c_{A\infty}$ es una medida de la cantidad de soluto que aún no se elimina. La fracción no eliminada, E , está dada por la integración de la ecuación (2.18).

$$\begin{aligned}
 E &= \frac{c_{A,\theta} - c_{A,\infty}}{c_{A,\theta} - c_{A,\infty}} = f\left(\frac{D\theta}{a^2}\right) \\
 &= \frac{8}{\pi^2} \left(e^{-D\theta\pi^2/4a^2} + \frac{1}{9} e^{-9D\theta\pi^2/4a^2} + \frac{1}{25} e^{-25D\theta\pi^2/4a^2} + \dots \right) = E_a \quad (4.8)
 \end{aligned}$$

La función se muestra en forma gráfica en la figura 4.2.

2. **Difusión desde una barra rectangular con las puntas selladas.** Para una barra rectangular de espesor $2a$ y ancho $2b$, con las puntas selladas,

$$E = f\left(\frac{D\theta}{a^2}\right)f\left(\frac{D\theta}{b^2}\right) = E_a E_b \quad (4.9)$$

3. **Difusión en un paralelepípedo rectangular.** Para una barra con forma de ladrillo, de dimensiones $2a$, $2b$ y $2c$, con difusión desde las seis caras,

$$E = f\left(\frac{D\theta}{a^2}\right)f\left(\frac{D\theta}{b^2}\right)f\left(\frac{D\theta}{c^2}\right) = E_a E_b E_c \quad (4.10)$$

4. **Difusión desde una esfera.** Para una esfera de radio a

$$E = f'\left(\frac{D\theta}{a^2}\right) = E_s \quad (4.11)$$

5. **Difusión desde un cilindro con las puntas selladas.** Para un cilindro de radio a , con las puntas planas selladas,

$$E = f''\left(\frac{D\theta}{a^2}\right) = E_r \quad (4.12)$$

6. **Difusión desde un cilindro.** Para un cilindro de radio a y longitud $2c$, con difusión tanto desde las dos puntas como desde la superficie cilíndrica,

$$E = f\left(\frac{D\theta}{c^2}\right)f''\left(\frac{D\theta}{a^2}\right) = E_c E_r \quad (4.13)$$

Las funciones $f'(D\theta/a^2)$ y $f''(D\theta/a^2)$ también se muestran en la figura 4.2.

Para formas sólidas en las cuales la difusión sucede desde una cara, más que desde las dos caras opuestas, las funciones se calculan como si el espesor fuese el doble del valor real. Por ejemplo, si la difusión sucede a través de sólo una de las caras de la placa plana de espesor $2a$, con los lados sellados, el cálculo se hace con $D\theta/4a^2$. Las ecuaciones también pueden utilizarse para la difusión hacia, al igual que fuera de las diversas formas geométricas. Las concentraciones c pueden expresarse como masa de soluto/volumen o masa de soluto/masa sólida.

Es importante observar que las ecuaciones (4.8) a (4.13) y la figura 4.2 suponen una difusividad constante, concentración uniforme inicialmente dentro del sólido y concentración constante en los lados $c_{A\infty}$. Esta última significa suponer: (1) que no hay resistencia a la difusión en el fluido que rodea al sólido; (2) que la cantidad de dicho fluido es lo suficientemente grande para que su concentración no cambie el tiempo, o (3) que el fluido se está reemplazando continuamente. En

muchos casos, la resistencia a la **difusión** dentro del sólido es tan grande que la suposición de que no existe en el fluido es bastante razonable. Sin embargo, para cualquier caso se han desarrollado integraciones de la ecuación (2.18), en las cuales se considera la variación de D ^[18] y el efecto de resistencia a la difusión adicional [1, 3, 8, 10]. Es útil observar que la ecuación (2.18) es de la misma forma que la ecuación de Fourier para la conducción de calor, con difusividad molecular y no térmica y concentración en lugar de temperatura. En consecuencia el largo catálogo de soluciones a los problemas de la transferencia de calor de Carslaw y Jaeger^[2] pueden aplicarse para la **difusión** mediante las sustituciones apropiadas. El libro de Crank^[3] trabaja en forma particular con problemas de este tipo de difusión.

Ejemplo 4.2 Un gel de agar al 5% que contiene una concentración uniforme de 5 g de urea/100 cm³ se moldea en la forma de un cubo de 3 cm. Una de las caras del cubo se expone a una corriente de agua fresca en la cual se difunde la urea. Las otras caras están protegidas por el molde. La temperatura es de 5 °C. Después de 68 h, la **concentración** promedio de urea en el gel ha descendido hasta 3 g/100 cm³. La resistencia a la difusión, según puede considerarse, se localiza completamente en el gel. **(a)** Calcular la difusividad de la urea en el gel. **(b)** ¿En cuánto tiempo hubiese descendido la concentración promedio hasta 1g/100 cm³? **(c)** Repetir (b) para el caso en que las dos caras opuestas del cubo hubiesen estado expuestas.

SOLUCIÓN (a) c_A puede calcularse en función de g/100 cm³. $c_{A0} = 5 \text{ g/100 cm}^3$; $c_{A,\theta} = 3$; $c_{A,\infty} = 0$, puesto que el agua pura es el agente para la lixiviación. $a = 3/2 = 1.5 \text{ cm}$; $\theta = 68(3600) = 245000 \text{ s}$.

$$\frac{c_{A,\theta} - c_{A,\infty}}{c_{A0} - c_{A,\infty}} = \frac{3}{5} = 0.6 = E$$

Extrayendo la abscisa de la figura 4.2, que es $D\theta/4a^2$ para la difusión desde una sola cara expuesta, se tiene que es 0.128

$$D = \frac{0.128(4)(a^2)}{\theta} = \frac{0.128(4)(1.5)^2}{245000} = 4.70 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s} \text{ o } 4.70(10^{-10}) \text{ m}^2/\text{s}$$

(b) Para $c_{A,\theta} = 1 \text{ g/100 cm}^3$

$$\frac{c_{A,\theta} - c_{A,\infty}}{c_{A0} - c_{A,\infty}} = \frac{1}{5} = 0.20 \quad \frac{D\theta}{4a^2} = 0.568 \quad \text{de la figura 4.2}$$

$$\theta = \frac{0.568(4)(a^2)}{4.70 \times 10^{-6}} = \frac{0.568(4)(1.5)^2}{4.70 \times 10^{-6}} = 1087000 \text{ s o } 302 \text{ h}$$

(c) Para dos caras opuestas expuestas, $a = 1.5 \text{ cm}$, $c_{A,\theta}/c_{A0} = 0.2$ y $D\theta/a^2 = 0.568$.

$$\theta = \frac{0.568a^2}{D} = \frac{0.568(1.5)^2}{4.70 \times 10^{-6}} = 222000 \text{ s o } 61.5 \text{ h}$$

TIPOS DE DIFUSIÓN EN SÓLIDOS

La estructura del sólido y su interacción con la sustancia en difusión influyen profundamente en la forma en que ocurre la difusión y en la rapidez de transporte.

Difusión a través de polímeros

En muchos aspectos, la difusión de solutos a través de ciertos tipos de sólidos poliméricos se parece más a la difusión a través de soluciones líquidas que a cualquiera de los otros fenómenos de difusión en sólidos, al menos cuando se trata de los gases incondensables como solutos. Imagínense dos cuerpos de un gas (por ejemplo, H_2) a presiones diferentes separados por una membrana polimérica (polietileno). El gas se disuelve en el sólido en las caras expuestas al gas en una extensión que generalmente se puede describir mediante la Ley de Henry. La concentración, directamente proporcional a la presión. Entonces, el gas se difunde desde el lado de presión elevada al de baja presión en una forma que generalmente se describe como “activada” (las cadenas poliméricas están en un estado de movimiento térmico constante y las moléculas en difusión brincan de una posición a otra sobre una barrera de potencial^[4, 11]). Un brinco efectivo requiere que exista un hueco o paso del **tamaño** suficiente; esto, a su vez, depende del movimiento térmico de las cadenas de polímero. El término “activado” se refiere a la dependencia de la temperatura de la difusividad, que sigue una expresión del tipo de la de Arrhenius,

$$D_A = D_0 e^{-H_D/RT} \quad (4.14)$$

en donde H_D es la energía de activación y D_0 es una constante. Para gases simples, D_A por lo general es razonablemente independiente de la concentración. Sin embargo, puede depender en gran manera de la presión de moldeado del polímero^[5]. Para las difusividades de los gases incondensables, puede ser del orden de $10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$.

En particular, para moléculas grandes, el **tamaño** y la forma de las moléculas en difusión (medidas en volumen molecular, **ramificadas** opuestas a estructuras lineales, etc.) determina el **tamaño** requerido de los huecos. Algunas veces, los disolventes para “plastificar” los **polímeros**[†], se difunden y, en consecuencia, la rapidez puede ser más elevada para buenos disolventes (por ej., benceno y cetona metilética en hules poliméricos) que para gases incondensables. Con frecuencia, estas difusividades dependen mucho de la concentración del soluto en el sólido. En el caso de ciertos polímeros oxigenados -por ejemplo, acetato de celulosa-, de solutos como agua, amoníaco y alcoholes, forman puentes de hidrógeno con el polímero y se mueven de un conjunto de puntos de unión a otro. Entonces, los solutos que no pueden formar puentes de hidrógeno, se excluyen.

Desafortunadamente (debido a que agrega dimensiones complicadas y unidades incómodas), se acostumbra describir las características de la difusión en función de una cantidad P , la permeabilidad. Puesto que en las dos caras de una membrana, la solubilidad en el equilibrio del gas en el polímero es directamente

† Los plastificantes son compuestos orgánicos que se agregan a polímeros superiores, los que **solva-**tan la molécula de polímero. Esto trae como resultado un procesamiento más sencillo y un producto de mayor flexibilidad y dureza.

proporcional a la presión, la ecuación (4.2) puede convertirse en †

$$V_A = \frac{D_A s_A (\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2})}{z} \quad (4.15)$$

en donde V_A = flux de difusión, cm^3 de gas a temp. std. y presión/ $\text{cm}^2 \cdot \text{s}$

D_A = difusividad de A, cm^2/s

$\bar{p}_A$ = presión parcial del gas en difusión, cm Hg

s_f = coeficiente de solubilidad o constante de la Ley de Henry, cm^3 gas a temp. estándar y presión/ cm^3 sólido (cm Hg)

z = espesor de la membrana polimérica, cm

Entonces, la permeabilidad se define como †

$$P = D_A s_A \quad (4.16)$$

en donde P = permeabilidad, cm^3 gas a temp. std. y presión/ $\text{cm}^2 \cdot \text{s}$ (cm Hg/cm).

Se han aplicado comercialmente estos principios para separar hidrógeno de los gases de desecho en las refinerías en aparatos de coraza y tubo que recuerdan en parte a un intercambiador de calor común. Sin embargo, en esta práctica, los tubos de fibras poliméricas tienen sólo 30 micrones de DE y hay 50 millones de ellas en una capa de aproximadamente 0.4 m de diámetro [6].

Ejemplo 4.3 Calcular la rapidez de difusión de dióxido de carbono CO, a través de una membrana de hule vulcanizado de 1 mm de espesor a 25 °C, si la presión parcial del CO, es 1 cm Hg en un lado y cero en el otro. También calcular la permeabilidad de la membrana para el CO. A 25 °C, el coeficiente de solubilidad es 0.90 cm^3 gas a temp. std. y presión/ cm^3 atm. La difusividad es $1.1(10^{-10}) \text{ m}^2/\text{s}$.

SOLUCIÓN Una atm. = 76.0 cm Hg de presión. El coeficiente de solubilidad en función de cm Hg es $0.90/76.0 = 0.01184 \text{ cm}^3$ gas a temp. std. y presión/ cm^3 (cm Hg) = $s_A \cdot z = 0.1 \text{ cm}$, $\bar{p}_{A1} = 1 \text{ cm Hg}$, $\bar{p}_{A2} = 0$, $D_A = 1.1(10^{-10})(10^4) = 1.1(10^{-6}) \text{ cm}^2/\text{s}$. La ecuación (4.15):

$$V_A = \frac{(1.1 \times 10^{-6})(0.01184)(1.0 - 0)}{0.1}$$

$$= 0.13(10^{-6}) \text{ cm}^3 \text{ a temp. std. y presión}/\text{cm}^2 \text{ s.} \quad \text{Respuesta.}$$

Ecuación (4.16):

$$P = 1.1(10^{-6})(0.01184) = 0.13(10^{-7}) \text{ cm}^3 \text{ a temp. std. y presión}/\text{cm}^2 \text{ s (cm Hg/cm).}$$

† En realidad, las ecuaciones (4.15) y (4.16) son dimensionalmente consistentes y pueden utilizarse con cualquier conjunto de unidades. Así, si se utilizan unidades SI [$D = \text{m}^2/\text{s}$, $s = \text{m}^3/\text{m}^3 \cdot (\text{N}/\text{m}^2)$, $\bar{p} = \text{N}/\text{m}^2$, $z = \text{m}$, $V = \text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$], las unidades de P serán $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{N}/\text{m}^2)/\text{m}$. Similarmente, en unidades inglesas de Ingeniería [$D = \text{ft}^2/\text{h}$, $s = \text{ft}^3/\text{ft}^3 \cdot (\text{lb}_f/\text{ft}^2)$, $\bar{p} = \text{lb}_f/\text{ft}^2$, $z = \text{ft}$, $V = \text{ft}^3/\text{ft}^2 \cdot \text{s}$] las unidades de P son $\text{ft}^3/\text{ft}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{lb}_f/\text{ft}^2)/\text{ft}$. Pero, desafortunadamente, en ninguna parte parecen utilizarse unidades consistentes de cualquier sistema bien conocido.

Difusión a través de sólidos cristalinos

Los mecanismos de difusión varían en gran medida dependiendo de la estructura cristalina y de la naturaleza del soluto^[16, 17]. En el caso de cristales con redes de simetría cúbica, la difusividad es isotrópica, pero no lo es para cristales no cúbicos. Para metales en particular, aunque no necesariamente, los mecanismos principales son los siguientes:

1. *Mecanismo intersticial*. Los puntos intersticiales son lugares entre los átomos de una red cristalina. Los átomos **pequeños** de soluto en difusión pueden pasar de un punto intersticial al siguiente, cuando los átomos formadores de la red cristalina se separan temporalmente proporcionando el espacio necesario. El carbono se difunde a través del α y γ -hierro de esta forma.
2. *Mecanismo de hueco*. Si los sitios de la red están desocupados (vacantes), un átomo en un sitio adyacente puede brincar al vacante.
3. *Mecanismo intersticial de hueco*. En este caso un átomo grande que ocupa un punto intersticial empuja a uno de sus vecinos en la red cristalina a una posición intersticial y se mueve a la vacante que ha producido.
4. *Mecanismo de iones amontonados*. Un átomo extra en una cadena de átomos estrechamente empaquetados puede desplazar varios átomos en la línea de su posición de equilibrio, produciendo así un flux de difusión.
5. *Difusión a lo largo del límite del gránulo*. La difusividad en un metal en cristal único es siempre sustancialmente menor que en una muestra multicristalina, debido a que en el último existe difusión a lo largo del límite de los gránulos (interfases cristalinas) y dislocaciones.

Difusión en sólidos porosos

El sólido puede estar, en la forma de una barrera porosa o membrana, separando dos partes del fluido, como en el caso de la difusión gaseosa. Aquí, el movimiento del soluto puede ser por *difusión* de una parte del fluido a la otra, en virtud de un gradiente de concentración; también puede ser *hidrodinámico*, como resultado de una diferencia de presión. Alternativamente, en el caso de adsorbentes, gránulos de catalizador^[13], sólidos que se van a secar, partículas metálicas en las que se va a llevar a cabo una lixiviación, y similares, el sólido normalmente está totalmente rodeado por un cuerpo único de fluido; el movimiento hacia afuera y hacia adentro del soluto a través de los poros del sólido se realiza únicamente por difusión. El movimiento difusivo puede ser dentro del fluido que llena los poros o puede también involucrar difusión *superficial* del soluto adsorbido.

Los poros del sólido pueden estar *interconectados*, lo cual significa que el fluido los puede alcanzar por los dos lados de los poros; *vía cerrada* o conectado al exterior del sólido por un único lado; o *aislado*, inaccesible al fluido externo. Se espera que los poros en la mayoría de los sólidos no sean ni rectos ni de **diámetro** constante. Se dice que están *bidispersas*^[19], las partículas de catalizador fabricadas por prensado de polvos, que contienen *microporos* hasta gránulos,

con **macroporos** que rodean las partículas de polvo de diferente orden de magnitud en **tamaño**.

Difusión, presión total constante Imagínese que todos los poros de un sólido tienen la misma longitud y **diámetro** y que están llenos con una solución binaria a presión constante, con un gradiente de concentración de los componentes sobre la longitud de los poros. Entonces, dentro de la solución que llena los poros se puede aplicar la ecuación (2.26) para gases, o la ecuación (2.40) para líquidos. Los **fluxes** N_A y N_B estarán basados en el área transversal de los poros, y la distancia será la longitud de los poros, l . La relación entre los **fluxes** $N_A/(N_A + N_B)$ dependerá, como siempre, de la materia que no se difunde, fija, tal vez, debido a que en la lixiviación de un soluto A, el solvente B quizá, no se esté difundiendo o quizá esté fijo por la estequiometría de una reacción **catalizada** sobre la superficie de los poros. Puesto que la longitud de los diferentes poros y sus áreas transversales no son constantes, es más práctico basar el **flux** en la superficie externa total de la membrana (gránulo o cualquiera que **sea** la naturaleza del sólido) y en la longitud en alguna distancia arbitraria, pero **fácilmente** medible z , como el espesor de la membrana, el radio del gránulo y similares. Puesto que los **fluxes** serán más **pequeños** que los valores reales basados en la sección transversal del fluido y la longitud verdaderas, debe utilizarse una difusividad **efectiva** $D_{AB, ef}$, menor que la D_{AB} real, que generalmente se determina **experimentalmente**⁽¹³⁾. Para el mismo tipo de procesos en un sólido dado, presumiblemente la relación $D_{AB}/D_{AB, ef}$ será constante; una vez medida, puede aplicarse a todos los solutos. Cuando $N_B = 0$, se pueden aplicar las ecuaciones (4.1)-(4.13) reemplazando $D_{AB, ef}$ por D_A .

Ejemplo 4.4 Se impregnaron completamente esferas de alúmina porosa, 10 mm **diámetro**, 25% de huecos, con una solución acuosa de cloruro de potasio **KCl**, con una concentración de 0.25 **g/cm³**. Cuando se sumergieron en una corriente de agua pura, perdieron el 90% de su contenido en sal en 4.75 h. La temperatura fue de 25°C. A esta temperatura, la difusividad promedio de KCl en agua sobre el rango de concentración indicado es $1.84(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$.

Calcular el tiempo para eliminar el 90% del soluto disuelto si las esferas se impregnan con **cromato** de potasio K_2CrO_4 en solución, a una concentración de 0.28 **g/cm³**, cuando se sumergen en una corriente de agua que contiene 0.02 **g** de $\text{K}_2\text{CrO}_4/\text{cm}^3$. La difusividad promedio del K_2CrO_4 en agua a 25 °C es $1.14(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$.

SOLUCIÓN Para estas esferas, $a = 0.005 \text{ m}$ y para la difusión del **KCl**, $\theta = 4.75(3\ 600) = 17\ 000 \text{ s}$. Cuando las esferas **están** rodeadas de agua pura, la **concentración final** en las esferas, $c_{A\infty} = 0$.

$$\frac{c_{A, \theta} - c_{A, \infty}}{c_{A0} - c_{A, \infty}} = 0.1 \quad \text{para el 90\% de eliminación del KCl}$$

De la figura 4.2, $D_{ef}\theta/a^2 = 0.18$, en donde D_{ef} es la difusividad efectiva.

$$D_{ef} = \frac{0.18a^2}{\theta} = \frac{0.18(0.005)^2}{17\ 000} = 2.65(10^{-10}) \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_{AB}/D_{ef} = \frac{1.84(10^{-9})}{2.65(10^{-10})} = 6\ 943$$

Para la difusión del K_2CrO_4 , $c_{A0} = 0.28$, $c_{A\infty} = 0.02$ -y $c_{A\theta} = 0.1(0.28) = 0.028 \text{ g/cm}^3$.

$$E = \frac{c_{A,\theta} - c_{A,\infty}}{c_{A0} - c_{A,\infty}} = \frac{0.028 - 0.02}{0.28 - 0.02} = 0.0308 = E_s$$

Fig. 4.2:

$$D_{ef} \frac{\theta}{a^2} = 0.30$$

$$D_{ef} = \frac{0.30 D_{AB}}{6.943 \times 10^{-9}} = 1.642 \times 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\theta = \frac{0.30 a^2}{D_{ef}} = \frac{0.30 (0.005)^2}{1.642 \times 10^{-10}} = 45700 \text{ s} = 12.7 \text{ h} \quad \text{Respuesta..}$$

En el caso de la difusión en estado estacionario de los gases, hay dos tipos de movimiento difusivo, dependiendo de la relación entre el diámetro del poro d y la trayectoria libre media de las moléculas del gas λ . Si la relación d/λ es mayor que aproximadamente 20, predomina la **difusión** molecular ordinaria y

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \frac{D_{AB,ef} P l}{RTz} \ln \frac{N_A / (N_A + N_B) - y_{A2}}{N_A / (N_A + N_B) - y_{A1}} \quad (2.26)$$

$D_{AB,ef}$, al igual que D_{AB} , varía inversamente con p , y aproximadamente en forma directa con $T^{3/2}$ (vtase el capítulo 2). Sin embargo, si el diámetro del poro y la presión del gas son tales que la trayectoria libre media es relativamente grande, d/λ menor de aproximadamente 0.2, la rapidez de **difusión** está gobernada por los choques de las moléculas de gas con las paredes de los poros y rige la Ley de Knudsen. Puesto que las colisiones moleculares no son importantes en estas condiciones, cada uno de los gases se difunde independientemente. En un poro circular, recto de diámetro d y longitud l ,

$$N_A = \frac{d \bar{u}_A}{3RTl} (\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}) \quad (4.17)$$

en donde u_A es la velocidad molecular media de A. Puesto que la teoría cinética de los gases da

$$u_A = \left(\frac{8g_c RT}{\pi M_A} \right)^{1/2} \quad (4.18)$$

$$\text{tenemos } N_A = \left(\frac{8g_c RT}{\pi M_A} \right)^{1/2} \frac{d}{3RTl} (\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}) = \frac{D_{K,A} (\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2})}{RTl} \quad (4.19)$$

en donde $D_{K,A}$ es el coeficiente de **difusión** de Knudsen.

$$D_{K,A} = \frac{d}{3} \left(\frac{8g_c RT}{\pi M_A} \right)^{1/2} \quad (4.20)$$

Puesto que normalmente d no es constante y la l verdadera se desconoce, generalmente l en la ecuación (4.19) se reemplaza por z , el espesor de la membrana y $D_{K,A}$ por $D_{K,A,ef}$, la difusividad efectiva de Knudsen, que se determina experimentalmente. $D_{K,A,ef}$ es independiente de la presión y varía con $(T/M)^{1/2}$. Para mezclas binarias de gases,

$$\frac{N_B}{N_A} = - \left(\frac{M_A}{M_B} \right)^{1/2} \quad (4.21)$$

Además, para un sólido dado ^[15], $D_{AB,ef}/D_{K,A,ef} = D_{AB}/D_{K,A}$. La trayectoria libre media λ puede calcularse a partir de la relación

$$\lambda = \frac{3.2\mu}{p_i} \left(\frac{RT}{2\pi g_c M} \right)^{0.5} \quad (4.22)$$

En el rango d/λ de aproximadamente 0.2 a 20, un rango de transición, **influyen** tanto la difusión molecular como la de Knudsen, y el flux está dado por ^[7, 12, 15] †

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \frac{D_{AB,ef} p_i}{RTz} \ln \frac{\frac{N_A}{N_A + N_B} \left(1 + \frac{D_{AB,ef}}{D_{K,A,ef}} \right) - y_{A2}}{\frac{N_A}{N_A + N_B} \left(1 + \frac{D_{AB,ef}}{D_{K,A,ef}} \right) - y_{A1}} \quad (4.23)$$

Se ha mostrado ^[15] que la ecuación (4.23) cambia a la ecuación (2.26) para condiciones en que la difusión molecular prevalece ($D_{K,A,ef} \gg D_{AB,ef}$) y a la ecuación (4.19) cuando prevalece la difusión de Knudsen ($D_{AB,ef} \gg D_{K,A,ef}$). Mas aún, para poros abiertos, se aplica la ecuación (4.21) en todo el rango de transición para sólidos cuyos diámetros de poro son del orden de 10 micrones (10^{-5} m) o menos.

Ejemplo 4.5 Las difusividades efectivas para el paso de hidrógeno y nitrógeno a 20 °C a través de una pieza de 2 mm de espesor, de porcelana sin vidriar, se midieron determinando los **fluxes** de difusión a contracorriente a 1.0 y 0.01 atm de presión ^[15]. La ecuación (4.23), resuelta **simultáneamente** para las dos mediciones, proporcionó las difusividades, $D_{H_2-N_2,ef} = 5.3(10^{-6})$ m²/s a 1.0 atm y $D_{K-H_2,ef} = 1.17(10^{-5})$ m²/s. (a) Calcular el diámetro de poro equivalente del sólido. (b) Calcular los **fluxes** de difusión para mezclas de Os- N₂ a una presión total de 0.1 atm, 20 °C, con fracciones **mol** de O₂ = 0.8 y 0.2 a cada lado de la porcelana.

SOLUCIÓN (a) $D_{H_2-N_2}$ a 20 °C, 1 atm = $7.63(10^{-5})$ m²/s. Por lo tanto, $D_{verdadera}/D_{ef} = 7.63(10^{-5})/5.3(10^{-6}) = 14.4$. Puesto que esta relación es estrictamente función de la geometría del sólido, debe aplicarse a todas las mezclas gaseosas en cualquier condición. Por lo tanto, $D_{K,H_2} = 1.17(10^{-5})(14.4) = 1.684(10^{-4})$ m²/s. La ecuación (4.20):

† La ecuación (4.23) se conoce como la ecuación de “gas polvoroso”, debido a que como modelo para derivarla se **utilizó** un medio poroso que constaba de un agrupamiento de esferas al azar en el espacio.

$$d = 3D_{K, H_2} \left(\frac{\pi M_{H_2}}{8g_c RT} \right)^{0.5} = 3(1.684 \times 10^{-4}) \left[\frac{\pi(2.02)}{8(1)(8314)(293)} \right]^{0.5}$$

$$= 2.88(10^{-7}) \text{ m o } 0.288 \text{ micrones. Respuesta.}$$

(b) Sea $A = O_2$, $B = N_2$. Tabla 2.1: D_{AB} , $0^\circ C$, $1 \text{ atm} = 1.81(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$. Por lo tanto, a 0.1 atm , $20^\circ C$,

$$D_{AB} = 1.81 \times 10^{-5} \frac{1}{0.1} \left(\frac{293}{273} \right)^{1.5} = 2.01 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_{AB, \text{ ef}} = \frac{2.01(10^{-4})}{14.4} = 1.396(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$$

Ecuación (4.20):

$$D_{K, A} = D_{K, H_2} \left(\frac{M_{H_2}}{M_A} \right)^{0.5} = 1.684 \times 10^{-4} \left(\frac{2.02}{32} \right)^{0.5} = 4.23 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_{K, A, \text{ ef}} = \frac{4.23 \times 10^{-5}}{14.4} = 2.94 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Puesto que el diámetro de poro equivalente es menor que 10 micrones, se aplica la ecuación (4.21).

$$\frac{N_B}{N_A} = - \left(\frac{M_A}{M_B} \right)^{0.5} = - \left(\frac{32}{28.02} \right)^{0.5} = -1.069$$

$$\frac{N_A}{N_A + N_B} = \frac{1}{1 + N_B/N_A} = \frac{1}{1 - 1.069} = -14.49$$

$y_{A1} = 0.8$, $y_{A2} = 0.2$, $p_t = 10 \text{ } 133 \text{ N/m}^2$, $z = 0.002 \text{ m}$, $D_{AB, \text{ ef}}/D_{K, A, \text{ ef}} = 4.75$. Ecuación (4.23):

$$N_{O_2} = \frac{-14.49(1.396 \times 10^{-5})(10 \text{ } 133)}{8314(293)(0.002)} \ln \frac{-14.49(1 + 4.75) - 0.2}{-14.49(1 + 4.75) - 0.8}$$

$$= 3.01 \times 10^{-6} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$N_{N_2} = (3.01 \times 10^{-6})(-1.069) = -3.22 \times 10^{-6} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \quad \text{Respuesta.}$$

La difusión de Knudsen no se conoce para líquidos. Sin embargo, ocurren importantes reducciones en la rapidez de difusión cuando las dimensiones moleculares del soluto que se difunde se vuelven significativas en relación con las dimensiones del poro del sólido [14].

La *difusión superficial* es un fenómeno que acompaña a la adsorción de solutos sobre la superficie de los poros del sólido. Es una difusión “activada” [véase la ecuación (4.14)], que implica el salto de las moléculas adsorbidas de un sitio de adsorción a otro. Puede describirse mediante una analogía bidimensional de la Ley de Fick, con la “concentración superficial” expresada, por ejemplo, en **moles/área** en lugar de moles/volumen. Por lo normal, las difusividades superficiales están en el orden de 10^{-7} a $10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ a temperaturas ordinarias para gases adsorbidos físicamente [13](véase el capítulo 11). Para soluciones líquidas en partículas adsorbentes de resina, las difusividades superficiales pueden ser del orden de $10^{-12} \text{ m}^2/\text{s}$ [9].

Flujo hidrodinámico de gases Si existe una diferencia en la presión absoluta a través de un sólido poroso, ocurrirá un flujo hidrodinámico del gas a través del sólido. Considérese un sólido que consta de tubos capilares rectos y uniformes de diámetro d y longitud l que van desde el lado con presión alta hasta el lado con presión baja. A presiones ordinarias, el flujo de gas en los capilares puede ser laminar o turbulento, según que el número de Reynolds $du\rho/\mu$ esté abajo o arriba de 2 100. Para el propósito presente, en donde las velocidades son pequeñas, el flujo será laminar. Para un gas sencillo, esto puede describirse mediante la Ley de Poiseuille para un fluido compresible que obedece la ley de los gases ideales

$$N_A = \frac{d^2 g_c}{32 \mu l R T} p_{pr} (p_{i1} - p_{i2}) \quad (4.24)$$

en donde

$$p_{i, pr} = \frac{p_{i1} + p_{i2}}{2} \quad (4.25)$$

Esta ecuación supone que la diferencia de presión total es el resultado de fricción en los poros e ignora pérdidas por entrada y salida y los efectos de la energía cinética, lo cual resulta satisfactorio para los propósitos presentes. Puesto que los poros ni son rectos ni tienen un diámetro constante, al igual que con el flujo difusivo, es mejor basar N_A en la sección transversal externa total del sólido y escribir la ecuación (4.24) como†

$$N_A = \frac{k}{RTz} p_{i, pr} (p_{i1} - p_{i2}) \quad (4.26)$$

Si existen las condiciones de diámetro de poro y presión para las cuales prevalezca el flujo de Knudsen ($d/\lambda < 0.2$), el flujo se describirá mediante la Ley de Knudsen, ecuaciones (4.17) y (4.20). Por supuesto, existirá un rango de condiciones para la transición de flujo hidrodinámico a flujo de Knudsen. Si el gas es una mezcla con composiciones diferentes y presión total diferente en cada lado del sólido poroso, entonces el flujo puede ser una combinación de hidrodinámico, de Knudsen y difusivo. Estos problemas fueron estudiados por Youngquist [23].

Ejemplo 4.6 Un diafragma poroso de carbón con un espesor de 1 in (25.4 mm) y con un diámetro promedio de poro de 0.01 cm permite el flujo de nitrógeno con una rapidez de 9.0 ft³ (medido a 1 atm, 80 °F) por ft² por min (0.0457 m³/m² s, 26.7 °C) con una diferencia de presión a través del diafragma de 2 in (50.8 mm) de agua. La temperatura fue de 80°C y la presión descendente de 0.1 atm. Calcular el flujo que se esperaría a 250°F (121°C) con la misma diferencia de presión.

† Algunas veces, la ecuación (4.26) se escribe en función del flujo volumétrico V del flujo de gas a la presión promedio por unidad de sección transversal del sólido y una permeabilidad P :

$$p_{i, pr} V = \frac{P p_{i, pr} (p_{i1} - p_{i2})}{z}$$

SOLUCIÓN La viscosidad del nitrógeno = $1.8(10^{-5}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$ a 26.7°C (300 K). A 1 atm, $p_i = 10\,133 \text{ N/m}^2$. $M_{N_2} = 28.02$. La ecuación (4.22):

$$\lambda = \frac{3.2\mu}{p_i} \left(\frac{RT}{2\pi g_c M} \right)^{0.5} = \frac{3.2(1.8 \times 10^{-5})}{10\,133} \left[\frac{8314(300)}{2\pi(1)(28.02)} \right]^{0.5}$$

$$= 6.77 \times 10^{-7} \text{ m}$$

Con $d = 10^{-4} \text{ m}$, $d/\lambda = 148$, el flujo de Knudsen no ocurrirá. Se aplica la Ley de Poiseuille, ecuación (4.26) y se utilizará para calcular k . El flujo de N_2 correspondiente a $9.0 \text{ ft}^3/\text{min ft}^2$ a 300 K , $1 \text{ atm} = 0.0457 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ o

$$0.04572380 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} = 1.856 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} = N_A$$

$$p_{i1} - p_{i2} = (2 \text{ inH}_2\text{O}) \frac{3386}{13.6} = 498 \text{ N/m}^2$$

$$p_{i, \text{pr}} = 10\,133 + \frac{498}{2} = 10\,382 \text{ N/m}^2$$

Ecuación (4.26):

$$k = \frac{N_A RT z}{p_{i, \text{pr}} (p_{i1} - p_{i2})} = \frac{(1.856 \times 10^{-3})(8314)(300)(0.0254)}{10\,382(498)}$$

$$= 2.27 \times 10^{-5} \text{ m}^4/\text{N} \cdot \text{s}$$

A 250°F ($121^\circ\text{C} = 393 \text{ K}$), la viscosidad del nitrógeno = $2.2(10^{-5}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$. Esto da como resultado una nueva k [ecuación (4.24)]:

$$k = \frac{(2.27 \times 10^{-5})(1.8 \times 10^{-5})}{2.2 \times 10^{-5}} = 1.857 \times 10^{-5} \text{ m}^4/\text{N} \cdot \text{s}$$

Eq. (4.26):

$$N_A = \frac{(1.857 \times 10^{-5})(10\,382)(498)}{8314(393)(0.0254)} = 1.157 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$= 7.35 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \cdot \text{min, medido a } 121^\circ\text{C, } 1 \text{ atm std.} \quad \text{Respuesta.}$$

NOTACIÓN PARA EL CAPÍTULO 4

Puede utilizarse cualquier conjunto consistente de unidades, excepto cuando se señale.

a	la mitad del espesor: radio, L
b	la mitad del ancho, L
c	concentración, mol/L^3
d	la mitad de la longitud, L
d	diámetro del poro, L
	operador diferencial
D	difusividad molecular, L^2/Θ [en las ecuaciones (4.15) y (4.16), cm^2/s]
D_{ef}	difusividad efectiva, L^2/Θ
D_K	difusividad de Knudsen, L^2/Θ
E	fracción de soluto eliminado, adimensional
f, f', f''	funciones
g_c	factor de conversión, $\text{ML/F}\Theta$
H_D	energía de activación, FL/mol

k	una constante, $L^4/F\Theta$
l	longitud, longitud del poro, L
M	peso molecular, M/mol
N	flux molar, $mol/L^2\Theta$
p	presión parcial, F/L^2 [en la ecuación (4.15), cm Hg]
p_t	presión total, F/L^2
P	permeabilidad, $L^3/L^2\Theta[(F/L^2)]$. En la ecuación (4.16). cm^3 de gas a temp std y presión/ $cm^2 \cdot s \cdot (cm \text{ Hg}/cm)$
R	constante universal del estado gaseoso, $FL/mol \text{ } ^\circ K$
s	coeficiente de solubilidad o constante de la Ley de Henry, $L^3/L^3(F/L^2)$. En las ecuaciones (4.15) y (4.16). $(cm^3 \text{ de gas a temp std y presión})/cm^3 (cm \text{ Hg})$
S	área de la sección transversal, L^2
T	temperatura absoluta, $^\circ K$
u	velocidad pr., L/Θ
$\bar{u}$	velocidad molecular media, L/Θ
V	flux de difusión, $L^3/L^2\Theta$. En la ecuación (4.15), cm^3 de gas a temp std y presión/ $cm^2 \cdot s$
w	rapidez de difusión, mol/Θ
Y	concentración, fracción mol
z	espesor de la membrana o gránulo, L distancia en la dirección de difusión, L espesor de la membrana, cm
θ	tiempo, Θ
λ	trayectoria libre media molecular, L
μ	viscosidad, $M/L\Theta$
π	3.1416
ρ	densidad, M/L^3

Subíndices:

$\bar{p}$	promedio
A, B	componentes A, B
θ	en el tiempo Θ
0	inicial (en el tiempo cero)
1, 2	posiciones 1, 2
∞	al tiempo ∞ ; en el equilibrio

REFERENCIAS

1. Barrer, R. M.: *Diffusion in and through Solids*; Cambridge; Londres; 1941.
2. Carslaw, H. S. y J. C. Jaeger: *Conduction of Heat in Solids*, 2a. ed.; Oxford; Fair Lawn; N. J.; 1959.
3. Crank, J.: *The Mathematics of Diffusion*; Oxford; Fair Lawn; N. J.; 1956.
4. Crank, J. y G. S. Park, eds.: *Diffusion in Polymers*, Academic Press; Nueva York; 1968.
5. Dale, W. C. y C. E. Rogers: *AIChE J.*, **19**, 445 (1973)
6. E. I. du Pont de Nemours y Co., Inc.: *du Pont Petroleum Chemical News*, no. 172 (1972); no. 174 (1973).
7. Evans, R. B., B. M. Watson y E. A. Mason: *J. Chem. Phys.*, 33, 2076 (1961).
8. Jost, W.: *Diffusion in Solids, Liquids and Gases*, Academic Press; Nueva York; 1960.
9. Komiyama, H. y J. M. Smith: *AIChE J.*, 20, 1110 (1974).
10. Newman, A. B.: *Trans. AIChE*, 27, 203, 310 (1931).
11. Rogers, C. E., M. Fels y N. N. Li, en *Recent Developments in Separation Science*, N. N. Li, ed., vol. II, p. 107; CRC Press; Cleveland; 1972.

12. Rothfield, L. B.: *AIChE J.*, 9, 19 (1963).
13. Satterfield, C. N.: *Mass Transfer in Heterogeneous Catalysis*; M. I. T. Press; Cambridge, Mass.; 1970.
14. Satterfield, C. N., C. K. Colton y W. H. Pitcher, Jr.: *AIChE J.*, 19, 628 (1973).
15. Scott, D. S. y F. A. L. Dullien: *AIChE J.*, 8, 713 (1962).
16. Shewman, P. G.: *Diffusion in Solids*; McGraw-Hill; Nueva York; 1963.
17. Stark, J. P.: *Solid State Diffusion*; Wiley-Interscience; Nueva York; 1976.
18. Van Arsdel, W. B.: *Chem. Eng. Progr.*, 43, 13 (1947).
19. Wakao, N. y J. M. Smith: *Chem. Eng. Sci.*, 17, 825 (1962).
20. Youngquist, G. R.: *Ind. Eng. Chem.*, 62(8), 53 (1970).

PROBLEMAS

4.1 Se ha demostrado que la eliminación del aceite de **soya** que impregna una arcilla porosa por contacto con un disolvente del aceite, es ocasionada por difusión interna del aceite a través del sólido [Boucher, Brier y Osburn, *Trans. AIChE*, 38,967 (1942)]. La placa de arcilla, 1/16 in de espesor, 1.80 in de longitud y 1.08 in de grosor (1.588 mm x 45.7 mm x 27.4 mm), con los lados estrechos sellados, se impregnó con aceite de **soya** hasta una concentración uniforme de 0.229 kg de **aceite/kg** de arcilla seca. Se sumergió en una corriente en movimiento de **tetracloroetileno** puro a 120°F (49°C), en donde el contenido de aceite en la placa se redujo a 0.048 kg **aceite/kg** arcilla seca en 1 h. La resistencia a la difusión puede considerarse que reside completamente en la placa; el contenido final de aceite en la arcilla puede considerarse como cero cuando se pone en contacto con el solvente puro durante un tiempo infinito.

(a) Calcule la difusividad efectiva.

(b) Un cilindro de la misma arcilla, 0.5 in (12.7 mm) de **diámetro**, 1 in (25.4 mm) de longitud, contiene una **concentración** inicial uniforme de 0.17 kg **aceite/kg** arcilla. Cuando se sumerge en una corriente en movimiento de tetracloroetileno puro a 49 °C, ¿a qué **concentración** descenderá el contenido en aceite **después** de 10 h?

Respuesta: 0.0748

(c) Vuelva a calcular *b* para los casos en que únicamente una de las puntas del cilindro esté sellada y en que ninguna de las puntas esté sellada.

(d) En cuánto tiempo descenderá la concentración hasta 0.01 kg **aceite/kg** arcilla para el caso *b* cuando ninguna de las puntas está sellada.

Respuesta: 41 h

4.2 Una placa de arcilla, como la que se utiliza para fabricar ladrillos, de 50 mm de espesor, se secó en las dos superficies planas teniendo los cuatro lados estrechos sellados, mediante **exposición** al aire. El contenido inicial uniforme de humedad era del 15%. El secado tuvo lugar por difusión interna del agua líquida hacia la superficie, seguida de evaporación en la superficie. Puede suponerse que la difusividad es constante al variar la concentración de **agua** y uniforme en todas las direcciones. El contenido de humedad superficial fue de 3%. En 5 h, el contenido de humedad promedio había descendido hasta 10.2%.

(a) Calcule la difusividad efectiva.

(b) En las mismas condiciones de secado, ¿cuánto tiempo más se hubiera necesitado para reducir el contenido promedio de agua hasta 6%?

(c) ¿En cuanto tiempo se secará una esfera de 150 mm de radio desde 15 hasta 6%, en las mismas condiciones de secado?

(d) ¿En cuanto tiempo se secará un cilindro de 0.333 m de longitud y 150 mm de **diámetro**, que se seca en toda la superficie, hasta un contenido de humedad del 6%?

Respuesta: 47.5 h.

4.3 Un tanque esférico con paredes de acero de 2 mm de espesor va a contener 1 litro de hidrógeno puro a una presión absoluta de 1.3(10⁶) N/m² (189 lb_f/in²) y una temperatura de 300°C. La su-

perficie interna se encontrará en la **concentración** de saturación de hidrógeno; la superficie externa se mantendrá en un contenido de hidrógeno de cero. La solubilidad es proporcional a $p_i^{1/2}$, en donde p_i es la presión de **hidrógeno**; y a 1 atm, 300 °C, la solubilidad es 1 ppm (partes por millón) en peso. A 300 °C, la difusividad del **hidrógeno** en el acero = $5(10^{-10}) \text{ m}^2/\text{s}$. La densidad del acero es 7 500 kg/m^3 (468 $\text{lb}_\text{m}/\text{ft}^3$).

- a) Calcule la rapidez de pérdida del **hidrógeno** cuando la presión interna se mantiene a $1.3(10^6) \text{ N}/\text{m}^2$, expresada en kg/h .
- b) Si no se admite hidrógeno en el tanque, ¿en **cuánto** tiempo descenderá la presión hasta la mitad de su valor original? Supóngase que siempre se mantiene el gradiente de concentración lineal en el acero, que el hidrógeno sigue la ley de los gases ideales en las presiones que prevalecen.

Respuesta: 7.8 h.

- 4.4 Un plato de porcelana sin vidriar de 5 mm de espesor tiene un **diámetro** de poro promedio de 0.2 micras. Gas oxígeno puro a una presión absoluta de 20 mm Hg, 100 °C, en un lado del plato pasa a través de **él** con una rapidez de 0.093 cm^3 (a 20 mm Hg, 100 °C) por segundo por cm^2 cuando la presión en el lado inferior es tan baja que puede considerarse despreciable. Calcular la rapidez de paso del gas hidrógeno a 25 °C y una presión de 10 mm Hg **abs**; despréciase la presión inferior.

Respuesta: $1.78(10^{-6}) \text{ kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$.

TRANSFERENCIA DE MASA INTERFACIAL

Hasta ahora **sólo** se ha considerado la difusión de sustancias dentro de una única fase. Sin embargo, en la mayoría de las operaciones de transferencia de masa, se ponen en contacto dos fases insolubles, con el fin de que entre dichas fases se establezca la transferencia de las sustancias que las forman. Por lo tanto, ahora interesa la aplicación simultánea del mecanismo de difusión para cada fase en el sistema combinado. Ya se vio que la rapidez de difusión dentro de cada fase depende del gradiente de **concentración** que existe en ella. Al mismo tiempo, los gradientes de concentración del sistema de dos fases, indican el alejamiento de la posición de equilibrio que existe entre las fases. Si se estableciese el equilibrio, los gradientes de concentración y por ende la rapidez de difusión descenderían a cero. Por lo tanto, es necesario considerar tanto los **fenómenos de difusión** como los equilibrios, con el fin de describir por completo las diferentes situaciones.

EQUILIBRIO

Es conveniente considerar primero las características de una operación particular en el equilibrio y luego generalizar los resultados a otras operaciones. Como ejemplo, considérese la operación de absorción de un gas, que sucede cuando se disuelve el amoníaco de una mezcla amoníaco-aire en agua líquida. Supóngase que una cantidad fija de agua líquida se coloca en un recipiente cerrado junto con una mezcla gaseosa de amoníaco y aire; todo se dispuso de tal forma que el sistema se mantuviera a temperatura y presión constantes. Puesto que el amoníaco es muy soluble en agua, una parte de las moléculas de amoníaco se **transferirán** instantáneamente del gas al líquido, cruzando la superficie interfacial que separa las

dos fases. Parte de las moléculas de amoníaco regresaran al gas, con una rapidez proporcional a su concentración en el líquido. Conforme mas amoníaco entre en el liquido y cuanto mayor sea el aumento consecuente en la concentración de amoníaco en el líquido, tanto mayor **será** la rapidez con la cual el amoníaco regresa al gas; no obstante, llegará un momento en que la rapidez con la cual el amoníaco entra en el líquido será exactamente igual a aquella con la cual lo abandona. Al mismo tiempo, mediante el mecanismo de **difusión**, las **concentraciones** en cada fase se vuelven uniformes. Ahora existe un equilibrio **dinámico**; aun cuando las moléculas de amoníaco continúan transfiriéndose de una fase a otra, la transferencia neta desciende a cero. Las concentraciones dentro de cada fase, ya no cambian. Para el observador, que no puede ver cada una de las moléculas, aparentemente la difusión se ha detenido.

Si ahora se inyecta una cantidad adicional de amoníaco dentro del recipiente, después de cierto tiempo se alcanzará una nueva serie de concentraciones en el equilibrio; las concentraciones en cada fase serán mayores que las obtenidas inicialmente. De esta forma, al final se puede obtener la **relación** total entre las concentraciones en el equilibrio en ambas fases. Si se designa al amoníaco como la sustancia A, las concentraciones en el equilibrio en el gas y en el líquido, y_A y x_A fracción mol, respectivamente, darán lugar a una **curva de distribución en el equilibrio**, como la que se muestra en la figura 5.1. Esta curva es independiente de las cantidades iniciales de agua y aire, y sólo depende de las condiciones, como temperatura y presión, que se le impongan al sistema de tres componentes. Es importante observar que en el equilibrio las concentraciones en las dos fases no son iguales; más bien, el potencial químico del amoníaco es igual en las dos fases; además, se recordara (capítulo 2) que esta igualdad en los potenciales químicos, no en las concentraciones, es la que interrumpe la transferencia neta del soluto.

Por supuesto, la curva de la figura 5.1 no muestra todas las concentraciones que existen en el equilibrio dentro del sistema. Por ejemplo, el agua se evaporará

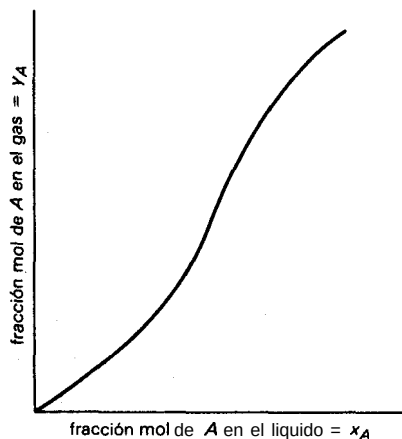


Figura 5.1 Distribución en el equilibrio de un soluto entre una fase gaseosa y una líquida a temperatura constante.

parcialmente en la fase gaseosa; asimismo, una pequeña cantidad de los **componentes** del aire quedará disuelta en el líquido, y se **establecerán** las concentraciones en el equilibrio de estas sustancias. Por el momento no se van a considerar estos equilibrios, puesto que son de poca importancia para el tema por tratar. Obviamente, para describir el equilibrio, pueden utilizarse también otras unidades de **concentración** diferentes a fracción mol.

Por lo general, siempre que una sustancia se distribuya entre dos fases insolubles, se puede establecer un equilibrio dinámico de este tipo. Los diferentes equilibrios son propios del sistema particular que se esté considerando. Así, reemplazando el agua en el ejemplo anterior por otro líquido como benceno (o por un adsorbente sólido, como carbón activado), o reemplazando el amoníaco por otro soluto como **dióxido** de azufre, se obtendrán en cada caso nuevas curvas que no guardan relación con la primera. El equilibrio resultante para un sistema de dos fases líquidas no tiene relación con el de un sistema líquido-sólido. El análisis de las formas características de las curvas en el equilibrio para diferentes situaciones y la influencia de las condiciones como temperatura y presión, debe efectuarse cuando se estudien las operaciones unitarias individuales. No obstante, los principios siguientes son comunes a todos los sistemas en que ocurra la distribución de sustancias entre dos fases insolubles:

1. En un conjunto fijo de condiciones existe, con referencia a la temperatura y presión, una serie de relaciones en el equilibrio; dichas relaciones pueden mostrarse gráficamente en la forma de una curva de distribución en el equilibrio para cada sustancia distribuida; con este propósito, se **grafican** una contra otra las concentraciones en el equilibrio de la sustancia en las dos fases.
2. Para un sistema en el equilibrio, no hay difusión neta de los componentes entre las fases.
3. Cuando un sistema no está en equilibrio, la difusión de los componentes entre las **fases** sucede de tal forma que el sistema alcanza una condición de equilibrio. Si hay tiempo suficiente, prevalecerán por último las concentraciones en el equilibrio.

DIFUSIÓN INTERFACIAL

Habiendo establecido que el alejamiento de la posición de equilibrio proporciona la fuerza motriz para la difusión, se van a estudiar ahora las **rapideces** de **difusión** en función de las fuerzas motrices. Muchas de las operaciones de transferencia de masa se llevan a cabo en la forma de flujo estacionario (continuo), con flujo continuo e invariable de las fases en contacto y bajo circunstancias **tales** que las concentraciones en cualquier punto del equipo usado no cambian con el tiempo. Es conveniente utilizar como ejemplo una de estas operaciones, a fin de establecer los principios, los cuales posteriormente se generalizarán a otras operaciones. Con este propósito, considérese la absorción de un gas soluble, como amoníaco (**sus-**

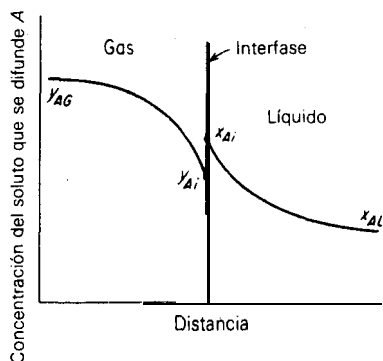


Figura 5.2 El concepto de la doble resistencia.

tancia A), de una mezcla formada, por ejemplo, de aire y amoníaco; se usa agua líquida como absorbente; la **absorción** se realiza en uno de los aparatos mas sencillos, la torre de paredes mojadas que se describió previamente en el capítulo 3 (figura 3.11). La mezcla de amoníaco-aire puede entrar por el fondo y fluir en forma ascendente, mientras que el agua fluye en forma descendente alrededor de la parte interna del tubo. Cambia la composición de la mezcla gaseosa: su concentración elevada de soluto se vuelve menor mientras la mezcla fluye en forma ascendente, porque el agua disuelve al amoníaco y lo deposita en el fondo como una solución de amoníaco acuosa. En condiciones de estado estacionario, las concentraciones en cualquier punto en el aparato no cambian con el paso del tiempo.

Transferencia de masa local entre dos fases

Se va a estudiar la situación a una altura particular de la torre; por ejemplo, entre la parte superior y la inferior. Puesto que el soluto se esta difundiendo de la fase gaseosa hacia el líquido, debe existir un gradiente de concentración en el sentido de la transferencia de masa dentro de cada fase. Esto puede mostrarse gráficamente en función de la distancia a través de las fases, como en la figura 5.2, en donde se muestra una sección a través de las dos fases en contacto. Se supone que no ocurre reacción química. La **concentración** de A en la masa principal del gas es $y_{A,G}$ fracción mol y desciende hasta $y_{A,i}$ en la interfase. En el líquido, la concentración desciende de $x_{A,i}$ en la interfase a $x_{A,L}$ en la masa principal del líquido. Las concentraciones $y_{A,G}$ y $x_{A,L}$ no son claramente valores en el equilibrio, puesto que si lo fueran; no habría difusión del soluto. Al mismo tiempo, estas concentraciones no pueden utilizarse de modo directo con un coeficiente de transferencia de masa para describir la rapidez de transferencia de masa en la interfase, porque las dos concentraciones están relacionadas de manera distinta con el potencial químico,, el cual es la “fuerza motriz” real de la transferencia de masa.

Para solucionar este problema; Lewis y Whitman [8, 17] supusieron que las únicas resistencias a la difusión son las que de suyo presentan los fluidos. Por

consiguiente, no hay resistencia a la transferencia de soluto a través de la interfase que separa las fases, y, como resultado, las concentraciones $y_{A,i}$ y $x_{A,i}$ son valores en el equilibrio, dados por la curva de distribución en el equilibrio del sistema.?

La seguridad de esta teoría ha sido tema de muchos estudios. Una revisión cuidadosa de los resultados indica que es raro el alejamiento de la **concentración** en el equilibrio en la interfase. Se ha mostrado teóricamente ^[11] que es probable el alejamiento del equilibrio, si la rapidez de la transferencia de masa es muy elevada, mucho mayor que la que podría encontrarse en cualquier situación práctica. Las mediciones cuidadosas de las circunstancias reales cuando las interfases están limpias y las condiciones están controladas cuidadosamente ^[4, 12] verifican la validez de la **suposición**.

No obstante, ocurren inesperadamente grandes y **pequeñas** velocidades de transferencia entre dos fases; con frecuencia han sido atribuidas incorrectamente al alejamiento de la suposición de equilibrio. Por ejemplo, el calor de transferencia de un soluto, como resultado de una diferencia en los calores de disolución en las dos fases, hará que la temperatura de la interfase aumente o disminuya con **relación** a la temperatura de la masa principal de la fase ^[13]; entonces la distribución en el equilibrio en la interfase será distinta de la distribución previsible para la temperatura de la masa principal de la fase. Debido a fenómenos inesperados cerca de la interfase en una o en ambas fases en contacto (causados por la presencia de agentes tensoactivos y similares), puede haber un alejamiento de la rapidez de transferencia de los valores esperados, lo cual puede, erróneamente, atribuirse al alejamiento del equilibrio en la interfase. Posteriormente se considerarán estos temas. En consecuencia, en situaciones ordinarias las concentraciones **interfaciales** de la figura 5.2 son las correspondientes a un punto sobre la curva de distribución en el equilibrio.

Nuevamente, con referencia a la figura 5.2, es claro que el aumento de concentración en la interfase, de $y_{A,i}$ a $x_{A,i}$, no es una barrera para la **difusión** en la dirección del gas al líquido. **Son** concentraciones en el equilibrio y, por lo tanto, corresponden a potenciales químicos iguales de la sustancia A en ambas fases en la interfase.

Las diferentes concentraciones también pueden mostrarse en forma gráfica, como en la figura 5.3; las coordenadas serán las de la curva de distribución en el equilibrio. El punto **P** representa las dos concentraciones de las fases; el punto **M**, las que se encuentran en la interfase. Para la transferencia de masa en estado estacionario, la rapidez con la cual A alcanza la interfase del gas debe ser igual a aquélla con la cual se difunde en el líquido, de tal forma que no haya **acumulación** o agotamiento de A en la interfase. Por lo tanto, el flux de A se puede escri-

† Incorrectamente, esta teoría se ha llamado teoría de “doble película”; se dice “incorrectamente”, debido a que no **está** relacionada ni depende de la teoría de la película de los coeficientes de transferencia de masa descrita en el capítulo 3. Un nombre más apropiado sería teoría de la “doble resistencia”.

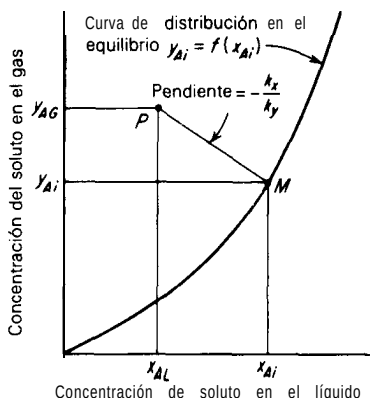


Figura 5.3 Alejamiento de las concentraciones de las fases totales del equilibrio.

bir en función de los coeficientes de transferencia de masa respecto de cada fase y de los cambios de concentración apropiados para cada una (el desarrollo debe hacerse en función de los coeficientes del tipo k , porque esto es más sencillo; posteriormente se indicarán los resultados para los coeficientes de tipo F). Por lo tanto, cuando k_y y k_x son los coeficientes aplicables en forma local,

$$N_A = k_y(y_{A,G} - y_{A,i}) = k_x(x_{A,i} - x_{A,L}) \quad (5.1)$$

y las diferencias en las y y las x se consideran como las “fuerzas motrices” para la transferencia de masa. La reordenación

$$\frac{y_{A,G} - y_{A,i}}{x_{A,L} - x_{A,i}} = -\frac{k_x}{k_y} \quad (5.2)$$

proporciona la pendiente de la línea PM . Si se conocen los coeficientes de transferencia de **masa**, pueden determinarse las concentraciones en la interfase y, por ende, el flux N_A , ya sea gráficamente (**graficando** la línea PM) o analíticamente, resolviendo la ecuación (5.2) con una expresión para la curva de **distribución** en el equilibrio,

$$y_{A,i} = f(x_{A,i}) \quad (5.3)$$

Coeficientes globales de transferencia de masa local

En determinaciones experimentales de la rapidez de la transferencia de masa, generalmente es posible determinar, por muestreo y análisis, las concentraciones de soluto en la masa total de los fluidos. Sin embargo, el muestreo adecuado de los fluidos en la interfase es generalmente imposible, puesto que la mayor parte de las diferencias de **concentración**, como $y_{A,G} - y_{A,i}$, tienen lugar *en* distancias extremadamente **pequeñas**. Un aparato ordinario de muestreo resultaría tan grande en

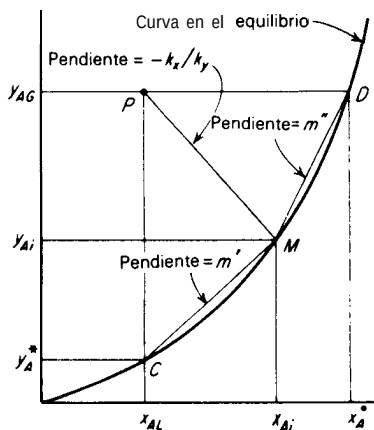


Figura 5.4 Diferencias globales de concentración.

comparación con esta distancia que sería imposible acercarse lo suficiente a la interfase. Por tanto, el muestreo y el análisis **proporcionarán** $y_{A,G}$ y $x_{A,L}$, pero no $y_{A,i}$ ni $x_{A,i}$. En estas circunstancias, sólo puede determinarse un efecto global en **función de** las concentraciones en la masa principal. Sin embargo, estas concentraciones no tienen de suyo las mismas bases en función del potencial químico.

Considérese la situación que se muestra en la figura 5.4. Puesto que la curva de distribución en el equilibrio es única a temperatura y presión dadas, entonces $y_{A,i}^*$, en equilibrio con $x_{A,L}$, es una medida de $x_{A,L}$ tan adecuada como lo es $x_{A,L}$ por sí misma; más aún, **tiene** la misma base que $y_{A,G}$. Entonces, el efecto completo de la transferencia de masa de las dos fases puede medirse en función de un coeficiente global de transferencia de masa K_y ,

$$N_A = K_y(y_{A,G} - y_A^*) \quad (5.4)$$

A partir de la geometría de la figura

$$y_{A,G} - y_A^* = (y_{A,G} - y_{A,i}) + (y_{A,i} - y_A^*) = (y_{A,G} - y_{A,i}) + m'(x_{A,i} - x_{A,L}) \quad (5.5)$$

en donde m' es la pendiente de la cuerda CM. Sustituyendo las diferencias de concentración por sus (flux/coeficiente) equivalentes, dados por las ecuaciones (5.1) y (5.4)

$$\frac{N_A}{K_y} = \frac{N_A}{k_y} + \frac{m' N_A}{k_x} \quad (5.6)$$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m'}{k_x} \quad (5.7)$$

Esto muestra la relación entre los coeficientes de transferencia para cada fase por separado; el coeficiente global tendrá la forma de una suma de resistencias (de

aquí el término de teoría de “doble resistencia”). En la misma forma, x_A^* es una medida de $y_{A,G}$ y puede utilizarse para definir otro coeficiente global K_x

$$N_A = K_x(x_A^* - x_{A,L}) \quad (5.8)$$

y se demuestra fácilmente que

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m''k_y} + \frac{1}{k_x} \quad (5.9)$$

en donde m'' es la pendiente de la cuerda MD en la figura 5.4. Las ecuaciones (5.7) y (5.9) llevan a las siguientes relaciones entre las resistencias a la transferencia de masa:

$$\frac{\text{Resistencia en la fase gaseosa}}{\text{Resistencia total en las dos fases}} = \frac{1/k_y}{1/K_y} \quad (5.10)$$

$$\frac{\text{Resistencia en la fase líquida}}{\text{Resistencia total en las dos fases}} = \frac{1/k_x}{1/K_x} \quad (5.11)$$

Suponiendo que los valores numéricos de k_x y k_y son aproximadamente iguales, puede demostrarse fácilmente la importancia de la pendiente de las cuerdas de la curva en el equilibrio. Si m' es pequeña (la curva de distribución en el equilibrio es muy plana), de tal forma que en el equilibrio sólo una pequeña concentración de A en el gas proporcione una concentración muy grande en el líquido (el soluto A es muy soluble en el líquido), entonces el término m'/k_x en la ecuación (5.7) se vuelve poco importante, la resistencia principal se representa por $1/k_y$ y se dice que la rapidez de transferencia de masa está controlada por la fase gaseosa. Llevando al extremo lo anterior se tiene

$$\frac{1}{K_y} \approx \frac{1}{k_y} \quad (5.12)$$

$$0 \quad y_{A,G} - y_A^* \approx y_{A,G} - y_{A,i} \quad (5.13)$$

En estas circunstancias, ni los cambios muy grandes en el porcentaje de k_x afectarán significativamente a K_x , y será más adecuado dirigir los esfuerzos al aumento de la rapidez de transferencia de masa mediante la disminución de la resistencia de la fase gaseosa. Inversamente, cuando m'' es muy grande (el soluto A es relativamente insoluble en el líquido), con k_x y k_y casi iguales, el primer término del lado derecho de la ecuación (5.9) se vuelve poco importante y la resistencia principal a la transferencia de masa se presenta dentro del líquido; entonces se dice que éste controla la rapidez. Finalmente, se tiene

$$\frac{1}{K_x} \approx \frac{1}{k_x} \quad (5.14)$$

$$x_A^* - x_{A,L} \approx x_{A,i} - x_{A,L} \quad (5.15)$$

En estos casos, los esfuerzos para efectuar cambios grandes en la rapidez de transferencia de masa se deben dirigir a las condiciones que modifican el coeficiente del líquido k_x . Para los casos en que k_x y k_y no son casi iguales, la figura 5.4 muestra que el **tamaño** relativo de la relación k_x/k_y y de m' (o m'') determinará la localización de la resistencia que controla la transferencia de masa.

Algunas veces es útil observar que el efecto de la temperatura es mucho mayor para los coeficientes de transferencia de masa para líquidos que para gases (por ejemplo, véase el problema 3.7). En consecuencia, un efecto grande de la temperatura sobre el coeficiente global, cuando se determina experimentalmente, es por lo común una clara indicación de que la resistencia que controla la transferencia de masa está en la fase líquida.

Con el fin de establecer la naturaleza de la teoría de doble resistencia y el concepto de coeficiente local, se ha escogido como ejemplo la absorción de un gas. Los principios se pueden aplicar a cualquier operación de transferencia de masa; además, pueden ser aplicados en función de los coeficientes del tipo k , si se emplean unidades de concentración como las listadas en la tabla 3.1 (después se consideran por separado los coeficientes de tipo F). En cada caso, los valores de m' y m'' deben definirse adecuadamente y utilizarse en forma congruente con los coeficientes. Por tanto, si a las fases generalizadas se les denomina E (con las concentraciones expresadas como i) y R (con las concentraciones expresadas como j),

$$\frac{1}{K_E} = \frac{1}{k_E} + \frac{m'}{k_R} \quad (5.16)$$

$$\frac{1}{K_R} = \frac{1}{m''k_E} + \frac{1}{k_R} \quad (5.17)$$

$$m' = \frac{i_{A,i} - i_{A,R}^*}{j_{A,i} - j_{A,R}} \quad m'' = \frac{i_{A,E} - i_{A,i}}{j_{A,E}^* - j_{A,i}} \quad (5.18)$$

$$i_{A,R}^* = f(j_{A,R}) \quad i_{A,E} = f(j_{A,E}^*) \quad (5.19)$$

en donde f es la función de distribución en el equilibrio.

Coeficientes locales: caso general

Cuando se trabaja con situaciones donde no ocurre la difusión de una única sustancia o la contradifusión equimolar, o bien, si la rapidez de transferencia de masa es elevada, se deben utilizar los coeficientes de tipo F . La aproximación general es la misma, aunque las expresiones resultantes son más complicadas que las anteriores. Así, cuando se tenga una situación como la mostrada de la figura 5.2 a la 5.4, el flux de transferencia de masa es

$$N_A = \frac{N_A}{\Sigma N} F_G \ln \frac{N_A/\Sigma N - y_{A,L}}{N_A/\Sigma N - y_{A,G}} - \frac{N_A}{\Sigma N} F_L \ln \frac{N_A/\Sigma N - x_{A,L}}{N_A/\Sigma N - x_{A,i}} \quad (5.20)$$

en donde F_G y F_L son los coeficientes para la fase gaseosa y líquida para la sustan-

cia **A** y $\Sigma N = N_A + N_A + N_C + \dots$ La ecuación (5.20) se transforma en [5]

$$\frac{N_A/\Sigma N - y_{A,i}}{N_A/\Sigma N - y_{A,G}} = \left(\frac{N_A/\Sigma N - x_{A,L}}{N_A/\Sigma N - x_{A,i}} \right)^{F_L/F_G} \quad (5.21)$$

Las composiciones en la interfase, $y_{A,i}$ y $x_{A,i}$, pueden encontrarse **graficando** la ecuación (5.21) (reemplazando $y_{A,i}$ por y_A y $x_{A,i}$ por x_A) sobre el diagrama de distribución (figura 5.3) y determinando la intersección de la curva resultante con la curva de distribución. En general, este es un procedimiento de prueba y error, puesto que no se puede conocer $N_A/\Sigma N$; debe hacerse conjuntamente con la ecuación (5.20). En los casos especiales en donde **sólo** hay difusión de A y en la contradifusión equimolar en dos fases componentes, no se requiere el **método** de prueba de error.

También se pueden definir los coeficientes globales F_{OG} y F_O como

$$N_A = \frac{N_A}{\Sigma N} F_{OG} \ln \frac{N_A/\Sigma N - y_A^*}{N_A/\Sigma N - y_{A,G}} \ln \frac{N_A/\Sigma N - x_{A,L}}{N_A/\Sigma N - x_A^*} \quad (5.22)$$

Mediante un procedimiento similar al utilizado para las K , se puede mostrar que las F , para fases globales e individuales, están relacionadas entre sí:

$$\exp \left[\frac{N_A}{(N_A/\Sigma N) F_{OG}} \right] = \exp \left[\frac{N_A}{(N_A/\Sigma N) F_G} \right] + m' \frac{N_A/\Sigma N - x_{A,L}}{N_A/\Sigma N - y_{A,G}} \left\{ 1 - \exp \left[- \frac{N_A}{(N_A/\Sigma N) F_L} \right] \right\} \quad (5.23)$$

$$\exp \left[- \frac{N_A}{(N_A/\Sigma N) F_{OL}} \right] = \frac{1}{m''} \left(\frac{N_A/\Sigma N - y_{A,G}}{N_A/\Sigma N - x_{A,L}} \right) \left\{ 1 - \exp \left[\frac{N_A}{(N_A/\Sigma N) F_{DG}} \right] \right\} + \exp \left[- \frac{N_A}{(N_A/\Sigma N) F_L} \right] \quad (5.24)$$

en donde $\exp. Z$ significa e^Z . Afortunadamente, esto simplifica dos de los casos especiales más importantes:

1. **Difusión de un componente** ($\Sigma N = N_A$, $N_A/\Sigma N = 1.0$)†

$$e^{N_A/F_{OG}} = e^{N_A/F_G} + m' \frac{1 - x_{A,L}}{1 - y_{A,G}} (1 - e^{-N_A/F_L}) \quad (5.25)$$

$$e^{-N_A/F_{OL}} = \frac{1}{m''} \frac{1 - y_{A,G}}{1 - x_{A,L}} (1 - e^{N_A/F_G}) + e^{-N_A/F_L} \quad (5.26)$$

† Las ecuaciones (5.25) y (5.26) también pueden escribirse en la siguiente forma:

$$\frac{1}{F_{OG}} = \frac{1}{F_G} \frac{(1 - y_{A,iM})}{(1 - y_{A,iM})} \frac{m'(1 - x_{A,iM})}{F_L(1 - y_{A,iM})} \quad (5.25a)$$

2. Contradifusión equimolar [$\Sigma N = 0$ ($F_G = k'_y$, $F_L = k'_x$)]

$$\frac{1}{F_{OG}} = \frac{1}{F_G} + \frac{m'}{F_L} \quad (5.27)$$

$$\frac{1}{F_{OL}} = \frac{1}{m'' F_G} + \frac{1}{F_L} \quad (5.28)$$

Uso de los coeficientes globales locales

El concepto de coeficientes globales de transferencia de masa es en muchos aspectos similar al de los coeficientes globales de transferencia de calor en el caso del **diseño** de un **intercambiador** de calor. Y, tal como se acostumbra en la transferencia de calor, así también los coeficientes globales de transferencia de masa a menudo se sintetizan a través de las relaciones obtenidas anteriormente a partir de los coeficientes individuales para las fases separadas. Dichos coeficientes globales se pueden obtener, por ejemplo, de las correlaciones del capítulo 3 o de las que se desarrollarán en capítulos posteriores con respecto a tipos específicos de equipo para transferencia de masa. Es importante reconocer las limitaciones inherentes a este procedimiento [6].

Las circunstancias hidrodinámicas deben ser las mismas que **aquellas** para las cuales se desarrollaron las correlaciones. Especialmente, en el caso de dos fluidos, en donde el movimiento en uno de ellos puede modificar el movimiento en el otro, las correlaciones individuales podrían ser inadecuadas **al** no tomar en cuenta este efecto sobre los coeficientes de transferencia. Sin embargo, hay otros efectos importantes. Algunas veces, la transferencia de un soluto (por ejemplo, la transferencia de éter etílico de agua a aire) puede tener como resultado, en la interfase, elevados gradientes de tensión interfacial; a su vez, éstos pueden provocar un movimiento increíblemente rápido del líquido en la interfase (“turbulencia **interfacial**” o efecto de Marangoni) [10]. En un caso semejante, los números de **Reynolds** para la fase, que se utilizaron en el capítulo 3, ya no representan el nivel de turbulencia en la interfase; es probable también que la rapidez de transferencia de masa sea bastante mayor de la prevista. En otros casos, los agentes **tensoactivos** en un líquido, aun cuando se encuentren en concentraciones promedio extraordinariamente bajas, se concentran en la interfase, en donde pueden: (1) bloquear parcialmente la interfase a la transferencia de soluto [15]; (2) hacer más rígidas las capas interfaciales líquidas [1], o (3) interactuar con un soluto que se está transfiriendo [3]. En cualquier caso, la rapidez de transferencia de masa se reduce.

$$\frac{1}{F_{OL}} = \frac{1}{m'' F_G} \frac{(1 - y_A)_{iM}}{(1 - x_A)_{oM}} + \frac{1}{F_L} \frac{(1 - x_A)_{iM}}{(1 - x_A)_{oM}} \quad (5.26a)$$

en donde

$(1 - y_A)_{iM}$ = media logarítmica de $1 - y_{A,G}$ y $1 - y_{A,i}$

$(1 - y_A)_{oM}$ = media logarítmica de $1 - y_{A,G}$ y $1 - y_A^*$

$(1 - x_A)_{iM}$ = media logarítmica de $1 - x_{A,L}$ y $1 - x_{A,i}$

$(1 - x_A)_{oM}$ = media logarítmica de $1 - x_{A,L}$ y $1 - x_A^*$

La simple presencia de una resistencia a la transferencia de masa en una fase no tiene por qué modificar la transferencia en la otra; con otras palabras, las resistencias no deben interactuar. Esto puede ser importante, puesto que las correlaciones para el coeficiente de una fase individual frecuentemente se desarrollan en condiciones en las cuales es **nula** la resistencia a la transferencia de masa en la segunda fase; por ejemplo, cuando la segunda fase es una sustancia pura. El análisis de estas situaciones depende del mecanismo que se suponga para la transferencia de masa (película, renovación de la superficie, etcétera); aún no se ha desarrollado completamente.

Coeficientes globales promedio

Como se mostrará en los aparatos de transferencia de masa las concentraciones de las fases en contacto por lo general varían considerablemente de un lugar a otro; por lo tanto, un punto como **P** en las figuras 5.3 y 5.4 es simplemente un punto de un número infinito que forma una curva en estas figuras. Así, en el **absorbedor** de gases de paredes mojadas por contradifusión que se consideró antes, las concentraciones de soluto en los dos fluidos son pequeñas en la parte superior y elevadas en la inferior. En estos casos, se puede hablar de un coeficiente global promedio que se puede aplicar a todo el aparato. Este coeficiente promedio puede obtenerse de los coeficientes para cada fase individual mediante las mismas ecuaciones que se desarrollaron antes para los coeficientes globales locales; se considerará que la cantidad $m'k_E/k_R$ (o $m''k_R/k_E$) permanece constante en todas partes ^[6]. Por supuesto, los valores de los coeficientes y de la pendiente m' pueden variar de tal forma que se compensan a sí mismos. Sin embargo, puesto que los coeficientes promedio de la fase, que se suponen constantes en todo el aparato, son generalmente los únicos que se poseen, los coeficientes globales promedio en general prácticamente sólo tienen significado cuando $m' = m'' = \text{constante}$, es decir, cuando la curva de distribución en el equilibrio es una línea recta. Es obvio también que debe existir el mismo régimen hidrodinámico en todo el aparato, para que tenga sentido un coeficiente global promedio.

Ejemplo 5.1 Una torre de absorción de paredes mojadas, 1 in (2.54 cm) de DI, se alimenta con agua como líquido en la pared y con una mezcla de amoníaco-aire como gas en la parte central. A cierto nivel en la torre, la concentración de amoníaco en el gas es 0.80 fracción mol y en el líquido es 0.05 fracción mol. La temperatura es 80°F (26.7°C) y la presión 1 atm. El gasto es tal que el coeficiente de transferencia de masa local en el líquido, a partir de una correlación obtenida con soluciones diluidas, es $k_L = 0.34 \text{ lb mol/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot (\text{lb mol/ft}^3) = 2.87(10^{-5}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol/m}^3)$; el número local de Sherwood para el gas es 40. La **difusividad** del amoníaco en aire $= 0.890 \text{ ft}^2 = 2.297(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$. Calcúlese el flux local de transferencia de masa para la absorción de amoníaco; se desprecia la evaporación del agua.

SOLUCIÓN $y_{A,G} = 0.80$, $x_{A,L} = 0.05$ fracción mol de amoníaco. Debido a la elevada concentración de amoníaco en el gas, se utilizará F en lugar de K . La notación es la misma del capítulo 3.

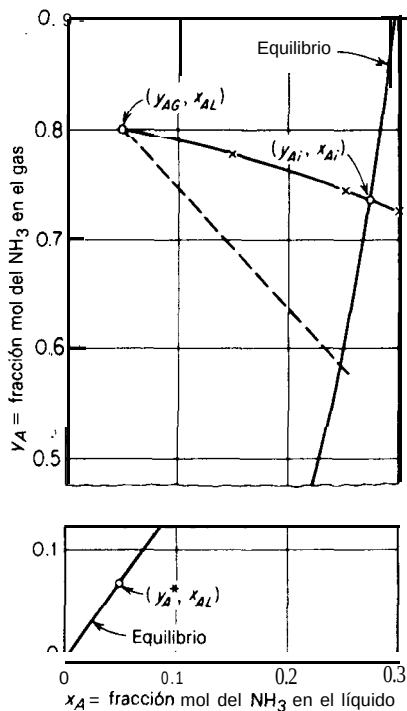


Figura 5.5 Construcción para el ejemplo 5.1.

Líquido De la tabla 3.1, $F_L = k_L x_{B,M}$. Puesto que el peso molecular del amoníaco y el del agua son parecidos, y como la densidad de una **solución** diluida es prácticamente la del agua, la densidad molar $c = 1\,000/18 = 55.5\text{ kmol/m}^3$. Puesto que k_L se determinó para soluciones diluidas, en donde $x_{B,M}$ es **prácticamente** 1.0,

$$F_L = (2.87 \times 10^{-5})(1.0)(55.5) = 1.590 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

Gas

$$\text{Sh} = \frac{F_G d}{c D_A} = 40 \quad d = 0.254 \text{ m} \quad c = \frac{1}{22.41} \frac{273}{273 + 267} = 0.04065 \text{ kmol/m}^3$$

$$D_A = 2.297 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$F_G = \frac{40 c D_A 40 (0.04065) (2.297 \times 10^{-5})}{0.0254} = 1.471 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

Flux de transferencia de masa Los datos de la distribución en el equilibrio para el amoníaco se tomaron de los datos a 26.7°C en *The Chemical Engineers' Handbook*, 5a. ed., p. 3-68:

fracción mol de NH ₃ , x_A	presión parcial de NH ₃		$y_A = \frac{p_A}{1.0133 \times 10^5}$
	lb _f /in ²	N/m ²	
0	0	0	0
0.05	1.04	7 171	0.0707
0.10	1.98	13 652	0.1347
0.25	8.69	59 917	0.591
0.30	13.52	93 220	0.920

Estos datos se **grafican** como la curva en el equilibrio de la figura 5.5.

Para la transferencia de un **único** componente, $N_A/\Sigma N = 1.0$. La **ecuación (5.21)**, reemplazando y_A , i y x_A , i por y_A y x_A se transforma en

$$y_A = 1 - (1 - y_{A,G}) \left(\frac{1 - x_{A,L}}{1 - x_A} \right)^{F_L/F_G} = 1 - (1 - 0.8) \left(\frac{1 - 0.05}{1 - x_A} \right)^{1.078}$$

de la cual se calculan los siguientes:

x_A	0.05	0.15	0.25	0.30
y_A	0.80	0.780	0.742	0.722

Estos están **graficados** como cruces en la figura 5.5; la curva resultante **intersecta** a la curva en el equilibrio para dar las composiciones en la interfase., $x_{A,i} = 0.274$, $y_{A,i} = 0.732$. Por lo tanto, la ecuación (5.20) da

$$N_A = 1(1.590 \times 10^{-3}) \ln \frac{1 - 0.05}{1 - 0.274} = 1(1.471 \times 10^{-3}) \ln \frac{1 - 0.732}{1 - 0.80} \\ = 4.30 \times 10^{-4} \text{ kmol NH}_3 \text{ absorbido/m}^2 \cdot \text{s, flux loca). Respuesta.}$$

Coefficiente global Aunque en este caso no es particularmente útil, se va a calcular el coeficiente global para demostrar el método. La concentración de gas en el equilibrio con el líquido ($x_{A,L} = 0.05$) es, de acuerdo con la figura 5.5, $y_A^* = 0.0707$. Por lo tanto, la pendiente de la cuerda m' es

$$m' = \frac{y_{A,i} - y_A^*}{x_{A,i} - x_{A,L}} = \frac{0.732 - 0.0707}{0.274 - 0.05} = 2.95$$

Obsérvese que a menos que la curva en el equilibrio sea recta, esto no puede obtenerse sin obtener primero ($y_{A,i}$, $x_{A,i}$), en cuyo caso no hay necesidad del coeficiente global. Generalmente, en la ecuación (5.25), se obtendría F_{OG} por ensayo, suponiendo N_A . Luego, sin olvidar la respuesta que se obtuvo antes, supóngase $N_A = 4.30(10^{-4})$. Así la ecuación (5.25) se vuelve

$$\frac{e^{4.30 \times 10^{-4}}}{F_{OG}} = e^{(4.30 \times 10^{-4})/(1.471 \times 10^{-3})} \\ + 2.95 \frac{1 - 0.05}{1 - 0.80} [1 - e^{-(4.30 \times 10^{-4})/(1.590 \times 10^{-3})}] \\ = 4.66 \\ F_{OG} = 2.78 \times 10^{-4} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

Para verificar el valor que se obtuvo por ensayo de N_A , la ecuación (5.22) es

$$N_A = 1(2.78 \times 10^{-4}) \ln \frac{1 - 0.0707}{1 - 0.80} = 4.30 \times 10^{-4} \text{ (verificar)}$$

Uso de los coeficientes del tipo k . Por supuesto, hay k que son coherentes con las F y que producirán el resultado correcto. Así, $k_y = F_G p_i / p_B$, $M = 6.29 \times 10^{-3}$ y $k_x = F_L / x_{B,M} = 1.885(10^{-3})$ darán el mismo resultado que antes. Empero, estas k son específicas para los niveles de concentración que se están empleando, y los términos $\bar{p}_{B,M}$ y $x_{B,M}$, que hacen la corrección para el flux del cuerpo principal de flujo [el término $(N_A + NB)$ de la ecuación (2.4)], no puede obtenerse mientras no se hayan obtenido $x_{A,i}$ y $y_{A,i}$.

Sin embargo, si se ha supuesto que las concentraciones estaban diluidas y que los términos del flujo principal eran despreciables, el número de Sherwood *podría* haberse interpretado (incorrectamente) como

$$Sh = \frac{k_y R T d}{p_i D_A} = 40 = \frac{k_y (8314)(273.2 + 26.7)(0.0254)}{(1.0133 \times 10^5)(2.297 \times 10^{-5})}$$

$$k_y = 1.47(10^{-3}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{fracción mol}),$$

y en el caso del líquido

$$k_x = k_L c = 2.87(10^{-5})(55.5) = 1.59(10^{-3}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{fracción mol})$$

Estas k son adecuadas para fuerzas motrices pequeñas, pero son inadecuadas en este caso. Entonces

$$-\frac{k_x}{k_y} = -\frac{1.59 \times 10^{-3}}{1.47 \times 10^{-3}} = -1.08$$

y una línea de esta pendiente (la línea punteada de la figura 5.5), dibujada desde $(x_{A,L}, y_{A,G})$ intersecta a la curva en el equilibrio en $(x_A = 0.250, y_A = 0.585)$. Si esto se interpreta como $(x_{A,i}, y_{A,i})$, el flux calculado será

$$N_A = k_x(x_{A,i} - x_{A,L}) = (1.59 \times 10^{-3})(0.250 - 0.05) = 3.17 \times 10^{-4}$$

$$\text{o} \quad N_A = k_y(y_{A,G} - y_{A,i}) = (1.47 \times 10^{-3})(0.8 - 0.585) = 3.17 \times 10^{-4}$$

El coeficiente global correspondiente, con $m' = (0.585 - 0.0707)/(0.250 - 0.05) = 2.57$, será

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m'}{k_x} = \frac{1}{1.47 \times 10^{-3}} + \frac{2.57}{1.59 \times 10^{-3}}$$

$$K_y = 4.35(10^{-4}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{fracción mol})$$

$$N_A = K_y(y_{A,G} - y_A^*) = 4.35(10^{-4})(0.8 - 0.0707) = 3.17(10^{-4})$$

Por supuesto, este valor de N_A es incorrecto. Sin embargo, si la concentración del gas hubiese sido pequeña (0.1 fracción mol de NH_3 , por ejemplo), estas k hubiesen sido satisfactorias y hubiesen dado el mismo flux que las F .

BALANCE DE MATERIA

Como ya se indicó, fuerzas motrices de diferencia de concentración, son las fuerzas que existen en una posición del equipo utilizado para poner en contacto las fases inmiscibles. En el caso de un proceso en estado estacionario, debido a la trans-

ferencia de soluto de una fase a la otra, la **concentración** en cada fase cambia al irse moviendo el soluto a **través** del equipo. Asimismo, en el caso de un proceso por lotes, la **concentración** en cada fase cambia con el paso del tiempo. Estos cambios producen variaciones correspondientes en las fuerzas motrices; dichos cambios pueden seguirse con la ayuda del balance de materia. Posteriormente, todas las concentraciones son los valores promedio de la masa principal para las corrientes indicadas.

Procesos a corriente paralela en estado estacionario

Considérese cualquier operación de transferencia de masa llevada a cabo en la forma de corriente paralela en estado estacionario, como en la figura 5.6, en la cual el aparato utilizado se representa simplemente como una caja rectangular. Sean las dos fases insolubles, la fase **E** y la fase **R**; por el momento, considérese **sólo** el caso en el que una única sustancia A se difunde de la fase **R** a la fase **E** durante su contacto. Se considera que los otros componentes de las fases, disolventes para los solutos en **difusión**, no se difunden.

A la entrada del aparato en el que las fases están en contacto, la fase **R** contiene R_1 moles por unidad de tiempo de sustancias totales, formadas por R_S moles por unidad de tiempo del disolvente que no se difunde y del soluto en difusión A, cuya concentración es x_1 fracción mol. Al irse moviendo la fase **R** a través del equipo, A se difunde hacia la fase **E** y en consecuencia la cantidad total de **R** desciende a R_2 moles por unidad de tiempo a la salida, aunque el gasto del disolvente

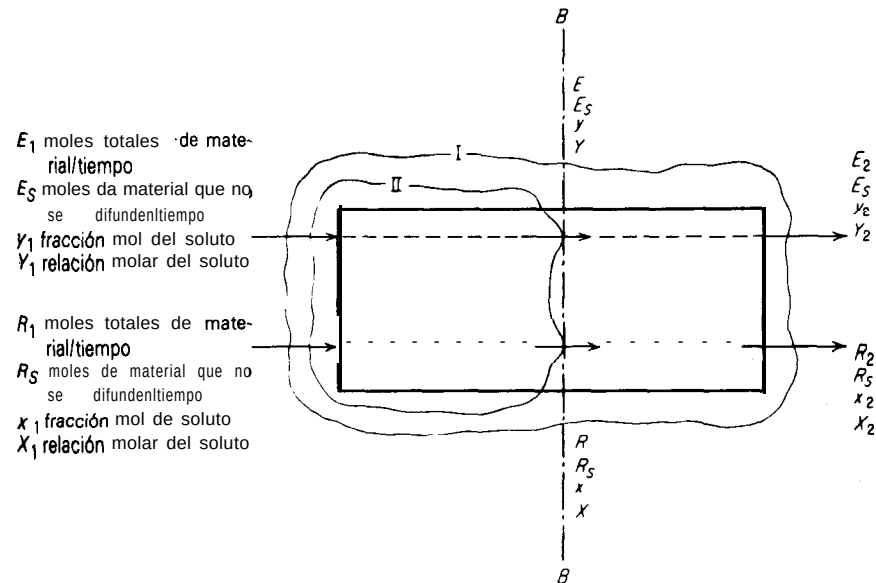


Figura 5.6 Procesos a corriente paralela en estado estacionario.

que no se difunde R_s es la misma que en la entrada. La concentración de A ha descendido a x_2 fracción mol. En la misma forma, la fase E en la entrada contiene E_1 moles por unidad de tiempo de sustancias totales, de las cuales E_s moles pertenecen al disolvente que no se difunde; contiene también una concentración de A de y_1 fracción mol. Debido a la acumulación de A hasta una concentración y_2 fracción mol, la fase E aumenta en cantidad hasta E_2 moles por unidad de tiempo en la salida, aun cuando el contenido de disolvente E_s ha permanecido constante.

La cubierta 1, la línea cerrada irregular dibujada alrededor del equipo, ayudará a establecer un balance de materia para la sustancia A, puesto que debe justificarse la sustancia A en todos los puntos en que la cubierta esté cruzada por una flecha que representa una corriente de flujo. El contenido de A en la fase R entrante es R_1x_1 ; el de la fase E es E_1y_1 . En la misma forma, el contenido de A en las corrientes de salida es R_2x_2 y E_2y_2 , respectivamente.

Entonces,

$$R_1x_1 + E_1y_1 = R_2x_2 + E_2y_2 \quad (5.29)$$

$$0 \quad R_1x_1 - R_2x_2 = E_2y_2 - E_1y_1 \quad (5.30)$$

$$\text{pero} \quad R_1x_1 = R_s \frac{x_1}{1 - x_1} = R_s X_1 \quad (5.31)$$

en donde x_1 es la relación de concentración molar de A en la entrada, moles de A/moles de no A. Los demás términos pueden describirse similarmente; la ecuación (5.30) se vuelve

$$R_s(X_1 - X_2) = E_s(Y_2 - Y_1) \quad (5.32)$$

La última ecuación corresponde a una línea recta sobre las coordenadas X, Y, de pendiente $-R_s/E_s$, que pasa a través de dos puntos con coordenadas (X_1, Y_1) y (X_2, Y_2) , respectivamente.

En cualquier sección B-B a través del aparato, las fracciones mol de A son x y y , y las relaciones de moles X y Y, en las fases R y E , respectivamente; además, si se traza una envoltura II que incluya todo el aparato desde la entrada hasta la sección B-B, el balance de A es

$$R_s(X_1 - X) = E_s(Y - Y_1) \quad (5.33)$$

También esta ecuación corresponde a una línea recta sobre las coordenadas X y Y, de pendiente $-R_s/E_s$, a través de los puntos (X_1, Y_1) y (X, Y) . Puesto que las dos líneas rectas tienen la misma pendiente y un punto en común, son la misma línea recta; por lo tanto, la ecuación (5.33) es una expresión general que relaciona las composiciones de las fases en el equipo a cualquier distancia de la entrada.?

† Las masas, fracciones de masa y relaciones de masa pueden sustituirse uniformemente por moles, fracciones mol y relaciones de mol en las ecuaciones (5.29) a (5.33).

Puesto que X y Y representan las concentraciones en las dos fases, la relación en el equilibrio también puede expresarse en función de estas coordenadas. La figura 5.7 muestra una representación de la **relación** en el equilibrio al igual que la línea recta QP de las ecuaciones (5.32) y (5.33). La línea QP , llamada una **línea de operación**, no debe confundirse con las líneas de fuerza motriz de las que se habló antes. Por ejemplo, en la entrada del aparato, los coeficientes de transferencia de masa en las dos fases pueden dar lugar a la línea de fuerza motriz KP , en donde K representa las composiciones en la interfase en la entrada y en donde las distancias KM y MP representan, respectivamente, las fuerzas motrices en la fase E y en la fase R . Igualmente en la salida, el punto L puede representar la composición en la interfase y LQ la línea representativa de las fuerzas motrices. Si el **aparato** fuese más largo que el indicado en la figura 5.6, de tal forma que al final se estableciera un equilibrio entre las dos fases, las composiciones correspondientes en el equilibrio X_e y Y_e estarían dadas por una prolongación de la línea de **operación** hasta que intersectara a la curva de equilibrio en T . Las fuerzas motrices y, por lo tanto, la rapidez de difusión, en este punto habrían descendido a cero. Si la difusión, en este sentido opuesto, o sea, de la fase **Ea** la fase **R**, la línea de **operación** descendería en el lado opuesto de la curva en el equilibrio, como en la figura 5.8.

Debe acentuarse que la representación gráfica de la línea de operación como una línea **recta**, depende en gran parte de las unidades en las cuales estén expresadas las concentraciones del balance de materia. Las representaciones de las figuras 5.7 y 5.8 son líneas rectas debido a que la relación de moles para la **concentra-**

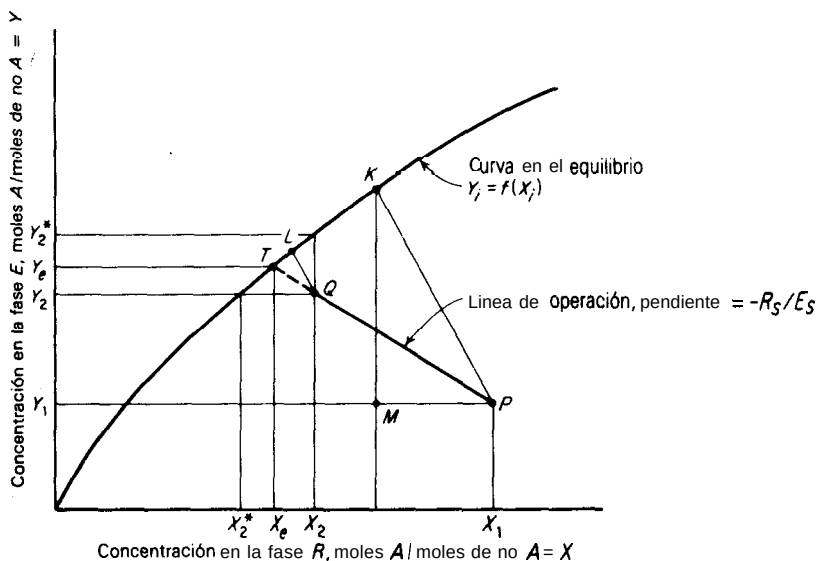


Figura 5.7 Procesos a corriente paralela en estado estacionario, transferencia del soluto de la fase **R** a la fase **E**.

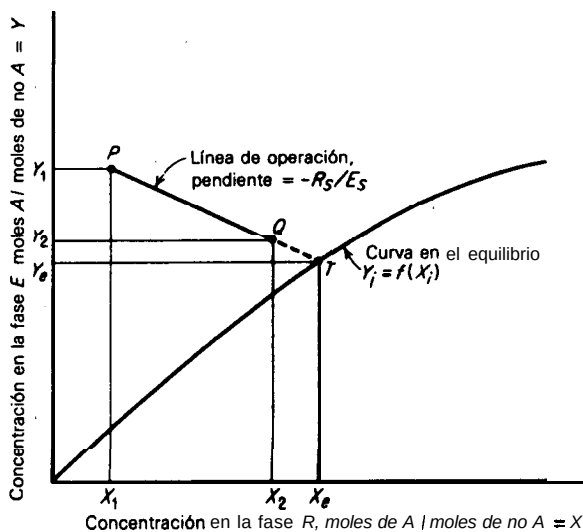


Figura 5.8 Proceso a corriente paralela en estado estacionario, transferencia del soluto de la fase E a la fase R.

ción está basada en cantidades constantes, E_S y R_S . Si se **grafica** la ecuación (5.30) sobre las coordenadas de fracción mol, o si se utiliza cualquier unidad de concentración proporcional a las fracciones mol (como la presión parcial, por ejemplo), la figura 5.9 indica la naturaleza de la **curva** de operación obtenida. La extrapolación para localizar las condiciones finales en el equilibrio en **T** es, por supuesto, más **difícil** que para las coordenadas de la relación mol. Por otra parte, en cualquier operación en donde las cantidades totales de cada una de las fases **E** y **R** permanezcan constantes mientras que las composiciones cambian debido a la

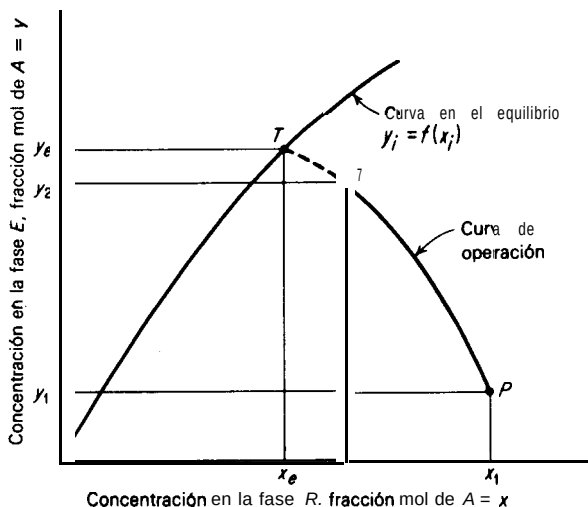


Figura 5.9 Proceso a corriente paralela en estado estacionario, transferencia del soluto de la fase R a la fase E.

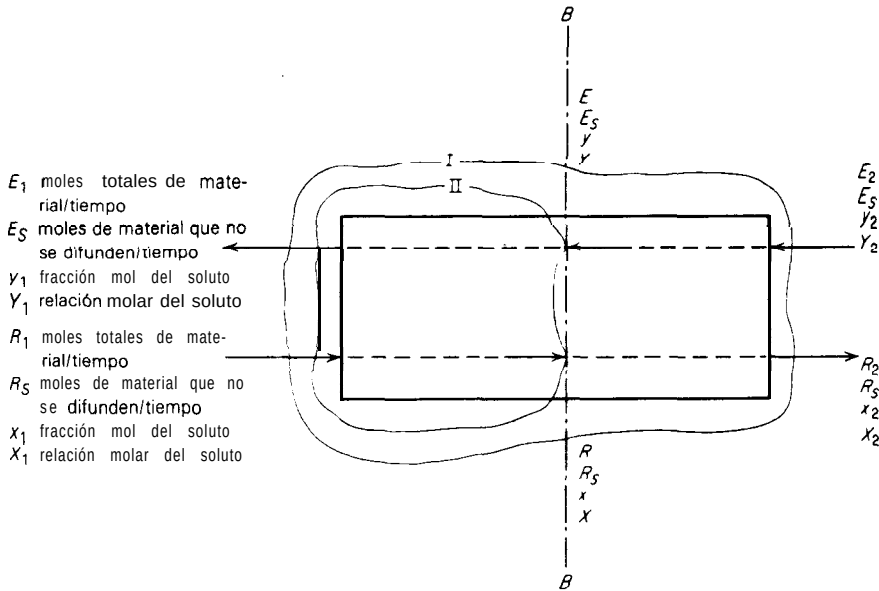


Figura 5.10 Proceso a contracorriente en estado estacionario.

difusión de varios componentes, un diagrama en función de la fracción mol dará una línea de operación recta, como lo indica la ecuación (5.30) (sea $E_2 = E_1 = E$; $R_2 = R_1 = R$). Si todos los componentes se difunden de tal forma que las cantidades totales de cada fase no permanezcan constantes, generalmente la línea de operación será una curva.

En resumen, la línea de operación a corriente paralela es una representación gráfica del balance de materia. Un punto sobre la línea representa las concentraciones promedio de las corrientes en contacto recíproco en cualquier **sección** del aparato. En consecuencia, la línea parte del punto que representa las corrientes que entran en el aparato y llega hasta el que representa las corrientes efluentes.

Procesos a contracorriente en estado estacionario

Si el mismo proceso que se consideró antes se lleva a cabo en la forma de contracorriente, como en la figura 5.10, en donde el subíndice 1 indica el lado del aparato donde entra la fase R y 2 el lado por donde sale la fase R, respectivamente, los balances de materia se vuelven, por la envoltura I†.

$$E_2 y_2 + R_1 x_1 = E_1 y_1 + R_2 x_2 \quad (5.34)$$

† Las masas, relaciones de masas y fracciones de masa pueden sustituirse uniformemente por moles, relacionados de moles y fracciones mol en las ecuaciones (5.34) a (5.37).

$$Y \quad R_S(X_1 - X_2) = E_S(Y_1 - Y_2) \quad (5.35)$$

y, para la envoltura II

$$E y + R_1 x_1 = E_1 y_1 + R x \quad (5.36)$$

$$Y \quad R_S(X_1 - X) = E_S(Y_1 - Y) \quad (5.37)$$

Las ecuaciones (5.36) y (5.37) dan la relación general entre las concentraciones en las fases en cualquier sección, mientras que las ecuaciones (5.34) y (5.35) establecen el balance completo de materia. La ecuación (5.35) es la ecuación de una línea recta sobre las coordenadas X y Y , de pendiente R_S/E_S , a través de los puntos de coordenadas (X_1, Y_1) , (X_2, Y_2) , como se muestra en la figura 5.11. La línea caerá arriba de la curva de distribución en el equilibrio, si la difusión procede de la fase E a la fase R ; caerá abajo de la curva para la difusión en el sentido opuesto. En el primer caso, en un punto en donde las concentraciones en las fases están dadas por el punto P , la línea de fuerza motriz puede indicarse por la línea PM , cuya pendiente depende de las resistencias relativas a la difusión de las fases. Obviamente, la magnitud de las fuerzas motrices cambia de uno de los lados del equipo al otro. Si la línea de operación tocara en cualquier parte a la curva de distribución, de tal modo que las fases en contacto estuvieran en equilibrio, la fuerza motriz y, por tanto, la rapidez de transferencia de masa serían cero y el tiempo requerido para la transferencia de un material finito sería infinito. Esto puede interpretarse en función de una relación limitante de la rapidez de flujo de las fases para los cambios especificados de concentración.

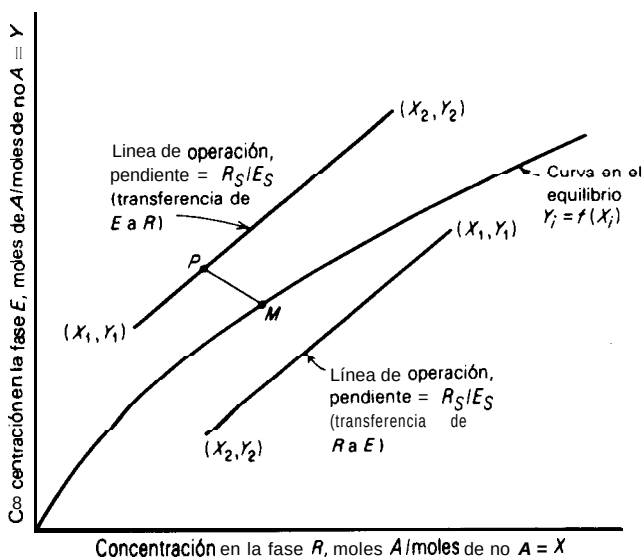


Figura 5.11 Proceso a contracorriente en estado estacionario.

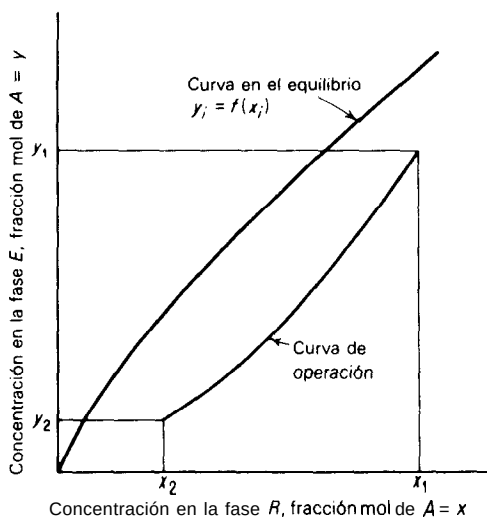


Figura 5.12 Proceso a contracorriente en estado estacionario, transferencia del soluto de la fase R a la fase E.

Como en el caso de corriente paralela, la linearidad de la línea de operación depende del método para expresar las concentraciones. Las líneas de operación de la figura 5.11 son rectas, debido a que las concentraciones en relación de moles X y Y se basan en las cantidades R_s y E_s , las cuales, según se estableció serían constantes. Si para este caso se utilizan fracciones mol (o cantidades como presiones parciales, que son proporcionales a las fracciones mol), las líneas de operación serán curvas, como se indica en la figura 5.12. Sin embargo, para algunas operaciones, si la cantidad total de cada una de las fases E y R es constante mientras que las composiciones cambian, el diagrama de fracción mol proporcionará líneas de operación rectas, como lo indicaría la ecuación (5.34) (sea $E = E_1 = E_2$; $R = R_1 = R_2$). Sin embargo, al igual que en el caso a corriente paralela, la línea de operación será generalmente una curva, si todos los componentes se difunden de tal manera que las cantidades totales de cada fase no permanezcan constantes.

La línea de operación a contracorriente es una representación gráfica del balance de materia, que pasa desde el punto que representa las corrientes en un lado del aparato hasta el punto que las representa en el otro. Un punto sobre la línea representa las concentraciones promedio de las corrientes que se encuentran en cualquier sección en el aparato. Es útil reordenar la ecuación (5.36)

$$Ey - Rx = E_1y_1 - R_1x_1 \quad (5.38)$$

El lado izquierdo representa el flujo de masa neto del soluto A de la izquierda hasta la sección **B-B** en la figura 5.10. El lado derecho es el flujo de masa neto del soluto fuera del lado izquierdo del aparato, o la diferencia en el flujo del soluto, fuera (dentro, y para estado estacionario dicha rapidez es constante). Puesto que se tomó la sección **B-B** para que representara cualquier sección del aparato, en

cualquier punto sobre la línea de operación el flujo de masa neto del soluto es constante, igual al flujo neto **en** el otro lado.

El método a contracorriente es preferible al método a corriente paralela, porque en el primero, la fuerza motriz promedio para una situación dada será mayor. De aquí se deriva el uso de equipo más pequeño para un conjunto dado de condiciones de flujo o bien **en fluidos** menores para determinado tamaño de equipo.

ETAPAS

Una *etapa* se define como una parte de un equipo o combinación de partes en donde se ponen en contacto dos fases insolubles, donde la transferencia de masa ocurre entre las fases que tienden a alcanzar el equilibrio y en donde las fases están separadas mecánicamente. Un proceso que se lleva a cabo de esta forma recibe el nombre de proceso en una *sola etapa*. Una etapa en el equilibrio, o *etapa ideal* o *teórica* es una etapa en donde el tiempo de contacto entre las fases es el tiempo suficiente para que los efluentes estén realmente en equilibrio; aunque en principio esto no puede lograrse, en la práctica generalmente se puede estar tan cerca del equilibrio, si el costo lo permite, que la diferencia es insignificante.

Procesos continuos en corriente paralela

Es bastante obvio que los procesos a contracorriente y el aparato de la figura 5.6 son de una sola etapa; si la etapa fuese ideal, las composiciones efluentes se encontrarían en el punto *T* sobre la figura 5.7 o 5.8.

La *eficiencia de una etapa* se define como la aproximación fraccionaria al equilibrio que produce una etapa real. Con referencia a la figura 5.7, dicha eficiencia puede tomarse como la fracción que representa la línea *QP* con respecto a la línea *TP*, o la relación de transferencia de soluto real a aquella si se obtuviese el equilibrio. Sin embargo, la expresión que se utiliza con mayor frecuencia es la eficiencia de la etapa de Murphree, la aproximación fraccionaria de una corriente saliente al equilibrio con la **concentración** real en la otra corriente saliente [9]. Con referencia a la figura 5.7, esto puede expresarse en función de la concentración en la fase *E* o en la fase *R*,

$$E_{ME} = \frac{Y_2 - Y_1}{Y_2^* - Y_1}, \quad E_{MR} = \frac{X_1 - X_2}{X_1 - X_2^*} \quad (5.39)$$

Estas definiciones son parcialmente arbitrarias puesto que, en el caso de una operación verdadera a corriente paralela, como la de la figura 5.7, es imposible obtener una concentración saliente en la fase *E* mayor que Y_2 o una concentración en la fase *R* menor que X_2 . No obstante, son útiles, como se verá en capítulos posteriores. Las dos eficiencias de Murphree normalmente son distintas para una etapa

dada; pueden relacionarse simplemente sólo cuando la relación en el equilibrio es una línea recta. Entonces, para una línea recta de equilibrio, cuya pendiente es $m = (Y_2^* - Y_2)/(X_2 - X_2^*)$, se puede demostrar que

$$E_{ME} = \frac{E_{MR}}{E_{MR}(1 - S) + S} = \frac{E_{MR}}{E_{MR}(1 - 1/A) + 1/A} \quad (5.40)$$

La obtención de ésta se deja al estudiante (problema 5.6). Aquí, $A = R_s/mE_s$ se le llama el **factor de absorción**; su recíproco, $S = mE_s/R_s$ es el **factor de desorción**. Como se mostrará posteriormente, estos factores tienen gran importancia económica.

Procesos por lotes

Característica de los procesos por lotes es que mientras no haya flujo de las fases en y fuera del equipo utilizado, las concentraciones dentro de cada fase cambian con el tiempo. Cuando las fases se ponen inicialmente en contacto, no poseen su composición respectiva en el equilibrio, pero con el tiempo se van aproximando a ese equilibrio. La ecuación de balance de materia (5.33) para la operación a corriente paralela en estado estacionario, muestra entonces la relación entre las concentraciones X y Y en las fases que coexisten en cualquier momento después de iniciada la operación; las figuras 5.7 y 5.8 representan gráficamente estas composiciones. El punto T sobre estas figuras representa las composiciones finales que se obtienen en el equilibrio. La operación por lotes es una etapa única.

Cascadas

Se llama cascada a un grupo de etapas interconectadas de tal forma que las diferentes corrientes fluyan de una a la otra. Su propósito es que la extensión de la transferencia de masa aumente más de lo que puede aumentarse con una etapa única. La eficiencia de la etapa global fraccionaria de una cascada se define entonces como el número de etapas de equilibrio mediante las cuales la cascada se divide en forma equivalente por el número de etapas reales.

Por supuesto, dos o más etapas conectadas de tal forma que el flujo sea a corriente paralela entre las etapas, nunca serán equivalentes a más de una etapa de equilibrio, aunque la eficiencia global de la etapa puede aumentarse de esta manera. Para efectos mayores que el de una etapa de equilibrio, las etapas se pueden conectar mediante flujo tangencial o a contracorriente.

Cascadas a flujo cruzado

En la figura 5.13, cada etapa está representada simplemente por un círculo; dentro de cada uno de ellos el flujo es a corriente paralela. La fase R fluye de una etapa a la siguiente, una vez que se ha puesto en contacto en cada etapa con fase E

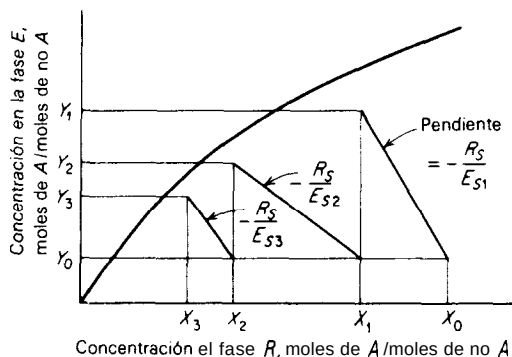
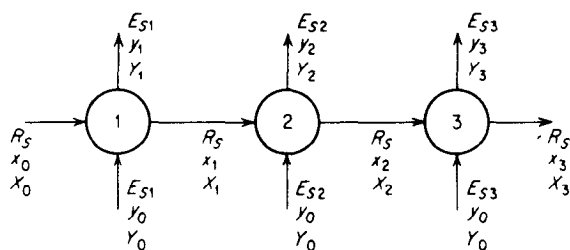


Figura 5.13 Una cascada a flujo transversal de tres etapas reales.

nueva. Puede haber flujos de masa diferentes de la fase *E* en cada etapa y cada etapa puede tener una eficiencia de etapa de Murphree diferente. Los balances de materia son, obviamente, una mera repetición de los de una sola etapa, y la construcción sobre el diagrama de distribución es obvia. Algunas veces se utiliza el flujo cruzado (o tangencial)? en la adsorción, lixiviación, secado y extracción, pero su uso es raro en otras operaciones.

Cascadas a contracorriente

Estos son los arreglos más eficientes, que requieren menos etapas para un cambio dado de composición y relación de flujo de masa; por lo tanto, son los que se usan con más frecuencia. En la figura 5.14, se muestra una cascada de N_p etapas de equilibrio. El flujo de masa y las composiciones están numeradas según el efluente de cada etapa, de tal forma que Y_2 es la concentración en la fase *E* que abandona la etapa 2, etcétera. Cada etapa es idéntica en su acción al proceso a corriente paralela de la figura 5.6; sin embargo, la cascada, como un todo, tiene las características del proceso a contracorriente de la figura 5.10. Las líneas de operación a corriente paralela para las primeras dos etapas se presentan debajo

† Nota del traductor.

de estas en la figura, y puesto que las etapas son ideales, los efluentes están en equilibrio (Y_2 en equilibrio con X_2 , etc.) Las relaciones gráficas se muestran en la figura 5.15. La línea PQ es la línea de operación para la etapa 1, MN para la etapa 2, etc., y las coordenadas (X_1, Y_1) caen sobre la curva de equilibrio, debido a que la etapa es ideal. La línea ST es la línea de operación para la cascada completa, y los puntos como B, C, etc., representan las composiciones de las corrientes que se cruzan entre sí entre las etapas. Por lo tanto, se puede determinar el número de etapas de equilibrio que se requieren para un proceso a contracorriente: basta trazar la línea, similar a una escalera, $TQBNC \dots S$ (figura 5.15). Si en cualquier punto se tocan la curva en el equilibrio y la línea de operación de la cascada, las etapas se estrecharían y se necesitaría un número infinito para llegar al cambio de **composición** deseado. Si la transferencia de soluto es de E a R , toda la construcción estará debajo de la curva de equilibrio de la figura 5.15.

Para la mayoría de los casos, debido a una línea de operación curva o a la curva de equilibrio, la relación entre el número de etapas, composición y relación de flujos puede **determinarse gráficamente**, como se mostró. Para el caso *especial*, en que las dos rectas, y puesto que la curva en el equilibrio continúa siendo recta hasta el origen de la gráfica de distribución, se puede obtener una solución analítica que será muy útil.

En la figura 5.14, un balance de soluto para las etapas $n+1$ hasta N_p es

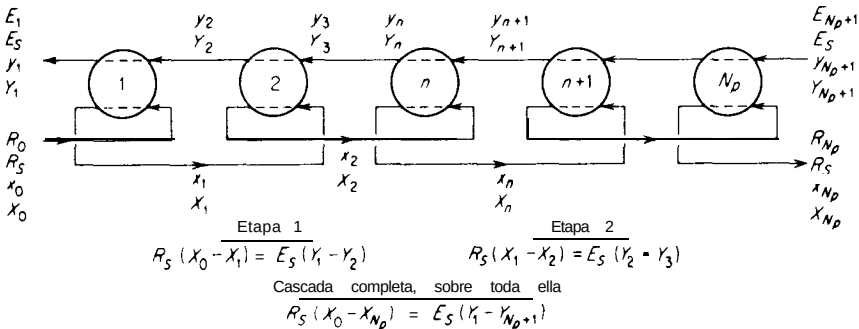
$$E_S(Y_{n+1} - Y_{N_p+1}) = R_S(X_n - X_{N_p}) \quad (5.41)$$

Si la pendiente de la curva de equilibrio es $m = Y_{n+1}/X_{n+1}$, y si el factor de absorción $A = R_S/mE_S$, entonces mediante sustitución y rearreglo, la ecuación (5.41) se transforma en

$$X_{n+1} - AX_n = \frac{Y_{N_p+1}}{m} - AX_{N_p} \quad (5.42)$$

Esta es una **ecuación** de diferencia finita de primer orden lineal, cuya solución se obtiene en forma si-

Figura 5.14 Cascada a contracorriente de varias etapas.



Por lo tanto, la solución completa es

$$X_n = C_1 A^n + \frac{Y_{N_p+1}/m - AX_{N_p}}{1 - A} \quad (5.48)$$

Para determinar C_1 , se hace $n = 0$:

$$C_1 = X_0 - \frac{Y_{N_p+1}/m - AX_{N_p}}{1 - A}$$

y por lo tanto
$$X_n = \left(X_0 - \frac{Y_{N_p+1}/m - AX_{N_p}}{1 - A} \right) A^n + \frac{Y_{N_p+1}/m - AX_{N_p}}{1 - A} \quad (5.49)$$

Este resultado es útil para obtener la concentración X_n en cualquier etapa de la cascada, con la cual se conocen las concentraciones finales. Haciendo $n = N_p$ y reordenando se obtienen las siguientes formas útiles.

Para la transferencia de R a E (desorción de R)

$A \neq 1$:

$$\frac{X_0 - X_{N_p}}{X_0 - Y_{N_p+1}/m} = \frac{(1/A)^{N_p+1} - 1/A}{(1/A)^{N_p+1} - 1} \quad (5.50)$$

$$N_p = \frac{\log \left[\frac{X_0 - Y_{N_p+1}/m}{X_{N_p} - Y_{N_p+1}/m} (1 - A) + A \right]}{\log 1/A} \quad (5.51)$$

$A = 1$:

$$\frac{X_0 - X_{N_p}}{X_0 - Y_{N_p+1}/m} = \frac{N_p}{N_p + 1} \quad (5.52)$$

$$N_p = \frac{X_0 - X_{N_p}}{X_{N_p} - Y_{N_p+1}/m} \quad (5.53)$$

Para la transferencia de E a R (absorción en R) Un desarrollo similar da

$A \neq 1$:

$$\frac{Y_{N_p+1} - Y_1}{Y_{N_p+1} - mX_0} = \frac{A^{N_p+1} - A}{A^{N_p+1} - 1} \quad (5.54)$$

$$N_p = \frac{\log \left[\frac{Y_{N_p+1} - mX_0}{Y_1 - mX_0} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\log A} \quad (5.55)$$

$A = 1$:

$$\frac{Y_{N_p+1} - Y_1}{Y_{N_p+1} - mX_0} = \frac{N_p}{N_p + 1} \quad (5.56)$$

$$N_p = \frac{Y_{N_p+1} - Y_1}{Y_1 - mX_0} \quad (5.57)$$

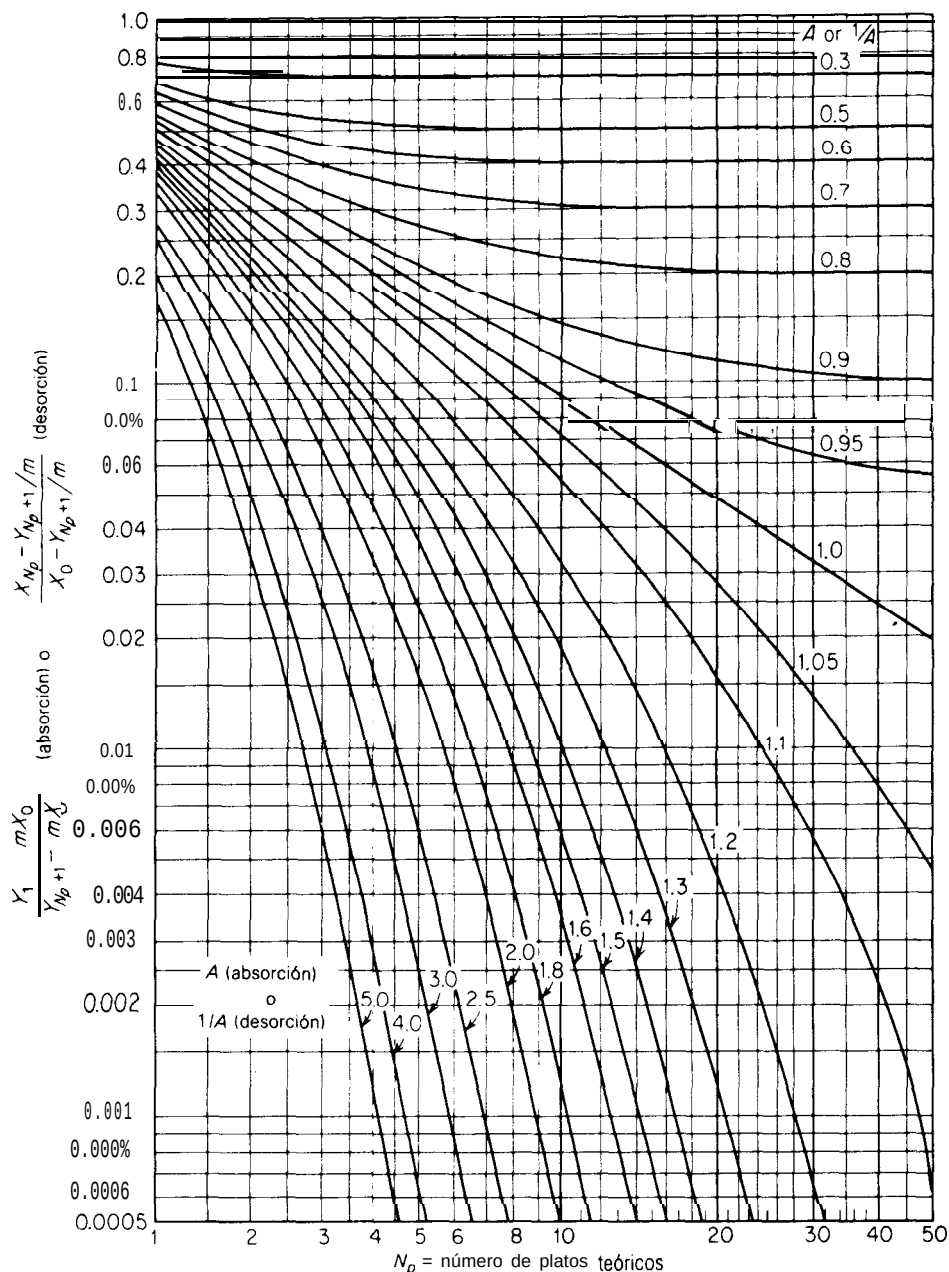


Figura 5.16 Número de etapas teóricas para cascadas a contracorriente, con el equilibrio de la Ley de Henry y factores de absorción o desorción constantes. [Por Hachmuth y Vance, *chem. Eng. Progr.*, 48, 523, 570, 617 (1952)].

Estas ecuaciones se conocen como las ecuaciones de Kremser-Brown-Souders (o simplemente Kremser), quienes las encontraron para la absorción de gases [7, 14], aunque según parece Turner [16] las utilizó con anterioridad para la lixiviación y el lavado de sólidos. **Están graficadas** en la figura 5.16, lo cual resulta muy conveniente para obtener soluciones en forma rápida. Hay muchas oportunidades para utilizarlas en diferentes operaciones. Con el fin de que sean útiles en forma general, es importante observar que en la derivación, $A = R_s/mE_s = \text{constante}$, en donde R_s y E_s son los flujos molares sin soluto con las concentraciones (X en R y Y en E) definidas como relaciones mol y $m = Y/X$ en el equilibrio. Sin embargo, como es necesario mantener a A constante, A pueden definirse como R/mE , siendo R y E los flujos molares totales, concentraciones (x en R y y en E) en fracciones mol, $m = y/x$, o como rapidez de flujo de masa total y fracciones peso, respectivamente.

Se van a utilizar estas ecuaciones en el momento en que se presente una oportunidad específica.

Etapas y rapidez de transferencia de masa

De la exposición anterior se deduce claramente que cada proceso puede considerarse ya sea en función del número de etapas que representa o en función de la rapidez de transferencia de masa apropiada. Por ejemplo, una **operación** por lotes o a corriente paralela continua es una operación en una etapa, pero la eficiencia de la etapa que se logra en el tiempo de contacto permitido depende de la rapidez de transferencia de masa promedio que prevalezca. Un cambio de composición mayor que el posible de lograr con una sola etapa, puede obtenerse repitiendo el proceso a corriente paralela; de esta manera, uno de los efluentes de la primera etapa se pone nuevamente en contacto con nueva fase de tratamiento. De modo alternativo, se puede rearmar una cascada de varias etapas a contracorriente. Sin embargo, si la operación a contracorriente se realiza en la forma de contacto continuo sin separación repetida y poniendo nuevamente en contacto las fases en forma de pasos, es posible describir la operación en función del número de etapas ideales a las cuales es equivalente. Pero en vista de los cambios diferenciales en la composición que ocurren en estos casos, es más correcto caracterizar la operación en función de los coeficientes de transferencia de masa promedio o equivalentes. La integración de las ecuaciones de rapidez de transferencia de masa puntual se dejará hasta que las características de cada operación puedan ser consideradas, pero el cálculo del número de etapas de equilibrio sólo requiere las relaciones en el equilibrio y el balance de materia.

Ejemplo 5.2 Cuando cierta muestra de jabón húmedo se expone al aire a 75 °C, 1 atm de presión, la distribución en el equilibrio de la humedad entre el aire y el jabón es la siguiente:

% en peso de humedad en el jabón	0	2.40	3.76	4.76	6.10	7.83	9.90	12.63	15.40	19.02
Presión parcial de agua en el aire, mm Hg	0	9.66	19.20	28.4	37.2	46.4	55.0	63.2	71.9	79.5

- a) Se colocaron 10 kg de jabón húmedo que contenía un 16.7% en peso de humedad, en un **tanque** que contenía 10 m³ de aire húmedo, cuyo contenido inicial de humedad correspondía a la **presión** parcial agua-vapor de 12 mm Hg. **Después de que el jabón alcanzó un** contenido de humedad de 13.0%, el aire en el tanque se reemplazó completamente **por** aire fresco con el contenido original de humedad y se le permitió al sistema alcanzar el equilibrio. La presión total y la temperatura se mantuvieron a 1 atm y 75 °C, respectivamente. **¿Cuál** será el contenido final de humedad del jabón?
- b) Se **desea** secar el jabón de 16.7 a 4% de humedad continuamente en una corriente de airea contracorriente **cuya** presión parcial agua-vapor inicial es 12 mm Hg. La **presión** y la temperatura se mantuvieron a 1 atm y 75 °C. Para 1 kg inicial de jabón húmedo, **¿cuál** es la cantidad mínima de aire que se requiere?
- c) Si se utiliza 30% mas de aire que el determinado en (b), **¿cuál** sera el contenido en **humedad del** aire que abandona el secador? **¿A** cuántas etapas ideales sera equivalente el proceso?

SOLUCIÓN (a) El proceso es una **operación** por lotes. Puesto que el aire y el jabón son insolubles uno en el otro, ya que el agua se distribuye entre ellos, se aplica la **ecuación** (5.32). Sea la fase E el aire-agua y la fase R jabón-agua. Se define Y como kg **agua/kg** aire seco y X como kg **agua/kg** jabón seco. Es necesario convertir los datos en el equilibrio a estas unidades.

Para una presión parcial de humedad = $\bar{p}$ mm Hg y una presión total de 760 mm Hg, $\bar{p}/(760 - \bar{p})$ es la relación en moles de agua a aire seco. Multiplicando esto por la relación de pesos **moleculares** de agua a aire da Y: $Y = [\bar{p}(760 - \bar{p})](18.02/29)$. Entonces, **en** $\bar{p} = 71.9$ mm Hg,

$$Y = \frac{71.9}{760 - 71.9} \cdot \frac{18.02}{29} = 0.0650 \text{ kg agua/kg jabón seco}$$

En forma similar, el contenido de humedad en porciento se convierte a unidades de X. Entonces, **a** 15.40% de humedad,

$$X = \frac{15.40}{100 - 15.40} = 0.182 \text{ kg agua/kg aire seco}$$

De esta forma, todos los **datos** en el equilibrio se convierte a estas unidades y **los datos** se **grafican como** la **curva** en el equilibrio de la figura 5.17.

Primera operación Aire inicial; $\bar{p} = 12$ mm Hg:

$$Y_1 = \frac{12}{760 - 12} \cdot \frac{18.02}{29} = 0.00996 \text{ kg agua/kg jabón seco}$$

Jabón inicial, 16.7% de agua:

$$S_1 = \frac{16.7}{100 - 16.7} = 0.2 \text{ kg agua/kg jabón seco}$$

Jabón final: 13% de agua:

$$X_2 = \frac{13.0}{100 - 13.0} = 0.1493 \text{ kg agua/kg aire seco}$$

$$R_S = 10(1 - 0.167) = 8.33 \text{ kg jabón seco}$$

E_s, la masa del aire seco, se encuentra utilizando la ley de los gases perfectos,

$$E_s = 150 \cdot \frac{760 - 12}{760} \cdot \frac{273 + 75}{273 + 22.41} = 10.1 \text{ kg de aire seco}$$

$$\text{Pendiente de la línea de operación} = \frac{-R_s}{E_s} = \frac{-8.33}{10.1} = -0.825$$

Desde el punto P , de coordenadas (X_1, Y_1) en la figura 5.17, se dibuja la línea de operación con pendiente -0.825 , hasta alcanzar la abscisa $X_2 = 0.1493$ en el punto Q . Las condiciones de Q corresponden al final de la primera operación.

Segunda **operación** $X_1 = 0.1493$, $Y_1 = 0.00996$, que localiza al punto S sobre la figura. La línea de operación se traza paralela a la línea PQ , puesto que la relación $-R_s/E_s$ es la misma que en la primera **operación**. La extensión de la línea hasta la curva en el equilibrio en Tda el valor final de $X_2 = 0.103$ kg agua/kg jabón seco.

$$\text{Contenido final de humedad del jabón} = \frac{0.103}{1.103} 100 = 9.33\%$$

b) Se aplican la ecuación (5.35) y la figura 5.10

$$R_s = 1(1 - 0.167) = 0.833 \text{ kg jabón seco/h}$$

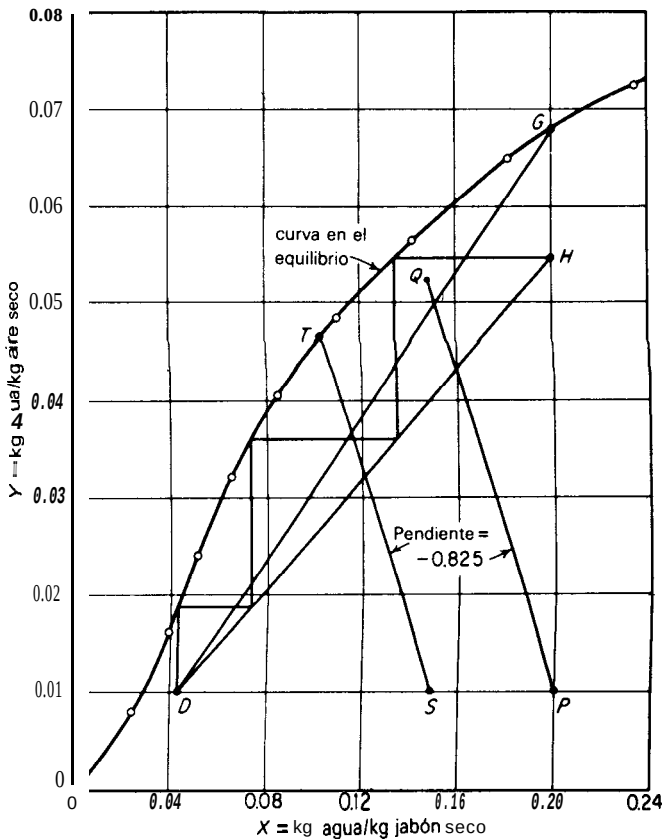


Figura 5.17 Solución al ejemplo 5.2.

Jabón entrante: $X_1 = 0.20$ kg agua/kg jabón seco

Jabón saliente: $X_2 = \frac{0.04}{1 - 0.04} = 0.0417$ kg agua/kg jabón seco

Aire entrante: $Y_2 = 0.00996$ kg agua/kg aire seco

$$\text{Pendiente de la línea de operación} = \frac{R_S}{E_S} = \frac{\text{kg de jabón seco/h}}{\text{kg aire seco/h}}$$

El punto D , de coordenadas (X_2, Y_2) se grafica en la figura 5.17. La línea de operación con pendiente menor que da lugar a las condiciones en el equilibrio indicará la menor cantidad de aire que debe utilizarse. Esta línea es DG , que da las condiciones en el equilibrio a $X_1 = 0.20$. El valor correspondiente de $Y_1 = 0.068$ kg agua/kg aire seco se lee en la figura, en G. Ecuación (5.35)

$$0.833(0.20 - 0.0417) = E_S(0.068 - 0.00996)$$

$$E_S = 2.27 \text{ kg aire seco/h}$$

Esto responde a

$$\frac{2.27}{29} 22.41 \frac{760}{760 - 12} \frac{273 + 75}{273} = 2.27 \text{ m}^3/\text{kg jabón seco}$$

c) $E_S = 1.30(2.27) = 2.95$ kg aire seco/h Ecuación (5.35):

$$0.833(0.20 - 0.0417) = 2.95(Y_1 - 0.00996)$$

$$Y_1 = 0.0547 \text{ kg agua/kg aire seco}$$

Esto corresponde a la línea de operación DH , en donde H tiene las coordenadas $X_1 = 0.20$, $Y_1 = 0.0547$. Las etapas ideales están señaladas en la figura y son tres en total.

NOTACIÓN PARA EL CAPÍTULO 5

Puede utilizarse cualquier conjunto consistente de unidades.

A	sustancia A , el soluto que se difunde
A	factor de absorción, adimensional
e	2.7183
E	fase E ; flujo total de la fase E , mol/ θ
E_S	flujo de un disolvente que no se difunde en la fase E , mol/ θ
E_{ME}	eficiencia fraccionaria de la etapa de Murphree para la fase E
E_{MR}	eficiencia fraccionaria de la etapa de Murphree para la fase R
f	función de distribución en el equilibrio
F_G	coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa, mol/ $L^2\theta$
F_L	coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida, mol/ $L^2\theta$
F_{OG}	coeficiente de transferencia de masa del gas global, mol/ $L^2\theta$
F_{OL}	coeficiente de transferencia de masa del líquido global, mol/ $L^2\theta$
i	concentración generalizada en la fase R
J	concentración generalizada en la fase E
k_x	coeficiente de transferencia de masa del líquido, mol/ $L^2\theta$ (fracción mol)
k_y	coeficiente de transferencia de masa del gas, mol/ $L^2\theta$ (fracción mol)
K_x	coeficiente global de transferencia de masa del líquido, mol/ $L^2\theta$ (fracción mol)
K_y	coeficiente global de transferencia de masa del gas, mol/ $L^2\theta$ (fracción mol)
m	pendiente de la curva de equilibrio, adimensional
m', m''	pendientes de las cuerdas de la curva de equilibrio, adimensional

n	etapa n
N	flux de transferencia de masa, $\text{mol/L}^2\Theta$
N_p	número total de etapas ideales en una cascada
R	fase R ; flujo total de la fase R , mol/Θ
R_s	flujo del disolvente que no se difunde en la fase R , mol/Θ
S	factor de desorción , adimensional
x	concentración de A en un líquido o en la fase R , fracción mol
X	concentración de A en la fase R , $\text{mol } A/ \text{mol de no } A$
y	concentración de A en un gas o en la fase E , fracción mol
Y	concentración de A en la fase E , $\text{mol } A/ \text{mol de no } A$

Subíndices:

A	sustancia A
e	equilibrio
E	fase E
G	gas
	interfase
L	líquido
n	etapa n
O	global
R	fase R
0	etapa de entrada 1
$1, 2$	posiciones 1 y 2 ; etapas 1 y 2

Exponente:

*	en equilibrio con la concentración principal en la otra fase

REFERENCIAS

1. Davies, T. J.: *Advances in Chemical Engineering* (T. B. Drew, J. W. Hoopes y T. Vermeules, eds.), 4, 1 (1963)
2. Garner, F. H. y A. H. P. Skelland: *Ind. Eng. Chem.*, 48, 51 (1956)
3. Goodridge, F. y I. D. Robb: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 4, 49 (1965)
4. Gordon, K. F. y T. K. Sherwood: *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, **50 (10)**, 15 (1954); *AIChE J.* **1, 129 (1955)**
5. Kent, E. R. y R. L. Pigford: *AIChE J.*, 2, 363 (1956)
6. King, C. J.: *AIChE J.*, **10, 671 (1964)**
7. Kremser, A.: *Natl. Petrol. News*, 22 (**21**), 42 (1930)
8. Lewis, W. K. y W. G. Whitman: *Ind. Eng. Chem.*, **16, 1215 (1924)**
9. Murphree, E. V.: *Ind. Eng. Chem.*, 24, 519 (1932)
10. Sawistowski, H.: en *Recent Advances in Liquid-Liquid Extraction*, C. Hanson, ed., p. 293, **Per-gamon**, Nueva York, 1971
11. Schrage, R. W.: *A Theoretical Study of Interphase Mass Transfer*, Columbia University Press, Nueva York, 1953
12. Scriven, L. E. y R. L. Pigford: *AIChE J.*, 4, 439 (1958)
13. Searle, R. y K. F. Gordon: *AIChE J.*, 3, 490 (1957)
14. Souders, M. y G. G. Brown: *Ind. Eng. Chem.*, 24, 519 (1932)
15. Thompson, D. W.: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 9, 243 (1970)
16. Turner, S. D.: *Ind. Eng. Chem.*, **21, 190 (1929)** *

17. Whitman, W. G.: *Chem. Met. Eng.*, 29, 147 (1923)
 18. Wylie, C. R., Jr.: *Advanced Engineering Mathematics*, 3a. ed., McGraw-Hill, Nueva York, 1966

PROBLEMAS

- 5.1 Repita los cálculos para el flux de transferencia de masa local de amoniaco en el ejemplo 5.1, suponiendo que la **presión** del gas es 2 atm. La masa velocidad del gas, las concentraciones promedio del gas y del líquido, el flujo del líquido y la temperatura permanecen iguales.
- 5.2 En cierto aparato utilizado para la **absorción** de dibixido de azufre, SO_2 , de aire mediante agua, y en cierto punto del mismo, el gas contiene 10% SO_2 en volumen y está en contacto con un liquido que contiene 0.4% SO_2 (densidad = $990 \text{ kg/m}^3 = 61.8 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$). La temperatura es de 50°C y la **presión** total de 1 atm. El coeficiente global de transferencia de masa basado en las concentraciones del gas es $K_G = 7.36(10^{-10}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{N/m}^2) = 0.055 \text{ lb mol SO}_2/\text{ft}^2 \text{ h atm}$. De la resistencia total a la **difusión**, el 47% está en la fase gaseosa y el 53% en la líquida. Los datos de equilibrio a 50°C son:

kg SO_2 /100 kg de agua	0.2	0.3	0.5	0.1
Presión parcial SO_2 , mm Hg	29	46	83	119

- a) Calcule el coeficiente global basado en las concentraciones del líquido en función de moles/vol.
- b) Calcule el coeficiente individual de transferencia de masa para el gas, expresado en K_G mol/tiempo (área)(presión), k , mol/tiempo (área)(fracción m o l) y k_c mol/tiempo (área)(mol/vol) y para el líquido expresado como K_L mol/tiempo(área) y k_L mol/tiempo (área)(fracción mol).
- c) Determine las composiciones interfaciales en las dos fases.
- 5.3 La presión parcial en el equilibrio de vapor de agua en contacto con cierta sílica gel en la cual se adsorbe agua es, a 25°C , la siguiente:

Presión parcial de agua, mm Hg	0	2.14	4.14	7.13	9.05	10.9	12.6	14.3	16.7
Ib, de agua /100 Ib, gel seco = kg /100 kg	0	5	10	15	20	25	30	35	40

- a) Grafique los datos de equilibrio como $\bar{p}$ = presión parcial de vapor de agua contra x = fracción en peso de agua en el gel.
- b) Grafique los datos de equilibrio como X = moles **agua**/masa seca del gel, Y = moles vapor de **agua**/moles aire seco, para una presión total de 1 atm.
- c) Diez libras masa de sílica gel (4.54 kg) que contienen 5% en peso de agua adsorbida se colocan en una corriente de aire en movimiento que contiene una presión parcial de vapor de agua = 12 mm Hg. La presión total es 1 atm y la temperatura 25°C . Cuando se alcance el equilibrio, **¿qué** masa adicional de agua **habrá** adsorbido el gel? El aire no se adsorbe.
- d) Una libra masa (0.454 kg) de sílica gel que contiene 5% en peso de agua adsorbida se coloca en un tanque en el cual hay 400 ft^3 (11.33 m^3) de aire húmedo con una presión parcial de agua de 15 mm Hg. La presión total y la temperatura se mantuvieron a 1 atm y 25°C , respectivamente. En el **equilibrio**, **¿cuál será** el contenido de humedad del aire y del gel y la masa de agua adsorbida por el gel?

Respuesta: 0.0605 kg de agua.

- e) Escribir la ecuación de la línea de operación para **d** en función de X y Y. Convertirla en una ecuación en función de $\bar{p}$ y x, y **graficar** la curva de operación con coordenadas $\bar{p}$, x.
- f) Una libra masa (0.454 kg) de **silica** gel que contiene 18% de agua adsorbida se coloca en un tanque que contiene 500 ft^3 (14.16 m^3) de aire seco. La temperatura y la presión se mantuvieron a 25 °C y 1 atm, respectivamente. Calcule el contenido final de humedad en el equilibrio del aire y del gel.
- g) Repítase para una presión total de 2 atm. Obsérvese que la curva de equilibrio que se utilizó previamente, en función de X y Y, no se puede utilizar.
- 5.4 La adsorción en el equilibrio de vapor de benceno sobre cierto carbón activado a 33.3 °C se ha informado como:

cm^3 adsorbidos de vapor de benceno, (medidos a 0 °C, 1 atm)/g de carbón	15	25	40	50	65	80	90	100
Presión parcial de benceno, mm Hg	0.0010	0.0045	0.0251	0.115	0.251	1.00	2.81	7.82

- a) Se va a pasar una mezcla de vapor de benceno-nitrógeno que contiene 1% de benceno en volumen, a contracorriente con una rapidez de 100 ft^3/min [$= 4.72(10^{-2}) \text{ m}^3/\text{s}$], en contacto con una corriente en movimiento del carbón activado para eliminar el 95% del benceno del gas en un proceso continuo. El carbón entrante contiene 15 cm^3 de vapor de benceno (a condiciones estándar) adsorbido por gramo de carbón. La temperatura y la presión se van a mantener a 33.3 °C y 1 atm, respectivamente. El nitrógeno no se adsorbe. ¿Cuál es la menor cantidad de carbón que puede utilizarse/tiempo? Si se utiliza el doble, ¿cuál será la concentración del benceno adsorbido sobre el carbón saliente?
- b) Repita **a** para un flujo a corriente paralela del gas y del carbón.
- c) Se va a realizar una **desorción** de carbón sobre el cual se han adsorbido 100 cm^3 (en condiciones estándar) de vapor de benceno por gramo de carbón. La **desorción** se va a realizar a una rapidez de 100 lb_m/h (45.4 kg/h) del contenido de benceno, hasta una concentración de 55 cm^3 de benceno adsorbido/g de carbón mediante contacto continuo a contracorriente con una corriente de gas nitrógeno puro a 1 atm. La temperatura se va a mantener a 33.3 °C. ¿Cuál es la rapidez mínima del flujo de nitrógeno? ¿Cuál será el contenido en benceno del gas saliente si se utiliza el doble de nitrógeno? ¿Cuál será el número de etapas?
- Respuesta: tres etapas ideales.
- 5.5 Una mezcla de hidrógeno y aire, 4 atm de presión, una concentración promedio de 50% en volumen de H_2 , fluye a través de un tubo reforzado circular de hule vulcanizado, cuyas DI y DE son, respectivamente, 25.4 y 28.6 mm (1.0 y 1.125 in), a una velocidad promedio de 3.05 m/s (10 ft/s). Fuera del tubo, hidrógeno libre de aire a 1 atm fluye a ángulos rectos con respecto al tubo a una velocidad de 3.05 m/s (10 ft/s). En todas partes, la temperatura es 25 °C. Según se ha informado, la solubilidad del hidrógeno en el hule es 0.053 $\text{cm}^3 \text{ H}_2$ (en condiciones std)/ cm^3 hule (presión parcial atm); su difusividad en el hule es $0.18(10^{-5}) \text{ cm}^2/\text{s}$. La difusividad de H_2 en aire = 0.61 cm^2/s a 0 °C, 1 atm. Calcular la rapidez de pérdida del hidrógeno del tubo Por unidad de longitud del mismo.
- Respuesta: $4.5(10^{-11}) \text{ kmol}/\text{s}$ (m de longitud del tubo).
- 5.6 Suponiendo que la curva de equilibrio de la figura 5.7 es una recta, de pendiente **m**, encontrar la relación entre las eficiencias de la etapa de Murphree **E_{ME}** y **E_{MR}**.
- 5.7 Si la curva de distribución en el equilibrio de la cascada de flujo cruzado de la figura 5.13 es recta en todos sus puntos, de pendiente **m**, realizar el balance de materia para el soluto en la etapa **n + 1**; luego, siguiendo el mismo procedimiento para obtener la ecuación (5.51), mostrar que

$$N_p = \frac{\log \left[(X_0 - Y_0/m) / (X_{N_p} - Y_0/m) \right]}{\log(S + 1)}$$

en donde **S** es el factor de **desorción**, $m E_s / R_s$, constante para todas las etapas, y N_p es el número total de etapas.

5.8 Una **operación** de extracción líquida en una etapa con una curva de distribución en el equilibrio lineal ($Y = mX$ en el equilibrio) opera con un factor de **desorción** $S = m E_s / R_s = 1.0$, y tiene una eficiencia de etapa de Murphree $E_{ME} = 0.6$. Con el fin de mejorar la **extracción** con mínima alteración de la planta, los efluentes de la etapa se van a llevar a otra etapa idéntica en **construcción** y en eficiencia $E_{ME} = 0.6$. La combinación, dos etapas en serie, es en efecto una sola etapa. Se desea calcular la eficiencia global de etapa E_{MEO} de la combinación. Es **difícil** la obtención directa de la relación entre E_{ME} y E_{MEO} . El resultado es mas fácil de obtener en la siguiente forma:

- Obsérvese** la figura 5.7. Defínase la eficiencia de la etapa para una etapa como $E = (Y_2 - Y_1) / (Y_s - Y_1)$. Para una curva de distribución en el equilibrio lineal, obténgase la relación entre E_{ME} y E .
- Obtenga la relación entre E_o , el valor para las etapas combinadas en serie, y E .
- Calcule E_{MEO} .

Respuesta = 0.8824.

SEGUNDA

PARTE

OPERACIONES GAS-LÍQUIDO

Todas las operaciones en que ocurre la **humidificación** y deshumidificación, absorción y **desorción** de gases y destilación en sus diversas formas, tienen en común la necesidad de que una fase líquida y una gaseosa se pongan en contacto con el fin de que exista un intercambio difusivo entre ellas.

El orden en que se acaban de listar las operaciones es, en muchos aspectos, el orden de menor a mayor complejidad; por lo tanto, es el orden en que se van a considerar las operaciones. Puesto que en la humidificación el líquido es una sustancia pura, existen gradientes de **concentración** y la difusión de la materia ocurre sólo dentro de la fase gaseosa. En la absorción, existen gradientes de concentración tanto en el líquido como en el gas, y la difusión, por lo menos de un componente, ocurre en las dos fases. En la destilación, se difunden todas las sustancias comprendidas en las fases. Estas operaciones también se caracterizan por una relación especialmente **íntima** entre la transferencia de calor y la de masa. La evaporación o condensación de una sustancia llevan a considerar los calores latentes de evaporación y, algunas veces, también los calores de **solución**. En la destilación, la nueva fase necesaria para la separación por transferencia de masa se crea a partir de la fase original, por medio de la adición o eliminación de calor. En este análisis es necesario considerar estas importantes cantidades de calor y sus efectos.

En el caso de todas estas operaciones, la función principal del equipo utilizado es el contacto entre el gas y el líquido, en la forma más eficiente posible, y más adecuada al costo. Al menos en principio, cualquier tipo de equipo satisfactorio para una de estas operaciones también lo será para las otras; en realidad, los tipos principales se utilizan para todas. Por esta razón, nuestro análisis empieza con el equipo.

EQUIPO PARA LAS OPERACIONES GAS-LÍQUIDO

Respecto de las operaciones gas-líquido, el propósito del equipo es permitir el contacto **íntimo** de los dos fluidos, con el fin de que se lleve a cabo la difusión interfacial de los componentes. La rapidez de la transferencia de masa depende directamente de la superficie interfacial expuesta entre las fases; por lo tanto, la naturaleza y grado de dispersión de un fluido en el otro son de la mayor importancia. De modo general, el equipo puede clasificarse según que su **acción** principal sea dispersar el gas o el líquido, aun cuando en muchos aparatos las dos fases se dispersan.

DISPERSIÓN DEL GAS

En este grupo se incluyen aparatos como tanques de burbujeo y agitados **mecánicamente** y los diferentes tipos de torres de platos, en los cuales la fase gaseosa se dispersa en burbujas o espumas. Las torres de platos son los aparatos más importantes del grupo, puesto que establecen contacto a contracorriente en varias etapas; sin embargo, los tanques de contacto mas sencillos tienen muchas aplicaciones.

Cuando el gas está disperso como burbujas, el gas y el líquido pueden ponerse convenientemente en contacto en tanques agitados, siempre y cuando no sean necesarios los efectos de contracorriente. En particular, este es el caso cuando se requiere una **reacción** química entre el gas disuelto y un componente del líquido. Ejemplos de este contacto son la carbonatación de una lechada de cal; la **cloración** de pulpa de papel; hidrogenación de aceites vegetales; **aereación** de caldos de

fermentación, como en la producción de penicilina; la producción de ácido cítrico a partir de azúcar de remolacha por la acción de microorganismos y la **aereación** de los lodos activados para la oxidación biológica. Tal vez sea significativo que en la mayoría de los ejemplos citados hay sólidos suspendidos en los líquidos. Debido a que las torres a contracorriente más complicadas tienden a obstruirse con estos sólidos, y a causa de la facilidad con que se pueden suspender los sólidos en los líquidos en tanques con agitación, estos tanques son generalmente los más útiles en estos casos.†

La mezcla gas-líquido puede agitarse mecánicamente con un impulsor; en el **diseño** más sencillo, empero, la agitación puede ser efectuada por el mismo gas en tanques de burbujas. La operación puede ser en lotes, semilotes con flujo continuo de gas y una cantidad fija del líquido, o continua con flujo de las dos fases.

TANQUES DE BURBUJEO (COLUMNAS DE BURBUJAS)

Un *burbujeador* es un aparato con el cual una corriente de gas, en forma de **pequeñas** burbujas, es introducida en un líquido. Si el diámetro del tanque es **pequeño**, el burbujeador, localizado en el fondo del tanque, puede ser un simple tubo abierto a través del cual el gas llegue hasta el líquido. Para tanques con diámetros mayores de aproximadamente 0.3 m, es mejor utilizar varios orificios para introducir el gas y asegurar una mejor distribución del mismo. En ese caso, los orificios pueden ser agujeros de 1.5 a 3 mm ($\frac{1}{16}$ a $\frac{1}{4}$ in) de diámetro, hechos en una tubería de distribución colocada horizontalmente en el fondo del tanque. También pueden utilizarse platos porosos hechos de cerámica, plástico o metales sintetizados; sin embargo, debido a la fineza de sus poros, dichos platos se tapan con mayor facilidad con los sólidos que puedan estar presentes en el gas o en el líquido.

El propósito del burbujeo puede ser poner en contacto el gas burbujeador con el líquido. Por otra parte, el burbujeador puede ser simplemente un aparato para agitar. Puede proporcionar la agitación más suave, que se utiliza por ejemplo en el lavado de nitroglicerina con agua; puede proporcionar agitación vigorosa como en *el tanque de pachuca* (que se analizara posteriormente). La agitación con aire en el caso de la extracción de líquidos radiactivos, ofrece la ventaja de estar libre de partes móviles, pero puede exigir la descontaminación del aire efluente. No se ha estandarizado la profundidad del líquido; así, tanques muy profundos, de 15 m (50 ft) o más, pueden resultar muy ventajosos^[17] a pesar del gran trabajo de compresión requerido por el gas.

† Cuando se requiere una caída de la presión del gas muy baja, cuando, por ejemplo, el dióxido de azufre se absorbe de gases de caldera mediante lechadas de cal, se utilizan con frecuencia los lavadores Venturi (que se verán posteriormente).

Diámetro de las burbujas de gas

El **tamaño** de las burbujas depende de la rapidez de flujo a través de los orificios, el **diámetro** del orificio, de las propiedades del fluido y de la extensión de la turbulencia que prevalece en el líquido. Lo que viene a continuación se refiere a los casos en que la turbulencia en el líquido es únicamente la generada por las burbujas que se escapan y en que los orificios son horizontales y **están** lo suficientemente separados para que las burbujas de orificio adyacentes no interfieran entre sí (aproximadamente, al menos $3d_p$ de separación).

Flujo de gas muy lento ^[118], $Q_G \in [20(\sigma d_o g_c)^5 / (g \Delta \rho)^2 \rho_L^3]^{1/6}$. Para líquidos similares al agua, el diámetro puede calcularse así: la fuerza ascendente vertical ejercida sobre la burbuja sumergida, $(\pi/6)d_p^3 \Delta \rho g / g_c$, que tiende a alejar a la burbuja del orificio, se iguala con la fuerza debida a la tensión superficial que tiende a retenerla en el orificio, $\pi d_o \sigma$. Esto da

$$d_p = \left(\frac{6 d_o \sigma g_c}{g \Delta \rho} \right)^{1/3} \quad (6.1)$$

que se ha probado para orificios con un diámetro de mas de 10 mm. Para líquidos con viscosidades elevadas, mayores de 1 kg/m · s (1 000 cP.) ^[32],

$$d_p = 2.312 \left(\frac{\mu_L Q_{Go}}{\rho_L g} \right)^{1/4} \quad (6.2)$$

Flujo intermedio, $Q_{Go} > [20(\sigma d_o g_c)^5 / (g \Delta \rho)^2 \rho_L^3]^{1/6}$, pero $Re_o < 2\,100$. Estas burbujas son mayores que las descritas antes, aunque todavía son bastante uniformes; se forman en cadenas y no separadas. Para aire ^[71]

$$d_p = 0.0287 d_o^{1/2} Re_o^{1/3} \quad (6.3)$$

en donde d_p y d_o están en metros [†] y $Re_o = d_o V_o \rho_G / \mu_G = 4 w_o / \pi d_o \mu_G$. Para otros gases líquidos ^[118]

$$d_p = \left(\frac{72 \rho_L}{\pi^2 g \Delta \rho} \right)^{1/5} Q_{Go}^{0.4} \quad (6.4)$$

Flujos grandes del gas ^[71], $Re_o = 10\,000$ a $50\,000$. Los chorros de gas que salen del orificio se rompen en burbujas a cierta distancia del orificio. Las burbujas son

[†] Para d_p y d_o en ft, el coeficiente de la ecuación (6.3) = 0.052,

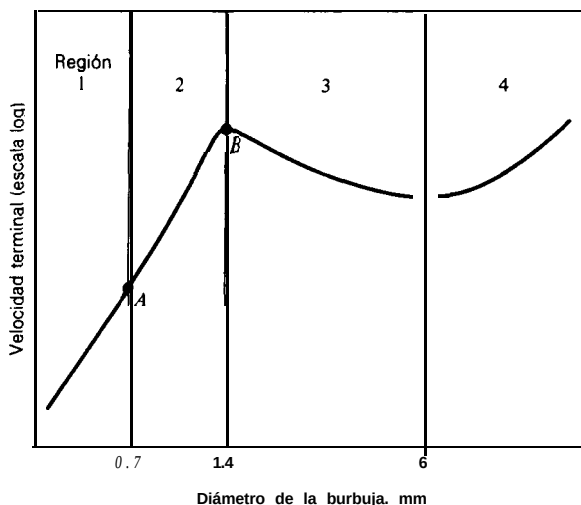


Figura 6.1 Velocidad de elevación (terminal) de burbujas únicas de gas.

más pequeñas que las descritas antes y no son uniformes en tamaño. Para aire-agua y diámetros de los orificios de 0.4 a 1.6 mm

$$d_p = 0.007 \text{ Re}_o^{-0.05} \quad (6.5)$$

con d_p en metros $\dagger$. Para el *rango de transición* ($\text{Re}_o = 2\,100$ a $10\,000$), no hay correlación de datos. Se ha sugerido que d_p para aire-agua puede aproximarse mediante una línea recta sobre coordenadas log-log entre los puntos dados por d_p en $\text{Re}_o = 2\,100$ y a $\text{Re}_o = 10\,000$.

Velocidad de ascensión (velocidad terminal) para burbujas [83]

Por lo común, la velocidad de elevación en estado estacionario de burbujas aisladas de gas, que ocurre cuando la fuerza ascendente es igual a la fuerza de sujeción sobre las burbujas, varía con el diámetro de las burbujas, tal como se muestra en la figura 6.1.

Región 1, $d_p < 0.7$ mm Las burbujas son esféricas y se comportan como esferas rígidas; para estas burbujas, la velocidad terminal está dada por la ley de Stokes:

$$V_t = \frac{g d_p^2 \Delta \rho}{18 \mu_L} \quad (6.6)$$

$\dagger$ Para d_p en ft, el coeficiente de la ecuación (6.5) = 0.0233.

Región 2, $0.7 \text{ mm} < d_p < 1.4 \text{ mm}$ Como gas circula dentro de la burbuja, la velocidad superficial no es cero. En consecuencia, la burbuja asciende más rápido que las esferas rígidas del mismo diámetro. No hay correlación de datos; se sugiere que V_t puede calcularse siguiendo, en la figura 6.1, la línea recta que está trazada entre los puntos *A* y *B*. Las coordenadas de estos puntos están dadas, respectivamente, por las ecuaciones (6.6) y (6.7).

Regiones 3 y 4. Región 3, $1.4 \text{ mm} < d_p < 6 \text{ mm}$ Las burbujas ya no son esféricas y al ascender siguen una trayectoria zigzagueante o espiral. Para la **región 4**, $d_p > 6 \text{ mm}$, las burbujas tienen la parte superior en forma de esfera. En estas dos regiones, para líquidos de baja viscosidad, [80]

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma g_c}{d_p \rho_L} + \frac{g d_p}{2}} \quad (6.7)$$

Enjambres de burbujas de gas

El comportamiento de grandes cantidades de burbujas, agrupadas, es diferente del de las burbujas aisladas. Las velocidades de ascensión son menores debido al agrupamiento; el **diámetro** de la burbuja puede alterarse por la turbulencia del líquido, que causa que la burbuja se rompa, y por la coalescencia de burbujas que chocan entre sí.

Retención de gas

La **retención del gas** φ_G significa la fracción en volumen de la mezcla gas-líquido en el tanque que está ocupada por el gas. Si la velocidad superficial del gas, definida como el flujo volumétrico del gas dividido entre el área transversal del tanque, es V_G , entonces V_G/φ_G puede considerarse como la velocidad real del gas en relación con las paredes del tanque. Si el líquido fluye en forma ascendente, a corriente paralela con el gas, a una velocidad relativa a las paredes del tanque $V_L/(1 - \varphi_G)$, entonces la velocidad relativa del gas y del líquido, o la **velocidad de deslizamiento**, es

$$V_S = \frac{V_G}{\varphi_G} - \frac{V_L}{1 - \varphi_G} \quad (6.8)$$

La **ecuación** (6.8) también dará la velocidad de deslizamiento para el flujo a contracorriente del líquido, si a V_L , el flujo descendente del líquido, se le asigna un signo negativo.

La retención en tanques de burbujeo, relacionada mediante la velocidad de deslizamiento, se muestra en la figura 6.2 [61]. Esto es muy satisfactorio cuando no hay flujo de líquido ($V_L = 0$), para un flujo del líquido a corriente paralela

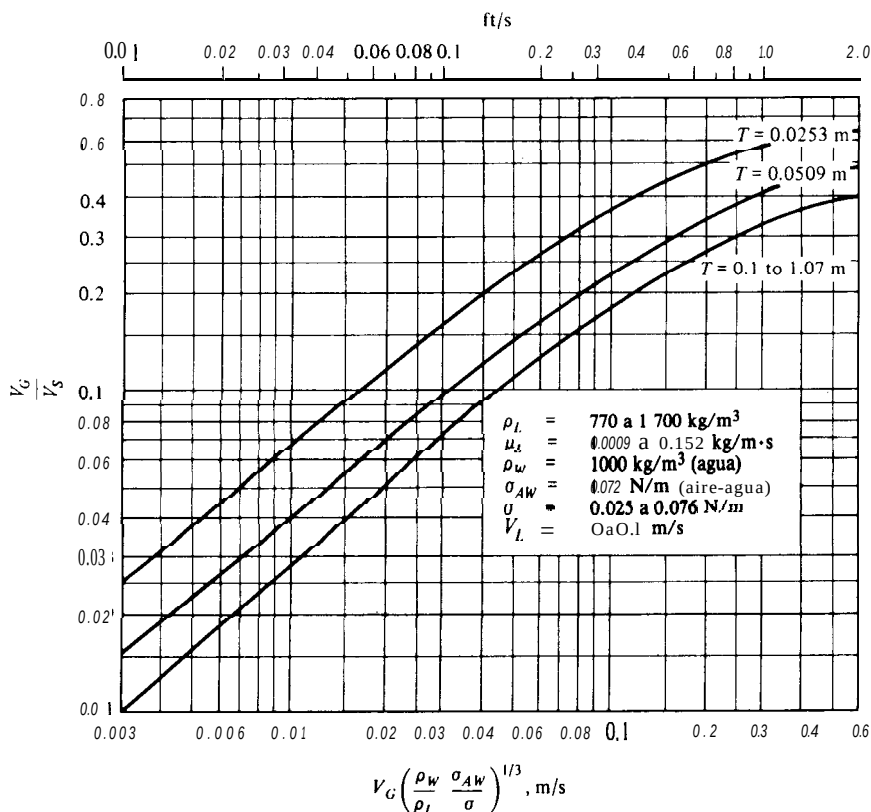


Figura 6.2 Velocidad de deslizamiento, tanques de burbujeo [G. A. Hughmark, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Devel.*, 6, 218 (1967), con permiso de la *American Chemical Society*].

mayor a $V_L = 0.1 \text{ m/s}$ (0.3 ft/s) y, muy probablemente, también para el flujo lento del líquido a contracorriente^[1]. Para velocidades grandes a contracorriente, es mejor tratar la retención de otra forma^[17]. La **retención** aumenta al aumentar la viscosidad del líquido, alcanza un máximo en $\mu_L = 0.003 \text{ kg/m}\cdot\text{s}$ (3 cP) y después decrece^[40].

Área interfacial específica

Si el volumen unitario de una mezcla gas-líquido contiene un volumen φ_G de gas, formado de n burbujas de diámetro d_p , entonces $n = \varphi_G / (\pi d_p^3 / 6)$. Si el área interfacial en el volumen unitario es a , entonces $n = a / \pi d_p^2$. Igualando las dos expresiones para n , se obtiene el área específica

$$a = \frac{6\varphi_G}{d_p} \quad (6.9)$$

Para pequeñas velocidades, el **tamaño** de la burbuja se puede considerar como el producido por los orificios del burbujeador, corregidos lo necesario por el efecto de presión. Si la velocidad del líquido es grande, el **tamaño** de la burbuja será alterado por el rompimiento turbulento y la coalescencia de las burbujas. Entonces, para aire-agua y en los rangos de $\varphi_G = 0.1$ a 0.4 , $V_L/(1 - \varphi_G) = 0.15$ a 15 m/s (0.5 a 5 ft/s), el **tamaño** de la burbuja se puede aproximar mediante [95]

$$d_p = \frac{2.344 \times 10^{-3}}{[V_L / (1 - \varphi_G)]^{0.67}} \quad (6.10)$$

en donde d_p está en metros y V_L en m/s. †

Transferencia de masa

Prácticamente en todos los sistemas de burbujas de gas-líquido, la resistencia de la fase líquida a la transferencia de masa es la que controla fuertemente, y los coeficientes para la fase gaseosa no se necesitan. Aproximadamente, el 15% de los coeficientes para la fase líquida están relacionados mediante [61].

$$\text{Sh}_L = \frac{F_L d_p}{c D_L} = 2 + b' \text{Re}_G^{0.779} \text{Sc}_L^{0.546} \left(\frac{d_p g^{1/3}}{D_L^{2/3}} \right)^{0.116} \quad (6.11)$$

donde Burbujas de gas aisladas: $b' = 0.061$
 Enjambres de burbujas: $b' = 0.0187$

El número de Reynolds para el gas debe calcularse con la velocidad de deslizamiento, $\text{Re} = d_p V_s \rho_L / \mu_L$. Para burbujas aisladas, $\varphi_G = 0$ y $V_s = V_r$. En la mayoría de los casos, el líquido debe estar lo suficientemente bien agitado, de tal forma que las concentraciones de soluto en el líquido se puedan considerar uniformes en todo el tanque.

Potencia

La potencia suministrada al contenido del tanque, de la cual depende la **agitación** y creación de un área interfacial grande, se obtiene del flujo de gas. La ecuación de Bernoulli, un balance de la energía mecánica para el gas entre el punto *o* (justamente encima de los orificios del burbujeador) y el punto *s* (en la superficie del líquido), es

$$\frac{V_s^2 - V_o^2}{2g_c} + (Z_s - Z_o) \frac{g}{g_c} + \int_o^s \frac{d_p}{\rho_G} + W + H_f = 0 \quad (6.12)$$

† Para d_p en ft, V_L en ft/s, el coeficiente de la ecuación (6.10) = 0.01705.

Las pérdidas por fricción H_f y V_s pueden despreciarse; la densidad del gas puede describirse mediante la ley de los gases ideales, de donde

$$W = \frac{V_o^2}{2g_c} + \frac{p_o}{\rho_{Go}} \ln \frac{p_o}{p_s} + (Z_o - Z_s) \frac{g}{g_c} \quad (6.13)$$

Wes el trabajo, por masa unitaria del gas, realizado por el gas sobre el contenido del tanque. El trabajo para el compresor del gas será mayor, a fin de justificar la fricción en la tubería y orificios, la utilización de cualquier filtro de polvo para el gas y la ineficacia del compresor.

Ejemplo 6.1 Se va a utilizar un tanque, 1.0 m de diámetro, 3.0 m de profundidad (medida desde el burbujeador del gas en el fondo hasta el flujo superior del líquido en la parte superior), para desorber cloro de agua mediante burbujeo con aire. El agua fluye de continuo en forma ascendente con una rapidez de $8(10^{-4}) \text{ m}^3/\text{s}$ ($1.7 \text{ ft}^3/\text{min}$). El flujo de aire es de 0.055 kg/s ($7.28 \text{ lb}_m/\text{min}$) a 25°C . El burbujeador tiene la forma de un anillo, 25 cm de diámetro, con 50 orificios, cada uno de 3 mm de diámetro. Calcular el área interfacial específica y el coeficiente de transferencia de masa.

SOLUCIÓN La rapidez de flujo del gas por orificio = $0.055/50 = 0.0011 \text{ kg/s} = w_o$. El $d_o = 0.003 \text{ m}$ y $\mu_o = 1.8(10^{-5}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$. Re. = $4w_o/\pi d_o \mu_o = 26\,000$. La ecuación (6.5): $d_p = 4.27(10^{-3}) \text{ m}$ en el orificio. La presión en el orificio, ignorando la retención del gas, es la correspondiente a 3.0 m de agua (densidad $1\,000 \text{ kg/m}^3$) o $101.3 \text{ kN/m}^2 \text{ atm} + 3.0(1\,000)(9.81)/1\,000 = 130.8 \text{ kN/m}^2$.

La presión promedio en la columna (para 1.5 m de agua) = 116.0 kN/m^2 . Por lo tanto

$$\rho_G = \frac{29\,273\,116.0}{22.41\,298\,101.3} = 1.358 \text{ kg/m}^3$$

$T = 1.0 \text{ m}$ y el área transversal del tanque = $\pi T^2/4 = 0.785 \text{ m}^2$.

$$V_G = \frac{0.055}{0.785(1.358)} = 0.0516 \text{ m/s} \quad \text{y} \quad V_L = \frac{8 \times 10^{-4}}{0.785} = 0.00102 \text{ m/s}$$

Puesto que $\varphi_L = 1\,000 \text{ kg/m}^3$ y $\sigma = 0.072 \text{ N/m}$ para el líquido, la abscisa de la figura 6.2 = 0.0516 m/s . Entonces (figura 6.2), $V_G/V_s = 0$. Il y $V_s = V_G/0.11 = 0.469 \text{ m/s}$. Ecuación (6.8):

$$0.469 = \frac{0.0516}{\varphi_G} - \frac{0.00102}{1 - \varphi_G}$$

$$\varphi_G = 0.1097$$

No puede utilizarse la ecuación (6.10) debido a lo pequeño de V_L . Por lo tanto, el diámetro de la burbuja a la presión promedio de la columna, calculado a partir de d_p en el orificio, es

$$d_p = \left[(0.00427)^3 \frac{130.8}{116.0} \right]^{1/3} = 0.00447 \text{ m}$$

Ecuación (6.9): $a = 147.2 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Respuesta.

A 25 °C, D_L para Cl, en $H_2O = 1.44(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$, $g = 9.81 \text{ m/s}^2$. En la ecuación (6.11), $d_p g^{1/3} / D_L^{2/3} = 7500$. La viscosidad del agua $\mu_1 = 8.937(10^{-4}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$ y $Re_p = d_p V_s \rho_L / \mu_1 = 2346$, $Sc_p = \mu_1 / \rho_L D_L = 621$ y entonces $Sh_L = 746$. Para soluciones diluidas de Cl_2 en H_2O , la densidad molar $c = 1000/18.02 = 55.5 \text{ kmol/m}^3$. Por lo tanto, $F_L = c D_L Sh_L / d_p = 0.0127 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$. Respuesta.

TANQUES AGITADOS MECÁNICAMENTE

La agitación mecánica de un líquido, efectuada por lo general mediante un aparato giratorio, es adecuada en especial para dispersar sólidos, líquidos o gases en líquidos, y se utiliza para muchas de las operaciones de transferencia de masa. Los agitadores pueden producir intensidades de turbulencia muy elevadas (u' / u promedio tan elevadas como 0.35 [104], con rangos hasta 0.75 en la vecindad de un impulsor de agitación [31,74], en contraste con aproximadamente 0.04 para el flujo turbulento en tuberías); dichas intensidades no sólo producen buenos coeficientes de transferencia de masa, sino que también son necesarios para obtener una dispersión efectiva de líquidos y gases. Velocidades elevadas para los líquidos, particularmente deseables cuando se tienen sólidos en **suspensión**, pueden obtenerse con facilidad.

Será útil establecer inicialmente las características de estos tanques, cuando se utilizan simplemente para agitar líquidos con una sola fase; cuando se emplean, por ejemplo, para mezclar. Posteriormente se considerarán por separado las aplicaciones a operaciones particulares de transferencia de masa.

AGITACIÓN MECÁNICA DE LÍQUIDOS EN UNA SOLA FASE

Los típicos tanques con agitación son cilindros verticales, circulares; los tanques rectangulares son poco usuales, aun cuando no son raros en algunas aplicaciones de extracción de líquidos. Los líquidos generalmente se mantienen a una profundidad de uno a dos diámetros del tanque.

Impulsores

Hay muchos **diseños**. El análisis, aquí, se va a limitar a los más populares, como se muestra en la figura 6.3. Generalmente, están montados sobre un eje movido por un motor y arreglado en forma axial, como en la figura 6.4. En particular, en los de menor **tamaño**, el impulsor y el eje pueden entrar en el tanque formando un ángulo con el eje del tanque, con la guía del motor unida al borde del tanque.

Característicamente los propulsores de tipo marino, figura 6.3a, se operan a velocidad relativamente elevada, particularmente en líquidos con baja viscosidad; son especialmente útiles por su gran capacidad para la **circulación** del líquido. Generalmente, la relación entre el diámetro del impulsor y el diámetro del tanque, d_i/T , se fija a 1: 5 o menos. El flujo del líquido es axial y el propulsor

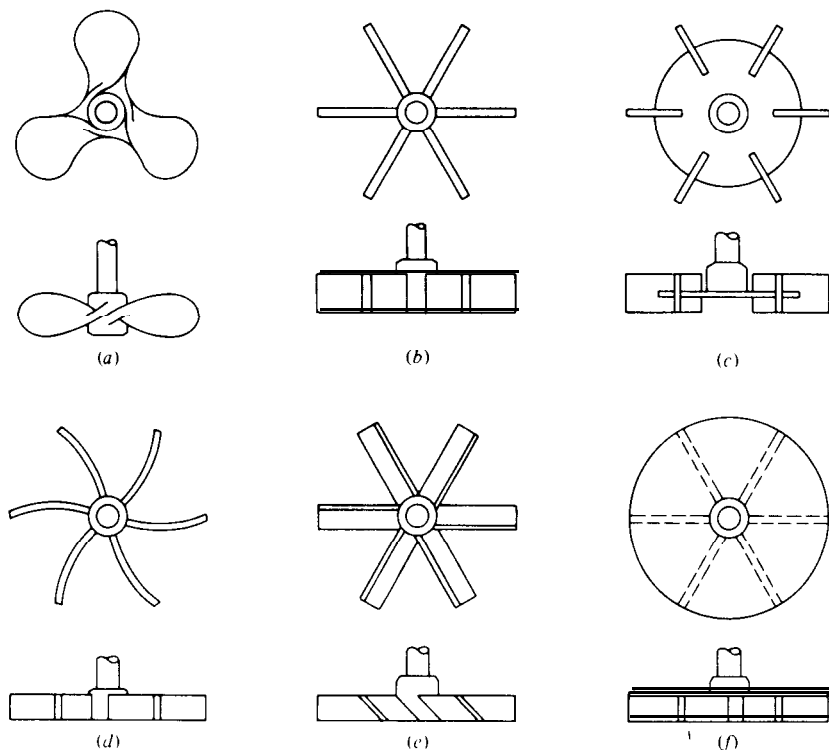


Figura 6.3 Impulsores con proporciones típicas: (a) propulsores de tipo marino; (b)-(f) turbinas,

está puesto de tal forma que produce un flujo descendente hacia el fondo del tanque. Al describir el propulsor, el término “cabeceo” se refiere a la **relación** entre el diámetro del propulsor y la distancia que avanza por revolución un propulsor libre que opera sin deslizamiento. El término “cabeceo cuadrado”, que es el más común en el diseño de agitadores, significa un cabeceo igual a la unidad. Los propulsores se utilizan con más frecuencia para las operaciones de mezclado de líquidos que para la transferencia de masa.

Las turbinas, especialmente el diseño de hojas planas de la figura 6.3b y c, se utilizan a menudo para operaciones de transferencia de masa †. El **diseño** de hoja curva, figura 6.3d, es útil para la suspensión de pulpas frágiles, cristales y **simi-**

† Estos **diseños** se han utilizado por muchos años. En G. **Agricola: De Re Metallica** (H. C. y L. H. Hoover, traductores del latín de 1556, Libro 8, p. 229, Dover, Nueva York, 1950) se muestra un impulsor de turbina con seis hoja planas de madera que se está utilizando para suspender un mineral de oro en agua.

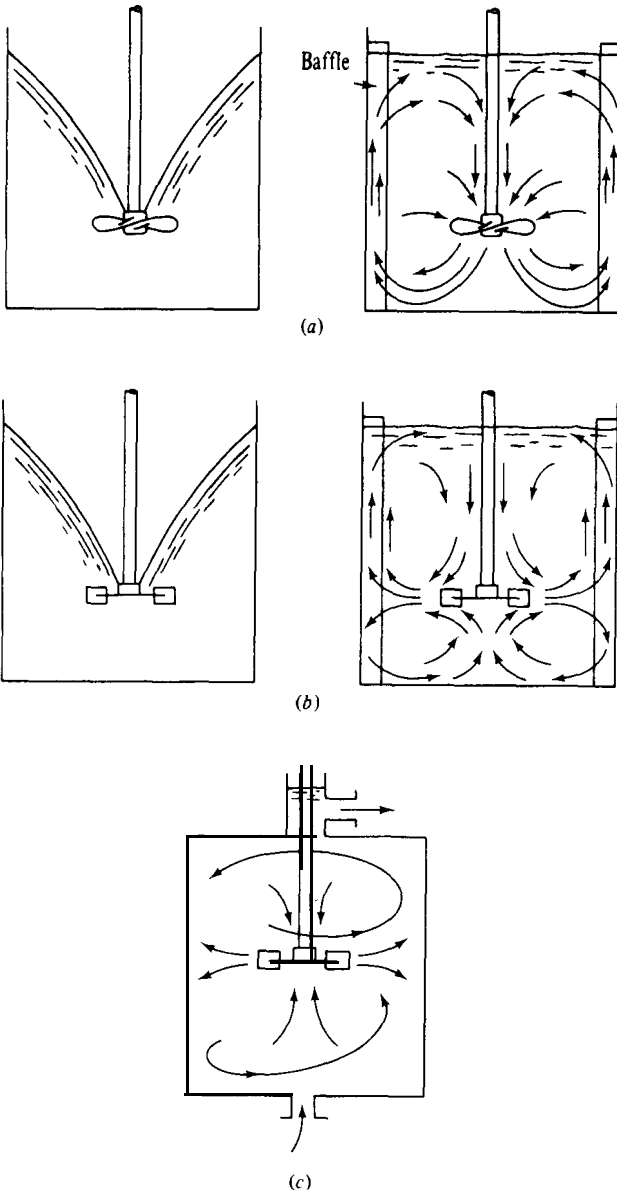


Figura 6.4 Agitación del líquido en presencia de una interfase **gas/líquido**, con o sin mamparas de pared: (a) impulsor marino, (b) turbinas de disco de hoja plana y (c) en tanques llenos sin una interfase **gas/líquido** (flujo continuo).

lares; la turbina de hoja sumergida, figura 6.3e es útil para mezclar **líquidos**. El impulsor cubierto de la figura 6.3f se usa poco en el contacto de gas-líquido. El flujo de líquido desde el impulsor es radial, excepto en el caso del **diseño** de hoja sumergida, en el cual es axial. Aunque la mejor relación d_i/T depende de la **aplicación**, es común el valor 1/3. Frecuentemente las turbinas operan con velocidades periféricas del orden de 2.5-4.6 m/s (450-850 ft/min), según el uso.

Formación y prevención de vórtices

Los patrones típicos de flujo para **líquidos** newtonianos en una sola fase de viscosidad moderada, se muestran en la figura 6.4. En el caso del impulsor localizado en forma axial y que opera a bajas velocidades en un tanque abierto con una superficie gas-líquido, la superficie líquida está nivelada y el líquido circula alrededor del eje. Cuando la velocidad del impulsor se aumenta para producir condiciones de turbulencia, también se incrementa la potencia que se requiere para que gire el impulsor; se empieza entonces a formar un vórtice alrededor del eje. A velocidades mayores, el vórtice finalmente alcanza al impulsor, como en los dibujos del lado izquierdo de la figura 6.4a y b. Se arrastra aire hasta el líquido, el impulsor trabaja parcialmente en el aire y se necesita disminuir la potencia. El arrastre de gas dentro del líquido es frecuentemente indeseable; además, la **formación** de vórtices provoca dificultades cuando aumentan de escala los experimentos modelo o los estudios en planta piloto; en consecuencia, de ordinario se toman medidas para evitar la formación de vórtices. Posible caso excepcional es el de un sólido que se humedece con dificultad se va a disolver en un líquido (como ácido bórico en polvo por disolver en agua); en este caso es útil agregar el sólido en el vórtice.

La formación de vórtices puede prevenirse de las siguientes formas:

1. Tanques abiertos con superficies gas-líquido. †

- a. Operaciones sólo en el rango laminar para el impulsor (Re de 10 a 20). En general es prácticamente lento para fines de transferencia de masa.
- b. Localización del impulsor fuera del centro, sobre un eje que entra en el tanque formando un ángulo con respecto al eje del tanque. Se usa con poca frecuencia en instalaciones permanentes y por lo común se utiliza en trabajo a pequeña escala con impulsores en que la guía del agitador está unida al borde del tanque.
- c. Instalación de **mamparas**. Este es el método mas utilizado. Las **mamparas** estándar constan de cuatro tiras planas, verticales arregladas en forma radial a intervalos de 90 ° alrededor de la pared del tanque, que se extienden en la profundidad total del líquido, como en los dibujos del lado derecho de la figura 6.4a y b. El espesor de la **mampara** estándar es generalmente $T/12$ o,

† La adición de **pequeñas** cantidades de ciertos polímeros al líquido puede inhibir la formación de **vórtices** durante la descarga por el fondo de tanques sin agitación [R. J. Gordon et al.: *Nature Phys. Sci.*, 231, 25 (1971); *J. Appl. Polymer Sci.*, 16, 1629 (1972); *AIChE J.*, 22, 947 (1976)].

con menos frecuencia $T/10$ (*mamparas* al 10%). Algunas veces se colocan en un claro desde la pared del tanque de aproximadamente $1/6$ del espesor de la *mampara*, para eliminar bolsas estancadas en las cuales se acumulen los líquidos. Pueden utilizarse como soportes para los serpentines de calentamiento o enfriamiento sumergidos en el líquido. Se considera que la condición de “turbulencia completa con *mampara*” existe para tanques a cuyo impulsor le correspondan números de Reynolds mayores de 10 000 ‡. La presencia de *mamparas* reduce los remolinos y aumenta las corrientes verticales del líquido en el tanque, como se muestra en el lado derecho de la figura 6.4. También aumenta la potencia que se requiere para mover el impulsor.

2. *Tanques cerrados, completamente llenos, sin superficie gas-líquido* [70]. Esto es especialmente apropiado para los casos en que el líquido fluye continuamente a través del tanque, como en la figura 6.4c. Un patrón circular de flujo se superpone sobre el flujo axial dirigido hacia el centro del impulsor. Por supuesto, el arreglo no es práctico para el contacto gas-líquido, en donde se deben utilizar *mamparas*.

Mecánica de fluidos

El estudio de las características de los tanques con agitación frecuentemente incluye consideraciones acerca de la similitud, que son de importancia particular cuando se desea obtener leyes sencillas que describan tanques de diferentes tamaños. Por ejemplo, con atención apropiada a la similitud y describiendo los resultados en función de grupos adimensionales, es posible experimentar con un tanque lleno con aire y esperar que los resultados de potencia, grado de turbulencia y similares, sean aplicables a tanques llenos de líquido [52]. Tres tipos de similitud son significativos cuando se trabaja con el movimiento de líquidos:

1. La *similitud geométrica* se refiere a las dimensiones lineales. Dos tanques de diferentes tamaños son similares geométricamente, si son iguales las relaciones entre dimensiones correspondientes en las dos escalas; esto se refiere al tanque, *mamparas*, impulsores y profundidad del líquido. Si las fotografías de dos tanques se pueden superponer, éstos son similares geométricamente.
2. La *similitud cinemática* se refiere al movimiento, y requiere de la similitud geométrica y de la misma relación entre las velocidades en partes correspon-

‡ A velocidades muy elevadas, el gas aún puede ser arrastrado hasta el impulsor, no obstante la presencia de *mamparas*. Para turbinas de hoja plana con cuatro hojas en tanques con *mamparas* estándar, esto ocurrirá cuando [27]

$$\frac{d_i N^2}{g} \frac{d_{iw}^2}{T^2 Z} \frac{C}{O Z}^{2/3} > 0.005$$

dientes de los tanques. Esto es de especial importancia para los estudios de transferencia de masa.

3. La *similitud dinámica* se refiere a las fuerzas. En tanques cinemáticamente similares se requiere que sean iguales todas las relaciones entre las fuerzas en posiciones equivalentes.

El complejo movimiento en un tanque con agitación no puede describirse totalmente en forma analítica, pero las ecuaciones de movimiento pueden describirse en **función** de grupos adimensionales como ^[5]:

$$f\left(\frac{\bar{L}u\rho}{\mu}, \frac{u^2}{\bar{L}g}, \frac{\Delta p g_c}{\rho u^2}\right) = 0 \quad (6.14)$$

en donde $\bar{L}$ = alguna longitud característica y Δp es una diferencia de presión. El primero de estos grupos es la relación entre las fuerzas de inercia y de viscosidad, el familiar número de Reynolds. Si la longitud característica se toma como d_i y si la velocidad proporcional a la velocidad del extremo del impulsor se toma como $\pi N d_i$, de donde se omite π , el grupo se vuelve el número de Reynolds del impulsor, $Re = d_i^2 N \rho / \mu$.

El segundo grupo, la relación entre las fuerzas de inercia y de gravedad, que es importante cuando la superficie líquida **está** ondulada o curva como en un vórtice, es el número de Froude. Con u y Z definidas como antes, se vuelve $Fr = d_i N^2 / g$.

La tercera relación es la relación entre las diferencias de **presión** que resultan en flujo y las fuerzas de inercia. Si Δp se toma como **fuerza/aérea**, entonces el grupo puede reconocerse como un *coeficiente de arrastre*, que generalmente se escribe como $F_D / A(\rho u^2 / 2g_c)$. El grupo puede desarrollarse en un “número de potencia” adimensional como sigue. La potencia requerida por el impulsor es el producto de Δp y la rapidez de flujo volumétrica del líquido Q_L , de tal forma que

$$\Delta p = \frac{P}{Q_L} \quad (6.15)$$

La velocidad del fluido es proporcional^[104] a $N d_i^2 / T$ o para tanques similares **geoméricamente**, a $N d_i$, de tal forma que Q_L es proporcional a $N d_i^3$.^[52] La sustitución de éstos transforma al grupo en $Po = P g_c / \rho N^3 d_i^5$.

Para tanques similares geoméricamente, la **ecuación** (6.14) puede escribirse como

$$f(Re, Fr, Po) = 0 \quad (6.16)$$

Para similitud no geométrica, adicionalmente se pueden requerir diferentes relaciones dimensionales ^[4,102]

$$\frac{T}{d_i}, \frac{Z}{d_i}, \frac{C}{d_i}, \frac{1}{d_i}, \frac{w}{d_i}, \frac{nb}{T}$$

Para dispersiones de dos fases, pueden ser significativos otros grupos como el número de Weber $We = \rho u^2 d_p / \sigma$, la relación entre la fuerza de inercia y la de tensión interfacial. Por supuesto, los números de Shenvood y Schmidt son importantes en la transferencia de masa. Para la similitud dinámica entre dos **tamaños** diferentes de tanques operados con un vórtice, se requiere que los números de Reynolds y de Froude sean iguales para los dos tanques. Puesto que los impulsores pueden ser similares geoméricamente pero de diferente tamaño, se vuelve imposible especificar las velocidades de los impulsores en los dos tanques que contienen el mismo líquido. Entonces, números de Reynolds iguales requieren

$$\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{d_{i2}}{d_{i1}} \right)^2$$

mientras que para números de Froude iguales se requiere

$$\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{d_{i2}}{d_{i1}} \right)^{0.5}$$

en donde 1 y 2 designan los dos **tamaños**; las dos condiciones no pueden cumplirse simultáneamente. Por esta razón, la mayoría del trabajo con tanques abiertos **se** ha hecho con **mamparas**, para prevenir la formación de vórtices. Los tanques cerrados completamente llenos no pueden formar un vórtice; en estos casos, es innecesario el **uso** de **mamparas**. Cuando no hay **formación** de **vórtices**, el número de Froude ya no es importante, y la ecuación (6.16) se vuelve

$$f(\text{Re}, \text{Po}) = 0 \quad (6.17)$$

Potencia en sistemas sin vórtices. Para tanques similares geoméricamente, operados en una, sola fase, y para líquidos newtonianos, las características con respecto a la potencia de los impulsores de la figura 6.3 se muestran en la figura 6.5. Estas curvas representan la **ecuación** (6.17) y se obtuvieron experimentalmente. Cuando los números de Reynolds son menores de 10, las curvas tienen una pendiente de -1 , y con números de Reynolds muy grandes, el número de potencia se vuelve constante. Entonces, las curvas son bastante **análogas** a las curvas para el coeficiente de arrastre de un cuerpo sumergido, o al factor de fricción para el flujo en un tubo.

Toda la energía en la corriente del líquido debida al impulsor, se disipa a través de la turbulencia y la viscosidad como calor ^[93]. El gradiente de velocidad en el líquido, que fija la rapidez de deslizamiento y, por lo tanto, la intensidad de la turbulencia, es mayor en la punta del impulsor y menor a una distancia relativamente alejada. Con números de Reynolds altos para todas las curvas de la figura 6.5, en donde el número de potencia se vuelve constante, la potencia del impulsor es independiente de la viscosidad del líquido y varía sólo con $\rho N^3 d_i^5$. Como ya se mostró que para tanques similares geoméricamente, Q varía con $N d_i^2$, entonces a un número de 'potencia constante, P es proporcional a $Q N^2 d_i^2$ para un líquido **de-**

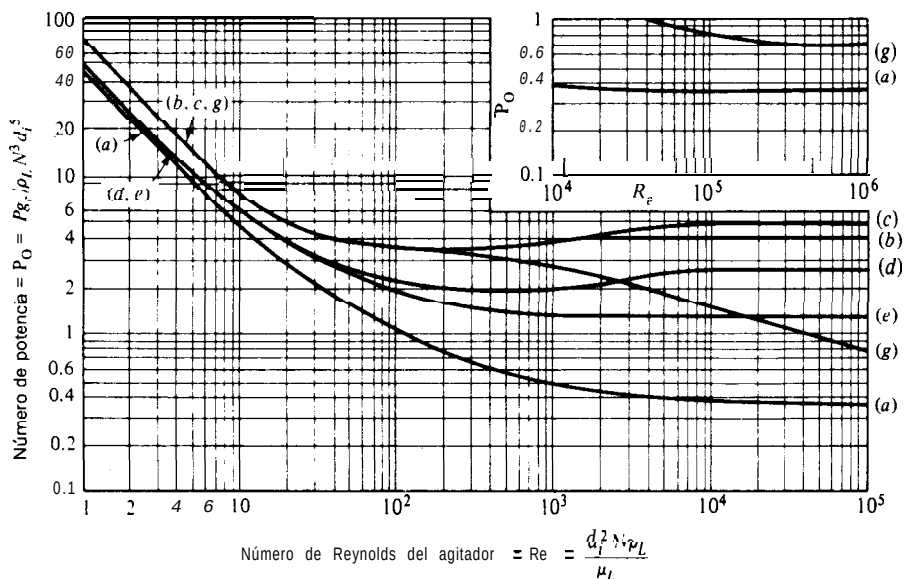


Figura 6.5 Potencia para la agitación de impulsos sumergidos en líquidos de una sola fase con una superficie **gas/líquido** [excepto curvas (c) y (g)]. Las curvas corresponden a los impulsos de la figura 6.3: (a) impulsos marinos, (b) turbinas de hoja plana, $w = d_i/5$, (c) turbinas de disco de hoja plana con y sin una superficie **gas/líquido**, (d) turbinas de hoja curva, (e) turbinas de hojas fijas, (g) turbinas de hojas planas, sin **mamparas**, sin interfase **gas/líquido**, sin **vórtices**.

Notas sobre la figura 6.5.

1. La potencia P es sólo la impartida al líquido por el impulsor. No es la ocasionada por el motor, que incluye en forma adicional pérdidas en el motor y engranaje que reduce la velocidad. Estas pueden totalizar un 30 a 40% de P . Una empaquetadura en donde entra el eje a un tanque cubierto causa pérdidas adicionales.
2. Todas las curvas son para ejes axiales del impulsor, con la profundidad del líquido Z igual al **diámetro** del tanque T .
3. Las curvas a-e son para tanques abiertos, con una superficie gas-líquido, con cuatro **mamparas**, $b = T/10$ a $T/12$.
4. La curva **a** es para propulsores marinos, $d_i/T \cong 1/3$, colocados a una distancia $C = d_i$ o mayor a partir del fondo del tanque. Aparentemente, el efecto de modificar d_i/T sólo se nota con números de Reynolds muy elevados, y no está bien establecido.
5. Las curvas b-e son para turbinas localizadas a una distancia $C = d_i$ o mayor a partir del fondo del tanque. Para turbinas de hoja plana de disco, curva **c**, básicamente no hay efecto de d_i/T en el rango 0.15 a 0.50. Para las de tipo abierto, curva **b**, el efecto de d_i/T puede ser fuerte según el grupo nb/T [8].
6. La curva **g** es para turbinas de hojas planas en disco operadas en tanques sin **mamparas** llenos de líquido y cubiertos, de tal forma que no se forman vórtices [70]. Si hay **mamparas** las características de la potencia a números de Reynolds elevados son **básicamente** las mismas que para la curva **b** para tanques abiertos con **mamparas** solo hay un ligero aumento en la potencia [88].
7. Para tanques muy profundos, generalmente se montan dos impulsores sobre un mismo eje, uno encima del otro. Para las turbinas de hojas planas en disco, con un espaciamiento de 1.5 d_i o mayor, la **potencia** combinada de los dos será aproximadamente el doble que para una sola turbina [9].

terminado. En consecuencia, un impulsor **pequeño** que opere a alta velocidad producirá menos flujo y más turbulencia que un impulsor grande que opere a baja velocidad, a la misma potencia. Por tanto los impulsores **pequeños**, a velocidades altas, son especialmente adecuados para dispersar líquidos y gases, mientras que los impulsores grandes son particularmente eficaces para suspender **sólidos**.

AGITACIÓN MECÁNICA, CONTACTO GAS-LÍQUIDO

Un arreglo típico se muestra en la figura 6.6a. El tanque *con mamparas* y con una profundidad del líquido de aproximadamente el diámetro del tanque, debe estar provisto de un borde libre adecuado para la **retención** del gas durante el flujo del gas. Es mejor introducir el gas por debajo del impulsor, a través de un **burbujeador** en forma de anillo con un diámetro igual o ligeramente más pequeño que el del impulsor ^[92], con los orificios en la parte superior. Los agujeros pueden tener de 3 a 6.5 mm ($1/8$ a $1/4$ in) de diámetro, en un número tal que se tenga un número de Reynolds del orificio Re , del orden de 10 000 o más, aunque esto no es especialmente importante. La distancia entre los orificios no debe ser menor que d_p , el diámetro de la burbuja de gas, como se dio en el ejemplo para la ecuación (6.5).

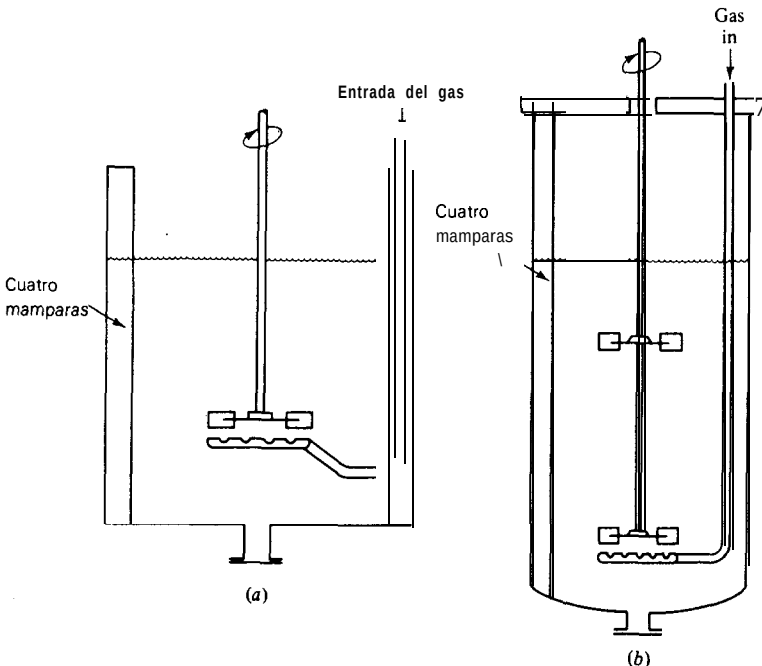


Figura 6.6 Tanques agitados **mecánicamente** para el contacto **gas/líquido**: (a) estándar (b) impulsores **múltiples** para tanques profundos.

Cuando el tiempo de contacto deba ser relativamente grande, se deben utilizar tanques profundos, como en la figura **6.6b**, donde se utilizan impulsores múltiples (de preferencia no más de dos ^[93]) para volver a dispersar las burbujas del gas que coalescen; de esta forma se mantiene un área interfacial grande. En el caso de tanques de **aereación** muy grandes para lodos activados u otras fermentaciones, en donde los volúmenes pueden ser tan grandes como 90 m³ (24 000 gal), generalmente las profundidades del líquido no deben ser mayores de 3 a 5 m, con el fin de abatir los costos en compresión del aire. Las elevadas relaciones entre diámetro del tanque/profundidad del líquido que se generan, requieren mezcladores múltiples y puntos de introducción del gas.

Impulsores

Tanto las turbinas abiertas como las de hoja plana en disco se utilizan ampliamente, en particular debido a las altas velocidades de descarga normales al flujo del gas mantenidas por dichas turbinas. En especial, en los **tamaños** grandes, se prefiere el tipo de disco †. Se especifican mejor mediante $d_i/T = 0.25$ a 0.4 y alejadas del fondo del tanque a una distancia igual al diámetro del impulsor. En algunos casos, pueden utilizarse impulsores **diseñados** especialmente para inducir al flujo del gas desde el espacio arriba del líquido hacia abajo en la masa en agitación ^[81, 155].

Para producir dispersiones efectivas del gas con turbinas de hojas planas de disco, la velocidad del impulsor debe ser mayor que la dada por ^[122]

$$\frac{Nd_i}{(\sigma g_c / \rho_L)^{0.25}} = 1.22 + 1.25 \frac{T}{d_i} \quad (6.18)$$

Flujo de gas

Si la rapidez del flujo del gas es muy grande, especialmente para líquidos de viscosidad alta ^[20], las burbujas del gas quedan atrapadas debajo del ojo del impulsor y bloquean el flujo del líquido en la parte inferior del impulsor. Este efecto debe minimizarse para velocidades del impulsor mayores que las de la ecuación (6.18). En cualquier caso, para la mayoría de las instalaciones, la velocidad superficial del gas en el área transversal del tanque no excede $V_G = 0.08$ m/s (0.25 ft/s).

Potencia del impulsor

La presencia de gas en el contenido del tanque hace que disminuya la potencia requerida para mover al impulsor a una cierta velocidad, probablemente debido al descenso en la densidad media de la mezcla. De las muchas correlaciones que se

† Para las turbinas de cuatro hojas, abiertas, véase D. N. Miller ^[84].

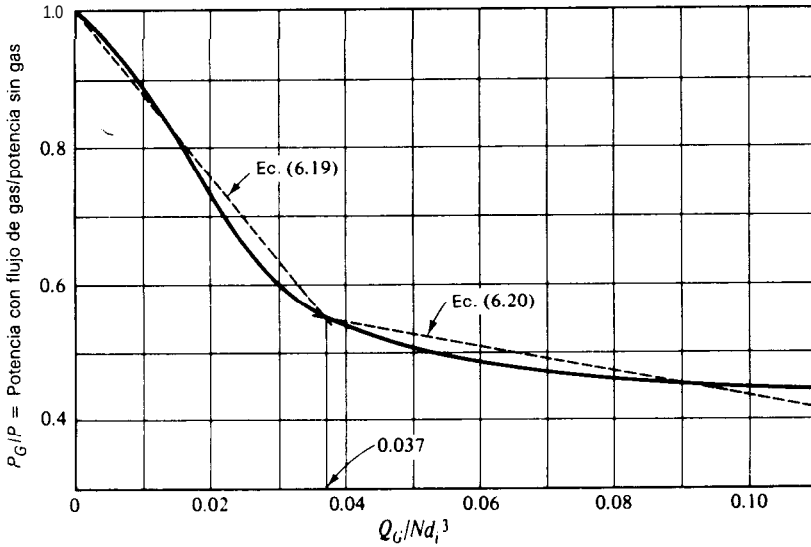


Figura 6.7 Potencia del impulsor para tanques gasificados, turbinas de disco de hoja plana, $d_i/t = 0.25$ a 0.33 . [Adaptado de Calderbank, *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*. 36, 443 (1958)].

han intentado [86], la que se muestra en la figura 6.7, a pesar de algunos defectos [22], se recomienda para turbinas de hojas planas en disco [23] en agua y soluciones acuosas de no electrolitos ‡. Se ha encontrado que puede aplicarse a tanques con un rango en capacidad de 4 m^3 (140 ft^3) y mayores [5]. Las líneas punteadas de la figura representan adecuadamente los datos; sus ecuaciones son:

$$\frac{P_G}{P} = \begin{cases} 1 - 12.2 \frac{Q_G}{Nd_i^3} & \frac{Q_G}{Nd_i^3} < 0.037 \\ 0.62 - 1.85 \frac{Q_G}{Nd_i^3} & \frac{Q_G}{Nd_i^3} > 0.037 \end{cases} \quad \begin{matrix} (6.19) \\ (6.20) \end{matrix}$$

en donde P_G es la potencia con flujo de gas y P la potencia cuando no hay flujo de gas. Son comunes los niveles de potencia con gases de 600 a $1\,000 \text{ W/m}^3$ (12.5 a

‡ Debe anticiparse que $Q_G/(\pi T^2/4)$, la velocidad superficial del gas, más que Q_G , es la velocidad con la que se obtiene una mejor correlación de datos para diferentes diámetros del tanque; esto lleva al grupo de correlación $Q_G/Nd_i T^2$ y no al de la figura. Si el rango de la relación d_i/T es relativamente estrecho, entonces servirá el grupo de la figura 6.7.

20 ft · lb_f/ft³ · s o de 3 a 5 caballos/1 000 gal), aun cuando se han utilizado valores hasta cuatro veces mayores. Mas aún, la relación entre potencia **requerida**/volumen del tanque, decrece con el **tamaño** del tanque. No se han estudiado, las características de la potencia para dos impulsores, como en la figura 6.6b; un cálculo conservador seria para un impulsor con gas mas uno sin gas [5]. En muchos casos, una cantidad apreciable de la potencia será proporcionada por el líquido mediante el gas [véase la ecuación (6.13)]. Los **electrolitos** acuosos, debido a la rapidez de coalescencia de burbujas **pequeñas** que producen, exhiben diferentes requerimientos de potencia [55].

Con el fin de que el motor de agitación no sufra una sobrecarga, en caso de que el flujo del gas se suspenda repentinamente, el motor y el eje pueden fabricarse del **tamaño** necesario, como si no hubiese gas. Se pueden descubrir muchos detalles en una excelente **revisión** [57].

Diámetro de la burbuja, retención del gas y área interfacial

Si el impulsor se está moviendo a una velocidad adecuada, romperá al gas en burbujas muy pequeñas que **serán** arrastradas radialmente desde la punta. En la vecindad inmediata de la punta del impulsor, el **área** interfacial específica será, en consecuencia, muy grande. La coalescencia de las burbujas en el líquido, que se mueve más lentamente en otras partes del tanque, aumenta el diámetro de las burbujas y disminuye el área local. Con velocidades moderadas del impulsor, **sólo** el gas que se alimenta en el impulsor produce el **área** interfacial **específica** designada por a_o , empero, a velocidades mayores del impulsor, especialmente en tanques **pequeños**, el gas arrastrado desde el espacio que queda por arriba del líquido contribuye en forma importante a producir el **área** específica media elevada, a . Para turbinas de hojas planas en disco, el área específica puede calcularse a partir de [23, 24, 84].

$$\text{Re}^{0.7} \left(\frac{Nd_i}{V_G} \right)^{0.3} < 30000:$$

$$a_o = 1.44 \left[\left(\frac{P_G}{v_L} \right)^{0.4} \left(\frac{\rho_L}{\sigma^3 g_c} \right)^{0.2} \right] \left(\frac{V_G}{V_t} \right)^{1/2} \quad (6.21)$$

$$\text{Re}^{0.7} \left(\frac{Nd_i}{V_G} \right)^{0.3} > 30\,000 \text{ (la aereación superficial es significativa):}$$

$$\frac{a}{a_o} = 8.33 \times 10^{-5} \text{Re}^{0.7} \left(\frac{Nd_i}{V_G} \right)^{0.3} - 1.5 \quad (6.22)$$

La cantidad dentro de los paréntesis cuadrados en la ecuación (6.21) tiene la dimensión neta, L^{-1} . El número de Reynolds del impulsor se calcula con la densidad y la viscosidad del líquido.

El diámetro medio para la burbuja, en turbinas de hoja plana en disco está dado por

$$d_p = K \left[\left(\frac{v_L}{P_G} \right)^{0.4} \left(\frac{\sigma^3 g_c}{\rho_L} \right)^{0.2} \right] \varphi_G^m \left(\frac{\mu_G}{\mu_L} \right)^{0.25} \quad (6.23)$$

en donde, para soluciones de **electrolitos** $K = 2.25$, $m = 0.4$; para soluciones acuosas de alcoholes y tentativamente para otros solutos **orgánicos** en agua, $K = 1.90$ $m = 0.65$.

Entonces, la retención del gas puede calcularse sustituyendo las ecuaciones (6.21) a (6.23) en la ecuación (6.9). Así, para $Re^{0.7} (Nd_i / V_G)^{0.3} \leq 30\,000$, se obtiene

$$\varphi_G = \left[0.24 K \left(\frac{\mu_G}{\mu_L} \right)^{0.25} \left(\frac{V_G}{V_t} \right)^{1/2} \right]^{1/(1-m)} \quad (6.24)$$

El uso de las ecuaciones (6.21) a (6.24) requiere del procedimiento de solución al tanteo. Para iniciarlo, generalmente es satisfactorio probar $V_t = 0.21$ m/s, o el equivalente en otras unidades, que luego **será** corregido a través de las ecuaciones (6.6) a (6.7).

Coefficientes de transferencia de masa

Está probado que la resistencia a la transferencia de masa se encuentra completamente dentro del líquido [23, 24, 101]. Para burbujas de gas del diámetro que probablemente se **encontrarán** en tanques con agitación, se tiene

$$Sh_L = 2.0 + 0.31 Ra^{1/3} \quad (6.25)$$

en donde Ra es el número de Rayleigh, $d_p^3 \Delta \rho g / D_L \mu_L$. La ecuación (6.25) indica que K_L es independiente de la potencia del agitador. Esto se debe a que $\Delta \rho$ es tan grande para mezclas gas-líquido que el movimiento de las burbujas debido a g y no a P_G determina la rapidez de la transferencia de masa. Hay ciertas pruebas en sentido contrario [69].

Ejemplo 6.2 Se va a desoxigenar agua que contiene aire disuelto, mediante contacto con nitrógeno en un tanque con **agitación** 1 m (3.28 ft) de diámetro. El agua va a entrar en forma continua por el fondo del tanque y va a salir a través de una tubería colocada a un lado del tanque a la altura apropiada. **Supóngase** que el agua sin gas tiene una profundidad de 1 m (3.28 ft).

Rapidez del agua = $9.5(10^{-4})$ m³/s (1.99 ft³/min)

Rapidez del gas = 0.061 kg/s (8.07 lb_m/min) Temp. = 25 °C

Especificar el arreglo que va a utilizarse y calcular el diámetro promedio de la burbuja de gas, la retención del gas, el área interfacial y el coeficiente de transferencia de masa que se preverían.

SOLUCIÓN Utilícense cuatro *mamparas* de pared vertical, 100 mm de ancho, colocados a intervalos de 90 °C. Utilícese un impulsor de turbina de hoja plana en disco, de 305 mm (1 ft) de diámetro y 6 hojas, rearmado en forma axial a 300 mm del fondo del tanque.

El burbujeador debajo del impulsor va a ser del tipo de anillo con un **diámetro** de 240 mm, hecho de tubería de 12.7 mm (1/2 in) agujerada en la parte superior con hoyos de 3.18 mm (1/8 in) de diámetro ($d_o = 0.00316$ m). La viscosidad del $N_2 = 1.8(10^{-5})$ kg/m . s a 25 °C. Para un número de Reynolds del orificio = 35 000 = $4w_o/\pi d_o \mu_G = 4w_o/\pi(0.00316)(1.8)(10^{-5})$, $w_o = 1.564(10^{-3})$ kg/s de flujo de gas a través de cada orificio. Por lo tanto, se utilizará $0.061/1.564(10^{-3}) = 39$ orificios a aproximadamente $\pi(240)/39 = 16$ mm los intervalos alrededor del anillo burbujeador.

A 25 °C, la velocidad del agua es $8.9(10^{-4})$ kg/m . s, la **tensión** superficial es 0.072 N/m y la densidad es 1 000 kg/m³. En la **ecuación** (6.18), $d_i = 0.305$ m, $T = 1$ m, $g = 9.81$ m/s², $g_c = 1$, de donde $N = 2.84$ rev/s (170 rpm) mínima para la velocidad del impulsor, de forma que la dispersión sea efectiva. Utilícense $N = 5$ rev/s (300 rpm).

$Re = d_i^2 N \rho_L / \mu_L = 523$ 000. Figura 6.5: $Po = 5.0$ y la potencia sin gas = $P = 5.0 Q_L N^3 d_i^5 / g_c = 1650$ W.

El gas en el burbujeador y, por tanto, en el impulsor, esta por debajo de 0.7 m de agua, o $101\,330 + 0.7(1\,000)(9.81) = 108.2(10^3)$ N/m² abs. Peso mol del $N_2 = 28.02$.

$$Q_G = \frac{0.061}{28.02} (22.41) \frac{298}{273} \frac{101.3}{108.2} = 0.050 \text{ m}^3/\text{s}$$

Con $N = 5$ rev/s, $Q_G / Nd_i^3 = 0.35$. En la figura 6.7, la abscisa está fuera de escala. Tómesese $P_G/P = 0.43$, en donde $P_G = 0.43$ (1650) = 710 W (0.95 caballos) proporcionados por el impulsor a la mezcla gasificada [Nota: La potencia para la mezcla degasificada es 1650 W (2.2 caballos) y la consideración de las ineficiencias del motor y del reductor de velocidad pueden hacer que la salida de potencia hacia el motor sea 2250 W (3 caballos), lo cual debe especificarse].

$V_G = 0.050 / [\pi(1)^2/4] = 0.0673$ m/s velocidad superficial del gas. $Re^{0.7}(Nd_i/V_G)^{0.3} = 26$ 100. El **área** interfacial esta dada por la ecuación (6.21).

$P_G = 710$ W; $v_L = \pi(1)^3/4 = 0.785$ m³; $g_c = 1$. La ecuación (6.21) da

$$a = \frac{106.8}{V_i^{0.5}} \quad (6.26)$$

con a en m²/m³, V_i en m/s. Para d_p [Ecuación (6.23)], úsese $K = 2.25$; $m = 0.4$, y $\mu_G = 1.8(10^{-5})$ kg/m . s. La ecuación (6.23) se transforma en

$$d_p = 2.88 \times 10^{-3} \varphi_G^{0.4} \quad (6.27)$$

La sustitución de las ecuaciones (6.26) y (6.27) en (6.9) da

$$\varphi_G = \frac{7.067 \times 10^{-3}}{V_i^{0.833}} \quad (6.28)$$

Las ecuaciones (6.27) y (6.28) se resuelven por simultáneas con la **relación** para v_r . Después de varias pruebas se escoge $V_i = 0.240$ m/s, de donde $\varphi_G = 0.0232$, $d_p = 6.39(10^{-4})$ m o 0.639 mm, de donde la ecuación (6.6) da $v_r = 0.250$ m/s, una verificación adecuada. De la **ecuación** (6.26), $a = 214$ m²/m³.

Para N_2 en agua a 25 °C, $D_L = 1.9(10^{-9})$ m²/s y $Ra = 1.514$ (10^{-6}). La ecuación (6.25) da $Sh_L = 37.6 = F_L d_p / c D_L$. Puesto que $c = 1$ 000/18.02 = 55.5 kmol/m³, entonces $F_L = 6.20(10^{-3})$ kmol/m² s.

Puesto que un impulsor de turbina bien **diseñado** logra un buen mezclado del líquido, puede suponerse razonablemente que la concentración en toda la fase

líquida en estos aparatos es bastante uniforme. Por lo tanto, los beneficios del flujo a contracorriente para una operación continua no pueden lograrse con un solo tanque y agitador.

Absorción en varias etapas

Los arreglos en varias etapas, con flujo a contracorriente del gas y del líquido, pueden hacerse con tanques y agitadores múltiples, unidos de tal forma que acarreen el gas desde la parte superior de un tanque hasta el fondo del siguiente y el líquido de tanque a tanque en la dirección opuesta. Una alternativa mas aceptable es colocar los tanques con agitación uno encima de otro, con los agitadores colocados en un solo eje. Las torres de este tipo se usan generalmente para la extracción líquida, como se muestra en la figura 10.52. Una torre de laboratorio con este diseño, que contenía 12 compartimentos con agitación, se estudió para la **absorción** de amoniaco de aire en agua ^[113]. La rapidez de absorción fue comparable a la **obtenida** con torres empacadas con anillos de Raschig de 25 mm (1 in). El diseño debe ser particularmente útil para los casos en que se tenga flujos lentos del líquido, en donde el empaque está inadecuadamente mojado o donde el líquido contiene sólidos en suspensión que tienden a tapar las torres empacadas en forma tradicional y las de platos.

TORRES DE PLATOS

Las torres de platos son cilindros verticales en que el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos o charolas, tal como lo muestra esquemáticamente la figura 6.8. para un tipo (platos de capucha). El líquido entra en la parte superior y fluye en forma descendente por gravedad. En el camino, fluye a través de cada plato y a través de un conducto, al plato inferior. El gas pasa hacia arriba, a través de orificios de un tipo u otro en el plato; entonces burbujea a través del líquido para formar una espuma, se separa de la espuma y pasa al plato superior. El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, aunque cada plato se caracteriza por el flujo transversal de los dos. Cada plato en la torre es una etapa, puesto que sobre el plato se ponen los fluidos en contacto **íntimo**, ocurre la difusión interfacial y los fluidos se separan.

El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio en una columna o torre sólo depende de lo complicado de la separación que se va a llevar a cabo y sólo está determinado por el balance de materia y las consideraciones acerca del equilibrio. La eficiencia de la etapa o plato y por lo tanto, el número de platos reales se determina por el **diseño** mecánico utilizado y las condiciones de operación. Por otra parte, el diámetro de la torre depende de las cantidades de líquido y gas que fluyen a través de la torre por unidad de tiempo. Una vez que se ha determinado el número de etapas en el equilibrio o platos teóricos requeridos, el **proble-**

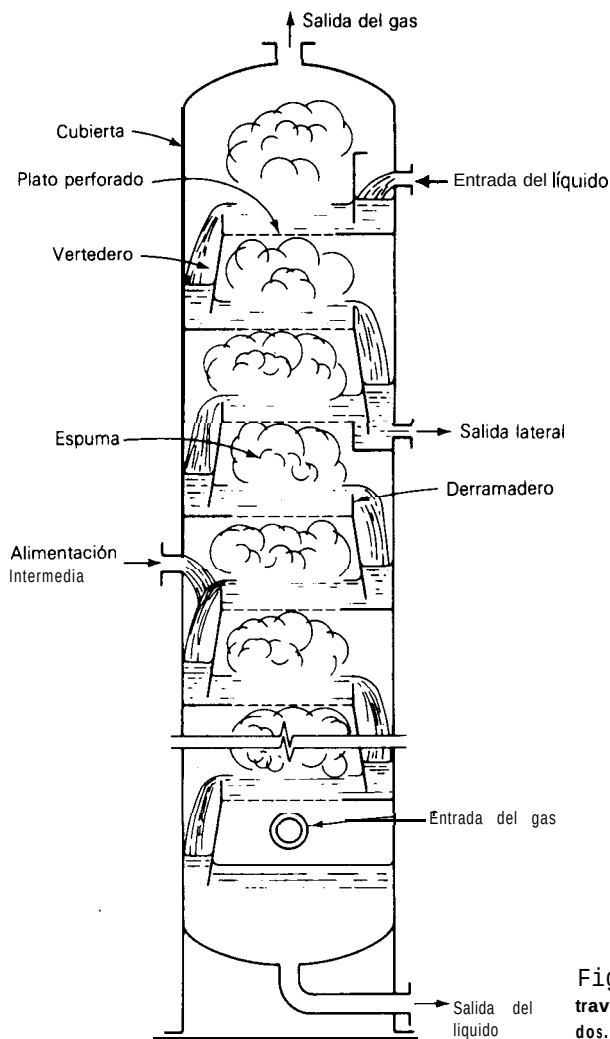


Figura 6.8 Sección esquemática a través de una torre de platos perforados.

ma principal en el diseño de la torre es escoger las dimensiones y arreglos que representarán la mejor combinación de varias tendencias opuestas; en efecto, por lo general las condiciones que llevan a elevadas eficiencias de platos también conducen finalmente a dificultades en la operación.

Con el fin de que la eficiencia de etapas o platos sea elevada, el tiempo de contacto debe ser largo (de tal forma que se permita que suceda la difusión) y la superficie interfacial entre las fases debe ser grande; además, se requiere que la turbulencia sea de intensidad relativamente alta para obtener elevados coeficientes de transferencia de masa. Con el fin de que el tiempo de contacto sea **prolon-**

gado, la laguna líquida sobre cada plato debe ser profunda, de **tal** modo que las burbujas de gas tarden un tiempo relativamente largo para ascender a través del líquido. Cuando el gas se burbujea lentamente a **través** de los orificios en el plato, las burbujas son grandes, la superficie interfacial por unidad de volumen de gas es pequeña, el líquido está relativamente tranquilo y gran parte del mismo puede pasar sobre el plato sin siquiera haberse puesto en contacto con el gas. Por el contrario, cuando la velocidad del gas es relativamente elevada, se dispersa totalmente en el líquido, el cual a su vez es agitado hasta formar una espuma. Esto proporciona **áreas** interfaciales grandes. Por lo tanto, para que los platos sean de eficiencia elevada, se requieren lagunas profundas del líquido y velocidades relativamente elevadas del gas.

Sin embargo, estas condiciones provocan varias dificultades. Una dificultad es la entrada mecánica de gotas del líquido en la corriente ascendente del gas. A velocidades elevadas del gas, cuando el gas se desprende de la espuma, **pequeñas** gotas del líquido serán acarreadas por el gas al plato superior. El líquido acarreado en esta forma hacia la parte superior de la torre, reduce el cambio de concentración que se realiza mediante la transferencia de masa y, en consecuencia, afecta la eficiencia del plato. De esta manera, la velocidad del gas puede limitarse por la **reducción** en la eficiencia del plato debida al arrastre del líquido en forma de gotas.

Más aún, tanto las profundidades elevadas del líquido como las velocidades elevadas del gas producen una caída elevada de presión del gas cuando éste fluye a través del plato; esto a su vez acarrea varias dificultades. En el caso de los **absorbedores** y humidificadores, una caída alta de presión eleva la potencia del ventilador para empujar o arrastrar el gas a través de la torre y, en consecuencia, se eleva el costo de operación. En el caso de la destilación, la presión elevada en el fondo de la torre crea altas temperaturas de ebullición, lo que a su vez ocasiona dificultades en el calentamiento y, posiblemente, **daños** a compuestos sensibles al calor.

Finalmente, aparecen las dificultades puramente **mecánicas**. La caída alta de **presión** puede llevar directamente a **inundaciones**. Con una diferencia elevada de **presión** en el espacio entre los platos, el nivel del líquido que **abandona un plato a presión** relativamente baja y entra a otro plato con presión alta, necesariamente debe ocupar una posición elevada en las tuberías de descenso, como se muestra en la figura 6.8. Al aumentar la diferencia de presión debido al aumento en la rapidez de flujo del gas o del líquido, el nivel en la tubería de descenso aumentará más aún para permitir que el líquido entre en el plato inferior. Finalmente, el nivel del líquido puede alcanzar el nivel del plato inferior. Un incremento mayor, ya sea en el de flujo del gas o del líquido, agrava rápidamente la condición, y el líquido puede llenar todo el espacio entre los platos. Entonces, la torre queda inundada, la eficiencia de los platos disminuye a un valor muy bajo, el flujo del gas es errático y el líquido puede forzarse hacia la tubería de salida en la parte superior **de la** torre.

Para combinaciones de gas-líquido que tienden a formar espumas en forma excesiva, las velocidades elevadas del gas pueden acarrear la condición de **arrastre**

por **espuma**, que también es una situación inoperante. En este caso, la espuma persiste en todo el espacio entre los platos y una gran cantidad de líquido es acarreada por el gas de un plato a otro superior. Esta es una condición exagerada de entrada del líquido al gas. El líquido acarreado de esta forma recircula entre los platos, y la carga adicional de líquido aumenta de tal manera la caída de presión del gas que causa una **inundación**.

Pueden resumirse estas tendencias opuestas como sigue. La profundidad elevada del líquido en los platos proporciona eficiencias de platos elevadas mediante tiempos largos de contacto, pero también causa una caída de presión alta por plato. Las velocidades elevadas del gas, dentro de límites razonables, proporcionan buen contacto vapor-líquido mediante dispersión excelente, pero ocasionan excesiva entrada del líquido al gas y una caída alta de presión. Pueden ocurrir otras condiciones indeseables. **A** muy baja rapidez del líquido, el gas ascendente a través de los orificios del plato puede empujar al líquido hacia afuera y es malo el contacto entre el gas y el líquido. Si el flujo del gas es muy bajo, parte del líquido caerá a **través** de los orificios del plato (lloriqueo); **a causa** de este lloriqueo se fracasará en obtener el beneficio de flujo completo sobre los platos; además a flujo muy lento del gas, nada del líquido alcanza las tuberías descendentes (almacenamiento). Las relaciones entre estas circunstancias se muestran en forma **esquemática** en la figura 6.9. Todos los tipos de platos están sujetos a alguna de estas dificultades. Los diferentes arreglos, dimensiones y condiciones de operación que se escogen para el **diseño** son aquellos que, según ha demostrado la experiencia, establecen un término medio adecuado. El procedimiento general de diseño involucra una aplicación relativamente empírica de esos factores, seguida por un cálculo de verificación para asegurar que sean satisfactorias la **caída** de presión y la flexibilidad, es decir, la habilidad de la torre para manejar cantidades de flujo mayores o menores que las previstas.

Una gran variedad de diseños de platos se han y se están empleando. Durante la primera mitad de este siglo, prácticamente todas las torres tenían platos de capucha, pero las nuevas instalaciones emplean ya sea platos perforados o alguno de los diseños patentados que han proliferado desde 1950.

Características generales

Ciertas características del **diseño** son comunes a los diseños utilizados mas frecuentemente; se tratarán inicialmente esas características.

Cubiertas y platos La torre puede fabricarse de diferentes materiales, según las condiciones de **corrosión** encontradas. Se utilizan vidrio, metales vidriados, carbón impermeable, plásticos y aun madera, pero con mayor frecuencia metales. Para torres metálicas, las cubiertas son generalmente cilíndricas, debido a su costo. Con el fin de facilitar la limpieza, las torres de diametro **pequeño** tienen orificio para las manos; las de diametro grande tienen entradas para una persona, cada décimo plato aproximadamente [66].

Tabla 6.1 Condiciones y dimensiones generales recomendadas para las torres de platos

1. Espaciamiento de los platos

Diámetro de la torre, T		Espaciamiento de la torre, t	
m	ft	m	in
1 menos	4 menos	0.15	6 mínimo
1-3	4-10	0.50	20
3-4	10-12	0.60	24
4-8	12-24	0.75	30
		0.90	36

2. Flujo del líquido

a. No superior a $0.015 \text{ m}^3/(\text{m diam}) \cdot \text{s}$ ($0.165 \text{ ft}^3/\text{ft} \cdot \text{s}$) para platos de flujo transversal de un solo paso

b. No superior a $0.032 \text{ m}^3/\text{longitud de derramadero}$ ($0.35 \text{ ft}^3/\text{ft} \cdot \text{s}$) para otros.

3. Sellado de los vertederos

a. Vacío, n, 5 mm **minimum**, 10 de **preferencia** ($\frac{1}{4}$ – $\frac{1}{2}$ in)

b. Presión atmosférica y superior, 25 mm mínimo, 40 mm de preferencia (1-1.5 in)

4. Longitud del derramadero para derramaderos rectangulares rectos, **platos** de flujo **transversal**, **0.6T** a **0.8T**, **0.7T** típica

Longitud del derramadero <i>W</i>	Distancia desde centro de la torre	Porcentaje del brea de la torre utilizada por un vertedero	%
0.55 <i>T</i>	0.4181 T	3.877	
0.60T	0.3993 <i>T</i>	5.257	
0.65T	0.25167	6.899	
0.70T	0.3562 <i>T</i>	8.808	
0.75 <i>T</i>	0.32% <i>T</i>	11.255	
0.80T	0.1991 <i>T</i>	14.145	

5. Caída de presión normal por plato

Presión total	Caída de presión
35 mmHg abs	3 mm Hg o menos
1 std atm	500–800 N/m² (0.07-0.12 lb _f /in ²)
$2 \times 10^6 \text{ N/m}^2$	1000 N/m ²
300 lb _f /in ²	0.15 lb _f /in ²

Los platos generalmente están hechos de hojas metálicas y, si es necesario, de aleaciones especiales; el espesor depende de la rapidez de corrosión prevista. Los platos deben endurecerse y sujetarse (véase, por ejemplo, la figura 6.14); deben unirse a la cubierta, con el fin de prevenir el movimiento debido a oleadas de gas;

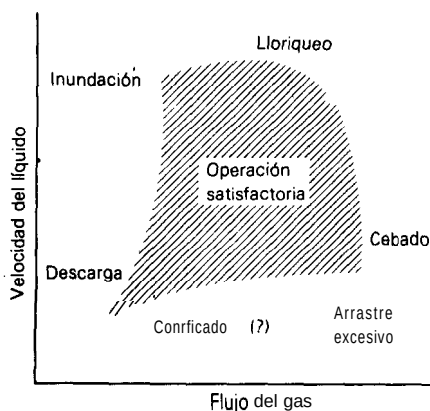


Figura 6.9 Características de operación de los platos perforados.

de esa manera, se permitirá la expansión térmica. Esto puede lograrse utilizando anillos para soportar los platos que tengan orificios con cerraduras de ranura (mediante los anillos se sujetan los platos). Los platos grandes deben tener entradas para personas (véase figura 6.14) de forma que un hombre pueda trepar de un plato a otro para hacer reparaciones o limpieza ^[126]. Los platos deben instalarse en forma nivelada dentro de un rango de 6 mm ($\frac{1}{4}$ in) para favorecer una buena distribución del líquido.

Espaciamiento entre los platos Generalmente, el espaciamiento entre los platos se escoge con base en la facilidad para la construcción, mantenimiento y costo; posteriormente se verifica para evitar cualquier inundación y arrastre excesivo del líquido en el gas. Para casos especiales en que la altura de la torre es de importancia, se han usado espaciamientos de 15 cm (6 in). Para todos los diámetros, excepto para los diámetros más pequeños de la torre, parece que 50 cm (20 in) es un mínimo aceptable desde el punto de vista de la limpieza de los platos. La tabla 6.1 resume algunos valores recomendados.

Diámetro de la torre El diámetro de la torre y, en consecuencia, su área transversal debe ser lo suficientemente grande para manejar el flujo del gas y del líquido dentro de la región de **operación** satisfactoria de la figura 6.9. Con respecto a un tipo dado de plato en la **inundación**, la velocidad superficial del gas V_F (flujo volumétrico del gas Q /sección transversal neta para el flujo A_n) está relacionada con las densidades del fluido mediante [†]

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{1/2} \quad (6.29)$$

[†] La ecuación (6.29) es empírica: el valor de C_F depende tanto de las unidades utilizadas como del diseño del plato.

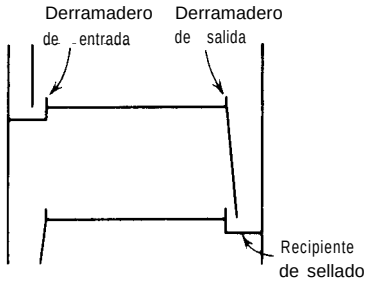


Figura 6.10 Arreglo de envase sellado.

La sección transversal neta A_n es la **sección** transversal de la torre A , menos el área tomada en las tuberías de descenso (A_d en el caso de un plato de flujo transversal, como en la figura 6.8). C_F es una constante empírica, cuyo valor depende del diseño del plato. Valores apropiadamente **pequeños** de V se utilizan en el **diseño** real; para líquidos que no hacen espuma, es normal un valor del 80 al 85% de V_F (75 por ciento o menos para líquidos que hacen espuma), valor sujeto a **verificación** con respecto a las características de arrastre del líquido en el gas y a la caída de **presión**. Ordinariamente, el diámetro escogido de esta forma sera adecuado, aunque ocasionalmente el flujo del líquido puede ser una **limitación**. Un plato de flujo transversal de un solo paso bien diseñado puede generalmente manejar hasta $0.015 \text{ m}^3/\text{s}$ de líquido por metro de diámetro de torre ($q/T = 0.015 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{s} = 0.165 \text{ ft}^3/\text{ft} \cdot \text{s}$). En la mayoría de las instalaciones, el costo hace impráctico variar el diámetro de la torre de un lado a otro de la misma para ajustar variaciones en el flujo del gas o del líquido; se utilizan las cantidades máximas de flujo para fijar un diámetro uniforme. Cuando la variación en los flujos son **tales** que se indican un 20 por ciento de diferencia en el diámetro para la sección superior e inferior, dos diámetros pueden resultar probablemente económicos ^[108].

El diámetro requerido de la torre puede disminuirse utilizando un mayor espaciamiento de los platos, de tal forma que el costo de la torre, que depende tanto de la altura como del diámetro, se vuelve mínimo con cierto espaciamiento óptimo.

Vertederos El líquido se lleva de un plato al siguiente mediante los vertederos. Estos pueden ser tuberías circulares o, de preferencia, simples partes de la sección transversal de la torre eliminadas para que el líquido fluya por los platos verticales, como en la figura 6.8. Puesto que el líquido se agita hasta formar una espuma sobre el plato, debe permitirse que permanezca un tiempo adecuado en el vertedero para permitir que el gas se separe del líquido, de tal forma que sólo entre líquido claro en el plato inferior. El vertedero debe colocarse lo suficientemente cerca del plato inferior como para que se una al líquido en ese plato (artículo 3, tabla 6.1); así se evita que el gas ascienda por el vertedero para acortar el camino hacia el plato superior. Pueden utilizarse recipientes cerrados o diques de **reten-**

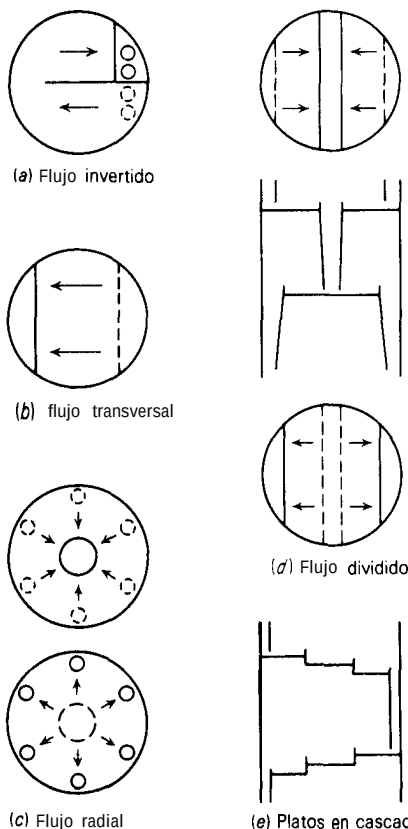


Figura 6.11 Arreglos de platos. Las flechas muestran la dirección del flujo del líquido.

ción (represas interiores), como en la figura 6.10 [126], pero es mejor evitarlos (vease a continuación), especialmente si existe tendencia a acumular sedimentos. Si se utilizan dichos recipientes, deben utilizarse orificios de goteo (**pequeños** orificios a través del plato) en los diques de retención para facilitar el desalojo de la torre cuando no se utiliza.

Derramaderos La profundidad del líquido sobre el plato, requerida para el contacto con el gas, se mantiene mediante un derramadero, que puede ser o no una **continuación** del plato de descenso. Los derramaderos rectos son los más comunes; los derramaderos de ranuras múltiples en V mantienen una profundidad del líquido que es menos sensible a las variaciones en el flujo del líquido y en consecuencia, también al alejamiento del plato de la posición nivelada; las represas circulares, que son extensiones de las tuberías circulares utilizadas como vertederos, no se recomiendan. Los derramaderos interiores (figura 6.10) pueden ocasionar el salto hidráulico del líquido [67] y generalmente no se recomiendan. Con el fin de

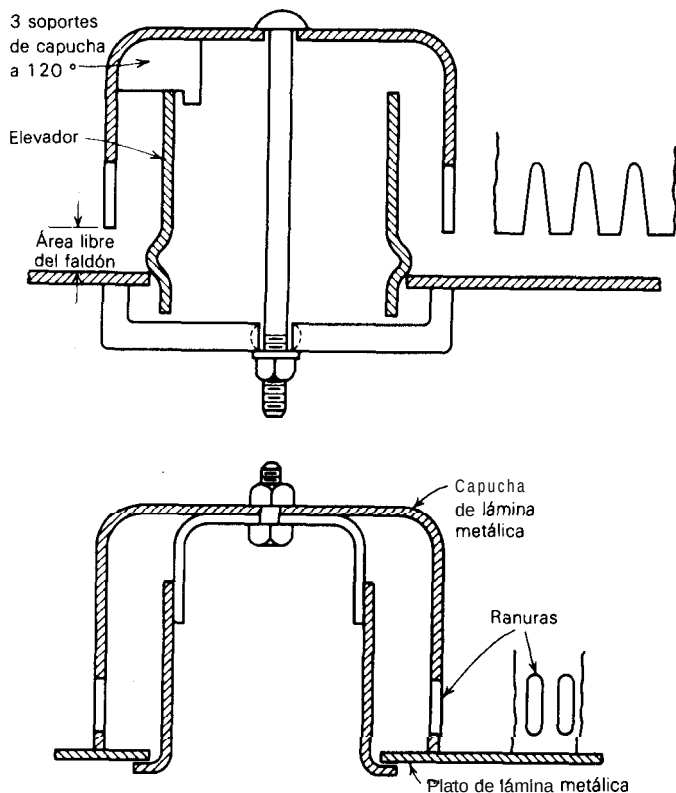


Figura 6.12 Diseño típico de capucha (con permiso de *Pressed Steel Company*).

asegurar una distribución razonablemente uniforme del flujo del líquido en un plato de un paso, se utiliza un diámetro de derramadero de 60 a 80 por ciento del diámetro de la torre. En la tabla 6.1 se lista el porcentaje de la sección transversal de la torre tomado de los vertederos formados a partir de estos platos de derramadero.

Flujo del líquido En la figura 6.11 se muestran varios de los esquemas que se utilizan comúnmente para dirigir el flujo del líquido sobre los platos. El flujo inverso puede utilizarse en torres relativamente pequeñas, pero hasta ahora el **re-**arreglo más común es el del plato de flujo transversal de un solo paso que se muestra en la figura 6.11b. Para torres de diámetro grande, puede utilizarse el flujo radial o dividido, figura 6.11c,d, aunque se debe tratar de utilizar el plato de flujo transversal debido a su menor costo. Una variación reciente de la figura 6.11c utiliza vertederos en forma de anillo concéntrico con respecto a la estructura de la torre en lugar de las tuberías de esta figura^[110]. Los platos equipados con

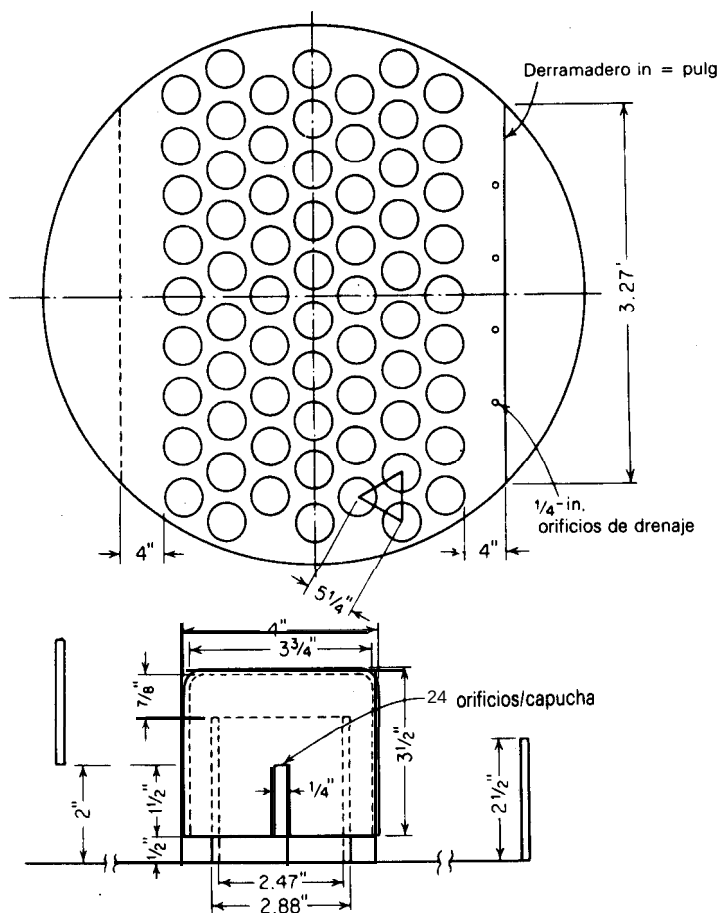


Figura 6.13 Arreglo **típico** de un plato de capucha.

capuchas (tratados a continuación), que requieren que el líquido fluya grandes distancias, llevan a gradientes indeseables de profundidad del líquido. Para torres con diámetros muy grandes que contienen este tipo de platos, se han utilizado diseños de cascada con varios niveles, cada uno de los cuales posee su propio derramadero (figura 6.1 le), pero su costo es considerable. Se han construido columnas comerciales hasta de 15 m (50 ft) de **diámetro**. Los platos de doble paso son comunes para diámetro de 3 a 6 m; **no** hay platos de más pasos para diámetros mayores.

Platos de capucha

En estos platos, figura 6.12 y 6.13, chimeneas o elevadores llevan el gas a través del plato y por debajo de la capuchas que coronan los elevadores. Una serie de **ra-**

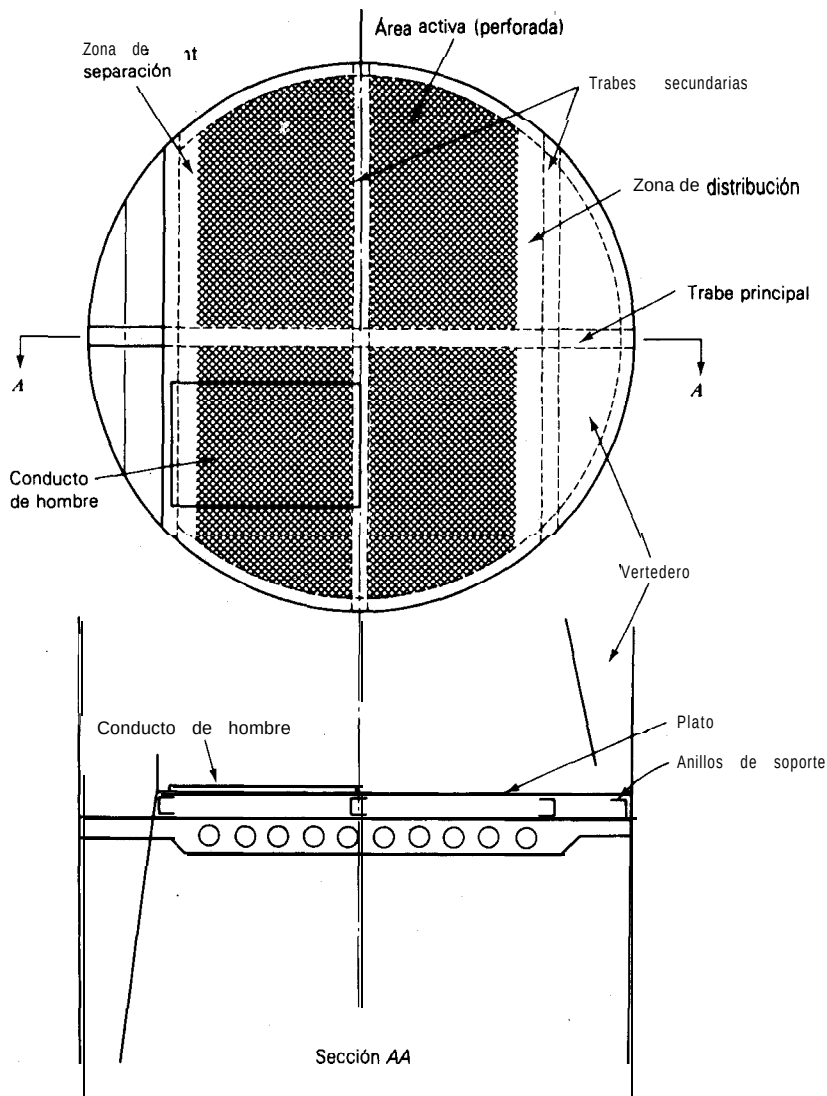


Figura 6.14 Plato perforado para flujo transversal.

nuras están cortadas en el bordo de cada capucha, y el gas pasa a través de éstas para ponerse en contacto con el líquido que fluye a través de las mismas. La profundidad del líquido es tal que las capuchas están cubiertas o casi cubiertas. Pueden obtenerse las características detalladas del **diseño** [14, 46, 119].

Los platos de capucha se han utilizado por mas de 150 **años**; durante el periodo de 1920-1950, prácticamente todas las nuevas torres de platos los **utiliza-**

ron. Ofrecen la ventaja de que pueden manejar rangos muy amplios de flujos del líquido y del gas (la relación entre el flujo de **diseño** y el flujo mínimo es la **relación de rechazo**). Actualmente, las nuevas instalaciones han abandonado los platos de capucha debido a su costo, el cual es aproximadamente el doble que el de los platos perforados, de flujo a contracorriente y de válvula.

Platos perforados

Se han conocido casi desde la misma **época** que los platos de capucha, pero no fueron muy aceptables durante la primera mitad de este siglo. Sin embargo, su bajo costo ha hecho que se conviertan en los platos más importantes.

En la figura 6.14 se muestra una sección vertical y una visión general, en forma esquemática. La parte principal del plato **es** una hoja horizontal de metal perforado, transversal al cual fluye el líquido; el gas pasa en forma ascendente a través de las perforaciones. El gas, dispersado por las perforaciones, expande al líquido en una espuma turbulenta, que se caracteriza por una superficie **interfacial** muy grande con respecto a la transferencia de masa. Los platos **están** sujetos a inundaciones, debido a la elevación del líquido en los vertederos o a un excesivo arrastre del líquido en el gas por espumado, como se **describió** antes.

Diseño de los platos perforados

El diámetro de la torre debe escogerse de tal forma que se adapte al flujo; se deben seleccionar **los** detalles del arreglo de los platos; hay que calcular la caída de presión del gas y los límites para la **inundación**, y han de establecerse seguridades en contra del excesivo "lloriqueo" y del exagerado arrastre del líquido en el gas.

Diámetro de la torre La constante de **inundación** C_F de la ecuación (6.29) se ha relacionado con **los** datos que se tienen sobre la inundación ^[46,47]. Las curvas originales pueden representarse por †

$$C_F = \left[\alpha \log \frac{1}{(L'/G')(\rho_G/\rho_L)^{0.5}} + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0.020} \right)^{0.2} \quad (6.30)$$

Por lo común, para **perforaciones** de 6 mm **diám.**, las mejores eficiencias de platos derivan de los valores de $V\sqrt{q_G}$ en el rango de 0.7 a 2.2 (con $V_y q_G$ en unidades SI; para V_{en} ft/s, q_G en lb_m/ft^3 , el rango es de 0.6 a 1.8) ^[2].

Perforaciones y área activa. Generalmente, se utilizan diámetros de los orificios de 3 a 12 mm ($1/8$ a $1/2$ in) y con mas frecuencia de 4.5 mm ($3/16$ in) ^[44], aun cuando han resultado útiles orificios tan grandes como 25 mm ^[72]. Para la mayoría de instalaciones se utiliza acero inoxidable u otra aleación perforada, en lugar de acero al **carbón**, aunque no se requiera necesariamente para la resistencia a la corrosión. Ordinariamente, el espesor de la hoja es un medio del **diámetro** del orificio para acero inoxidable y menor en un **diámetro** para acero al **carbón** o aleaciones de cobre. La tabla 6.2 lista valores típicos ^[25].

Los orificios se colocan en los vértices de triángulos equiláteros a distancias entre los centros de 2.5 a 5 **diámetros** de los orificios. Para un arreglo de este tipo

† La **ecuación** (6.30) es empírica. Véase la tabla 6:2 para los valores de α y β .

Tabla 6.2 Dimensiones recomendadas para torres de platos perforados

1. Constantes de inundación C_F [Eqs. (6.29) and (6.30)], $d_o < 6 \text{ mm}$ ($\frac{1}{4} \text{ in}$)						
Rango de $\frac{A_o}{A_a}$	Rango de $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$	Unidades de t	Unidades de ρ	Unidades de V_F	α, β	
> 0.1	0.01–0.1, utilizar valores en 0.1					
		0.1–1.0	m	N/m	m/s	$\alpha = 0.0744t + 0.01173$ $\beta = 0.0304t + 0.015$
			en	dinas/cm X 10^{-3}	ft/s	$\alpha = 0.0062t + 0.0385$ $\beta = 0.00253t + 0.050$
< 0.1 Multiplicar α y β por $5A_o/A_a + 0.5$						
2. Diámetro el orificio, espesor del plato						
Diámetro del orificio		Espesor del plato/diam. orif.				
m m	in	Acero	inoxidable	acero al carbón		
3.0	$\frac{1}{8}$	0.65				
4.5	$\frac{3}{16}$	0.43				
6.0	$\frac{1}{4}$	0.32				
9.0	$\frac{3}{8}$	0.22		0.5		
12.0	$\frac{1}{2}$	0.16		0.38		
15.0	$\frac{5}{8}$	0.17		0.3		
18.0	$\frac{3}{4}$	0.11		0.25		
3. Profundidad del líquido						
50 mm (2 in) mínimo		100 mm (4 in) máximo				
4. Área activa típica						
Diámetro de la torre		$\frac{A_a}{A_t}$				
m	ft					
1	3	0.65				
1.25	4	0.70				
2	6	0.14				
2.5	8	0.76				
3	10	0.78				

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{\text{área del orificio}}{\text{área activa}} = 0.907 \left(\frac{d_o}{p'} \right)^2 \quad (6.31)$$

Normalmente como en la figura 6.14, el soporte **periférico** del plato, 25 a 50 mm (1-2 in) de ancho, y los soportes radiales, ocuparan **más** del 15 por ciento del **área** de la sección transversal de la torre; la zona de distribución para la entrada del líquido al plato y la zona de coalescencia para **coalescer** la espuma (que algunas veces se omite) utiliza el **5** por ciento o **más** [46, 66]; los vertederos, **además**, requieren un **área** adicional (tabla 6.1). El resto se puede utilizar para las perforaciones activas (área activa A.). En la tabla 6.2 se listan valores **típicos** de A..

Profundidad del líquido. Generalmente, las profundidades del líquido no deben ser menores de 50 mm (2 in), para asegurar una buena **formación** de espuma; se han utilizado profundidades de 150 mm (6 in) [126], pero 100 mm es un máximo **más común**. Estos **límites** se refieren a la suma de la altura del derramadero h_w **más** la parte que queda sobre el derramadero h_1 calculada como **líquido** claro, aunque en el **área** perforada la profundidad equivalente de líquido claro sea menor que esta. Se han estudiado profundidades del líquido tan elevadas como 1.5 m, [56] pero no se han utilizado en las operaciones ordinarias.

Derramaderos Véase la figura 6.15, en donde se ofrece una representación **esquemática** de un plato transversal. La cresta de líquido sobre una represa rectangular recta puede calcularse por medio de la bien conocida **fórmula** de Francis †

$$\frac{q}{W_{\text{ef}}} = 1.839 h_1^{3/2} \quad (6.32)$$

en donde q = flujo del líquido, m^3/s

W_{ef} = longitud efectiva del derramadero, m

h_1 = cresta del líquido sobre el derramadero, m

Debido a que la **acción** del derramadero es estorbada por los lados curvos de la torre circular, se recomienda [39] que W_{ef} se represente como una cuerda del círculo de diámetro T , una distancia h_1 mas alejada del centro que el derramadero real, como en la figura 6.16. Entonces, la ecuación (6.32) puede reordenarse así ‡

$$h_1 = 0.666 \left(\frac{q}{W} \right)^{2/3} \left(\frac{W}{W_{\text{ef}}} \right)^{2/3} \quad (6.33)$$

La geometría de la figura 6.16 lleva a

$$\left(\frac{W_{\text{ef}}}{W} \right)^2 = \left(\frac{T}{W} \right)^2 - \left\{ \left[\left(\frac{T}{W} \right)^2 - 1 \right]^{0.5} + \frac{2h_1}{T} \frac{T}{W} \right\}^2 \quad (6.34)$$

Para $W/T = 0.7$, que es típico, la **ecuación** (6.33) puede utilizarse con $W_{\text{ef}} = W$ para $h_1/W = 0.055$ o menos con un error mbimo de sólo 2 por ciento en h_1 , lo cual es despreciable.

Caldo de presión para el gas Por conveniencia, todas las caídas de **presión** del gas se van a expresar como cabezas de líquido claro de **densidad** ρ_L sobre el plato. La caída de presión para el gas h_G es la suma de los efectos para el flujo del gas a través del plato seco y de los efectos causados por la presencia del líquido:

$$h_G = h_D + h_L + h_R \quad (6.35)$$

† El coeficiente 1.839 se aplica únicamente para las unidades metro-segundo. Para $q = \text{ft}^3/\text{s}$, $W_{\text{ef}} = \text{ft}$, h_1 , el coeficiente = 0.0801.

‡ El coeficiente 0.666 se aplica únicamente para las unidades metro-segundo. Para $q = \text{ft}^3/\text{s}$, $W_y W_{\text{ef}} = \text{ft}$, $h_1 = \text{in}$, el coeficiente = 5.38.

en donde h_o = caída de presión en el plato seco

h_L = caída de **presión** resultante de la profundidad del líquido en el plato

h_R = caída de presión “residual”

Aunque la figura 6.15 muestra un cambio en la profundidad del líquido A, cuya mitad debe utilizarse en la ecuación (6.35), en la práctica ese cambio es tan **pequeño**, excepto para platos muy grandes, que puede razonablemente despreciarse. Si es necesario, puede calcularse aproximadamente [62]. Las estimaciones de la caída de presión del gas que se resumen aquí están basadas en un estudio crítico [79] de todos los datos disponibles y en los métodos generalmente aceptados. La mayoría de los datos se **refieren** al sistema aire-agua; su **aplicación** a otros sistemas es incierta.

Calda de **presión en seco** h_o Ésta se calcula basandose en que es el resultado de una pérdida de presión a la entrada de las perforaciones, la fricción dentro del pequeño tubo que son las perforaciones esto ultimo debido al espesor del plato, y finalmente la **pérdida** a la salida [64]:

$$\frac{2h_o g \rho_L}{V_o^2 \rho_G} = C_o \left[0.40 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_n} \right) + \frac{4f}{d_o} + \left(1 - \frac{A_o}{A_n} \right)^2 \right] \quad (6.36)$$

El factor de fricción de Fanning, f , se toma de una tabla **estándar** [15]. C_o es un coeficiente de orificio que desprende del espesor del plato/ diámetro del orificio [82]. Sobre el rango $l/d_o = 0.2$ a 2.0 ,

$$C_o = 1.09 \left(\frac{d_o}{l} \right)^{0.25} \quad (6.37)$$

Cabeza hidráulica h_L En la región perforada del plato, el líquido está en forma de espuma. La profundidad equivalente de líquido claro, h_L , es una **estimación** del valor que se obtendría si la espuma coalesciera. Este valor es generalmente menor que la altura del derramadero de salida, y decrece al aumentar el flujo del gas. Algunos métodos de **estimación** de h_L utilizan un “factor de **aereación**”

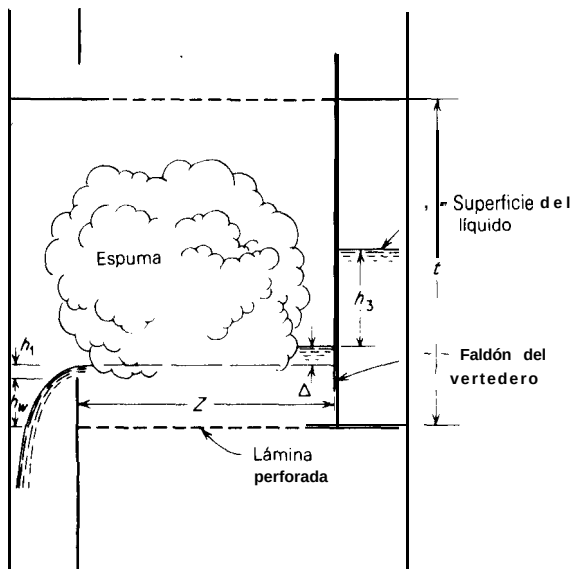


Figura 6.15 Diagrama **esquemático** de un plato perforado de flujo transversal.

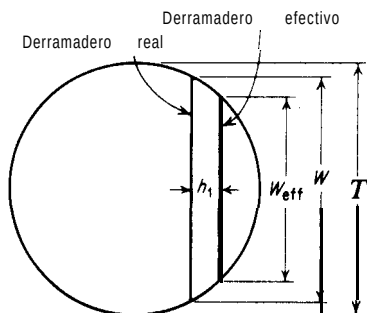


Figura 6.16 Longitud efectiva del derramadero.

específico para describir esto [87]. En la **ecuación (6.38)**, que es la relación recomendada [49], el efecto del “factor” se incluye como una función de las variables que la modifican? .

$$h_L = 6.10 \times 10^{-3} + 0.725h_w = 0.238h_w V_a \rho_G^{0.5} + 1.225; \quad (6.38)$$

en donde z es el ancho del flujo promedio, que puede tomarse como $(T + W)/2$.

Caída de presión del gas residual h_R . Se cree que esto es principalmente el resultado de vencer la tensión superficial cuando el gas sale a través de una **perforación**. Un balance de la fuerza interna en una burbuja estática que se requiere para vencer la tensión superficial es

$$\frac{\pi d_p^2}{4} \Delta p_B = \pi d_p \sigma \quad (6.39)$$

$$\Delta p_B = \frac{4\sigma}{d_p} \quad (6.40)$$

en donde Δp_B es el exceso de presión en la burbuja debido a la tensión superficial. Pero la burbuja de gas crece durante un tiempo finito mientras fluye el gas. Además, si se promedia con respecto al tiempo [43], se tiene que el valor apropiado es Δp_R :

$$\Delta p_R = \frac{6\sigma}{d} \quad (6.41)$$

Puesto que en realidad las burbujas no salen una por una de las perforaciones en un líquido relativamente tranquilo, se sustituye, como **aproximación**, el diámetro de las perforaciones d_o ; lo que da

$$h_R = \frac{\Delta p_R g_c}{\rho_L g} = \frac{6\sigma g_c}{\rho_L d_o g} \quad (6.42)$$

Se han propuesto otros métodos para trabajar con $h_L + h_R$ (véase, por ejemplo, la cita 33).

La comparación entre los datos observados con los valores calculados de h_G por estos **métodos**, muestra una **desviación** estándar de 14.7 por ciento [79].

† Deben utilizarse unidades SI (kg, m, s) en la ecuación (6.38). Para h_L y $h_w = \text{in}$, $V_a = \text{ft/s}$, $\rho_G = \text{lb}_m/\text{ft}^3$, $q = \text{ft}^3/\text{s}$, $z = \text{ft}$,

$$h_L = 0.24 + 0.725h_w - 0.29h_w V_a \rho_G^{0.5} + 4.48 \frac{q}{z}$$

Pérdida de presión en la entrada del líquido h_2 El flujo del líquido debajo del vertedero, cuando entra en el plato, provoca una **pérdida de presión** que puede calcularse como equivalente a tres cabezas de velocidad [26,46]:

$$h_2 = \frac{3}{2g} \left(\frac{4}{A_{da}} \right)^2 \quad (6.43)$$

en donde A_{da} es la menor de dos **áreas**, la **sección transversal** del vertedero o el **área** libre entre el vertedero y el plato. La fricción en el vertedero puede despreciarse.

Retrécso en el vertedero Véase la figura 6.15. La distancia h_3 , la diferencia en el nivel del líquido dentro e inmediatamente afuera del vertedero, **será la** suma de las **pérdidas** de presión que resultan del flujo del líquido y del gas en el plato superior:

$$h_3 = h_G + h_2 \quad (6.44)$$

Puesto que la masa en el vertedero será parcialmente espuma arrastrada sobre el derramadero desde el plato superior, espuma que **aún** no se ha **coalescido**, cuya densidad promedio puede generalmente **calcularse** aproximadamente como la mitad de la densidad del líquido claro, un **diseño** seguro requiere que el nivel del líquido claro equivalente en el vertedero no sea mayor de un medio del **espaciamento** de los platos. Al despreciar A , el requerimiento es

$$h_W + h_1 + h_3 < \frac{l}{2} \quad (6.45)$$

Para sistemas que forman espumas **rápidamente**, o cuando la viscosidad elevada del líquido estorba el desprendimiento de las burbujas de gas, el retrécso debe ser menor.

Lloriqueo Si la velocidad del gas a **través** de los orificios es **muy** pequeña, el líquido goteará a través de ellos y se perderá el contacto sobre el plato para el líquido. **Además** con platos de flujo transversal, dicho líquido no fluye por toda la longitud del plato inferior. Los datos sobre lloriqueo incipiente son escasos, en particular para profundidades elevadas del líquido; probablemente siempre haya algún lloriqueo. Un estudio de los datos disponibles [79] lleva a la siguiente representación -considerada la mejor- de V_{ow} , la velocidad mínima del gas a **través** de los orificios, si no se alcanza esta velocidad, es probable un excesivo lloriqueo:

$$\frac{V_{ow} \mu_G}{\sigma_{gc}} = 0.0229 \left(\frac{\mu_G^2}{\sigma_{gc} \rho_G d_o} \frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.379} \left(\frac{l}{d_o} \right)^{0.293} \left(\frac{2A_a d_o}{\sqrt{3} p^{1/3}} \right)^{2.8/(Z/d_o)^{0.724}} \quad (6.46)$$

Los **datos** disponibles para h_L en el rango 23 a 48 mm (0.9 a 1.9 in) no indican que h_L tenga un efecto importante. Puede serlo para profundidades mayores.

Arrastre del líquido Cuando el líquido es arrastrado por el gas hacia el plato superior, el líquido arrastrado es atrapado en el líquido del plato superior. El efecto es acumulativo y las cargas del líquido en los platos superiores de la torre pueden llegar a ser excesivas. Una **definición** conveniente del grado de arrastre es la fracción del líquido que entra en un plato y es arrastrado hacia el plato superior [47],

$$\text{Arrastre fraccional} = E = \frac{\text{moles del líquido atrapado/tiempo(área)}}{L + \text{moles del líquido arrastrado/tiempo (Brea)}}$$

Posteriormente se considerará el efecto importante del arrastre sobre la eficiencia del plato. La figura 6.17 ofrece un resumen de datos de arrastre para platos perforados, [46, 47] con una exactitud de ± 20 por ciento

En ciertas condiciones, los platos perforados están sujetos a oscilaciones laterales del líquido, el cual puede oscilar de un lado a otro o desde el centro hasta los lados y de regreso. Este último caso, en

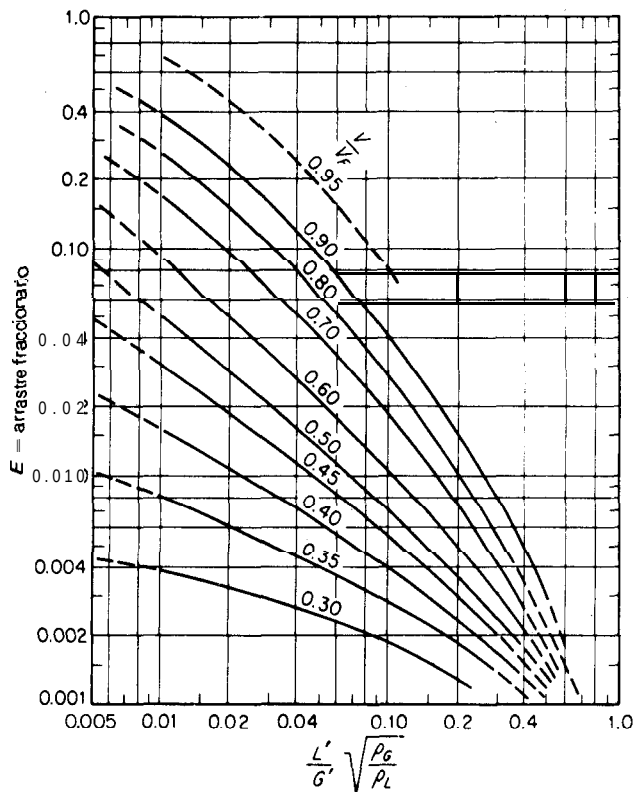


Figura 6.17 Arrastre, platos perforados ^[47] (con permiso de **Petro/Chemical Engineering**).

especial, puede aumentar seriamente el arrastre. El **fenómeno** está relacionado con la altura de la espuma respecto del **diámetro** de la torre ^[8,9] y a un cambio del espumamiento al burbujeamiento ^[96]; aún no se conocen por completo las características de ese cambio.

Ejemplo 6.3 Una solución diluida acuosa de metanol se va a purificar con vapor en una torre de platos perforados. Se escogieron las siguientes condiciones para el **diseño**:

Vapor: 0.0100 **kmol/s** (794 **lb mol/h**), 18% en mol metanol

Líquido: 0.25 **kmol/s** (1 984 **lb mol/h**), 15% en masa de metanol.

Temp: 95 °C

Presión: 1 atm.

Diséñese un plato de flujo transversal adecuado

SOLUCIÓN Peso **molec.** metanol = 32, peso **molec.** agua = 18. Peso **molec.** promedio del gas = $0.18(32) + 0.82(18) = 20.5$ **kg/kmol**.

$$\rho_G = \frac{20.5}{22.41} \frac{273}{273 + 95} = 0.679 \text{ kg/m}^3 = \text{densidad del gas}$$

$$Q = 0.10(22.41) \frac{273 + 95}{273} = 3.02 \text{ m}^3/\text{s} = \text{flujo del vapor}$$

$$\rho_L = 961 \text{ kg/m}^3 = \text{densidad del líquido}$$

$$\text{Peso molec. pr. del líquido} = \frac{100}{15/32 + 85/18} = 19.26 \text{ kg/kmol}$$

$$q = \frac{0.25(19.26)}{961} = 5.00 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = \text{flujo del líquido}$$

Perforaciones Tómesese $d_o = 4.5$ mm sobre una distribución en forma de triángulo equilátero con distancias de 12 mm entre los centros de los orificios, hechos sobre una hoja metálica de 2 mm de espesor (0.078 in., 14 gauge std. U.S.). La ecuación (6.31):

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{0.907(0.0045)^2}{(0.012)^2} = 0.1275$$

Diámetro de Ir torre En forma tentativa, tómesese $t = 0.50$ m de espaciamento entre los platos.

$$\begin{aligned} \frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} &= \frac{q \rho_L}{Q \rho_G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{q}{Q} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.5} \\ &= \frac{5.00 \times 10^{-3}}{3.02} \left(\frac{961}{0.679} \right)^{0.5} = 0.0622 \end{aligned}$$

Tabla 6.2

$$\alpha = 0.0744(0.50) + 0.01173 = 0.0489$$

$$\beta = 0.0304(0.50) + 0.015 = 0.0302$$

En la ecuación (6.30) utilícese 0.1, puesto que $(L'/G')(\rho_G/\rho_L)^{0.5}$ es menor a 0.1. La **tensión** superficial se calcula como 40 dinas/cm o $\sigma = 0.040$ N/m.

$$C_F = \left(0.04893 \log \frac{1}{0.1} + 0.0302 \right) \left(\frac{0.040}{0.020} \right)^{0.2} = 0.0909$$

Ecuación (6.29):

$$V_F = 0.0909 \left(\frac{961 - 0.679}{0.679} \right)^{0.5} = 3.42 \text{ m/s durante la inundación.}$$

Empléese el 80% de la velocidad de inundación. $v = 0.8(3.42) = 2.73$ m/s con base en A..

$$A_n = \frac{Q}{v} = \frac{3.02}{2.73} = 1.106 \text{ m}^2$$

En forma tentativa, se escoge una longitud de derramadero de $W = 0.7T$. Tabla 6.1: el **área** del plato utilizada por un vertedero = 8.8 por ciento,

$$A_v = \frac{1.106}{1 - 0.088} = 1.213 \text{ m}^2$$

$T = [4(1.213)/\pi]^{0.5} = 1.243$ m, digamos 1.25 m.

A, corregida = $\pi (1.25)^2/4 = 1.227 \text{ m}^2$

$W = 0.7(1.25) = 0.875$ m (final)

$A_d = 0.088(1.227) = 0.1080 \text{ m}^2$ sección transversal del vertedero

$A_s = A_1 = 2A_d =$ **área** ocupada por (soporte del plato + zonas de desprendimiento y de distribución).

Para tener un diseño similar al que se muestra en la figura 6.14, con un soporte de anillo y viguetas de 40 mm de espesor entre los vertederos y zonas de desprendimiento y **distribución** de 50 mm de espesor, estas **áreas** totalizan 0.222 m^2 .

$A_s = 1.227 = 2(0.1080) = 0.222 = 0.789 \text{ m}^2$ para lámina perforada.

$$\frac{q}{W} = \frac{5.00 \times 10^{-3}}{0.875} = 5.71 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{s OK}$$

Cresta del derramadero h_1 y altura del derramadero h_w Probar $h_1 = 25 \text{ mm} = 0.025 \text{ m}$. $h_1/T = 0.025/1.25 = 0.02$. $T/W = 1/0.7 = 1.429$. Ecuación (6.34): $W_{ef}/W = 0.938$. Ecuación (6.33): $h_1 = 0.666 [5.00(10^{-3})/0.875]^{2/3} (0.938)^{2/3} = 0.0203 \text{ m}$. Repetir con $h_1 = 0.0203$: $W_{ef}/W = 0.9503$; h_1 [Ecuación (6.33)] = 0.0205 m , OK. Fijar la altura de derramadero $h_w = 50 \text{ mm} = 0.05 \text{ m}$.

Caída de presión en seco h_D Ecuación (6.37): $C_o = 1.09(0.0045/0.002)^{0.25} = 1.335$.

$$A_o = 0.12754, = 0.1275(0.789) = 0.1006 \text{ m}^2$$

$$V_o = \frac{Q}{A_o} = \frac{3.02}{0.1006} = 30.0 \text{ m/s} \quad \mu_G = 0.0125 \text{ cP} = 1.25 \times 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$$

$$\text{Número de Reynolds para el orificio} = \frac{d_o V_o \rho_G}{\mu_G} = \frac{0.0045(30.0)(0.679)}{1.25 \times 10^{-5}} = 7330$$

$$g = 9.807 \text{ m}^2/\text{s}; 1 = 0.002 \text{ m}; \text{Ecuación (6.36): } h_D = 0.0564 \text{ m.}$$

Frente hidráulico h_L

$$V_a = \frac{Q}{A_a} = \frac{3.01}{0.789} = 3.827 \text{ m/s}$$

$$z = \frac{T + W}{2} = \frac{1.25 + 0.875}{2} = 1.063 \text{ m}$$

Ecuación (6.38);

$$h_L = 0.0106 \text{ m}$$

Caída de presión residual h_R . Ecuación (6.42):

$$h_R = \frac{6(0.04)(1)}{961(0.0045)(9.807)} = 5.66 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Caída de presión total del gas h_G

Ecuación (6.35):

$$h_G = 0.0564 + 0.0106 + 5.66 \times 10^{-3} = 0.0727 \text{ m}$$

Pérdida de presión a la entrada del líquido h_2 . El faldón del vertedero se coloca en $h_w = 0.025 = 0.025 \text{ m}$ sobre el plato. El área para el flujo del líquido debajo del faldón = $0.025 W = 0.0219 \text{ m}^2$. Puesto que esto es menor que A_d , $A_{da} = 0.0219 \text{ m}^2$. Ecuación (6.43):

$$h_2 = \frac{3}{2(9.807)} \left(\frac{5.0 \times 10^{-3}}{0.0219} \right)^2 = 7.91 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Retroceso en el vertedero Ecuación (6.44):

$$h_3 = 0.0127 + 1.91 \times 10^{-3} = 0.0807 \text{ m.}$$

Verificación sobre la inundación $h_w + h_1 + h_3 = 0.1512$, lo cual está bastante por debajo de $t/2 = 0.25 \text{ m}$. Por lo tanto, la t escogida es satisfactoria.

Velocidad de lloriqueo Para $W/T = 0.7$, el derramadero se coloca a $0.3296T = 0.412 \text{ m}$ del centro de la torre. Por lo tanto, $Z = 2(0.412) = 0.824 \text{ m}$. Todas las demás cantidades en la ecuación (6.46) se han calculado; entonces, la ecuación da $V_{ow} = 8.71 \text{ m/s}$. El plato no presentará un lloriqueo excesivo hasta que la velocidad del gas a través de los orificios V_o se reduzca cerca de este valor.

Arrastre

$$\frac{V}{V_F} = 0.8 \quad \frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = 0.0622 \text{ (véase el diámetro de la torre)}$$

Figura 6.17: $E = 0.05$. La retroalimentación del líquido resultante de este arrastre es tan pequeño que no modifica apreciablemente la hidráulica del plato.

La eficiencia de la transferencia de masa se calcula en el ejemplo 6.4.

Platos patentados

Aunque por muchas décadas el diseño básico de la parte interna de las torres de platos ha permanecido relativamente estático, en años recientes se han hecho bastantes innovaciones. Aquí se mencionarán sólo algunas.

Platos de linde Estos diseños han tenido mejoras tanto en el diseño de las perforaciones como en el acomodo de los platos^[108,120]. En la figura 6.18a se muestra lo que se llama el plato “acanalado”, una innovación en el patrón de las perforaciones para modificar el flujo del líquido. Los “canales”, distribuidos a través del plato, no sólo reducen el gradiente hidráulico en platos grandes (de más de 10 m de diámetro^[34]). Por lo contrario, están distribuidos de tal forma que también modifican la dirección del flujo del líquido para eliminar áreas estancadas y lograr, hasta donde sea posible, un flujo tapón deseable del líquido a través del plato. En la figura 6.18b se muestra un “promotor de burbujeo” o un área perforada inclinada en la entrada del líquido al plato. El “promotor” reduce el lloriqueo excesivo y producen una espuma más uniforme en todo el plato. Los vertederos múltiples de la figura 6.19a no están cerrados al líquido en el plato inferior; antes bien, el líquido se acarrea a través de canales en el fondo hasta espacios entre los vertederos sobre el plato inferior. El plato de flujo paralelo de la figura 6.196 está diseñado de tal forma que el líquido en todos los platos, en la mitad de la torre, fluye de la derecha a la izquierda; sobre los platos en la otra mitad, fluye de izquierda a derecha. Este arreglo se aproxima al llamado Lewis Case II^[75] y produce una mejor eficiencia de Murphree del plato.

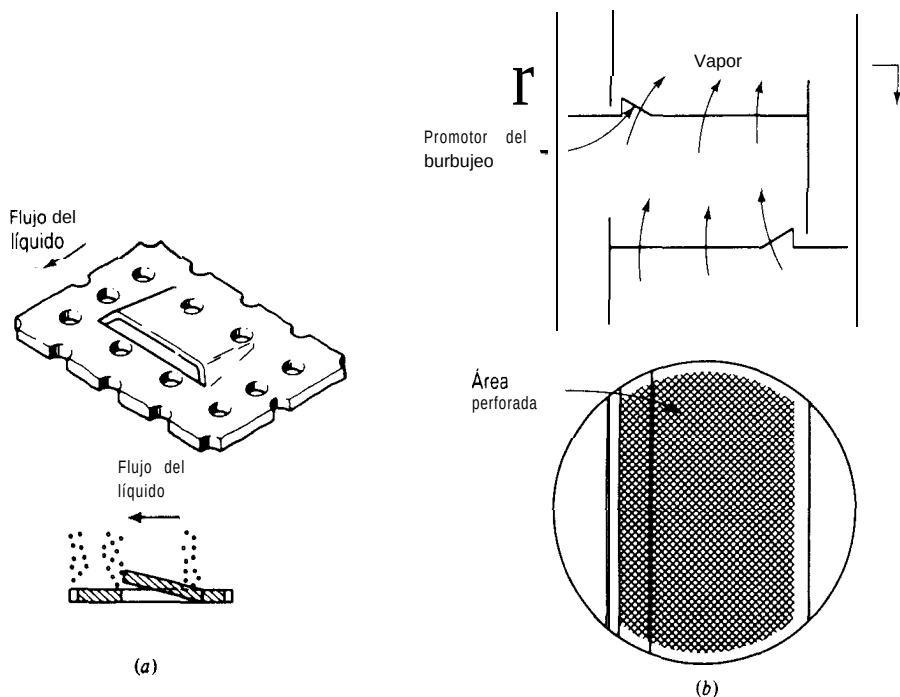


Figura 6.18 Platos perforados de Linde: (a) plato perforado ranurado; (b) promotor de burbujeo, plato de flujo transversal (*Chemical Engineering Progress*, con permiso).

Platos de válvula Estos son platos perforados con grandes aberturas variables (aproximadamente 35-40 mm de diám.) para el flujo del gas. Las perforaciones están cubiertas con capuchas móviles que se elevan cuando aumenta el flujo del gas. A velocidades bajas del gas aunadas a pequeñas aberturas, la tendencia al lloriqueo se reduce. A velocidades elevadas del gas, la caída de presión del gas permanece baja, pero no tanto como en los platos perforados. En la figura 6.20 se muestra el diseño de la válvula *Glitsch Ballast Tray*; otros diseños bien conocidos son los siguientes: *Koch Flexitray*, *Nutter Float-Valve*^[10] y la válvula de Wyatt^[114]. La eficiencia de los platos parece ser aproximadamente la misma que la de los platos perforados con perforaciones de 6 mm ($\frac{1}{4}$ in)^[2, 13].

Platos de flujo a contracorriente Estos son aparatos similares a los platos; difieren de los platos tradicionales porque no tienen vertederos ordinarios: el líquido y el vapor fluyen a contracorriente a través de los mismos orificios. Las *rejillas de tipo turbo*^[109] son láminas metálicas marcadas con orificios de ranura para formar el plato; los orificios están colocados de tal forma que los platos alternados tienen los orificios a ángulos rectos. Los platos de Kittel, bastante utili-

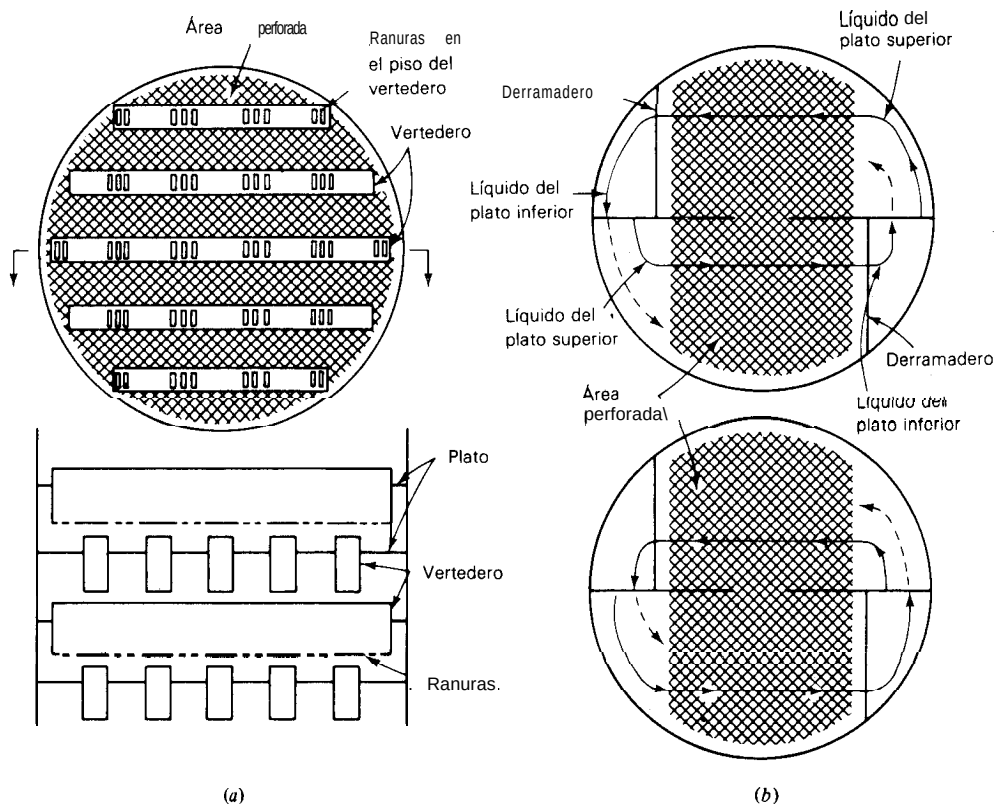


Figura 6.19 Arreglo de los platos Linde: **(a)** vertederos múltiples; **(b)** plato de flujo paralelo.

zados en Europa ^[60, 98, 110], son platos dobles ranurados; se fabrican de metal expandido y se colocan de tal forma que el movimiento del líquido sobre el plato sea modificado por el paso del gas. Los *platos ondulados*^[65] son platos perforados y doblados en forma de una onda sinusoidal, con los platos alternados instalados con las ondulaciones a ángulos rectos. Los *platos de Leva* ^[73] son básicamente torres de paredes mojadas muy cortas entre platos muy cercanos entre sí, sin derramaderos y por lo tanto, sin control sobre el espesor del líquido sobre los platos. La caída de presión del gas es baja; por ello, los platos son especialmente adecuados para la destilación al vacío.

En la mayoría de los casos es mejor dejar al vendedor el **diseño** de los platos patentados.

Eficiencia de los platos

La eficiencia de los platos es la aproximación fraccionaria a la etapa en el equilibrio (véase el capítulo 5) que se obtiene con un plato real. Es indudable que

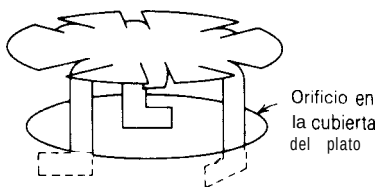


Figura 6.20 **Diseño** de la **válvula** de plato de Gliesch Ballast (esquemático). Fritz *W. Glitsch and Sons, Inc.*.

se necesita una medida de la aproximación al equilibrio de todo el vapor y el líquido del plato; sin embargo, como las condiciones en varias zonas del plato pueden diferir, se empezará considerando la eficiencia local, o puntual, de la transferencia de masa en un punto particular de la superficie del plato.

Eficiencia puntual La figura 6.21 exhibe una representación esquemática de un plato de una torre de varias etapas (platos). El plato n se alimenta del plato $n - 1$ superior por líquido de composición promedio x_{n-1} , **fracción** mol de componente transferido y manda líquido de composición promedio x_n al plato inferior. En el lugar que se está considerando, un haz de gas de composición $y_{n+1, \text{local}}$ se eleva desde la parte inferior y, como resultado de la transferencia de masa, la abandona con una concentración $y_{n, \text{local}}$. En la zona que se está estudiando, se supone que la concentración local del líquido x_{local} es constante en la dirección vertical. Entonces, la diferencia puntual se define como

$$E_{OG} = \frac{y_{n, \text{local}} - y_{n+1, \text{local}}}{y_{\text{local}}^* - y_{n+1, \text{local}}} \quad (6.47)$$

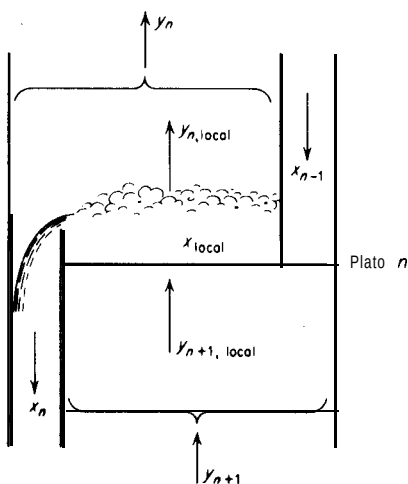


Figura 6.21 Eficiencia de los platos.

En ésta, y_{local}^* es la concentración en el equilibrio con x_{local} y entonces, la ecuación (6.47) representa el cambio en la concentración del gas que ocurre realmente como una fracción de la que ocurriría si se estableciese el equilibrio. El subíndice G significa que se están utilizando las concentraciones del gas y la 0 enfatiza que E_{OG} es una medida de la resistencia total a la transferencia de masas para las dos fases. Cuando el gas pasa a través de los orificios del plato y a través del líquido y la espuma, encuentra varios regímenes hidrodinámicos, cada uno de los cuales posee diferente velocidad de transferencia de masa. En casos semejantes, el riesgo al tratar de describir el efecto total en función de una sola cantidad quedó señalado en el capítulo 5, pero la información actual no permite mejorar esta situación.

Considérese que el gas se eleva con un flujo de G moles/(tiempo)(área). Sea la superficie interfacial entre el gas y el líquido a , área/volumen de espuma líquido-gas. Cuando el gas se eleva a una altura diferencial dh_L , el área de contacto es $a dh_L$, por unidad de área del plato. Si mientras tiene una concentración y , sufre un cambio de concentración dy en esta altura, y si la cantidad total de gas permanece esencialmente constante, la rapidez de transferencia del soluto es $G dy$:

$$G dy = K_y(a dh_L)(y_{\text{local}}^* - y) \quad (6.48)$$

Entonces

$$\int_{y_{n+1, \text{local}}}^{y_{n, \text{local}}} \frac{dy}{y_{\text{local}}^* - y} = \int_0^{h_L} \frac{K_y a dh_L}{G} \quad (6.49)$$

Puesto que y_{local}^* es constante para x_{local} constante,

$$\begin{aligned} -\ln \frac{y_{\text{local}}^* - y_{n, \text{local}}}{y_{\text{local}}^* - y_{n+1, \text{local}}} &= -\ln \left(1 - \frac{y_{n, \text{local}} - y_{n+1, \text{local}}}{y_{\text{local}}^* - y_{n+1, \text{local}}} \right) \\ &= -\ln(1 - E_{OG}) = \frac{K_y a h_L}{G} \end{aligned} \quad (6.50)$$

Por lo tanto

$$E_{OG} = 1 - e^{-K_y a h_L / G} = 1 - e^{-N_{OG}} \quad (6.51)$$

El exponente sobre e se simplifica a N_{OG} , el número de unidades totales de transferencia del gas. Así como K_y contiene tanto la resistencia del gas como la del líquido a la transferencia de masa, también N_{OG} está formada por las unidades de transferencia para el gas N_{IG} y para el líquido N_{IL} . Como se mostrará en el capítulo 8, estas unidades pueden combinarse en la forma de la ecuación (5.7):

$$\frac{1}{N_{OG}} = \frac{1}{N_{IG}} + \frac{mG}{L} \frac{1}{N_{IL}} \quad (6.52)$$

Los términos sobre el lado derecho representan, respectivamente, las resistencias a la transferencia de masa del gas y del líquido, que deben obtenerse experimentalmente. Por ejemplo, al poner en contacto un gas con un líquido puro sobre un plato, de tal forma que la evaporación del líquido ocurra sin resistencia a la trans-

ferencia de masa en el líquido, la eficiencia de la evaporación proporciona N_{tG} , que entonces puede relacionarse en **función** de las propiedades del fluido, diseño del plato y condiciones de operación. En la misma forma se pueden relacionar los valores de N_{tL} obtenidos a través de la absorción de gases relativamente insolubles en líquidos (véase capítulo 5).

La m de la **ecuación** (6.52) es el valor promedio local para los casos en donde la curva de distribución en el equilibrio no es recta. Véase la figura 6.22. En el capítulo 5 se mostró que para una x_{local} y y_{local} dada, la pendiente correcta para sumar las resistencias es la de la cuerda m' . Para la situación que se muestra en la figura 6.21, la **composición** del gas cambia y hace que m' varíe desde un valor inicial en $y_{n+1, \text{local}}$ hasta un valor final en $y_{n, \text{local}}$. Se ha mostrado [97] que la m promedio correcta para la ecuación (6.52) puede aproximarse, adecuadamente mediante

$$m = \frac{m'_{y_{n+1}} + m'_{y_n}}{2} \quad (6.53)$$

La **localización** de un punto de coordenadas (x_{local} , y_{local}^*) debe obtenerse por ensayo; para ajustarse a la definición de E_{OG} , ecuación (6.47). Las ecuaciones (6.51) y (6.52) muestran que a menor solubilidad del vapor (m mayor), menor será la eficiencia del plato.

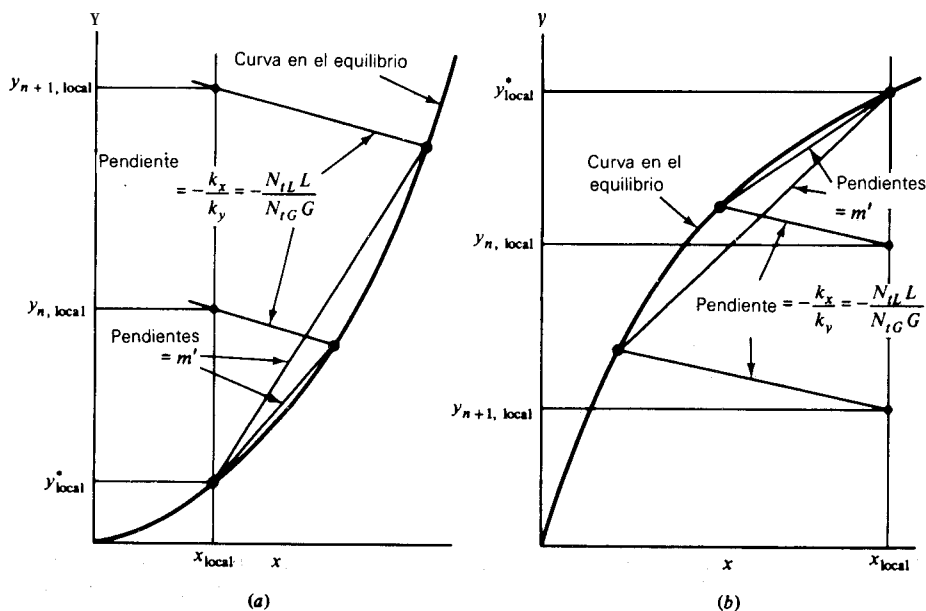


Figura 6.22 Valores de m'_{local} (a) para la absorción de gases; (b) para la destilación y desorción.

Eficiencia del plato de Murphree Las concentraciones promedio totales de todos los haces locales del gas en la figura 6.21 son y_{n+1} y y_n . Entonces, la eficiencia de Murphree para todo el plato es [véase la ecuación (5.39)]

$$E_{MG} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (6.54)$$

en donde y_n^* es el valor en el equilibrio con una **concentración** del líquido saliente, x_n .

La relación entre E_{MG} y E_{OG} puede obtenerse integrando los E_{OG} locales sobre la superficie del plato. Claramente, si todo el gas que entra estuviese mezclado en forma uniforme y se alimentase también en forma uniforme en la sección transversal del plato completo, y si el contacto mecánico del gas y el líquido fuesen uniformes en todos los puntos, la uniformidad en la concentración del gas saliente $y_n + 1_{\text{local}}$ dependería de la uniformidad de la concentración del líquido sobre el plato. El líquido sobre el plato es salpicado alrededor por la acción del gas, parte de él es arrojada en la dirección en la **cual** entra al plato (retromezclado). Los dos casos extremos que pueden imaginarse son:

1. Líquido perfectamente mezclado, de concentración uniforme x_n en todos los puntos. En este caso, la **ecuación** (6.54) cambia a la **ecuación** (6.47) y

$$E_{MG} = E_{OG} \quad (6.55)$$

2. Líquido en flujo **tapón** sin mezclado; cada partícula permanece sobre el plato durante el mismo periodo.

En este caso se ha mostrado que (caso de Lewis [75])

$$E_{MG} = \frac{L}{mG} (e^{E_{OG} mG/L} - 1) \quad (6.56)$$

y $E_{MG} > E_{OG}$.

En el caso intermedio que es mas probable, el transporte de soluto mediante el proceso de mezclado se puede describir en función de una difusividad de remolino D_E , de donde [21]

$$\frac{E_{MG}}{E_{OG}} = \frac{1 - e^{-(\eta + Pe)}}{(\eta + Pe)[1 + (\eta + Pe)/\eta]} + \eta \left[1 + \frac{e^\eta - 1}{\eta/(\eta + Pe)} \right] \quad (6.57)$$

en donde

$$\eta = \frac{Pe}{2} \left[\left(1 + \frac{4mGE_{OG}}{L Pe} \right)^{0.5} - 1 \right] \quad (6.58)$$

$$Pe = \frac{Z^2}{D_E \theta_L} \quad (6.59)$$

θ_L es el tiempo que el líquido permanece sobre el plato y Z la longitud que recorre el líquido. Pe es un número de Péclet (véase capítulo 3), lo que puede observarse mejor escribiéndolo como Z/D_E Z/θ_L , de donde Z/θ_L se convierte en la velocidad promedio del líquido. $Pe = 0$ corresponde al mezclado perfecto ($D_E = \infty$), mientras que $Pe = \infty$ corresponde al flujo tapón ($D_E = 0$). Se obtienen valores grandes de Pe cuando el mezclado no es completo y para valores grandes de Z (diámetros de la torre grandes). Aunque las eficiencias puntuales no pueden exceder la unidad, las de Murphree sí lo pueden hacer.

Arrastre Se requiere otra corrección para el **daño** hecho por el arrastre. El arrastre representa una forma de mezclado perfecto, que actúa para destruir los cambios de concentración producidos por los platos. Se puede mostrar [29] que la eficiencia de Murphree corregida para el arrastre es

$$E_{MGE} = \frac{E_{MG}}{1 + E_{MG}[E/(1 - E)]} \quad (6.60)$$

Datos Se requiere información experimental sobre N_{IG} , N_{IL} y D_E para utilizar las relaciones que se desarrollaron antes. Muchos de los datos han sido publicados, en particular para platos de capucha; puede conseguirse un estudio excelente sobre los mismos [46]. Tal vez la información mejor organizada resulta de un programa de investigación patrocinado por el **American** Institute of Chemical Engineers [21]. La mayor parte del trabajo se hizo con platos de capucha; empero, los datos, que son relativamente pocos, junto con la subsecuente información de los platos perforados, [50] indican que las siguientes expresiones empíricas **representan**, razonablemente bien, el funcionamiento de los platos perforados. Más aún, como primera aproximación, representan el funcionamiento de los platos de válvula [46]. No se va a tratar de delinear en detalles el rango de condiciones cubierto por estas expresiones, que deben utilizarse con precaución, en especial si no se consulta la fuente original.

Platos perforados †

$$N_{IG} = \frac{0.776 + 4.57h_w - 0.238V_a\rho_G^{0.5} + 104.6q/Z}{Sc_G^{0.5}} \quad (6.61)$$

$$N_{IL} = 40\,000D_L^{0.5}(0.213V_a\rho_G^{0.5} + 0.15)\theta_L \quad (6.62)$$

† Las ecuaciones (6.61) – (6.63) son empíricas y sólo pueden utilizarse con unidades SI (kg, m, s). Para D_E y D_L en ft^2/h , h_L y h_w en in., q en ft^3/s , V_a en ft/s , z y Z en ft, θ_L en h y ρ_G en lb_m/ft^3 , las ecuaciones (6.61) – (6.64) se convierten en

$$N_{IG} = \frac{0.776 + 0.116h_w - 0.290V_a\rho_G^{0.5} + 9.72q/Z}{Sc_G^{0.5}} \quad (6.610)$$

$$D_E = \left(3.93 \times 10^{-3} + 0.0171 V_a + \frac{3.67q}{Z} + 0.1800h_w \right)^2 \quad (6.63)$$

$$\theta_L = \frac{\text{vol líquido sobre el plato}}{\text{flujo volumétrico del líquido}} = \frac{h_L z Z}{4} \quad (6.64)$$

Existen suficientes pruebas [6, 7] de que los patrones de flujo sobre platos típicos no están tan bien definidos como lo implica la ecuación (6.57), de que pueden existir áreas en donde el líquido esté canalizado y otras en donde esté relativamente estancado. Estos efectos afectan la eficiencia de Murphree. Hay más pruebas de que los cambios en la tensión superficial con cambios en la composición del líquido pueden afectar fuertemente las eficiencias [22, 127].

En columnas de **diámetros** grandes, particularmente, el vapor que entra en un plato quizá no esté mezclado completamente; esto requiere un desarrollo por separado para convertir E_{OG} a E_{MG} [35]. Las mezclas de varios componentes introducen problemas especiales al calcular las eficiencias de los platos [58, 111, 125].

Ejemplo 6.4. Calcular la eficiencia del plato perforado del ejemplo 6.3.

SOLUCIÓN De los resultados del ejemplo 6.3 se tiene

$$\text{Flujo del vapor} = 0.100 \text{ kmol/s} \quad \text{Flujo del líquido} = 0.25 \text{ kmol/s}$$

$$\rho_G = 0.679 \text{ kg/m}^3 \quad h_L = 0.0106 \text{ m}$$

$$q = 5.00 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \quad h_w = 0.05 \text{ m}$$

$$V_a = 3.827 \text{ m/s} \quad Z = 0.824 \text{ m}$$

$$z = 1.063 \text{ m} \quad E = 0.05$$

$$y_{n+1, \text{local}} = 0.18 \text{ fracción mol de metanol}$$

Además, mediante los **métodos** del capítulo 2, se pueden calcular los datos siguientes: $Sc_G = 0.865$, $D_L = 5.94(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$. La sustitución de estos datos en las ecuaciones (6.61)-(6.64) proporciona

$$\begin{aligned} \theta_L &= 1.857 \text{ s} & N_{rG} &= 0.956 \\ N_{iL} &= 4.70 & D_E &= 0.0101 \text{ m}^2/\text{s} \end{aligned}$$

Para el 15 por ciento en masa de metanol, $x_{\text{local}} = (15 - 32)/(15/32 + 85/18) = 0.0903$ fracción mol de metano]. La parte importante de la curva en el equilibrio está **graficada** en la figura 6.23

$$N_{iL} = (7.31 \times 10^5) D_L^{0.5} (0.26 V_a \rho_G^{0.5} + 0.15) \theta_L \quad (6.62a)$$

$$D_E = \left(0.774 + 1.026 V_a + \frac{67.2q}{Z} + 0.900h_w \right)^2 \quad (6.63a)$$

$$\theta_L = \frac{2.31 \times 10^{-3} h_L z Z}{q} \quad (6.64a)$$

con datos de *The Chemical Engineers' Handbook*, 4a. ed., págs. 13-5. El punto *A* tiene como coordenadas a $(x_{\text{local}}, y_{n+1, \text{local}})$. En *B*, la ordenada es y_{local}^* . La línea *AC* se dibujó con una pendiente

$$-\frac{N_{iL}L}{N_{iG}G} = -\frac{4.70}{0.956} \frac{0.25}{0.100} = -12.3$$

En este caso es evidente que la curva en el equilibrio es casi tan recta que la cuerda *BC* (no se muestra) coincidiría esencialmente con ella, como lo hará con todas las demás cuerdas importantes desde *B* (como desde *B* hasta *E*); *m* es igual a la pendiente de la curva de equilibrio, 2.50.

Entonces, la ecuación (6.52) da $N_{iL} = 0.794$ y la ecuación (6.51) $E_{OG} = 0.548$. Mediante la ecuación (6.74), esto da, aun cuando no es necesario para lo que sigue, $y_{n, \text{local}} = 0.297$, graficado como *D*, figura 6.23. Entonces, las ecuaciones (6.57)-(6.59) producen

$$Pe = 36.2 \quad \eta = 0.540 \quad E_{MG} = 0.716$$

y con $E = 0.05$, la ecuación (6.60) da $E_{MGE} = 0.70$. Respuesta.

Eficiencia total del plato Otro método para describir el funcionamiento de una torre de platos es mediante la eficiencia total del plato

$$E_o = \frac{\text{número de platos ideales requerido}}{\text{número de platos reales requerido}} \quad (6.65)$$

Aun cuando la información confiable sobre la eficiencia es muy deseable y conveniente, debe ser obvio que entran tantas variables en una medida de este tipo que en realidad es difícil obtener valores confiables de E_o para el diseño. Como se mostrará en el capítulo 8, E_o puede obtenerse de las eficiencias individuales de los platos en ciertos casos sencillos.

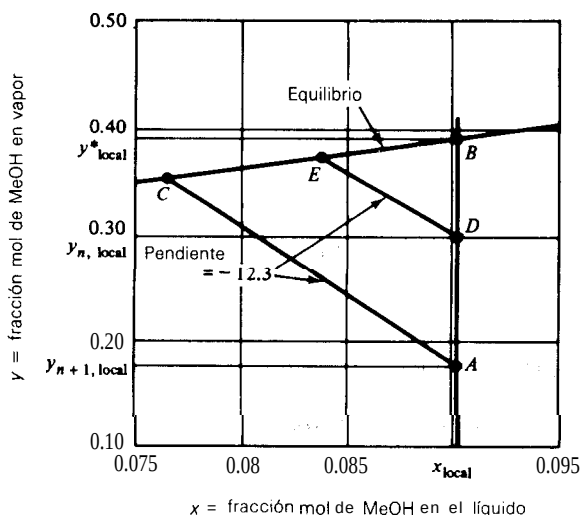


Figura 6.23 Ejemplo 6.4. Determinación de *m*.

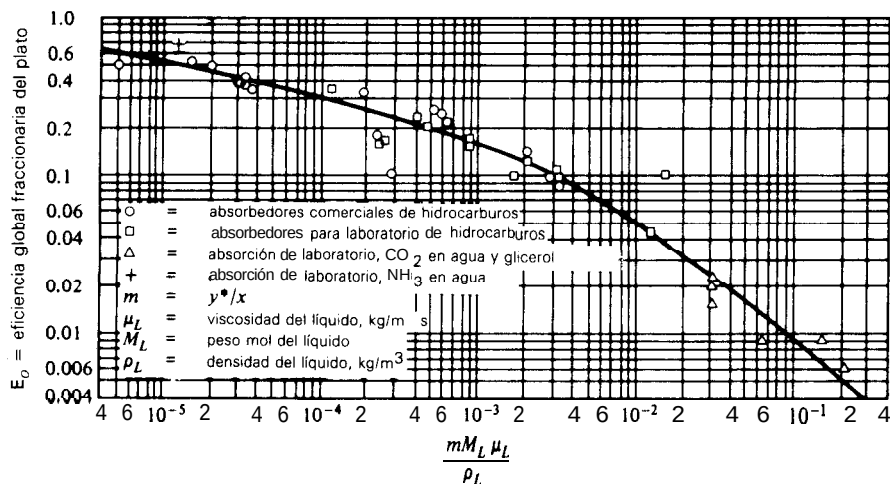


Figura 6.24 Eficiencia global de los platos de los absorbentes de platos de capucha (por O'Connell^[90]). Para μ_L en centipoises y ρ_L en lb_m/ft^3 , utilizar como abscisa $6.243(10^{-5}) mM_L \mu_L / \rho_L$.

Si sólo se utilizan los **diseños** estándar de platos y la operación está dentro de los rangos estándar para los flujos del líquido y del gas, puede esperarse cierto éxito al correlacionar E_o con las condiciones. O'Connell tuvo éxito al efectuar lo anterior para la absorción y destilación en torres de platos de capucha; sus correlaciones se muestran en las figuras 6.24 y 6.25. Éstas deben utilizarse con gran cuidado, pero son muy útiles para aproximaciones, aun para platos perforados y de válvula.

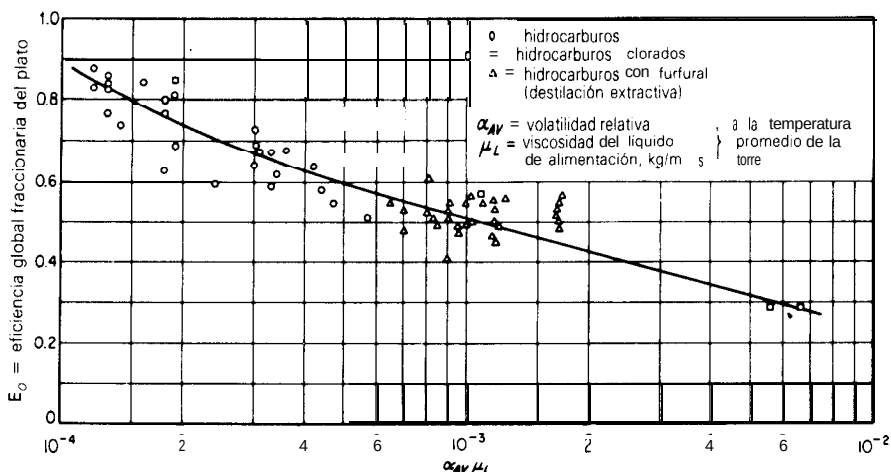


Figura 6.25 Eficiencia global de los platos de las torres de destilación de platos de capucha para separar hidrocarburos y mezclas similares (por O'Connell^[90]). Para μ_L en centipoises, utilizar como abscisa $\alpha_{pr} \mu_L (10^{-3})$.

DISPERSIÓN DEL LÍQUIDO

En este grupo **están** incluidos los aparatos en que el líquido se dispersa en películas finas o gotas, como en las torres de paredes mojadas, atomizadores o torres de atomizador, las diferentes torres empacadas y similares. Las torres empacadas son las más importantes del grupo.

LAVADORES VENTURI

En estos aparatos, que son similares a eyectores, el gas se lleva hasta el cuello de un venturi por una corriente de líquido absorbente atomizado en la sección convergente del **ducto**, como se muestra en la figura 6.26. El aparato se usa especialmente en los casos en que el líquido contiene un sólido suspendido que tapanía el plato utilizado más comúnmente en las torres de platos y empacadas; se usa también cuando se requiere una caída de presión del gas más pequeña. Estos usos se han vuelto cada vez más importantes en años recientes; por ejemplo, en la absorción de dióxido de sulfuro de los gases de caldera con lechadas de piedra caliza, de

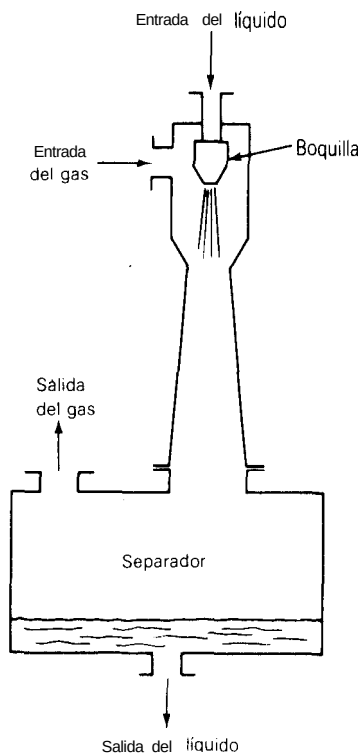
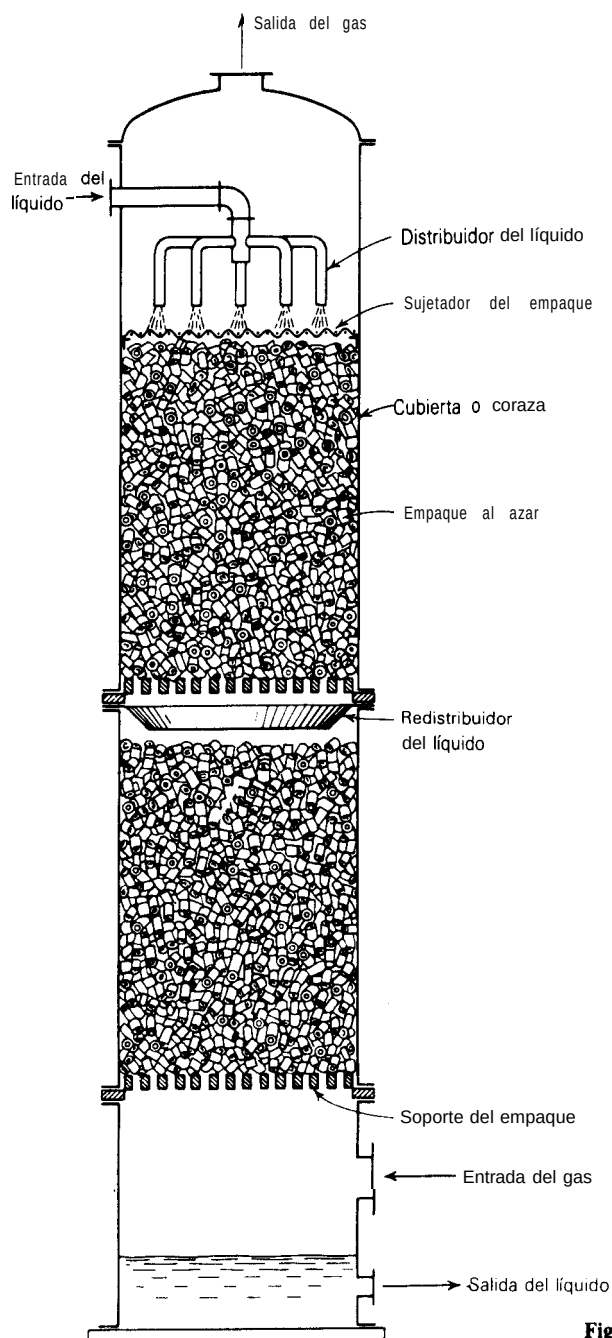


Figura 6.26 Lavador Venturi.

**Figura 6.27** Torre empacada.

cal o **magnesia** ^[51, 59, 68, 116]. En este caso, algunas instalaciones bastante grandes (10 m **diám**) están en servicio para el uso eléctrico. El flujo a corriente paralela produce **sólo** una etapa ^[54], para esto se vuelve de menor importancia cuando ocurre una reacción química, como en el caso de los absorbedores de dióxido de azufre. Los efectos del flujo a contracorriente en varias etapas pueden obtenerse utilizando varios venturi ^[3]. El aparato también se utiliza para quitar a los gases las partículas de polvo ^[12].

TORRES DE PAREDES MOJADAS

Una película delgada de líquido que desciende por el interior de un tubo vertical, con el gas que fluye a contracorriente o a corriente paralela, constituye una torre de paredes mojadas. Estos aparatos se han utilizado para estudios teóricos de transferencia de masa, como se describe en el capítulo 3, debido a que la superficie interfacial entre las fases se mantiene fácilmente bajo control y puede medirse. Industrialmente se han utilizado como absorbedores para ácido clorhídrico, en donde la absorción va **acompañada** por una gran evolución de calor ^[63]. En este caso, la torre de paredes mojadas está rodeada por agua **fría** que fluye rápidamente. Los aparatos de varios tubos también se han utilizado para la destilación, en aquellos casos en que la película del líquido se genera en la parte superior por condensación parcial del vapor. La caída de presión del gas en estas torres es probablemente menor que en cualquier otro aparato de contacto gas-líquido, para un conjunto dado de condiciones de **operación**.

TORRES Y CÁMARAS DE ASPERSIÓN

El líquido puede atomizarse en una corriente gaseosa por medio de una boquilla que dispersa al líquido en una aspersión de gotas. El flujo puede ser a contracorriente, como en las torres verticales con el líquido atomizado hacia abajo, o paralelo, como en las **cámaras** horizontales de aspersión (véase capítulo 7). Estos aparatos tienen la ventaja de una baja caída en la presión del gas; pero, por otra parte, tienen ciertas desventajas. El costo de bombeo para el líquido es relativamente elevado, debido a la caída de presión a través de la boquilla atomizadora. La tendencia del líquido a ser arrastrado por el gas saliente es considerable, y los eliminadores de neblina son necesarios casi siempre. A menos que la relación **diámetro/longitud** sea muy **pequeña**, el gas se mezcla bastante con el atomizado; además, no se puede obtener completa ventaja del flujo a contracorriente. Sin embargo, la relación diámetro/longitud no puede, generalmente, hacerse demasiado **pequeña**, puesto que entonces el atomizado alcanzará rápidamente las paredes de la torre y no servirá como atomizado.

TORRES EMPACADAS

Las torres empacadas, **utilizadas** para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande, como en la figura 6.27. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas.

Empaque

El empaque de la torre debe ofrecer las siguientes características:

1. Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas. La superficie del empaque por unidad de volumen de espacio empacado **a_v** , debe ser grande, pero no en el sentido microscópico. Los pedazos de coque, por ejemplo, tienen una superficie grande debido a su estructura porosa, pero la mayor parte de la superficie será cubierta por la película del líquido que escurre. De todas maneras, la superficie específica de empaque **a_v** , es casi siempre mas grande que la superficie interfacial líquido-gas.
2. Poseer las características deseables del flujo de fluidos. Esto generalmente significa que el volumen fraccionario vacío, **ϵ** , o **fracción** de espacio vacío, en el lecho empacado debe ser grande. El empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de la torre, sin recargo o inundación (véase a continuación); debe ser baja la caída de **presión** del gas. Más aún, la caída de **presión** del gas debe ser principalmente el resultado de la fricción pelicular, si es posible, puesto que es más efectivo que formar arrastres al promover valores elevados de los coeficientes de transferencia de masa (véase torres de paredes mojadas).
3. Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.
4. Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación.
5. Tener bajo precio.

Los empaques son principalmente de dos tipos, aleatorios y regulares.

Empaques al azar

Los empaques al azar son aquellos que simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y que se dejan caer en forma aleatoria. En el pasado se utilizaron materiales **fácilmente** obtenibles; por ejemplo, piedras rotas, grava o pedazos de coque; empero, aunque estos materiales resultan baratos, no son adecuados debido a la pequeña superficie y malas características con respecto al flujo de fluidos. Actualmente, son fabricados los empaques al azar mas utilizados; los tipos mas comunes se muestran en la figura 6.28. Según se muestra, los anillos de Rasching

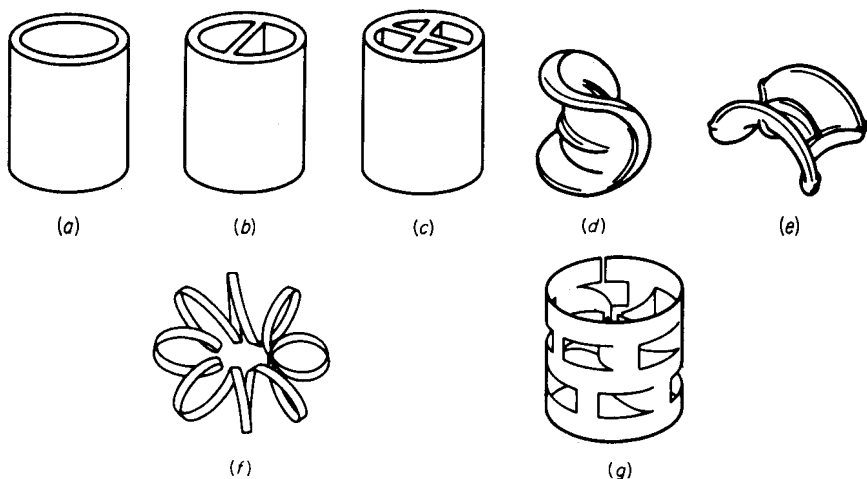


Figura 6.28 Algunos empaques al azar para torres.

son cilindros huecos, cuyo **diámetro** va de 6 a 100 mm ($\frac{1}{4}$ a 4 in) o mas. Pueden fabricarse de porcelana industrial, que es útil para poner en contacto a la mayoría de los líquidos, con excepción de álcalis y ácido **fluorhídrico**; de **carbón**, que es útil, excepto en atmósferas altamente oxidantes; de metales o de plásticos. Los plásticos deben escogerse con especial cuidado, puesto que se pueden deteriorar, rápidamente y con temperaturas apenas elevadas, con ciertos solventes orgánicos y con gases que contienen oxígeno.

Los empaques de hojas delgadas de metal y de plástico ofrecen la ventaja de ser ligeros, pero al fijar los límites de carga se debe prever que la torre puede llenarse inadvertidamente con líquido. Los anillos de Lessing y otros con particiones internas se utilizan con menos frecuencia. Los empaques con forma de silla de montar, los de Berl e Intalox y sus variaciones se pueden conseguir en **tamaños** de 6 a 75 mm ($\frac{1}{4}$ a 3 in); se fabrican de porcelanas **químicas** o plásticos. Los anillos de Pall, también conocidos como Flexirings, anillos de cascada y, como una variación, los Hy-Pak, se pueden obtener de metal y de plástico. Los **Tellerettes** y algunas de sus modificaciones se pueden conseguir con la forma que se muestra y en plástico. Generalmente, los **tamaños** más **pequeños** de empaques al azar ofrecen superficies específicas mayores (y mayores caídas de presión), pero los **tamaños** mayores cuestan menos por unidad de volumen. A manera de orientación general: los tamaños de empaque de 25 mm o mayores se utilizan generalmente para un flujo de gas de $0.25 \text{ m}^3/\text{s}$ (ca. $500 \text{ ft}^3/\text{min}$), 50 mm o mayores para un flujo del gas de $1 \text{ m}^3/\text{s}$ ($2000 \text{ ft}^3/\text{min}$). Durante la **instalación**, los empaques se vierten en la torre, de forma que caigan aleatoriamente; con el fin de prevenir la ruptura de empaques de cerámica o carbón, la torre puede llenarse inicialmente con agua para reducir la velocidad de caída.

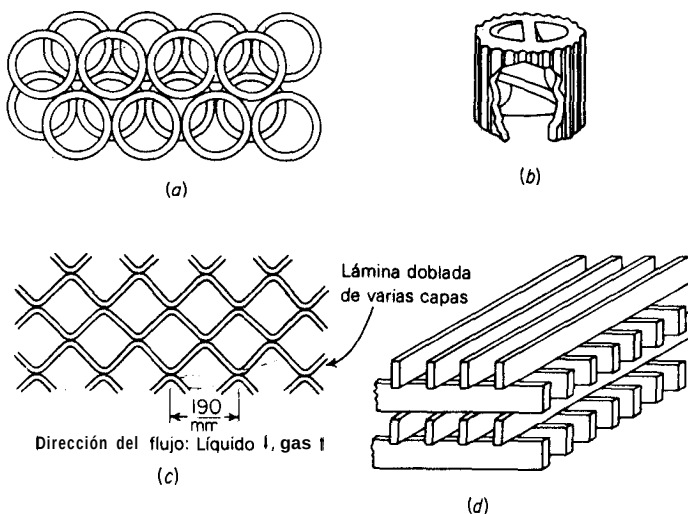


Figura 6.29 Empaques regulares o amontonados.

Empaques regulares

Hay gran variedad de estos empaques. Los platos de contracorriente, que ya se consideraron, son una forma de empaque regular, al igual que los arreglos de la figura 6.29. Los empaques regulares ofrecen las ventajas de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor, generalmente a expensas de una **instalación** más costosa que la necesaria para los empaques aleatorios. Los anillos hacinados de Raschig son económicos **sólo** en **tamaños** muy grandes. Hay varias modificaciones de los empaques metálicos expandidos [105]. Las rejillas o "vallas" de madera no son caras y se utilizan con frecuencia cuando se requieren volúmenes vacíos grandes; como en los gases que llevan consigo el alquitrán de los hornos de coque, o los líquidos que tienen partículas sólidas en **suspensión**. La malla de lana de alambre tejida o de otro tipo, enrollada en un cilindro como si fuese tela (Neo-Kloss), u otros arreglos de gasa **metálica** (Koch-Sulzer, Hyperfil y Goodloe) proporcionan una superficie interfacial grande de líquido y gas en contacto y una caída de presión muy pequeña; son especialmente útiles en la destilación al vacío [10, 77]. Los **mezcladores estáticos** se **diseñaron** originalmente como **mezcladores en línea**, para mezclar dos fluidos mediante flujo paralelo. Hay varios **diseños**, pero en general constan de dispositivos en forma de rejillas para huevos; los dispositivos se instalan en un tubo; causan una multitud de roturas de fluidos que fluyen a corriente paralela en corrientes izquierdas y derechas; cada corriente se rompe en otras más **pequeñas** [85]. Se ha mostrado que estos dispositivos son útiles para el contacto entre gas-líquido a contracorriente [121], poseen buenas características de transferencia de masa a caídas bajas de presión del gas.

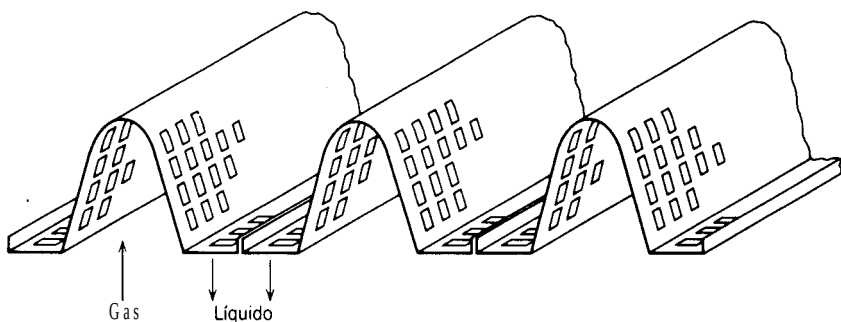


Figura 6.30 Plato de sostn Multibeam (*Chemical Process Products División, Norton Co.*)

Cuerpo de la torre

Esta puede ser de madera, metal, porcelana química, ladrillo a prueba de ácidos, vidrio, plástico, metal cubierto de plástico o vidrio, u otro material, según las condiciones de corrosión. Para facilitar su construcción y aumentar su resistencia, generalmente son circulares en la sección transversal.

Soportes de empaque

Es necesario un espacio abierto en el fondo de la torre, para asegurar la buena **distribución** del gas en el empaque. En consecuencia, el empaque debe quedar soportado sobre el espacio abierto. Por supuesto, el soporte debe ser lo suficientemente fuerte para sostener el peso de una altura razonable de empaque; debe tener un área libre suficientemente amplia para permitir el flujo del líquido y del gas con un mínimo de **restricción**. Puede utilizarse una rejilla de barras del tipo mostrado en la figura 6.27; [112] pero se prefieren los soportes especialmente **dise-**ñados que proporcionan paso separado para el gas y el líquido.

En la figura 6.30 se muestra una **variación** de estos soportes; su **área** libre para el flujo es del orden del 85%; puede fabricarse en diferentes modificaciones y diferentes materiales, inclusive en metales, metales expandidos, **cerámica** y **plás-**ticos.

Distribución del líquido

En la figura 6.31 se indica la importancia de la adecuada distribución inicial del líquido en la parte superior del empaque. Por supuesto, el empaque en seco no es efectivo para la transferencia de masa; además se utilizan diferentes dispositivos para la distribución del líquido. Las boquillas aspersoras no son útiles, porque generalmente provocan que mucho líquido sea arrastrado en el gas. El arreglo que se muestra en la figura 6.27 o un anillo de un tubo perforado pueden utilizarse en torres pequeñas. Para diámetros grandes, puede utilizarse un distribuidor del tipo

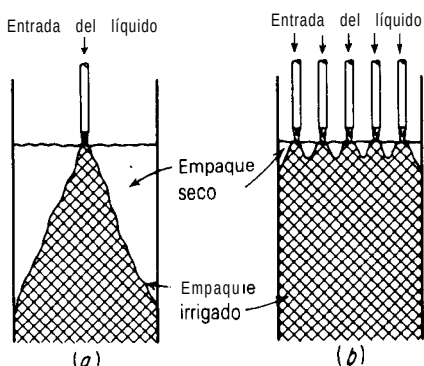


Figura 6.31 Distribución del líquido e irrigación del empaque: (a) inadecuada; (b) adecuada.

mostrado en la figura 6.32. Existen otros muchos dispositivos. Generalmente se considera necesario proporcionar al menos cinco puntos de introducción del líquido por cada 0.1 m^2 (1 ft^2) de sección transversal de la torre para torres grandes ($d \geq 1.2 \text{ m} = 4 \text{ ft}$) y un número mayor para diámetros **pequeños**.

Tamaño del empaque al azar y redistribución del líquido

En el caso de empaques al azar, la densidad del empaque, es decir, el número de piezas de empaque por pie cúbico, es generalmente menor en la vecindad inmediata de las paredes de la torre; por esta causa, el líquido tiende a segregarse hacia las paredes y el gas a fluir en el centro de la torre. Dicha tendencia es menos **pro-**

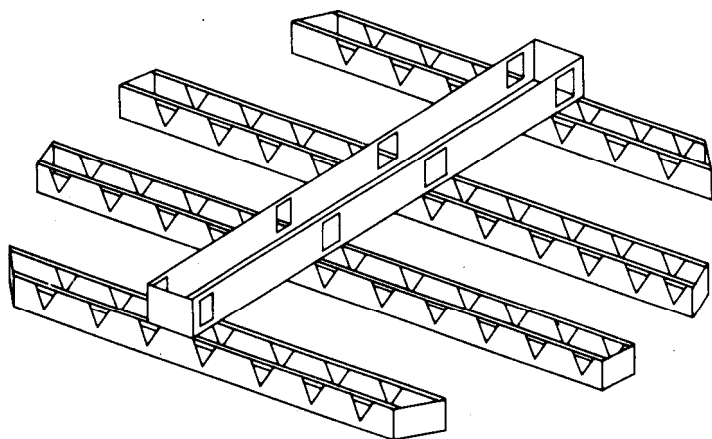


Figura 6.32 Distribuidor del líquido de represa de tina (Chemical Process Products Division, Norton Co).

nunciada si el diámetro de cada pieza de empaque es **al** menos menor de un **octavo del** diámetro de la torre; no obstante, se recomienda que, si es posible, la relación $d_p/T = 1/15$. Aun así, se acostumbra permitir la redistribución del líquido a intervalos que varían de tres a diez veces el diámetro de la torre, al menos cada 6 o 7 m. Los empaques de malla entretejida colocados debajo de un soporte de empaque (figura 6.30) son buenos redistribuidores ^[41]. En vista a la apropiada distribución del líquido, las torres empacadas se construyen adecuadamente con **diámetros** de 6 a 7 m o más.

Contenedores del empaque

Los contenedores son necesarios cuando la velocidad del gas es elevada; generalmente son deseables para evitar el levantamiento del empaque durante un aumento repentino del gas. Las pantallas o barras gruesas pueden utilizarse. Para el empaque de cerámica gruesa, se pueden utilizar platos que descansen libremente sobre la parte superior del empaque. Para empaques de plástico y otros empaques ligeros, los contenedores **están** unidos al cuerpo de la torre.

Eliminadores del arrastre

A velocidades elevadas del gas, especialmente, el gas que abandona la parte superior del empaque puede acarrear gotitas del líquido como una niebla. Ésta puede eliminarse mediante eliminadores de neblina, a través de los cuales debe pasar el gas; los eliminadores se instalan sobre la entrada del líquido. Una capa de malla (de alambre, teflón, polietileno u otro material), entretejida especialmente con espacios del **98-99%**, aproximadamente de 100 mm de espesor, colectará **prácticamente** todas las partículas de neblina ^[18, 124]. Otros tipos de eliminadores incluyen ciclones y rearreglos del tipo de persianas venecianas ^[53]. Un metro de empaque al azar seco es muy efectivo.

Flujo a contracorriente del líquido y el gas a través del empaque

En la mayoría de los empaques al azar, la caída de **presión** que sufre el gas es modificada por el flujo del gas y del líquido en forma similar a la que se muestra en la figura 6.33. La pendiente de la línea para el empaque seco está generalmente en el rango de 1.8 a 2.0; indica flujo turbulento para las velocidades más prácticas del gas.

A una velocidad fija del gas, la caída de presión del gas aumenta al aumentar el flujo del líquido, debido principalmente a la sección transversal libre reducida que puede utilizarse para el flujo del gas como resultado de la presencia del líquido. En la región abajo de **A**, figura 6.33, la retención del líquido, esto es, la cantidad de líquido contenido en el lecho empacado, es razonablemente constante con respecto a los cambios en la velocidad del gas, aunque aumenta con el flujo

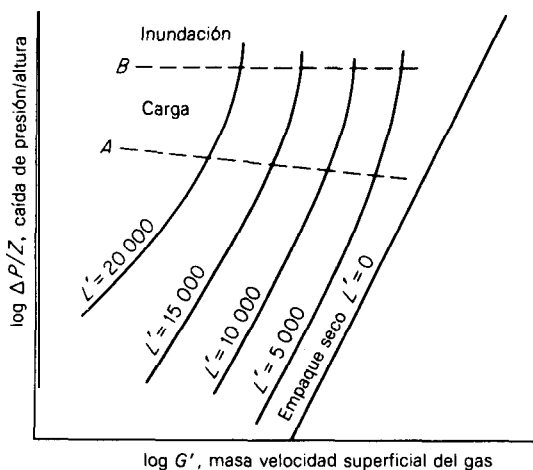


Figura 6.33 Caída de presión del gas típica para el flujo a contracorriente del líquido y el gas en empaques al azar.

del líquido. En la región entre A y B, la **retención** del líquido aumenta **rápidamente** con el flujo del gas, el **área** libre para el flujo del gas se reduce y la caída de presión aumenta más rápidamente. Esto se conoce como **recargo**. Cuando el flujo del gas aumenta hasta B a un flujo fijo del líquido, ocurre uno de los siguientes cambios: (1) una capa del líquido, a través de la cual burbujea el gas, puede **aparecer** en la parte superior del empaque; (2) el líquido puede llenar la torre, empezando por el fondo o por cualquier restricción intermedia, como el soporte empacado, de tal forma que hay un cambio de gas disperso-líquido continuo a líquido disperso-gas continuo que se conoce como **inmersión**, o (3) las capas de espuma pueden elevarse rápidamente a través del empaque. Al mismo tiempo, el arrastre del líquido por el gas **efluente** aumenta con rapidez y la torre se **inunda**. Entonces, la caída de presión del gas aumenta muy rápidamente. El cambio de las condiciones en la región de A a B de la figura 6.33 es gradual; más que por un efecto visible, el recargo y la **inundación** iniciales están frecuentemente determinados por el cambio en la pendiente de las curvas de caída de **presión**. No es práctico operar una torre inundada; la mayoría de las torres operan justamente por debajo o en la "parte inferior de la región de recargo".

Inundación y recargo

Las condiciones para la inundación en los empaques al azar dependen del método de empaque (en seco o húmedo) y del acomodo del empaque [76]. La curva superior de la figura 6.34 correlaciona razonablemente bien los datos sobre la inundación para la mayoría de los empaques al azar. Datos más específicos se pueden obtener en los manuales [46] o con los fabricantes. El límite de recargo no puede correlacionarse fácilmente.

Tabla 6.3 Características de los empaques aleatorios^a

Empaque	Tamaño nominal, mm (in)										
	6 ($\frac{1}{4}$)	9.5 ($\frac{3}{8}$)	13 ($\frac{1}{2}$)	16 ($\frac{5}{8}$)	19 ($\frac{3}{4}$)	25 (1)	32 ($1\frac{1}{4}$)	38 ($1\frac{1}{2}$)	50 (2)	76 (3)	89 ($3\frac{1}{2}$)
	Anillos de Raschig										
Ceramica:											
Espesor de pared, mm	0.8	1.6	2.4	2.4	2.4	3	4.8	4.8	6	9.5	
<i>C_f</i>	1600	1000	580	380	255	155	125	95	65	37	
<i>C_D</i>			909	749	457	301		181.8	135.6		
<i>ε</i>	0.73	0.68	0.63	0.68	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78	
<i>a_p</i> , m ² /m ³ (ft ² /ft ³)	787 (240)	508 (155)	364 (111)	328 (100)	262 (80)	190 (58)	148 (45)	125 (38)	92 (28)	62 (19)	
Metal											
0.8 mm pared											
<i>C_f</i>	700	390	300	170	155	115					
<i>ε</i>	0.69		0.84		0.88	0.92					
<i>a_p</i> , m ² /m ³ (ft ² /ft ³)	774 (236)		420 (128)		274 (83.5)	206 (62.7)					
1.6 mm pared											
<i>C_f</i>			410	290	220	137	110	83	57	32	
<i>C_D</i>			688	431	485	304		172.9	133.5		
<i>ε</i>			0.73		0.78	0.85	0.87	0.90	0.92	0.95	
<i>a_p</i> , m ² /m ³ (ft ² /ft ³)			387 (118)		236 (71.8)	186 (56.7)	162 (49.3)	135 (41.2)	103 (31.4)	68 (20.6)	

Anillos de **Pall**

Plástico											
C_f				97		52		40	25		16
C D				207		105.2		61.8	47.5		23.9
ϵ				0.87		0.90		0.91	0.92		0.92
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$				341 (104)		206 (63)		128 (39)	102 (31)		85 (26)
Metal											
C_f				70		48		28	20		16
C_D				133.4		95.5		56.6	36.5		
ϵ				0.93		0.94		0.95	0.96		
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$				341 (104)		206 (63)		128 (39)	102 (31)		
Flexirings											
C_f				78		45		28	22		18
ϵ				0.92		0.94		0.96	0.96		0.97
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$				345 (105)		213 (65)		131 (40)	115 (35)		92 (28)
Hy-pak:†											
C_f						45			18	15	
C_D						88.1			28.1	26.6	
ϵ						0.96			0.97	0.97	

Tabla 6.3 Continuación

Packing	Tamaño nominal, mm (in)										
	6 ($\frac{1}{4}$)	9.5 ($\frac{3}{8}$)	13 ($\frac{1}{2}$)	16 ($\frac{5}{8}$)	19 ($\frac{3}{4}$)	25 (1)	32 ($1\frac{1}{4}$)	38 ($1\frac{1}{2}$)	50 (2)	76 (3)	89 ($3\frac{1}{2}$)
	Sillas de montar de Berl										
Cerámica											
C_f	900		240		170	110		65	45		
C_D			508		295	184					
ϵ	0.60		0.63		0.66	0.69		0.75	0.72		
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	899 (274)		466 (142)		269 (82)	249 (76)		144 (44)	105 (32)		
	Sillas Intalox										
Cerámica											
C_f	725	330	200		145	98		52	40	22	
C_D			399		256	241.5		36.2	71.3	40.6	
ϵ	0.75		0.78		0.77	0.775		3.81	0.79		
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	984 (300)		623 (190)		335 (102)	256 (78)		195 (59.5)	118 (36)		
Plástico											
C_f						33			21	16	
C_D						96.7			56.5	30.1	
ϵ						0.91			0.93	0.94	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$						207 (63)			108 (33)	89 (27)	

SuperIntalox

Cerámica ^c						60			30		
C_f						123			63.3		
C_D						0.79			0.81		
ℓ						253 (77)			105 (32)		
$a_p, \text{m}^2/\text{m}^3 \text{ (ft}^2/\text{ft}^3\text{)}$											
Plástico ^d						33			21	16	
C_f						79.5			53.5	30.1	
C_D						0.90			0.93	0.94	
ℓ						207 (63)			108 (33)	89 (27)	
$a_p, \text{m}^2/\text{m}^3 \text{ (ft}^2/\text{ft}^3\text{)}$											

Tellerettes

Plástico						40			20	67-mm	95-mm (R)
C_f						0.87			0.93	0.93	0.92
ℓ						180 (55)			112 (34)	112 (34)	
$a_p, \text{m}^2/\text{m}^3 \text{ (ft}^2/\text{ft}^3\text{)}$											

^a Los datos son para el empaque arrojado húmedo. Cortesía: **Chemical Process Products** Division, Norton Co.; Koch **Engineering** Co.; Ceilcote Co.; **Chemical Engineering Progress**; **Chemical Engineer.**

^b **Tamaño** nominal y espesor de la pared, mm, **resp.:** 6, 0.8; 9.5. 1.6; 13 a 19. 2.4; 25. 3; 32 y 38, 4.8; **50, 6;** 76, 9.5.

^c a_p en $\text{m}^2/\text{m}^3 \text{ (ft}^2/\text{ft}^3\text{)}$

^d **Tamaños 1, 2 y 3**

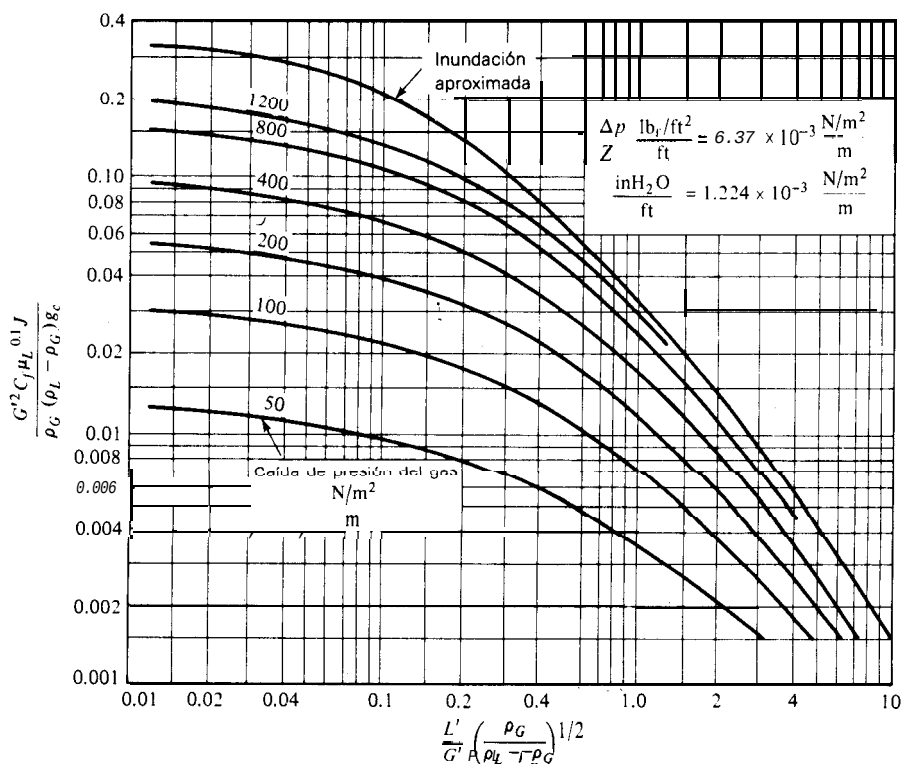


Figura 6.34 Inundación y caída de presión en torres con empaques al azar (coordenadas de Eckert [37], *Chemical Process Products Division, Norton Co.*) Para unidades SI (kg, m, s), $g_c = 1$, C_f de la tabla 6.3, y utilizar $J = 1$. Para $G' = \text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$, $q = \text{lb}_m/\text{ft}^3$, $\mu_L = \text{centipo.}$, $g_c = 4.18(10^8)$, C_f de la tabla 6.3, y utilizar $J = 1.502$.

Normalmente los absorbedores y desorbedores están diseñados para caídas de la presión del gas de 200 a 400 N/m^2 por metro de espesor empacado (0.25 a 0.5 in. $\text{H}_2\text{O}/\text{ft}$), los fraccionadores a presión atmosférica de 400 a 600 $(\text{N/m}^2)/\text{m}$ y las torres de vacío de 8 a 40 $(\text{N/m}^2)/\text{m}$ (0.01 a 0.05 in. $\text{H}_2\text{O}/\text{ft}$) [37]. Los valores de C_f que caracterizan los empaques se dan en la tabla 6.3. Estos y otros valores en la tabla 6.3 cambian al cambiar los procedimientos de fabricación; por ello debe consultarse a los fabricantes antes de terminar el diseño final. Generalmente, las velocidades de inundación para los empaques regulares o apilados serán considerablemente mayores que para los empaques al azar.

Caída de presión para el flujo de una única fase

Cuando sólo el fluido llena los vacíos en el lecho, la caída de presión sufrida por un único fluido al fluir a través de un lecho de sólidos empacados, como esferas,

cilindros, grava, arena, etcétera, está razonablemente bien correlacionado **mediante** la ecuación de **Ergun** ^[42]:

$$\frac{\Delta p}{Z} \frac{g_c \epsilon^3 d_p \rho_g}{(1 - \epsilon) G'^2} = \frac{150(1 - \epsilon)}{\text{Re}} + 1.75 \quad (6.66)$$

También se puede aplicar con igual éxito al flujo de gases y líquidos. El término del lado izquierdo es un factor de fricción. Los términos de la derecha representan contribuciones al factor de fricción; el primero para flujo puramente laminar y el segundo para flujo completamente turbulento. Hay una transición gradual de un tipo de flujo al otro, debido al carácter diferente de los espacios vacíos, ya que los dos términos de la ecuación cambian en importancia relativa cuando el flujo cambia. $\text{Re} = d_p G' / \mu$, y d_p es el diámetro efectivo de las partículas, el diámetro de una esfera con la misma relación superficie/volumen que el empaque en su lugar. Si la superficie específica es a_p , la superficie por unidad de volumen de las partículas es $a_p/(1 - \epsilon)$. De las propiedades de una esfera, se tiene:

$$d_p = \frac{6(1 - \epsilon)}{a_p} \quad (6.67)$$

Normalmente esto no será lo mismo que el **tamaño** nominal de las partículas.

Para el flujo de gases a una G' mayor de aproximadamente $0.7 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ($500 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$), el primer término del lado derecho de la ecuación (6.66) es despreciable. Para un tipo y **tamaño** específicos del empaque fabricado de la torre, la **ecuación** (6.66) puede simplificarse a la expresión empírica:

$$\frac{\Delta p}{Z} = C_D \frac{G'^2}{\rho_g} \quad (6.68)$$

En la tabla **6.3†** se listan valores de C_D en unidades SI.

Caída de presión para el flujo de dos fases

Para el flujo simultáneo a contracorriente de líquido y gas, los datos de caída de presión de diferentes investigadores muestran amplias discrepancias, debido a las diferencias en la densidad y fabricación del empaque; discrepan, por ejemplo, en los cambios en el espesor de las paredes. Por lo tanto, no puede esperarse que las estimaciones sean muy exactas. Para la mayoría de los **propósitos**, servirá la correlación generalizada de la figura 6.34. Los valores de C_f se encuentran en la tabla 6.3. Los fabricantes pueden proporcionar datos más elaborados.

† Para G' en $\text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$, ρ_g en lb_m/ft^3 , $\Delta p/Z$ en $\text{in. H}_2\text{O}/\text{ft}$, multiplíquense los valores de C_D en la tabla 6.3 por $1.405(10^{-10})$.

Ejemplo 6.5 Se va a eliminar dióxido de azufre de un gas, cuyas características son las del aire; con este **propósito**, el gas **será** lavado con una **solución** acuosa de una sal de amonio en una torre empacada con Intalox de **cerámica** de 25 mm. El gas, que entra a un flujo de $0.80 \text{ m}^3/\text{s}$ ($1\,690 \text{ ft}^3/\text{min}$) a 30°C , 1 bar, contiene 7.0% de SO_2 , el cual va a ser eliminado casi completamente. La solución de lavado va a entrar a un **flujo de** 3.8 kg/s ($502 \text{ lb}_\text{m}/\text{min}$); su densidad es de $1\,235 \text{ kg/m}^3$ ($77 \text{ lb}_\text{m}/\text{ft}^3$), y su viscosidad es $2.5(10^{-3}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$ (2.5 centip.). (a) **Escoger un diámetro** adecuado de la torre (b) Si la altura empacada irrigada es 8.0 m (26.25 ft) y si se utiliza 1 m de **Intalox** de cerámica de 25 mm arriba de la entrada del líquido, como un separador de arrastre, calcular la potencia requerida para superar la caída de presión del gas. La eficiencia global del ventilador y del motor es del **60%**.

SOLUCIÓN Puesto que las cantidades mayores del flujo **están** en el fondo de un absorbedor, el **diámetro** se escoge para acomodar las condiciones en el fondo.

$$\text{Peso molec. pr. del gas ent.} = 0.07(64) + 0.93(29) = 31.45 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Gas ent.} = 0.80 \frac{273}{303} \frac{0.987}{1.0} \frac{1}{22.41} = 0.0317 \text{ kmol/s}$$

0

$$0.0317(31.45) = 0.998 \text{ kg/s}$$

$$\rho_G = \frac{0.998 \text{ kg/s}}{0.80 \text{ m}^3/\text{s}} = 1.248 \text{ kg/m}^3$$

Suponiendo básicamente la absorción completa, SO_2 eliminado = $0.0317(0.07)64 = 0.1420 \text{ kg/s}$.

$$\text{Líquido sal} = 3.8 + 0.1420 = 3.94 \text{ kg/s}$$

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{3.94}{0.998} \left(\frac{1.248}{1235} \right)^{0.5} = 0.125$$

En la figura 6.34, utilícese una caída de presión del gas de $400 \text{ (N/m}^2\text{)/m}$. Por lo tanto, la ordenada es 0.061. Para Intalox de cerámica de 25 mm, $C_f = 98$ (tabla 6.3). Por lo tanto,

$$G' = \left[\frac{0.061 \rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c}{C_f \mu_L^{0.1}} \right]^{0.5} = \left[\frac{0.061(1.248)(1235 - 1.248)}{98(2.5 \times 10^{-3})^{0.1}(1.0)} \right]^{0.5} \\ = 1.321 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Por lo tanto, el **área** de la sección transversal de la torre es $(0.998 \text{ kg/s})(1.321 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}) = 0.756 \text{ m}^2$.

$$T = [4(0.756)/\pi]^{0.5} = 0.98 \text{ m, o aprox. } 1.0 \text{ m de diámetro. Respuesta.}$$

El brea de la **sección** transversal correspondiente = 0.785 m^2 .

(b) La caída de presión para los 8.0 m de empaque irrigado es aproximadamente $400(8) = 3\,200 \text{ N/m}^2$.

Para el empaque seco, el flujo del gas = $G' = (0.998 - 0.1420)/0.785 = 1.09 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ a una presión de $100\,000 - 3\,200 = 96\,800 \text{ N/m}^2$. La densidad del gas es:

$$\rho_G = \frac{29}{22.41} \frac{273}{303} \frac{96\,800}{101\,330} = 1.114 \text{ kg/m}^3$$

Tabla 6.3: C_D para este empaque = 241.5 para unidades SI. Ecuación (6.68):

$$\frac{\Delta p}{Z} = \frac{241.5(1.09)^2}{1.114} = 258 \text{ N/m}^2 \text{ por 1 metro de empaque}$$

La **caída** de presión total para el empaque **es**, por consiguiente, $3\,200 + 258 = 3\,458 \text{ N/m}^2$. Para calcular la potencia del ventilador, a esto se debe sumar la **caída** de **presión** para los **soportes** empacados y el distribuidor del líquido (despreciable para un aparato bien **diseñado**), las **pérdidas** por la **expansión** a la entrada y las **pérdidas** por la **contracción** a la salida (en el caso del gas). Para una velocidad del gas en las tuberías de entrada y de salida de 7.5 m/s , las **pérdidas** por **expansión** y **contracción** serán como **máximo** de 1.5 cabeza de velocidades o $1.5 \text{ V}^2/2g_c = 1.5(7.5)^2/2(1) = 42 \text{ Nm/Kg}$ o $(42 \text{ Nm/kg})(1.24 \text{ kg/m}^3) = 52.1 \text{ N/m}^2$. Por lo tanto, la potencia del ventilador para la torre se calcula como

$$\frac{[(3458 + 52) \text{ N/m}^2][(0.998 - 0.147) \text{ kg/s}]}{1.114 \text{ kg/m}^3} = 2681 \text{ N} \cdot \text{m/s} = 2.681 \text{ kW}$$

Entonces, la potencia para el motor del ventilador es $2.681/0.6 = 4.469 \text{ kW}$ o 6 caballos de potencia.

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA PARA TORRES EMPACADAS

Cuando una torre empacada se hace funcionar en la forma usual como un **absorbedor** o **desorbedor** a contracorriente para la transferencia de soluto entre el gas y el líquido, la rapidez de la transferencia del soluto puede calcularse a partir de los valores medidos de la rapidez del flujo de gas y de líquido y de las concentraciones totales del soluto en las corrientes entrantes y salientes. Como se **explicó** en el capítulo 5, debido a la imposibilidad de medir las concentraciones del soluto en la interfase gas-líquido, la rapidez resultante de la transferencia de masa sólo puede expresarse como coeficientes globales, y no como coeficientes para cada uno de los fluidos. Más aún, puesto que el **área** interfacial entre el gas y el líquido no se mide directamente por dichos experimentos, el *flux* de la transferencia de masa no puede determinarse; en lugar de esto, la rapidez sólo puede determinarse como el producto del flux y el área interfacial total. Dividiendo estas rapidezces entre el volumen del empaque, los resultados aparecen como “coeficientes volumétricos globales”, $K_x a$, $K_y a$, $K_G a$, $F_{OG} a$, $F_{OL} a$, etc., en donde a es la superficie **interfacial** por unidad de volumen empacado.

Los coeficientes de transferencia de masa de cada fluido (K_x , K_y , F_L , F_G) y el **área** interfacial a que forman estos coeficientes **volumétricos** globales, dependen en forma diferente de las propiedades del fluido, rapidezces de flujo y tipo de empaque. En consecuencia, los coeficientes volumétricos globales son útiles sólo en el **diseño** de torres llenas con el mismo empaque y que manejen el mismo sistema químico a la misma rapidez de flujo e iguales concentraciones que las existentes durante las mediciones. Para obtener un diseño general, son necesarios el coeficiente de cada fluido y el área interfacial.

Para obtener cada coeficiente el método general ha sido escoger aquellas condiciones experimentales en que la resistencia a la transferencia de masa en la fase gaseosa sea despreciable en comparación con la del líquido. Esto sucede en la absorción o **desorción** de gases muy insolubles; oxígeno o hidrógeno en agua, por

ejemplo [véase la **ecuación (5.14)**]^[106]. Las mediciones en dichos sistemas llevan a valores de $k_x a$, $k_L a$ y $F_L a$, que pueden correlacionarse en función de las variables del sistema. Evidentemente no hay sistemas en que la absorción o **desorción** ocurran con un soluto tan soluble en el líquido que la resistencia en la fase líquida sea completamente despreciable. Ahora bien, restando a las resistencias globales la resistencia conocida del líquido (véase capítulo 5), es posible llegar a los coeficientes de la fase gaseosa $k_g a$, $F_g a$ y correlacionarlos en función de las variables del sistema.

Otro método para obtener los coeficientes puros de la fase gaseosa es hacer mediciones cuando un líquido puro se evapora en un gas. Aquí no hay resistencia del líquido, puesto que no hay gradiente de concentración dentro del líquido. Sin embargo, los coeficientes volumétricos resultantes, $k_g a$ y $F_g a$, no están de acuerdo con los obtenidos por el método descrito antes: como se explica posteriormente son distintas áreas interfaciales específicas.

Retención del líquido

La retención se refiere al líquido retenido en la torre bajo la forma de película que humedece el empaque y retenido como lagunas encerradas en los huecos existentes entre las partículas del empaque. Se encuentra que la retención total ϕ_{L_t} está formada por dos partes

$$\phi_{L_t} = \phi_{L_0} + \phi_{L_s} \quad (6.69)$$

en donde ϕ_{L_s} es la retención estática y ϕ_{L_0} la de operación o móvil; cada una está expresada en volumen líquido/volumen empaçado. La retención móvil consta del líquido que se mueve continuamente a través del empaque y que es reemplazado continua, regular y rápidamente por nuevo líquido que fluye desde la parte superior. Al detener el flujo del gas y del líquido, la retención móvil se separa del empaque. La retención estática es el líquido retenido como lagunas en intersticios protegidos en el empaque, principalmente lagunas estancadas y que **sólo** son reemplazadas lentamente por líquido fresco. Al detener los flujos, la retención estática no se separa.

Cuando ocurre la absorción o **desorción** de un soluto, y cuando en estos procesos ocurre la transferencia de un soluto entre el líquido total y el gas, el líquido de la retención estática rápidamente llega al equilibrio con el gas adyacente y posteriormente su superficie interfacial no contribuye a la transferencia de **masa, excepto** cuando se va reemplazando lentamente. Por lo tanto, para la absorción y **desorción**, la menor área ofrecida por la **retención** móvil es efectiva. Sin embargo, cuando ocurre la evaporación o condensación, y cuando la fase líquida es el único componente puro, el área ofrecida por la retención total es efectiva, puesto que entonces el líquido no ofrece resistencia a la transferencia de masa.

Transferencia de masa

Para la mayoría de los empaques, se pueden obtener los datos para $K_G a$ o el equivalente H_{10G} en manuales ^[46] o en los boletines de los fabricantes de sistemas específicos. Para algunos empaques también se pueden obtener datos para $k_G a$ (o H_{1G}) y $k_L a$ (o H_{1L}); se han tratado de correlacionar estos datos, generalmente en función de las condiciones de operación ^[30, 45, 46, 94].

Para los anillos de Raschig y las sillas de montar de Berl, Shulman y colaboradores ^[107] establecieron la naturaleza de los coeficientes del área libre de transferencia de masa k_G . Con este fin, pasaron gases a través de lechos llenos con empaque hechos con naftaleno, el que sublima en el gas. Luego comparando estos coeficientes con los $k_G a$ de la absorción acuosa ^[48] y otros sistemas, obtuvieron las Breas interfaciales para la **absorción** y **evaporación**. De este modo, consiguieron que los datos sobre los $k_L a$ ^[106] proporcionaran la correlación para k_L , el coeficiente de la fase líquida. El trabajo de Shulman y colaboradores se resume como sigue.

Para los anillos de Raschig y las sillas de Berl, el coeficiente de la fase gaseosa está dado por

$$\frac{F_G}{G} \frac{Sc_G^{2/3}}{G} = \frac{k_G p_{B, M}}{G} \frac{Sc_G^{2/3}}{G} = 1.195 \left[\frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \epsilon_{Lo})} \right]^{-0.36} \quad (6.70)$$

en donde ϵ_{Lo} , el espacio vacío de operación, está dado por

$$\epsilon_{Lo} = \epsilon - \phi_{Li} \quad (6.71)$$

y d_s es el diámetro de una esfera con la misma superficie que una única partícula de empaque (no es lo mismo que d_p). Las propiedades del fluido deben evaluarse en las condiciones promedio entre la interfase y el gas total. El coeficiente del líquido esta dado por

$$\frac{k_L d_s}{D_L} = 25.1 \left(\frac{d_s L'}{\mu_L} \right)^{0.45} Sc_L^{0.5} \quad (6.72)$$

Puesto que los datos para el líquido se obtuvieron a concentraciones muy bajas de soluto, k_L puede convertirse a F_L mediante $F_L = k_L c$, en donde c es la densidad molar del disolvente líquido. Puede existir un efecto adicional no incluido en la ecuación (6.72). Si los cambios en la concentración provocan un aumento en la **tensión** superficial cuando el líquido fluye en forma descendente por la columna,

La forma j de la ecuación (6.70), con el exponente $2/3$ sobre Sc_G , correlaciona bien los datos, aunque es incongruente con el enfoque de la **teoría** de renovación de la superficie, que generalmente se acepta para las interfases de fluidos; es incompatible también con la correlación de la ecuación (6.72).

la película líquida sobre el empaque se “estabiliza” y la rapidez de transferencia de masa aumenta. Si la tensión superficial decrece, la película puede romperse en arroyuelos y la rapidez de la transferencia de masa decrece [127]. Aún no se pueden establecer conclusiones definitivas [16].

En una extensa serie de gráficas, Shulman proporciona las áreas interfaciales para la absorción y **desorción** con agua o soluciones acuosas muy diluidas a_{AW} , para condiciones por debajo del recargo. Las áreas están bien representadas por las expresiones empíricas de la tabla 6.4. Para la absorción o **desorción** con líquidos no acuosos, el **área** es $a_{,,}$, dada por

$$a_A = a_{AW} \frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{Low}} \quad (6.73)$$

Tabla 6.4 Área interfacial para la absorción y desorción, líquidos acuoso@

Para las condiciones por debajo de recargo, $a_{AW} = m(808G' / \rho_G^{0.5})^n L' P$. *Nota:* Utilícense sólo con unidades SI: L' y G' $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$ [o $(\text{lb}_m/\text{h ft}^2)(0.001356)$] y ρ_G kg/m^3 [o $(\text{lb}/\text{ft}^3)(16.019)$]. $a_{AW} = \text{m}^2/\text{m}^3$; dividir entre 3,281 para ft^2/ft^3 . Los datos originales cubren L' hasta 6.1 $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$ (4 500 $\text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$); se ha sugerido [107] la extrapolación a $L = 10.2 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ (7 500 $\text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$).

Empaque	Tamaño nominal		Rango de L'		m	n	P
	mm	in	$\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\text{lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$			
Anillos de Raschig	13	0.5	0.68–2.0	500–1500	28.01	$0.2323L' - 0.30$	– 1.04
			2.0–6.1	1500–4500	14.69	$0.01114L' + 0.148$	–0.111
	25	1	0.68–2.0	500–1500	34.42	0	0.552
			2.0–6.1	1500–4500	68.2	$0.0389L' - 0.0793$	–0.47
	38	1.5	0.68–2.0	500–1500	36.5	$0.0498L' - 0.1013$	0.274
			2.0–6.1	1500–4500	40.11	$0.01091L' - 0.022$	0.140
	50	2	0.68–2.0	500–1500	31.52	0	0.481
			2.0–6.1	1500–4500	34.03	0	0.362
Sillas de Berl	13%	0.5‡	0.68–2.0	500–1500	16.28	0.0529	0.761
			2.0–6.1	1500–4500	25.61	0.0529	0.170
	25§	1§	0.68–2.0	500–1500	52.14	$0.0506L' - 0.1029$	0
			2.0–6.1	1500–4500	73.0	$0.0310L' - 0.0630$	–0.359
	38§	1.5)	0.68–2.0	500–1500	40.6	-0.0508	0.455
			2.0–6.1	1500–4500	62.4	$0.0240L' - 0.0996$	–0.135

^a Datos de Shulman *et al.* [107]

^b Sólo para $G' < 1.08 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ (800 $\text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$). Para valores más altos, véase Shulman: *AIChE J.*, **1**, 253(1955), figs. 16 y 17.

^c Se ha demostrado que se pueden aplicar constantes para $L' = 0.68$ a 2.0 sobre el rango $L' = 0.68$ a 6.1 [99]. Esto puede reflejar algún cambio en la forma del empaque al pasar los años.

y para el contacto de un gas con un líquido puro, como en la evaporación, las áreas son

$$a_V = 0.85 a_A \frac{\varphi_{Li}}{\varphi_{Lo}} \quad (6.74)$$

$$a_{VW} = 0.85 a_{AW} \frac{\varphi_{LiW}}{\varphi_{LoW}} \quad (6.75)$$

El subíndice **W** indica que el líquido es agua. En la tabla 6.5 se resumen los datos de retención. Aunque estos datos están basados en trabajos con absorción, **desorción** y evaporación, las pruebas indican que los mismos coeficientes se aplican a la destilación en torres empacadas [89]. En la **destilación** deben utilizarse las **a_A**.

Ejemplo 6.6 Una torre empacada con sillas de Berl de 38 mm (1.5 in) se va a utilizar para absorber vapor de benceno de una mezcla diluida con un gas inerte. Las circunstancias son:

Gas: Peso molec. pr. = 11; viscosidad = 10^{-5} kg/m · s (0.01 centip.); 27°C , $p_i = 107$ kN/m² (803 mm Hg); $D_G = 1.30(10^{-5})$ m²/s (0.504 ft²/h); flujo $G' = 0.716$ kg/m² s (528 lb_m/ft² h)

Líquido: Peso molec. pr. = 260; viscosidad = $2(10^{-3})$ kg/m · s (2.0 centip.); densidad = 840 kg/m³ (52.4 lb_m/ft³); tensión superficial = $3.0(10^{-2})$ N/m (30 dinas/cm); $D_L = 4.71(10^{-10})$ m²/s [$1.85(10^{-5})$ ft²/h]; flujo $L' = 2.71$ kg/m² s (2 000 lb_m/ft² h).

Calcular los coeficientes volumétricos de transferencia de masa.

SOLUCIÓN Para el gas

$$\rho_G = \frac{11}{22.41} \frac{1.07 \times 10^5}{1.0133 \times 10^5} \frac{273}{273 + 27} = 0.472 \text{ kg/m}^3$$

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} = \frac{1 \times 10^{-5}}{0.472(1.30 \times 10^{-5})} = 1.630$$

$$G' = 0.716 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \quad G = \frac{0.716}{11} = 0.0651 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

Para el líquido,

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} = \frac{2 \times 10^{-3}}{840(4.77 \times 10^{-10})} = 4990$$

Retención Tabla 6.5:

$$L' = 2.71 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \quad d_s = 0.0472 \text{ m} \quad \beta = 1.508 d_s^{0.376} = 0.418$$

$$\varphi_{LsW} = \frac{5.014 \times 10^{-5}}{d_s^{1.56}} = 5.86 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\varphi_{LiW} = \frac{(2.32 \times 10^{-6})(737.5 L')^\beta}{d_s^2} = 0.0394 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Tabla 6.5 Retención de líquido en torres empacadas †

$\varphi_{Lr} = \varphi_{Lo} + \varphi_{Li}$ $\varphi_{LrW} = \varphi_{Low} + \varphi_{LsW}$ $\varphi_{Lo} = \varphi_{Low}H$ Utilícese sólo con unidades SI: L' en $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s} = (\text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h})(0.001356)$; ρ_L $\text{kg/m}^3 = (\text{lb}_m/\text{ft}^3)(16.01)$; μ_L en $\text{kg/m} \cdot \text{s} = \text{centip.} (0.001)$; σ en $\text{N/m} = (\text{dinas/cm})(0.001)$. θ es adimensional.

Empaque	Tamaño nominal		d, m		Agua, temp. ordinarias	μ_L , kg/m s	H
	mm	in					
Anillos de Raschig de cerámica	13	0.5	0.01774	$0.0486 \mu_L^{0.02} \sigma^{0.99} d_i^{1.21} \rho_L^{0.37}$	$\beta = 1.508 d_i^{0.376}$	< 0.012	$\frac{975.7 L'^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (2.024 L'^{0.430} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'}$
	25	1	0.0356		$\varphi_{LsW} = \frac{2.47 \times 10^{-4}}{d_i^{1.21}}$		
	38	1.5	0.0530		$\varphi_{LiW} = \frac{(2.09 \times 10^{-6})(737.5 L')^\beta}{d_i^2}$	> 0.012	$\frac{2168 L'^{0.57} \mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84} (2.024 L'^{0.430} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'}$
	50	2	0.0725				
Anillos de Raschig de carbón	25	1	0.01301	$0.0237 \mu_L^{0.02} \sigma^{0.23} d_i^{1.21} \rho_L^{0.37}$	$\beta = 1.104 d_i^{0.376}$	< 0.012	$\frac{407.9 L'^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (1.393 L'^{0.315} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'}$
	38	1.5	0.0543		$\varphi_{LsW} = \frac{5.94 \times 10^{-4}}{d_i^{1.21}}$		
	50	2	0.0716		$\varphi_{LiW} = \frac{(7.34 \times 10^{-6})(737.5 L')^\beta}{d_i^2}$	> 0.012	$\frac{901 L'^{0.57} \mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84} (1.393 L'^{0.315} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'}$
Sillas de Berl de cerámica	13	0.5	0.031622	$4.23 \times 10^{-3} \mu_L^{0.04} \sigma^{0.55} d_i^{1.56} \rho_L^{0.37}$	$\beta = 1.508 d_i^{0.376}$	< 0.020	$\frac{1404 L'^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (3.24 L'^{0.413} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.2817 - 0.262 \log L'}$
	25	1	0.0320		$\varphi_{LsW} = \frac{5.014 \times 10^{-5}}{d_i^{1.56}}$		
	38	1.5	0.0472		$\varphi_{LiW} = \frac{(2.32 \times 10^{-6})(737.5 L')^\beta}{d_i^2}$	> 0.020	$\frac{2830 L'^{0.57} \mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84} (3.24 L'^{0.413} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.28177 - 0.262 \log L'}$

† Datos de Shulman *et al.* [107]

$$\varphi_{LoW} = \varphi_{LiW} - \varphi_{LsW} = 0.0335 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$H = \frac{1404 L'^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (3.24 L'^{0.413} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.2817 - 0.262 \log L'}$$

$$= 0.855$$

$$\varphi_{Lo} = \varphi_{LoW} H = 0.0335(0.855) = 0.0286$$

$$\varphi_{Ls} = \frac{4.23 \times 10^{-3} \mu_L^{0.04} \sigma^{0.55}}{d_s^{1.56} \rho_L^{0.37}} = 4.65 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\varphi_{Li} = \varphi_{Lo} + \varphi_{Ls} = 0.0286 + 4.65 \times 10^{-3} = 0.0333 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Área interfacial Tabla 6.4: $m = 62.4$

$$m = 62.4 \quad n = 0.0240 L' - 0.0996 = -0.0346$$

$$p = -0.1355 \quad a_{AW} = m \left(\frac{808 G'}{\rho_G^{0.5}} \right)^n L'^p = 43.8 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Ecuación (6.73):

$$a_A = a_{AW} \frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{LoW}} = \frac{43.8(0.0286)}{0.0335} = 37.4 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Tabla 6.3:

$$\epsilon = 0.75$$

Ecuación (6.71):

$$\epsilon_{Lo} = \epsilon - \varphi_{Li} = 0.75 - 0.0333 = 0.717$$

Ecuación (6.70):

$$\frac{F_G (1.630)^{2/3}}{0.065 \text{ l}} = 1.195 \left[\frac{0.0472(0.716)}{(1 \times 10^{-5})(1 - 0.717)} \right]^{-0.36}$$

$$F_G = 1.914 \times 10^{-3} \text{ kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s} = k_G p_{B,M}$$

Ecuación (6.72):

$$\frac{k_L (0.0472)}{4.77 \times 10^{-10}} = 25.1 \left[\frac{0.0472(2.71)}{0.002} \right]^{0.45} (4990)^{0.5}$$

$$k_L = 1.156 \times 10^{-4} \text{ kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol}/\text{m}^3)$$

Puesto que los datos para K_L se tomaron a concentraciones muy bajas, esto puede convertirse a $F_L = K_L c$, en donde $c = \frac{840/260}{3.23} = 3.23 \text{ kmol}/\text{m}^3$ densidad molar, en este caso. Por lo tanto, $F_L = 1.156(10^{-4})(3.23) = 3.73(10^{-4}) \text{ kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s} = k_L x_{B,M} c$. Los coeficientes volumétricos son

$$F_G a_A = (1.914 \times 10^{-3})(37.4) = 0.0716 \text{ kmol}/\text{m}^3 \cdot \text{s} = k_g a_A p_{B,M}$$

$$F_L a_A = (3.73 \times 10^{-4})(37.4) = 0.0140 \text{ kmol}/\text{m}^3 \cdot \text{s} = k_L a_A x_{B,M} c$$

Ejemplo 6.7 Una torre empacada con anillos de Raschig de **cerámica** de 50 mm (2 in) se va a utilizar para deshumidificar aire por contacto a contracorriente con agua. En la parte superior de la torre, las condiciones va a ser:

Agua: Flujo = $5.5 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ($4\,060 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$), temp = 15°C .

Aire: Flujo = $1.10 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ($811 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$), temp = 20°C , 1 atm, **básicamente seco**.

Calcular los coeficientes de transferencia para la parte superior de la torre.

SOLUCIÓN Para el gas, $G' = 1.10 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$; $G = 1.10/29 = 0.0379 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$; $\mu_G = 1.8(10^{-5}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$; $Sc_G = 0.6$ para vapor aire-agua y

$$\rho_G = \frac{29}{22.41} \frac{273}{293} = 1.206 \text{ kg/m}^3$$

Para el líquido, $L' = 5.5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$. Tabla 6.5:

$$d_j = 0.0725 \text{ m} \quad \beta = 1.508 d_j^{0.376} = 0.562$$

$$\phi_{LiW} = \frac{(2.09 \times 10^{-6})(737.5 L')^\beta}{d_j^2} = 0.0424 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\phi_{LsW} = \frac{2.47 \times 10^{-8}}{d_j^{1.21}} = 5.91 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\phi_{LoW} = \phi_{LiW} - \phi_{LsW} = 0.0424 - 5.91 \times 10^{-3} = 0.0365 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Tabla 6.4:

$$m = 34.03, n = 0, p = 0.362.$$

$$a_{AW} = m \left(\frac{808 G'}{\rho_G^{0.5}} \right)^n L'^p = 63.1 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Ecuación (6.75):

$$a_{vw} = 0.85 a_{AW} \frac{\phi_{LiW}}{\phi_{LoW}} = 0.85(63.1) \frac{0.0424}{0.0365} = 62.3 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Tabla 6.3:

$$\varepsilon = 0.74, \varepsilon_{Lo} = \varepsilon = \phi_{LiW} = 0.74 = 0.0424 = 0.698.$$

Ecuación (6.70):

$$\frac{F_G(0.6)^{2/3}}{0.0379} = 1.195 \left[\frac{0.0725(1.10)}{(1.8 \times 10^{-5})(1 - 0.698)} \right]^{-0.36} = 0.0378$$

$$F_G = 2.01 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$F_G a_{vw} = (2.01 \times 10^{-3})(62.3) = 0.125 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s} = k_G a_{vw} p_{B,M}$$

Puesto que el líquido es agua pura, no tiene coeficiente de transferencia de masa. Sin embargo, para tales procesos (véase capítulo 7), se necesitan los coeficientes de transferencia de calor por **convección**, tanto para el gas como para el líquido. Estos pueden calcularse, a falta de datos directamente aplicables, mediante la **analogía** de transferencia de masa-calor. Por lo tanto, de la ecuación (6.70) y suponiendo $j_D = j_H$,

$$j_H = \frac{h_G}{C_p G'} \text{Pr}_G^{2/3} = 0.0378$$

en donde h_G es el coeficiente de transferencia de calor de la fase gaseosa. Para el aire, $C_p = 1.000 \text{ N} \cdot \text{m/kg} \cdot \text{K}$; $\text{Pr}_G = 0.74$.

$$h_G = \frac{0.0378 C_p G'}{\text{Pr}_G^{2/3}} = \frac{0.0378(1005)(1.10)}{(0.74)^{2/3}} = 51.1 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

En forma similar, el **análogo** de la transferencia de calor de la ecuación (6.72) es

$$\text{Nu} = \frac{h_L d_j}{k_{th}} = 25.1 \left(\frac{d_j L'}{\mu_L} \right)^{0.45} \text{Pr}_L^{0.5}$$

en donde h_L es el coeficiente de transferencia de calor de la fase líquida. $k_{th} = 0.587 \text{ W/m} \cdot \text{K}$ y $Pr_L = C_p \mu_L / k_{th} \approx 4 \cdot 187(1.14)(10^{-3}) / 0.587 = 8.1$. Por lo tanto,

$$h_L = 25.1 \frac{k_{th}}{d_s} \left(\frac{d_s L'}{\mu_L} \right)^{0.45} Pr_L^{0.5} = \frac{25.1(0.587)}{0.0725} \left[\frac{0.0725(5.5)}{1.14 \times 10^{-4}} \right]^{0.45} (8.1)^{0.5}$$

$$\approx 8071 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Los coeficientes volumétricos correspondientes son:

$$h_G a_{VW} \approx 51.1(62.3) \approx 3183 \text{ W/m}^3 \cdot \text{K}$$

$$h_L a_{VW} \approx 8071(62.3) \approx 503\,000 \text{ W/m}^3 \cdot \text{K}$$

FLUJO DE LÍQUIDOS Y GAS A CORRIENTE PARALELA

El flujo de líquido y gas a corriente paralela (por lo general descendente) a través de lechos empacados, se utiliza para reacciones químicas catalíticas entre los componentes de los fluidos; en estas reacciones el catalizador es comúnmente alguna sustancia activa soportada sobre un material cerámico granular. Estos arreglos se conocen como "reactores de lecho goteador". Respecto de los procesos de separación estrictamente difusiva, en donde el empaque es inactivo y proporciona simplemente un medio para producir la superficie interfacial, debe recordarse que el flujo a corriente paralela no puede ser mejor que una etapa teórica de separación. Esto es suficiente para la separación básicamente completa, en donde una reacción química acompaña a la separación difusiva; por ejemplo, en la absorción de sulfuro de hidrógeno en una solución fuertemente básica, como hidróxido de sodio acuoso. En estos casos, existe la ventaja de que la inundación es imposible: no hay límite superior para la rapidez permisible de flujo. Sin embargo, en ausencia de una reacción, el flujo a corriente paralela pocas veces es útil.

Prácticamente, todos los datos disponibles se refieren a condiciones adecuadas para la catálisis, con pequeñas partículas de empaque: esferas pequeñas, cilindros y similares, que forman el soporte del catalizador. Se pueden obtener estudios muy completos^[100,103] sobre la caída de presión y la transferencia de masa para estos casos.

EFFECTOS TERMINALES Y MEZCLADO AXIAL

Además de lo que ocurre dentro del volumen empacado, existirá transferencia de masa en donde el líquido se introduzca mediante aspersores u otros distribuidores y en donde gotee del soporte inferior del empaque. Estos efectos constituyen los "efectos terminales". Para una evaluación apropiada del empaque en sí, deben hacerse correcciones a los datos experimentales con respecto a dichos efectos; las correcciones se efectúan generalmente operando a diferentes alturas del empaque y luego extrapolando los resultados a altura cero. El nuevo equipo, diseñado con datos sin corregir, debe diseñarse con moderación, si es más corto que el equipo

experimental, e inferior al **diseño** si es más alto. En forma alternativa, el equipo **diseñado** con los datos corregidos incluirá un pequeño factor de seguridad, representado por los efectos terminales, se cree que los datos representados por las ecuaciones (6.69) a (6.75) y las tablas 6.4 y 6.5 están razonablemente libres de los efectos terminales.

Como se aclarará en capítulos posteriores, las ecuaciones que generalmente se utilizan para el **diseño**, y que son iguales a las usadas para calcular los coeficientes de transferencia de masa a partir de mediciones experimentales, se basan en la suposición de que el gas y el líquido fluyen en flujo “tapón”, con un perfil plano de velocidad a través de la torre, y que cada porción del gas o líquido permanece el mismo tiempo en la torre. Este no es el caso, por el momento. La no uniformidad del empaque y la mala distribución del líquido pueden llevar a “trayectorias preferentes”, o regiones en donde el flujo del líquido es anormalmente grande; el líquido en la retención estática se mueve mucho más lentamente que en la retención móvil; gotas del líquido que caen de la pieza empacada, pueden ser arrastradas ascendentemente por el gas. Similarmente, la resistencia al flujo del gas en las paredes de la torre y en regiones relativamente secas del empaque, es diferente a la presentada en otros puntos; el movimiento descendente del líquido induce el movimiento descendente del gas. Como resultado, no ocurre únicamente el flujo de tipo pistón; dentro de cada fluido, hay, además, un movimiento relativo, paralelo al eje de la torre; este movimiento se describe en forma diferente como “mezclado axial”, “dispersión axial” y “retromezclado”. La **dispersión axial** es la prolongación del tiempo de permanencia en el flujo unidireccional debida al alejamiento del flujo de tipo tapón; las partículas del fluido se mueven hacia adelante, pero a diferentes velocidades. El **retromezclado** es el flujo en retroceso en una dirección opuesta a la del flujo neto, causado por el impedimento friccional de un fluido sobre el otro, por aspersión del líquido en el gas (arrastre), etcétera. El transporte de soluto mediante estos mecanismos generalmente se describe en función de una difusividad de remolino. Para torres empacadas de **gas-líquido** ^[19,28,123], en la mayoría de los datos hay dispersión apreciable. Para las sillas de Berl y los anillos de Raschig de 50 mm, el mezclado axial en el líquido es **más** importante que en el gas ^[36]. Este transporte del soluto reduce las diferencias de concentración para la transferencia de masa interfacial. Indudablemente, los coeficientes verdaderos de transferencia de masa son mayores que los que se acostumbra utilizar, puesto que en estos últimos no se han corregido para el mezclado axial. El efecto es fuerte para las torres de aspersión, que como resultado son aparatos poco adecuados para las operaciones de separación. Afortunadamente, los efectos parecen no ser demasiado grandes para torres empacadas en circunstancias ordinarias.

En las torres de platos, el arrastre del líquido en el gas es una forma de **retromezclado**, y sobre los platos hay remezclado y mezclado axial. Ya se consideraron. En los tanques de burbujeo, básicamente el líquido está perfectamente mezclado hasta una concentración uniforme del soluto. En los tanques con agitación mecánica, las dos fases están completamente mezcladas.

TORRES DE PLATOS VS. TORRES EMPACADAS

Los siguientes criterios pueden ser útiles al considerar la elección entre los dos tipos principales de torres.

1. **Caída de presión del gas.** Generalmente, las torres empacadas requerirán una menor caída de presión. Esto es especialmente importante para la destilación al vacío.
2. **Retención del líquido.** Las torres empacadas proporcionarán una retención del líquido sustancialmente menor. Esto es importante cuando el líquido se deteriora a altas temperaturas; los tiempos cortos de retención son esenciales. **También** es importante para obtener buenas separaciones en la destilación por lotes.
3. **Relación líquido-gas.** En las torres de platos se trabaja con los valores muy bajos de esta relación. En las torres empacadas son preferibles los valores altos.
4. **Enfriamiento del líquido.** Las espirales de enfriamiento se construyen más fácilmente en las torres de platos. El líquido puede eliminarse más rápidamente de los platos, para pasarlo a **través** de enfriadores y regresarlo, que de las otras torres empacadas.
5. **Corrientes laterales.** Son eliminadas más fácilmente de las torres de platos.
6. **Sistemas espumantes.** Las torres empacadas operan con menor burbujeo del gas a través del líquido y son las más adecuadas.
7. **Corrosión.** Cuando se tienen problemas complicados de corrosión, las torres empacadas son probablemente las menos costosas.
8. **Presencia de sólidos.** Ninguno de los tipos de torres es muy satisfactorio. Los tanques con agitación y los lavadores Venturi son mejores, pero sólo proporcionan una etapa. Si se requiere la acción a contracorriente en varias etapas, es mejor eliminar los sólidos al principio. El polvo en el gas puede eliminarse mediante un lavador Venturi en el fondo de la torre. Los líquidos pueden filtrarse o bien clarificarse antes de entrar en la torre.
9. **Limpieza.** La limpieza frecuente es mas fácil con las torres de platos.
10. **Fluctuaciones grandes de temperatura.** Los empaques frágiles (cerámica, grafito) tienden a romperse. Los platos o empaques de metal son más satisfactorios.
11. **Carga sobre la base.** Las torres empacadas de **plástico** son menos pesadas que las torres de platos, las que a su vez son más ligeras que las torres de **cerámica** o empacadas de metal. En cualquier caso, debe diseñarse la carga sobre la base considerando que la torre puede llenarse accidental y completamente de líquido.
12. **Costo.** Si no hay otras consideraciones importantes, el costo es el factor principal que debe tomarse en cuenta.

NOTACIÓN PARA EL CAPÍTULO 6

Se puede utilizar cualquier conjunto consistente de unidades, excepto en los casos indicados.

a	superficie específica interfacial promedio para la transferencia de masa, área/volumen , L^2/L^3
a_A	superficie interfacial específica para la absorción, desorción y destilación, área/volumen , L^2/L^3
a	superficie específica de empaque, área/volumen , L^2/L^3
a_v	superficie interfacial específica para el contacto de un gas con un líquido puro, área/volumen , L^2/L^3
A	área proyectada, L^2
A_a	área activa, área de la lamina perforada, L^2
A_d	área de la sección transversal del vertedero, L^2
A_{da}	la menor de las dos áreas , A_d o el Brea libre entre el faldón del vertedero y el plato, L^2
A_n	área neta de la sección transversal de la torre para el flujo del gas = $A_t - A_d$ para platos de flujo transversal, L^2
A_o	área de las perforaciones, L^2
A_t	área de la sección transversal de la torre, L^2
b	ancho de mampara, L
B	longitud de la hoja, L
c	densidad molar del líquido, mol/L ³
	concentración del soluto, mol/L ³
c	distancia desde el impulsor hasta el fondo del tanque, L
C_D	constante empírica, ecuación (6.68) y tabla 6.3
C_f	factor de caracterización del empaque, flujo de dos fases, constante empírica, tabla 6.3
C_F	constante de inundación para los platos, ecuaciones (6.29) y (6.30), empírica
C_o	coeficiente del orificio, adimensional
C_p	calor específico a presión constante, FL/MT
d_d	diámetro del disco, L
d_i	diámetro del impulsor, L
	diámetro del orificio o perforación, L
d	diámetro promedio de la burbuja, L
d	diámetro nominal de la partícula de empaque en la torre, L
d	diámetro de una esfera de la misma superficie que una única partícula de empaque, L
D	difusividad, L^2/θ
D_E	difusividad de remolino del retomezclado, L^2/θ
E	arrastré fraccionario, líquido arrastrado /(líquido arrastrado + flujo neto de líquido), mol/mol o M/M
E_{MG}	eficiencia de la etapa para la fase gaseosa de Murphree, fraccionaria
E_{MGE}	eficiencia de la etapa en la fase gaseosa de Murphree corregida para el arrastre, fraccionaria
E_O	eficiencia global del plato en una torre, fraccionaria
E_{OG}	eficiencia puntual del plato en la fase gaseosa, fraccionaria
f	función
	factor de fricción de Fanning, adimensional
F	coeficiente de transferencia de masa, mol/L ² θ
F_D	fuerza de arrastre, F
Fr	número de Froude del impulsor = $d_i N^2/g$, adimensional

g	aceleración de la gravedad, L/θ^2
g_c	factor de conversión, $ML/F\theta^2$
G	velocidad molar superficial de masa del gas, $mol/L^2\theta$
G'	velocidad superficial de masa del gas, $M/L^2\theta$
h	coeficiente de transferencia de calor, $FL/L^2\theta$
h_D	caída de presión del gas en el plato seco como frente del líquido claro, L
h_G	caída de la presión del gas como frente del líquido claro, L
h_L	caída de presión del gas debido a la retención del líquido sobre el plato, como frente del líquido claro, L
h_R	caída de presión del gas residual como frente del líquido claro, L
h_W	altura del derramadero, L
h_1	cresta del derramadero, L
h_2	pérdida del frente debido al flujo del líquido debajo del faldón del vertedero, L
h_3	retroceso del líquido en el vertedero, L
H	factor de corrección (retención, torres empacadas), tabla 6.5
H_f	energía mecánica perdida por fricción , FL/M
H_{IG}	altura de la unidad de transferencia de la fase gaseosa, L
H_{IL}	altura de la unidad de transferencia de la fase líquida, L
H_{IOG}	altura global de una unidad de transferencia, L
j_D	grupo de transferencia de masa = $F_o Sc^{2/3}/G$, adimensional
j_H	grupo de transferencia de calor = $h Pr^{2/3}/C_p G'$, adimensional
J	factor de conversión, figura 6.31
k_G	coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa, $mol/\theta L^2(F/L^3)$
k_L	coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida, $mol/\theta L^2 (mol/L^3)$
k_{th}	conductividad térmica, $FL^2/\theta L^2 T$
4	coeficiente de transferencia de masa global de la fase líquida $mol/\theta L^2(\text{fracción mol})$
K_G	coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa, $mol/\theta L^2(\text{fracción mol})$
K_y	coeficiente de transferencia de masa global de la fase gaseosa, $mol/\theta L^2(F/L^3)$
K_x	coeficiente de transferencia de masa global de la fase gaseosa, $mol/\theta L^2(\text{fracción mol})$
l	espesor del plato, L
$\ln$	logaritmo natural
$\log$	logaritmo decimal
L	velocidad superficial de la masa molar líquida, $mol/L^2\theta$
L'	velocidad superficial de masa líquida, $M/L^2\theta$
$\bar{L}$	longitud característica, L
m	pendiente promedio de una cuerda de la curva de equilibrio, Ecuaciones (6.52) a (6.59), fracción mol en gas/fracción mol en el líquido
m'	pendiente de una cuerda de la curva en el equilibrio, Ecuación (6.53) , fracción mol en gas/fracción mol en el líquido
n	número de mamparas, adimensionales
N	número de platos, adimensionales
N_{IG}	constante empírica, tabla 6.4
N_{IL}	velocidad del impulsor, θ^{-1}
N_{IOG}	número de unidades de transferencia de la fase gaseosa, adimensional
Nu	número de unidades globales de transferencia de la fase gaseosa, adimensional
Nu	Número de Nusselt = hd_s/k_{thr} , adimensional
p	presión, F/L^2
p	constante empírica, tabla 6.4
p	separación entre las perforaciones, L
Δp	diferencia de presión , F/L^2
Δp_R	caída de presión residual del gas, F/L^2
P	potencia proporcionada por el impulsor, sin flujo del gas, $FL/8$

P_G	potencia proporcionada por un impulsor con flujo del gas, FL/Θ
PC	número de Péclet para el mezclado del líquido, Ecuación (6.59). adimensional
Po	número de potencia = $P_G / \rho L N^3 d_i^5$, adimensional
Pr	número de Prandtl = $c_p \mu / k_{th}$, adimensional
q	flujo volumétrico del líquido, L³/Θ
Q	flujo volumétrico. L³/Θ
Q_{Go}	flujo volumétrico del gas por orificio, L³/Θ
Ra	numero de Rayleigh = $d_p^3 Ap g / D_L \mu_L$, adimensional
Re	número de Reynolds del impulsor = $d_i^2 N \rho_L / \mu_L$, adimensional número de Reynolds para el flujo a través del empaque = $d_p G' / \mu$, Ecuación (6. 66), adimensional
Re_G	número de Reynolds para el gas = $d_p V_s \rho_L / \mu_L$, adimensional
Re_o	número de Reynolds del orificio = $d_o V_o \rho_G / \mu_L = 4 w_o / \pi d_o \mu_G$, adimensional
Sc	numero de Schmidt = $\mu / \rho D$, adimensional
Sh	número de Sherwood = $F d_p / c D$, adimensional
T	diámetro del tanque, diámetro de la torre, L
t	espaciamento de los platos, L
u	velocidad promedio., L/Θ
u'	valor efectivo de la velocidad fluctuante, L/Θ
v_L	volumen del líquido, L³
V	velocidad superficial basada en la sección transversal de la torre; para torres de platos, basada en A_n , L/Θ
V_a	velocidad del gas basada en A_n , L/Θ
V_F	velocidad de inundación basada en A_n , L/Θ
V_o	velocidad a través de un orificio, L/Θ
V_{ow}	velocidad mínima del gas a través de los orificios debajo de la cual hay excesivo lloriqueo, L/Θ
V_S	velocidad de deslizamiento, L/Θ
V_t	velocidad de asentamiento terminal de una burbuja, L/Θ
w	espesor de la hoja, L
w_o	flujo de masa por orificio, M/Θ
W	longitud del derramadero, L trabajo realizado por gas/unidad de masa, FL/M
We	número de Weber = $\rho u^2 d_p / \sigma_g$, adimensional
x	concentración en el líquido, fracción mol
y	concentración en el gas, fracción mol
z	espesor de flujo promedio para el líquido sobre un plato, L
Z	espesor del líquido en un tanque agitado; espesor del empaque; longitud de trayectoria sobre un plato, L
α	constante empírica, tabla 6.2
β	constante empírica: para la velocidad de inundación , tabla 6.2; para la retención en el empaque, tabla 6.5. diferencia en densidad, M/L³
ϵ	volumen vacío fraccionario en un lecho empacado seco,
η	volumen vacio/volumen de lecho, adimensional
θ_L	definido por la ecuación (6.58), adimensional
μ	tiempo de residencia de un líquido sobre un plato, Θ
ρ	viscosidad, M/LΘ
$\Delta\rho$	densidad, M/L³
σ	tensión superficial, F/L
Ψ_G	retención del gas, fracción en volumen, adimensional
Ψ_L	retención del líquido, fracción de volumen empacado, adimensional

Otros subíndices

av	promedio
AW	aire-agua
F	durante la inundación
G	gas
L	líquido
n	número del plato
o	orificio, en operación o en movimiento (retención y espacio vacío de empaque)
s	superficie; estática (retención en el empaque)

Índice superior:

- en el equilibrio con el líquido total

REFERENCIAS

1. Akita, K. y F. Yoshida: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **12**, 76 (1973).
2. Anderson, R. H., G. Garrett y M. Van Winkle: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **15**, 96 (1976).
3. Anon.: *Chem. Eng.*, 72, 86 (16 de agosto, 1965).
4. Bates, R. L., P. L. Fondy y R. R. Corpstein: *Znd. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 2, 310 (1963).
5. Bates, R. L., P. L. Fondy y J. G. Fenic, en *Mixing*, vol. 1, Cap. 3, V. W. Uhl y J. B. Gray, eds.; Academic Press; Nueva York, 1966.
6. Bell, R.L.: *AIChE J.*, **18**, 491 498 (1972).
7. Bell, R. L. y R. B. Solari: *AIChE J.*, **20**, 688 (1974).
8. Biddulph, M. W.: *AIChE J.*, **21**, 41 (1975).
9. Biddulph, M. W. y D. J. Stephens: *AIChE J.*, **20**, 60 (1974).
10. Billet, R.: *Brit. Chem. Eng.*, **14**, 489 (1969).
11. Billet, R.: *Chem. Eng.*, 79, 68 (21, Feb., 1972); *Chem. Eng. Progr.*, **63**(9), 55 (1967).
12. Boll, R. H.: *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **12**, 40 (1973).
13. Bolles, W. L.: *Chem. Eng. Progr.*, **72**(9), 43 (1976).
14. Bolles, W. L.: en B. D. Smith, *Design of equilibrium Stage Processes*, Cap. 14; McGraw-Hill; Nueva York, 1963.
15. Boucher, D. F. y G. E. Alves: en *The Chemical Engineers' Handbook*; 5 ed.; R. H. Perry y C. Chilton, eds., p. 5-22; McGraw-Hill; Nueva York, 1973.
16. Boyes, A. P. y A. B. Ponter: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **10**, 140 (1971).
17. Bridge, A. G., L. Lapidus y J. C. Elgin: *AIChE J.*, **10**, 819 (1964).
18. Brinck, J. A., W. F. Burggrabe y C. E. Greenwell: *Chem. Eng. Progr.*, **64**(11), 82 (1968).
19. Brittan, M. I. y E. T. Woodburn: *AIChE J.*, **12**, 541 (1966).
20. Bruijn, W., K. van't Riet y J. M. Smith: *Trans. Znst. Chem. Engrs. London*, 52, 88 (1974).
21. "Bubble-Tray Design Manual", American Institute of Chemical Engineers; Nueva York, 1958.
22. Butcher, K. L. y M. S. Medani: *Trans. Inst. Chem. Engrs. (London)*, 49, 225 (1971).
23. Calderbank, P. H.: en "Mixing", vol. 2, Cap. 6; V. W. Uhl y J. B. Gray, eds.; Academic Press; Nueva York, 1967.
24. Calderbank, P.H.: *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*; 36, 443 (1958); 37, 173 (1959).
25. Chase, J.D.: *Chem. Eng.*, **74**(10), 105 (31 de julio, 1967); 18, 139 (28 de agosto, 1967).
26. Cicalese, J. J., J. A. Davies, P. J. Harrington, G. S., Houghland, A. J. L. Hutchinson y T. G. Walsh: *Proc. Am. Petrol. Inst.*, 26, sec. III, 180 (1964).

27. Clark, M. W. y T. Vermeulen: *AIChE J.*, 10, 420 (1964).
28. Co, P. y R. Bibaud: *Can. J. Chem. Eng.*, 49, 727 (1971).
29. Colburn, A. P.: *Ind. Eng. Chem.*, 28, 526 (1936).
30. Cornell, D., W. G. Knapp y J. R. Fair: *Chem. Eng. Progr.*, **56(7)**, 68 (1960).
31. Cutter, L. A., *AIChE J.*, 12, 35 (1966).
32. Davidson, J. F. y B. G. Schuler: *Trans. Inst. Chem. Engrs.* (Londres), 38, 144 (1960).
33. Davy, C. A. E. y G. G. Haselden: *AIChE J.*, 21, 1218 (1975).
34. Delnicki, W. V.: comunicación privada, 23 de mayo, 1975.
35. Diener, D. A.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 6, 499 (1967).
36. Dunn, W. E., T. Vermeulen, C. R. Wilke y T. T. Word: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 16, 116 (1977).
37. Eckert, J. S.: *Chem. Eng. Progr.*, **66(3)**, 39 (1970).
38. Eckert, J. S.: *Chem. Eng.*, 82, 70 (14 de abril, 1975).
39. Edmister, W. C.: *Petrol. Engr.*, **1948(12)**, 193.
40. Eissa, S. H. y K. Schügerl: *Chem. Eng. Sci.*, 30, 1251 (1975).
41. Ellis, S. R. M. y D. P. Bayley: *The Chem. Engr.*, **1974 (291)**, 714.
42. Ergun, S.: *Chem. Eng. Progr.*, 48, 89 (1952).
43. Eversole, W. G., G. H. Wagner y E. Stackhouse: *Ind. Eng. Chem.*, 33, 1459 (1941).
44. Fair, J. R.: *Petro/Chem. Eng.*, 33 210 (sep, 1961).
45. Fair, J. R.: *Chem. Eng.*, 72, 116 (5 de julio, 1965).
46. Fair, J. R.: *Chem. Eng.*, 76, 90 (14 de julio, 1970).
47. Fair, J. R.: en *The Chemical Engineers' Handbook*; 5a ed., Sec. 18; R. H. Perry y C. H. Chilton, eds.; McGraw-Hill; Nueva York, 1973.
48. Fellinger, L.: citado por T. K. Sherwood y R. L. Pigford; *Absorption and Extraction*; 2a. ed.; McGraw-Hill; Nueva York, 1952.
49. Foss, A. S. y J. A. Gerster: *Chem. Eng. Progr.*, 59, 35 (1963).
50. Gerster, J. A.: *Chem. Engr. Progr.*, 59, 28 (1956)**17, 631 (1971)**.
51. Gleason, R. J. y J. D. McKenna: *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, **68(126)**, 119 (1972).
52. Güntel, A. y M. E. Weber: *AIChE J.*, 21, 931 (1975).
53. Hanf, E. B.: *Chem. Eng. Progr.*, **67(11)**, 54 (1971).
54. Harris, L. S. y G. S. Haun: *Chem. Eng. Progr.*, **60(5)**, 100 (1964).
55. Hasson, I. T. M. y C. W. Robinson: *AIChE J.*, 23, 48 (1977).
56. Haug, H. F.: *Chem. Eng. Sci.*, 31, 295 (1976).
57. Hicks, R. W. y L. E. Gates: *Chem. Eng.*, 83, 141 (19 de julio, 1976).
58. Holland, C. D. et al.: *Chem. Eng. Sci.*, 25, 431 (1970); 26, 1723 (1971).
59. Hollands, K. G. T. y K. C. Goel: *Znd. Eng. Chem. Fundamentals*, 14, 16 (1975).
60. Hoppe, K., G. Krüger y H. Ikier: *Brit. Chem. Eng.*, 12, 715, 1381 (1967).
61. Hughmark, G. A.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 6, 218 (1967).
62. Hughmark, G. A. y H. E. O'Connell: *Chem. Eng. Progr.*, 53, 127 (1957).
63. Hulswitt, C. y J. A. Mraz: *Chem. Eng.*, 79, 80 (15 de mayo, 1972).
64. Hunt, C. D'A., D. N. Hanson y C. R. Wilke: *AIChE J.*, 1, 441 (1955).
65. Hutchinson, M. H. y R. F. Baddour: *Chem. Eng. Progr.*, 52, 503 (1956).
66. Interest, E.: *Chem. Eng.*, 78, 167 (15 de noviembre, 1971).
67. Jamison, R. H.: *Chem. Eng. Progr.*, **65(3)**, 46 (1969).
68. Kerr, C. P.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 13, 222 (1974).
69. Koetsier, W. T., D. Thoenes y J. F. Frankena: *Chem. Eng. J.*, 5, 61, 71 (1973).
70. Laity, D. S. y R. E. Treybal: *AIChE J.*, 3, 176 (1957).
71. Leibson, I., E. G. Holcomb, A. G. Cocosó y J. J. Jacmie: *AIChE J.*, 2, 2% (1956).
72. Lemieux, E. J. y L. J. Scotti: *Chem. Eng. Progr.*, **65(3)**, 52 (1969).
73. Leva, M.: *Chem. Eng. Progr.*, **67(3)**, 65 (1971).
74. Levins, D. M. y J. R. Glastonbury: *Trans. Inst. Chem. Engrs. London*, 50, 32 (1972).
75. Lewis, W. K., Jr.: *Ind. Eng. Chem.*, 28, 399 (1936).
76. Lobo, W. E., L. Friend, F. Hashmall y F. Zenz: *Trans. AIChE*, 41, 693 (1945).

77. Lubowicz, R. E. y P. Reich: *Chem. Eng. Progr.*, **67(3)**, 59 (1971).
78. Mack, D. E. y A. E. Kroll: *Chem. Eng. Progr.*, **44**, 189 (1948).
79. Madigan, C. M.: Examen de Maestría en Ingeniería Química; Universidad de Nueva York, 1964.
80. Maneri, C. C. y H. D. Mendelson: *AIChE J.*, **14**, 295 (1968).
81. Martín, G. Q.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **11**, 397 (1972).
82. McAllister, R. A., P. H. McGinnis y C. A. Planck: *Chem. Eng. Sci.*, **9**, 25 (1958).
83. Mendelson, H. D.: *AIChE J.*, **13**, 250 (1967).
84. Miller, D. N.: *AIChE J.*, **20**, 445 (1974).
85. Morris, W. D. y J. Benyan: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **15**, 338 (1976).
86. Nagata, S.: *Mixing, Principles and Applications*; Halsted Press; Nueva York, 1975.
87. Nemunaitis, R. R.: *Hydrocarbon Processing*, **55(11)**, 235 (1971).
88. Nienow, A. W. y D. Miles: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **10**, 41 (1971).
89. Norman, W. S., T. Cakaloz, A. Z. Fiesco y D. H. Sutcliffe: *Trans. Inst. Chem. Engrs. Londres*, **41**, 61 (1963).
90. O'Connell, H. E.: *Trans. AIChE*, **42**, 741 (1946).
91. Oldshue, J. Y.: *Biotech. and Bioeng.*, **8**, 3 (1966).
92. Oldshue, J. Y. y F. L. Connelly: *Chem. Eng. Progr.*, **3(3)**, 85 (1977).
93. Oldshue, J. Y. y J. H. Rushton: *Chem. Eng. Progr.*, **49**, 161, 267 (1953).
94. Onda, K., H. Takeuchi y Y. Okumoto: *J. Chem. Eng. Jap.*, **1**, 56 (1968).
95. Petrick, M.: *U. S. Atomic Energy Comm. ANL-658* (1962).
96. Pinczewski, W. V., N. D. Benke y C. J. D. Fell: *AIChE J.*, **21**, 1019, 1210 (1975).
97. Planck, C. A. y E. R. Gerhard: *Znd. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **2**, 34 (1963).
98. Pollard, B.: *Chem. Ind.*, Londres, 1958, 1414.
99. Raal, J. D. y M. K. Khurana: *Can. J. Chem. Eng.*, **51**, 162 (1973).
100. Reiss, L. P.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **6**, 486 (1967).
101. Resnick, W. y B. Gal-Or: *Adv. Chem. Eng.*, **7**, 295 (1968).
102. Rushton, J. H., E. W. Costich y H. J. Everett: *Chem. Eng. Progr.*, **46**, 395, 467 (1950).
103. Satterfield, C. N.: *AIChE J.*, **21**, 209 (1975).
104. Schwartzberg, H. G. y R. E. Treybal: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, **7**, 1, 6 (1968).
105. Scofield, R. C.: *Chem. Eng. Progr.*, **46**, 405 (1950).
106. Sherwood, T. K. y F. A. L. Holloway: *Trans. AIChE*, **36**, 39 (1940).
107. Shulman, H. L. et al.: *AIChE J.*, **1**, 247, 253, 259 (1955);
108. Smith, V. C. y W. V. Delnicki: *Chem. Eng. Progr.*, **71(8)**, 68 (1975).
109. Staff, Shell Development Co.: *Chem. Eng. Progr.*, **50**, 57 (1954).
110. Stahl, Apparate-und Geratebau GmbH, Viernheim, Germany: Bulletin, 1975.
111. Standart, G. L.: *Chem. Eng. Sci.*, **26**, 985 (1971).
112. Strek, F., J. Werner y A. Paniuticz: *Int. Chem. Eng.*, **9**, 464 (1969).
113. Sullivan, G. A. y R. E. Treybal: *Chem. Eng. J.*, **1**, 302 (1970).
114. Thorngren, J. T.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **11**, 428 (1972).
115. Tupuwalla, H. H. y G. Hamer: *Trans. Inst. Chem. Engrs. Londres*, **52**, 113 (1974).
116. Uchida, S. y C. Y. Wen: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **12**, 437 (1973).
117. Urza, I. J. y M. J. Jackson: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **14**, 106 (1975).
118. Van Krevlen, W. y P. J. Hoftijzer: *Chem. Eng. Progr.*, **46(1)**, 29 (1950).
119. Van Winkle, M.: *Distillation*; McGraw-Hill; Nueva York, 1967.
120. Weiler, D. W., B. L. England y W. V. Delnicki: *Chem. Eng. Progr.*, **69(10)**, 67 (1973).
121. Weinstein, B. y A. H. Williams: Artículo presentado en el 79th National Meeting, AIChE; Houston, Texas; marzo, 1975.
122. Westerterp, K. R., L. L. van Dierendonck y J. A. de Kraa: *Chem. Eng. Sci.*, **18**, 157,495 (1963).
123. Woodburn, E. T.: *AIChE J.*, **20**, 1003 (1974).
124. York, O. H. y E. W. Poppele: *Chem. Eng. Progr.*, **59(6)**, 45 (1963).
125. Young, G. C. y J. H. Weber: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **11**, 440 (1972).
126. Zenz, F. A.: *Chem. Eng.*, **79**, 120 (13 Nov., 1972).
127. Zuiderweg, F. J. y A. Harmens: *Chem. Eng. Sci.*, **9**, 89 (1958).

PROBLEMAS

- 6.1 Una burbuja de gas desprendida debajo de la superficie de un estanque profundo de líquido se expandirá al ir ascendiendo hacia la superficie, debido a la reducción en la presión a que **está** sometida.

a) Obtenga una expresión para el tiempo de ascensión de una burbuja de diámetro inicial d_{p0} , desprendida a una profundidad Z debajo de la superficie de un líquido de densidad ρ_L . La presión **atmosférica** es p_A . Suponer que la burbuja adquiere la velocidad terminal correspondiente a su **diámetro instantáneamente**.

b) Si, inicialmente, una burbuja de aire tiene 0.50 mm de diámetro y se desprende a una profundidad de 10 m en agua a 25 °C, calcule el tiempo de ascensión hasta la superficie. La presión atmosférica es la estándar.

Respuesta: 54 s.

c) Repita para una burbuja de 2.0 mm de diámetro.

- 6.2 Calcule la potencia que el gas proporciona al contenido del tanque en el caso del tanque de burbujeo del ejemplo 6.1.

Respuesta: 1.485 kW.

- 6.3 Calcule la potencia que el gas proporciona al tanque y la potencia total, en el caso del tanque con **agitación** del ejemplo 6.2.

- 6.4 Los aceites de petróleo que contienen **pequeñas** cantidades de gotitas de agua suspendidas, que resultan del lavado del aceite con agua después del tratamiento químico, tienen una apariencia nebulosa. El burbujeo con aire evapora la humedad y el aceite se “abrilanta”, es decir, se clarifica. Presumiblemente, las burbujas de aire recogen el agua después de la **difusión** de agua disuelta a través del aceite.

Se va a abrillantar con aire un lote de un producto de aceite de petróleo a 80 °C. La viscosidad del aceite a esa temperatura es 10 centipoises, su densidad 0.822 y su tensión superficial 20 **dinas/cm**. Su peso **molec. pr.** = 320. El aceite se mantendrá en un tanque de 1.25 m de diámetro; profundidad del líquido, 2.5 m. El aire se va a introducir a una rapidez de 0.06 **kg/s** en el fondo a través de un anillo de burbujeo de 400 mm de diámetro, que contiene 50 orificios cada uno de 6.5 mm de **diámetro**.

Calcule el **tamaño** de la burbuja de gas, la retención del gas, el área interfacial específica y el coeficiente de transferencia de masa para el agua en el líquido, en la superficie gas-líquido.

Respuesta: $a = 216.6 \text{ m}^2/\text{m}^3$, $K_L = 5.71(10^{-5}) \text{ kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$. (kmol/m^3).

- 6.5 Un tanque fermentador con mamparas, 5.0 ft (1.525 m) de **diámetro**, que contendrá 1 600 gal (6.056 **m**³) de **solución** de azúcar de remolacha, se va a utilizar para producir ácido **citríco** por acción del microorganismo *Aspergillus niger* a 25 °C. El tanque se va a agitar con dos turbinas de disco de hoja plana de 28 **in** (0.71 m) de **diámetro**; una de ellas **está** localizada 2 ft (0.61 m) arriba del fondo del tanque; la otra, a 6 ft (1.83 m) desde el fondo, sobre el mismo soporte, gira a 92 **rev/min**. Se va a introducir aire esterilizado por debajo del impulsor inferior, a la rapidez de 2.1 **ft/min** (0.01067 **m/s**), velocidad superficial basada en el área de la sección transversal del tanque. La densidad de la **solución** = 1.038; la viscosidad es 1.4 centíp. [**1.4(10⁻³) kg/m · s**].

a) Calcule la potencia requerida de agitación.

Respuesta: 5.4 kW.

b) Si el aire se introduce a través de cinco tubos abiertos de $\frac{1}{2}$ **in**, catálogo 40, (D.I. = 0.622 **in** = 15.8 mm), calcular la potencia proporcionada al contenido del tanque por el aire.

- 6.6 Un fermentador con mamparas de 10 ft (3.05 m) de **diámetro**, profundidad del líquido 10 ft (3.05 **m**) contiene líquido nutriente de densidad 1.1, viscosidad 5 centipoises, **tensión** superficial 50 **dinas/cm**. El líquido contiene **electrolitos** disueltos. Se va a aerear a la rapidez de 360 **ft/h** (0.0305 **m/s**) de velocidad superficial del aire basada en la sección transversal del tanque y se va a agitar con una turbina de disco de hoja plana de 4.5 ft (1.37 m) de diámetro que gira a 60 **rev/min**, localizada a 3 ft (0.91 m) **del** fondo del tanque. La temperatura será de 80 °F

(26.7 °C). La difusividad del oxígeno en agua a 25 °C = $2.5(10^{-5}) \text{ cm}^2/\text{s}$. Calcule la difusividad del oxígeno en la solución suponiendo que la cantidad $D_L \mu_L / t$ = constante, en donde t = temperatura absoluta.

Calcule la potencia requerida del agitador, el brea interfacial y el coeficiente de transferencia de masa para la transferencia del oxígeno.

Respuesta: $P = 16.2 \text{ hp} = 12.1 \text{ kW}$; $k_L = 0.31 \text{ lb mol/ft}^2 \text{ h}$ (lb mol/ft^3) = $2.63(10^{-5}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ (kmol/m^3).

6.7 Un tanque de fermentación con mamparas para una planta piloto va a tener 1.5 m de diámetro y contendrá líquido hasta una profundidad de 2.0 m. El impulsor de turbina de disco con hoja plana, 0.5 m de diámetro, se va a localizar a $1/3$ m desde el fondo del tanque. Se va a introducir aire a una velocidad superficial de 0.06 m/s debajo del impulsor. La temperatura será 27 °C; las propiedades del líquido se pueden considerar semejantes a las del agua. Las pruebas en pequeña escala indican que una potencia adecuada del agitador es 0.5 kW por m³ de líquido. ¿A qué velocidad deberá girar el impulsor?

6.8 Una torre de platos perforados se va a diseñar para purificar una solución anilina-agua con vapor. Las circunstancias en la parte superior de la torre, que se vana utilizar para establecer el diseño son:

Temperatura = 98.5 °C, presión = 745 mm Hg abs.

Líquido:

composición = 7.00 por ciento en masa de anilina
 rapidez = 6.3 kg/s = 50 000 lb_m/h densidad = %1 kg/m³ = 60 lb_m/ft³
 viscosidad = $3(10^{-4}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$ = 0.3 cp
 tensión superficial = 0.058 N/m = 58 dinas/cm
 difusividad de la anilina = $52(10^{-10}) \text{ m}^2/\text{s}$ = $52(10^{-6}) \text{ cm}^2/\text{s}$ (calculada).

Vapor:

composición = 3.6 por ciento en mol de anilina rapidez = 3.15 kg/s = 25 000 lb_m/h
 difusividad de la anilina = $1.261(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$ = 0.1261 cm²/s (calculada)

Los datos en el equilibrio [Griswold *et al.* : *Ind. Eng. Chem.*, 32, 878 (1940)] indican que $m = 0.0636$ a esta concentración.

a) Diseñe un plato de flujo transversa) adecuado para esta torre. Dar los detalles con respecto al tamaño de las perforaciones y al arreglo de las mismas, diámetro de la torre, espaciamiento de los platos, longitud del derramadero y altura del mismo, cierre del vertedero, caída de presión para el gas, altura del líquido en el vertedero y arrastre en el gas. Verificar para el lloriqueo excesivo.

b) Calcule la eficiencia del plato para el diseño de que se informe en a.

6.9 Un gas que contiene metano, propano y butano se va a lavar a contracorriente en una torre de platos perforados con un aceite hidrocarbonado, para absorber principalmente el butano. Se decide diseñar un plato para las circunstancias que existen en el fondo de la torre, en donde las condiciones son:

Presión = 350 kN/m² (51 psia) Temperatura = 30 °C

Gas: 0.25 kmol/s (1 984 lbmol/h), contenido del 85% de metano, 10% de propano y 5% de butano en volumen.

Líquido: 0.15 kmol/s (1 190 lbmol/h); peso molec. promedio = 150; densidad = 849 kg/m³ (53 lb_m/ft³); tensión superficial = 0.025 N/m (25 dinas/cm); viscosidad = 0.00160 kg/m · s (1.60 centip.).

a) Diseñe un plato perforado adecuado y verificar el lloriqueo y la inundación por el retroceso en el vertedero.

b) Calcule la eficiencia del plato para la absorción de butano, corregida para el arrastre. Las difusividades moleculares pr. pueden tomarse como $3.49(10^{-6}) \text{ m}^2/\text{s}$ para el gas, $1.138(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$ para el líquido.

- 6.10 Una torre empacada se va a diseñar para el contacto a contracorriente de una mezcla de benceno-gas **nitrógeno** con queroseno, para eliminar el benceno del gas. Las circunstancias son:

Gas entrante: $1.50 \text{ m}^3/\text{s}$ ($53 \text{ ft}^3/\text{s}$); contiene 5% en mol de benceno, a 25°C , $1.1(10^{-5}) \text{ N/m}^2$ ($16 \text{ lb}_f/\text{in}^2$).

Gas saliente: sustancialmente nitrógeno puro.

Líquido entrante: 4.0 kg/s ($8.82 \text{ lb}_m/\text{s}$), densidad = 800 kg/m^3 ($50 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$), viscosidad = $0.0023 \text{ kg/m} \cdot \text{s}$.

El empaque estará constituido por anillos de metal de **Pall** de 50 mm (2 in.); el diámetro de la torre se va a fijar para producir 400 N/m^2 por metro de caída de presión del gas ($0.5 \text{ in H}_2\text{O}/\text{ft}$) para el empaque irrigado.

a) Calcule el diámetro de la torre que debe utilizarse.

b) Suponga que, para el diámetro escogido, la profundidad empacada irrigada será de 6 m (19.7 ft) y que 1 m de empaque no irrigado se va a colocar sobre la entrada del líquido, para que actúe como separador del arrastre. La **combinación** ventilador-motor que se va a utilizar en la entrada del gas, tendrá una eficiencia global de 60%. Calcular la potencia requerida para empujar el gas a **través** del empaque.

- 6.11 Una torre **pequeña** de enfriamiento de agua, 1 m de **diámetro**, empacada con anillos de **Raschig** de **cerámica** de 76 mm (3 in), se alimenta con agua aun flujo de $28 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ($20\,600 \text{ lb}_m/\text{h ft}^2$); en la entrada a 40°C y a 25°C a la salida. El agua se pone en contacto con aire (30°C , 1 atm, esencialmente seco), que se mueve en forma ascendente a contracorriente con respecto al flujo del agua. Despreciando la evaporación del agua, calcular el flujo de aire que inundara la torre.

OPERACIONES DE HUMIDIFICACIÓN

Las operaciones consideradas en este capítulo se ocupan de la transferencia de masa interfacial y de energía, que resulta cuando un gas se pone en contacto con un líquido puro, en el cual es prácticamente insoluble. Mientras que el término “operaciones de **humidificación**” se utiliza para caracterizar en forma general a dichas operaciones, el propósito de las mismas abarca, a más de la **humidificación** del gas, la deshumidificación y el enfriamiento del gas, mediciones de su contenido en vapor y el enfriamiento del líquido. En estos casos, la materia transferida entre las fases es la sustancia que forma la fase líquida, que o bien se evapora o bien se condensa. Como en todos los problemas de transferencia de masa, para lograr una comprensión total de las operaciones es necesario familiarizarse con las características en el equilibrio de los sistemas. Sin embargo, puesto que la transferencia de masa en estos casos **estará** acompañada, invariablemente, de una transferencia simultánea de energía calorífica, también deben considerarse las características de entalpía de los sistemas.

EQUILIBRIO VAPOR-LÍQUIDO Y ENTALPÍA DE SUSTANCIAS PURAS

Como se indicó antes, la sustancia que sufre la transferencia interfacial en estas operaciones es el material que forma la fase líquida, la cual se difunde en forma de vapor. Por lo tanto, las características de presión de vapor en el equilibrio son importantes.

Curva de presión de vapor

Cada líquido ejerce una presión en el equilibrio, la presión de vapor; esta presión ejercida depende de la temperatura. Cuando la presión de vapor de un líquido se **gráfica** contra las temperaturas correspondientes, se obtiene una curva como **TBDC** (figura 7.1). La curva de presión de vapor es única para cada sustancia, pero generalmente las curvas de **presión** exhiben **características** similares a las de la figura. La curva separa dos áreas de la gráfica, que representan, respectivamente, las condiciones en que la sustancia existe completamente en estado líquido y en donde se encuentra completamente en estado de vapor. Si las condiciones impuestas a la sustancia **están** en el área del estado líquido, como en el punto **A**, la sustancia será completamente líquida. En todas las condiciones propias del **área** inferior, como en el punto **E**, la sustancia es completamente un vapor. Sin embargo, en todas las condiciones que corresponden a los puntos sobre la curva **TBDC**, el líquido y el vapor pueden coexistir indefinidamente en cualquier proporción. El líquido y el vapor, representados por puntos sobre la curva de presión de vapor se llaman respectivamente, **líquido saturado** y **vapor saturado**. El vapor o gas a una temperatura superior a la correspondiente a la **saturación** se llama **sobrecalentado**. La curva de **presión** de vapor tiene dos puntos terminales abruptos, en **T** y **C**. El punto **T**, desde donde se originan las curvas **LT** y **ST** que separan las condiciones para el estado sólido de las del líquido y del vapor, **es** el **punto triple**, en el cual pueden coexistir los tres estados de agregación. El punto **C** es el **punto crítico**, o **estado crítico**, cuyas coordenadas son la **presión crítica** y la **temperatura crítica**. En el punto crítico, desaparece la distinción entre las fases líquido y vapor, y todas las propiedades del líquido (como densidad, viscosidad, **índice** de

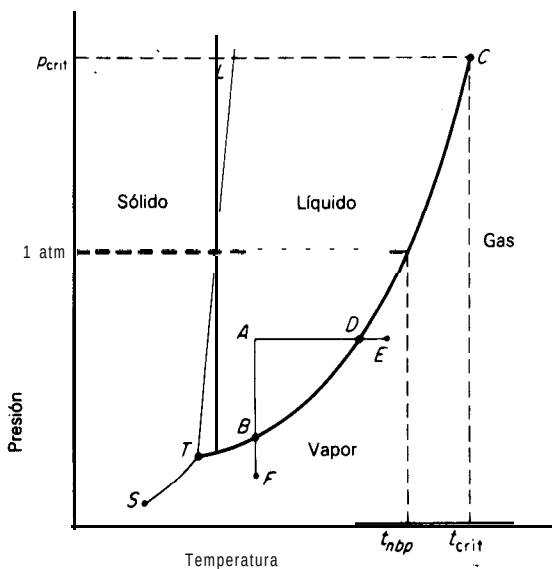


Figura 7.1 Presión de vapor de un líquido.

refracción, etc.) son idénticas a las del vapor. La sustancia a una temperatura superior a la crítica se conoce como un gas; no se licuará a pesar de lo elevada que sea la presión que se le imponga. Sin embargo, esta distinción entre un gas y un vapor no siempre se sigue estrictamente; con frecuencia, el término gas se emplea para designar simplemente una condición bastante alejada relativamente de la curva de presión de vapor. La temperatura correspondiente a cada presión sobre la curva es llamada el punto de ebullición del líquido a la presión dada; la temperatura correspondiente en particular a 1 atm se le conoce como el **punto de ebullición normal**, como en t_{nbp} sobre la figura 7.1.

Siempre que en un proceso una muestra de fluido debe llevarse a través de la curva de **presión** de vapor, como en el proceso isobárico **ADE** o en el proceso isotérmico **ABF**, habrá un cambio de fase. Este cambio irá acompañado de la evolución (por condensación) o **absorción** (por evaporación) del **calor latente de evaporación** a temperatura constante, por ejemplo, en los puntos **B** o **D** en los procesos antes mencionados. El calor **añadido** o cedido al cambiar la temperatura se llama **calor sensible**.

Interpolación entre los datos Para líquidos comunes como el agua, muchos refrigerantes y otros líquidos, la curva de presión de vapor-temperatura se ha establecido en muchos puntos. Sin embargo, para la mayoría de los líquidos se tienen relativamente pocos datos, de tal forma que con frecuencia es necesario interpolar las mediciones. La curva sobre coordenadas **aritméticas** (figura 7.1) es poco conveniente para este propósito, debido a la curvatura; se requiere de **algún** método para linerizar la curva. La mayoría de los métodos comunes parten de la ecuación de Clausius-Clapeyron que relaciona la pendiente de la curva de presión de vapor con el calor latente de evaporación

$$\frac{dp}{dT} = \frac{\lambda'}{T(v_G - v_L)} \quad (7.1)$$

en donde v_G y v_L son los volúmenes **molales** específicos del vapor y el líquido saturados, respectivamente; λ' es el calor **molal** latente en unidades consistentes con el resto de la **ecuación**. Para simplificar, se puede desprestigiar v_L en comparación con v_G y expresar esta última mediante la ley de los gases ideales, para obtener

$$d \ln p = \frac{dp}{p} = \frac{\lambda' dT}{RT^2} \quad (7.2)$$

y si λ' se puede considerar razonablemente constante sobre un rango **pequeño** de temperatura

$$\ln p = - \frac{\lambda'}{RT} + \text{const} \quad (7.3)$$

La ecuación (7.3) sugiere que una gráfica de $\log p$ contra $1/T$ será recta en rangos **pequeños** de temperatura. También sugiere un método de interpolación entre puntos listados en una tabla de datos.

Ejemplo 7.1 En una tabla se encuentra que la presión de vapor del benceno es 100 mm Hg a 26.1 °C y 400 mm Hg a 60.6 °C. ¿A qué temperatura la presión de vapor es 200 mm Hg?

SOLUCIÓN A 26.1 °C, $1/T = 1/299.1$ K; a 60.6 °C, $1/T = 1/336.6$

$$\frac{1/299.1 - 1/T}{1/299.1 - 1/336.6} = \frac{\log 100 - \log 200}{\log 100 - \log 400}$$

$$T = 315.4 \text{ K} = 42.4^\circ\text{C}$$

El valor correcto es 42.2 °C. La interpolación lineal hubiese dado 37.6 °C.

Gráficas para una sustancia de referencia [21]

La ecuación (7.2) puede volverse a escribir para una segunda sustancia, la *sustancia de referencia*, a la misma temperatura

$$d \ln p_r = \frac{\lambda'_r dT}{RT^2} \quad (7.4)$$

en donde el subíndice *r* denota la sustancia de referencia. Dividiendo la ecuación (7.2) entre la (7.4) se obtiene

$$\frac{d \ln p}{d \ln p_r} = \frac{\lambda'}{\lambda'_r} = \frac{M \lambda}{M_r \lambda_r} \quad (7.5)$$

que, integrando, se transforma en

$$\log p = \frac{M \lambda}{M_r \lambda_r} \log p_r + \text{const} \quad (7.6)$$

La ecuación (7.6) sugiere que se obtendrá una gráfica lineal, si se **grafica** $\log p$ como ordenada contra $\log p_r$ para la sustancia de referencia como abscisa, en donde las presiones de vapor para cada punto se **grafican** a la misma temperatura. Una gráfica de este tipo es recta en rangos **más** amplios de temperatura (pero no cerca de la temperatura crítica) que la basada en la **ecuación** (7.3); más aún, la pendiente de la curva de la relación entre los calores latentes a la misma temperatura. La sustancia de referencia escogida debe ser una sustancia para la cual se conozcan bien los datos de presión de vapor.

Ejemplo 7.2 (a) Graficar la presión de vapor del benceno en el rango de 15 a 180 °C; utilícese agua como sustancia de referencia de acuerdo con la ecuación (7.6). **(b)** Determinar la **presión** de vapor del benceno a 100 °C. **(c)** Determinar el calor latente de evaporación del benceno a 25 °C.

SOLUCIÓN (a) Se **señala** el papel **logarítmico** con la escala para la presión de vapor del benceno y del agua, como en la figura 7.2. La **presión** de vapor del benceno a **15,4 °C** es **60 mm Hg**; para el agua, a esa temperatura, es 13.1 mm Hg. Estas presiones proporcionan las coordenadas del punto inferior de la **gráfica**. De la misma forma, se **grafican** los datos adicionales para el benceno con la ayuda de una tabla, para obtener la curva mostrada. La línea es casi recta en el rango de temperatura utilizado.

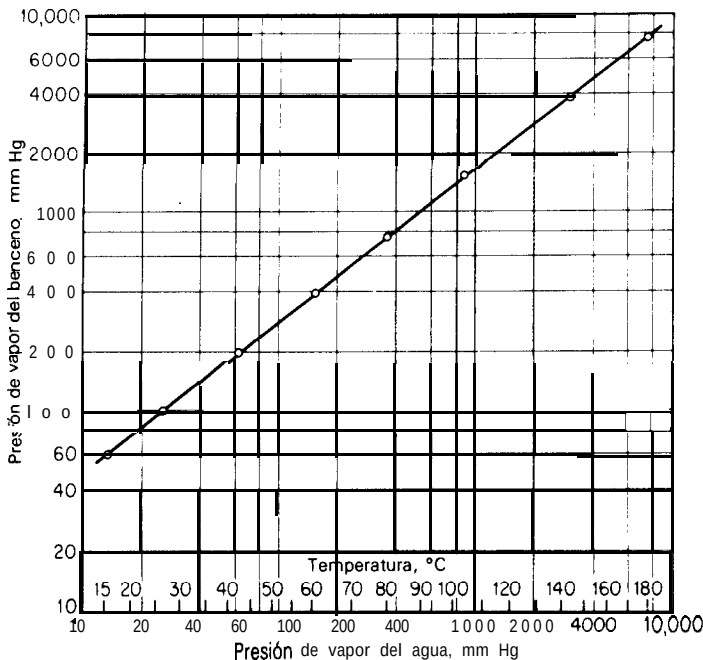
- b) A 100 °C, la presión de vapor del agua es 760 mm Hg. Buscando en la **gráfica** este valor en la abscisa, la presión de vapor del benceno es 1 400 mm Hg. Alternativamente, se puede **señalar** la abscisa con las temperaturas correspondientes a las presiones de vapor del agua, como se muestra; se elimina así la necesidad de buscar en la tabla.
- c) La pendiente de la curva a 25 °C es 0.775. (*Nota:* Ésta se determina **más** adecuadamente con una regla que tenga milímetros. Si se utilizan las coordenadas, la pendiente **será** $A \log p/\Delta \log p$). A 25 °C, el calor latente de evaporación del agua es 2 443 kNm/kg. De la **ecuación** (7.6)

$$\frac{\lambda M}{\lambda_r M_r} = \frac{78.05}{2\,443\,000(18.02)} = 0.775$$

$\lambda = 437 \text{ kNm/kg}$ para benceno a 25 °C (el valor aceptado es 434 kNm/kg).

Entalpía

La energía interna U de una sustancia es la energía total que tiene la sustancia debido al movimiento y a la posición relativa de los átomos y moléculas que la **for-**



[Handwritten signature]

Figura 7.2 **Gráfica** de la sustancia de referencia para la presión de vapor de benceno.

man. No se conocen los valores absolutos de la energía interna, pero se pueden calcular algunos valores numéricos relacionados con algún estado estándar definido arbitrariamente para la sustancia. La suma de la energía interna y el producto de la presión por el volumen de la sustancia, cuando las dos cantidades están expresadas en las mismas unidades, se define como la **entalpía** de la sustancia

$$H = U + pv$$

En un proceso por lotes a **presión** constante, en donde **sólo** se realiza trabajo por **expansión** contra **la** presión, el calor absorbido por el sistema es la ganancia en entalpía

$$Q = \Delta H = \Delta(U + pv) \quad (7.7)$$

En un proceso continuo en estado estacionario, la energía neta transferida al sistema en la forma de calor y trabajo, será la suma de la ganancia en entalpía más la energía potencial y **cinética**. Frecuentemente sucede que los cambios en la energía potencial y cinética son insignificantes en **comparación** con el cambio en entalpía y que no se realiza trabajo. En estos casos, la ecuación (7.7) puede utilizarse para calcular el calor adicionado al sistema; este cálculo se denomina **balan-**

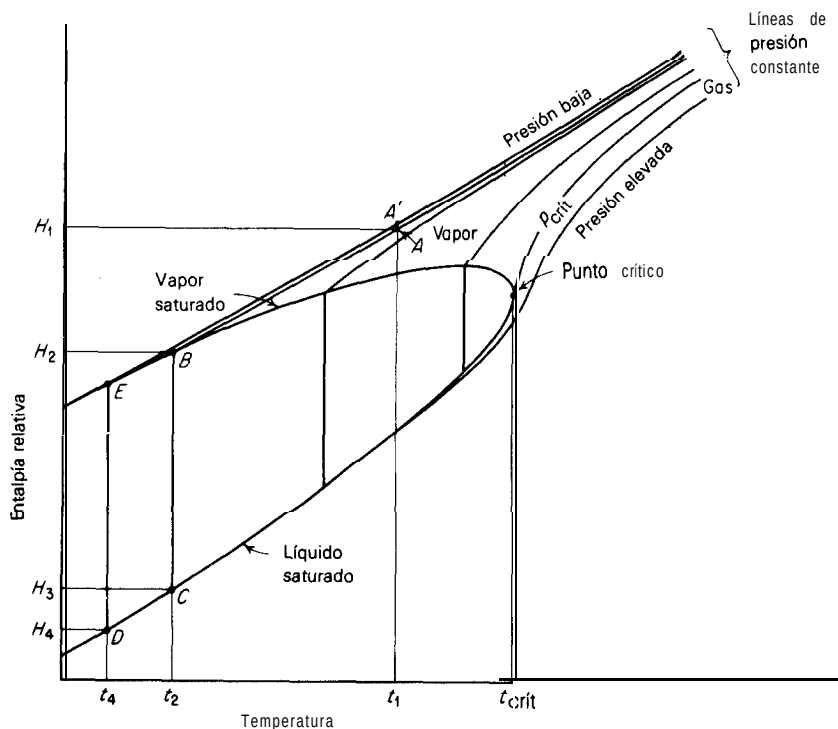


Figura 7.3 Diagrama típico de entalpía-temperatura para una sustancia pura.

ce **de calor**. En las operaciones **adiabáticas**, en donde no hay intercambio de calor entre el sistema y sus alrededores, el balance de calor es simplemente una igualdad de entalpías en la condición inicial y final.

Al igual que en el caso de la energía interna, no se conocen los valores absolutos de la entalpía de una sustancia. Sin embargo, fijando arbitrariamente en cero la entalpía de una sustancia cuando se encuentra en un estado conveniente de referencia, pueden calcularse los valores relativos de la entalpía en otras condiciones. Para definir el estado de referencia se debe establecer la temperatura, la presión y el estado de **agregación**. Para la sustancia agua, las tablas ordinarias listan la entalpía relativa a diferentes condiciones con referencia a la entalpía de la sustancia a 0 °C, la presión de vapor en el equilibrio a esta temperatura y el estado líquido. Para otras sustancias, pueden ser más convenientes otras condiciones de referencia.

La figura 7.3 es una **representación** gráfica de la entalpía relativa de una sustancia común; muestra el estado líquido, vapor y gaseoso. Los datos se muestran en forma mas adecuada sobre las líneas a presión constante. Sin embargo, las curvas marcadas “líquido saturado” y “vapor saturado” cruzan las líneas de presión constante y muestran las entalpías para estas condiciones, a las temperaturas y presiones correspondientes a las relaciones de presión de vapor en el equilibrio para la sustancia. La distancia vertical entre las curvas de vapor y líquido saturados, como la distancia **BC**, representa el calor latente de evaporación a la temperatura correspondiente. Por lo tanto, el calor latente decrece al aumentar la temperatura, y se vuelve cero en el punto crítico. En el estado de vapor a presiones bajas, la entalpía es básicamente **función** de la temperatura; en todas las presiones en donde puede utilizarse la ley de los gases ideales para describir la relación **pvt**, las líneas de presión constante están superpuestas, y la entalpía es independiente de la presión. Excepto cerca de la temperatura crítica, la entalpía del líquido **también** es básicamente independiente de la presión mientras no se alcancen presiones excesivamente elevadas.

El cambio de entalpía entre dos condiciones, como las presentes en **A** y **D**, puede tomarse sencillamente como la diferencia en las ordenadas correspondientes a los puntos. Por lo tanto, para calcular la entalpía de la sustancia en la condición sobre calentada en el punto **A**, con relación al líquido saturado en **D**, o $H_1 - H_4$, se puede sumar el cambio en entalpía $H_1 - H_2$, el **calor** sensible del vapor de la temperatura de saturación t_2 a la misma presión, a la **condición** sobre calentada en **A**; $H_2 - H_3$, el calor latente de evaporación en t_2 y $H_3 - H_4$, el calor sensible del líquido de la condición final en **D** al punto de ebullición a la presión dominante t_2 . Para un líquido o vapor, la pendiente de las líneas a presión constante a cualquier temperatura se denomina la **capacidad calorífica**. Las líneas no son estrictamente rectas, de forma que la capacidad calorífica cambia con la temperatura. Sin embargo, utilizando la capacidad calorífica promedio o la pendiente promedio, se pueden calcular **fácilmente** los calores sensibles. Por lo tanto, con referencia a la figura 7.3,

$$H_1 - H_2 = C(t_1 - t_2)$$

en donde C es la capacidad calorífica promedio del vapor a presión constante en el rango indicado de temperatura.

Ejemplo 7.3 Calcular el calor desprendido cuando **10 kg** de benceno en la forma de vapor sobrecalentado a 94 mm Hg. 100 °C, se enfría y condensa en un líquido a 10 °C. La capacidad calorífica promedio para el vapor puede tomarse como 1.256 y para el líquido 1.507 **kJ/kg · K**.

SOLUCIÓN Refiérase a la figura 7.2. Cuando la presión es 94 mm Hg, la temperatura de saturación para el benceno es 25 °C. El calor latente de evaporación a esta temperatura es 434 **kJ/kg** (ejemplo 7.2). La condición inicial corresponde aun punto como **A** sobre la figura 6.3, la condición final al punto **D**, la trayectoria del proceso a **ABCD**. Utilizando la notación de la figura 7.3.

$$H_1 - H_2 = C(t_1 - t_2) = 1.256(100 - 25) = 94.2 \text{ kJ/kg}$$

$$H_2 - H_3 = 434 \text{ kJ/kg}$$

$$H_3 - H_4 = C(t_2 - t_4) = 1.507(25 - 10) = 22.6 \text{ kJ/kg}$$

$$H_1 - H_4 = 94.2 + 434 + 22.6 = 550.8 \text{ kJ/kg}$$

El calor desprendido para 10 kg de benceno = **10(550.8) = 5 508 kJ/kg**.

MEZCLAS DE VAPOR/GAS

A **continuación**, el término vapor se va a aplicar a la sustancia, designada por sustancia A, que en el estado de vapor esté relativamente cerca de su temperatura de condensación a la presión dominante. El término gas se aplicará a la sustancia B, la cual es un gas relativamente bastante sobrecalentado.

Humedad absoluta

Aun cuando las unidades comunes de concentración (presión parcial, fracción mol, etc.) que están basadas en la cantidad total son útiles, cuando en las operaciones ocurren cambios en el contenido de vapor de una mezcla vapor-gas sin cambios en el contenido del gas, es más conveniente utilizar una unidad basada en la cantidad no cambiante del gas. La relación masa de **vapor/masa** de gas es la **humedad absoluta** Y' . Si las cantidades se expresan en moles, la relación es la **humedad molar** absoluta Y . En condiciones en que se aplica la ley de los gases ideales,

$$Y = \frac{y_A}{y_B} = \frac{p_A}{\bar{p}_B} = \frac{p_A}{p_t - \bar{p}_A} \frac{\text{moles A}}{\text{moles B}}$$

$$Y' = Y \frac{M_A}{M_B} = \frac{\bar{p}_A}{p_t - \bar{p}_A} \frac{M_A}{M_B} \frac{\text{masa A}}{\text{masa B}} \quad (7.8)$$

En muchos aspectos, la relación molar es la más conveniente, debido a la facilidad con la cual pueden interrelacionarse moles y volúmenes mediante la ley de los

gases; no obstante, la relación de masa se ha establecido firmemente en la bibliografía sobre la humidificación. La humedad absoluta de masa fue utilizada inicialmente por Grosvenor^[7]; algunas veces se conoce como la humedad de Grosvenor.

Ejemplo 7.4 En una mezcla de vapor de benceno (A) y gas nitrógeno (B) a una presión total de 800 mm Hg y una temperatura de 60 °C, la presión parcial de benceno es 100 mm Hg. Expresar la concentración de benceno en otros términos.

SOLUCIÓN $\bar{p}_A = 100$, $\bar{p}_B = 800 - 100 = 700$ mm Hg.

- a) Fracción mol. Puesto que la fracción presión y la fracción mol son idénticas para las mezclas de gas, $y_A = \bar{p}_A/p_t = 100/800 = 0.125$ fracción mol de benceno. La fracción mol de nitrógeno $= y_B = 1 - 0.125 = 700/800 = 0.875$.
- b) La fracción volumen de benceno es igual a la fracción mol, 0.125.
- c) Humedad absoluta.

$$Y = \frac{y_A}{y_B} = \frac{\bar{p}_A}{\bar{p}_B} = \frac{0.125}{0.875} = \frac{100}{700} = 0.143 \text{ moles de benceno/moles de nitrógeno}$$

$$Y' = Y \frac{M_A}{M_B} = 0.143 \frac{78.05}{28.08} = 0.398 \text{ kg de benceno/kg de nitrógeno}$$



Mezclas de vapor-gas saturadas

Si un gas seco insoluble B se pone en contacto con suficiente líquido A, el líquido se evaporará en el gas hasta que finalmente, en el equilibrio, la presión parcial de A en la mezcla vapor-gas alcanza su valor de saturación, la **presión** de vapor p_A a la temperatura dominante. Mientras el gas pueda considerarse insoluble en el líquido, la presión parcial de vapor en la mezcla saturada será independiente de la naturaleza del gas y la presión total (excepto a presiones muy elevadas); **sólo** depende de la temperatura e identidad del líquido. Sin embargo, la humedad mola1 absoluta a saturación $Y_s = p_A/(p_t - p_A)$ dependerá de la **presión** total; la humedad absoluta a saturación $Y'_s = Y_s M_A/M_B$ dependerá también de la identidad del gas. Las dos humedades saturadas se vuelven infinitas en el punto de ebullición del líquido a la presión total dominante.

Ejemplo 7.5 Una mezcla de gas (B)-benceno (A) está saturada a 1 atm, 50 °C. Calcular la humedad absoluta si (a) B es nitrógeno y (b) si B es dióxido de carbono.

SOLUCIÓN Puesto que la mezcla está saturada, la presión parcial de benceno $\bar{p}_A$ es igual a la presión de vapor en el equilibrio p_A del benceno a 50 °C. De la figura 7.2, $p_A = 275$ mm Hg o 0.362 atm.

(a)

$$Y_s = \frac{p_A}{p_t - p_A} = \frac{0.362}{1 - 0.362} = 0.567 \text{ kmol benceno/kmol nitrógeno}$$

$$Y'_s = \frac{Y_s M_A}{M_B} = \frac{0.567(78.05)}{28.02} = 1.579 \text{ kg benceno/kg nitrógeno}$$

(b)

$$Y_s = \frac{p_A}{p_t - p_A} = \frac{0.362}{1 - 0.362} = 0.567 \text{ kmol benceno/kmol dióxido de carbono}$$

$$Y'_s = \frac{Y_s M_A}{M_B} = \frac{0.567(78.05)}{44.01} = 1.006 \text{ kg benceno/kg dióxido de carbono}$$

Mezclas de vapor-gas no saturadas

Si la presión parcial del vapor en una mezcla de vapor-gas es por alguna razón menor que la presión de vapor en el equilibrio del líquido a la misma temperatura, la mezcla no está saturada.

Temperatura de bulbo seco Es la temperatura de una mezcla vapor-gas determinada en la forma ordinaria por inmersión de un termómetro en la mezcla.

Saturación relativa La saturación relativa, llamada también humedad relativa, expresada como un porcentaje, se define como $100 \bar{p}_A/p_A$, en donde p_A es la presión de vapor a la temperatura de bulbo seco de la mezcla. Para cualquier vapor, la representación gráfica de las condiciones de saturación relativa constante puede construirse fácilmente sobre una carta de presión de vapor-temperatura, como en la figura 7.4a; con este propósito, las ordenadas de la curva de presión de vapor se dividen en intervalos apropiados. Por lo tanto, la curva para el 50% de saturación relativa muestra una presión de vapor parcial igual a un medio de la presión de vapor en el equilibrio a cualquier temperatura. También puede utilizarse una gráfica de la sustancia de referencia, como en la figura 7.2.

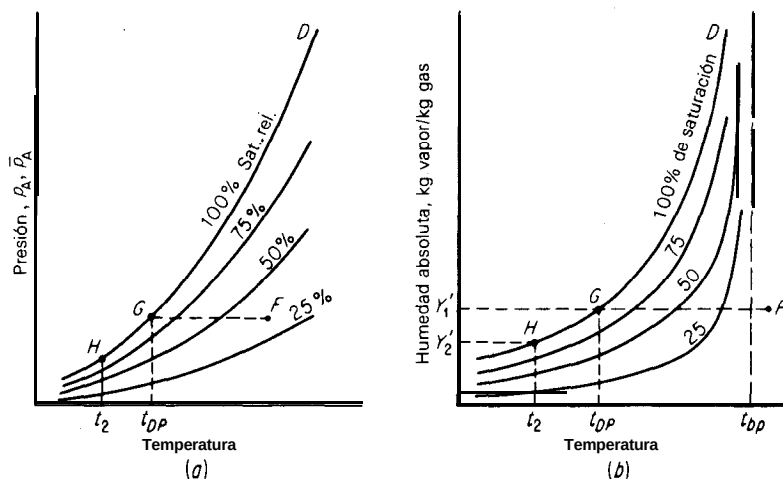


Figura 7.4 Formas de las cartas psicrométricas.

Saturación por ciento La saturación por ciento, o humedad absoluta por ciento, se define como $100 Y/Y_s$ y $100 Y'/Y'_s$, en donde los valores de **saturación** se calculan a la temperatura de bulbo seco de la mezcla. La representación gráfica de la cantidad para cualquier vapor puede hacerse sobre una carta de Y vs t (en cuyo caso, la carta debe limitarse a una única **presión** total) o sobre una de Y' vs t (para una presión total única y un gas específico), como en la figura 7.4b. En esta carta, las humedades a saturación se grafican de los datos de presión de vapor con la ayuda de la ecuación (7.8), para obtener la curva GD. La curva para las humedades al 50% de saturación se **grafica** a la mitad de la ordenada de la curva GD, etcétera. Todas las curvas de saturación por ciento constante alcanzan el infinito en el punto de ebullición del líquido a la **presión** dominante.?

Punto de rocío Es la temperatura a la cual una mezcla vapor-gas se satura cuando se enfría a **presión** total constante sin contacto con el líquido. Por ejemplo, si una mezcla no saturada, como la que se encuentra en **F** (figura 7.4), se enfría a presión constante sin contacto con un líquido, la trayectoria del proceso de enfriamiento sigue la línea FG, la mezcla se va acercando más a la **saturación** conforme disminuye la temperatura y se satura completamente en t_{DP} , o temperatura de rocío. Todas las mezclas de humedad absoluta Y_1 sobre esta figura tienen el mismo punto de formación de rocío. Si la temperatura se reduce sólo una cantidad infinitesimal debajo de t_{DP} , el vapor se condensará en la forma de un rocío líquido. Eso se utiliza como un método de determinación de humedad: una superficie metálica brillante se enfría en la presencia de la mezcla de gas, y la aparición de una niebla que empaña la superficie especular indica que se ha alcanzado el punto de formación de rocío. Si la mezcla se enfría a una temperatura inferior, continuará precipitando líquido de la mezcla vapor-gas, y permanecerá siempre saturada, hasta que la mezcla residual vapor-gas, a la temperatura final t_2 , (figura 7.4), esté en el punto **H**. La masa de vapor condensada por unidad de masa de gas seco será $Y_1 - Y_2$. La sobresaturación no ocurrirá si no es en condiciones especialmente controladas; además, no se obtendrá una mezcla vapor-gas cuyas coordenadas caigan a la izquierda de la curva GD.

Volumen húmedo El volumen húmedo v_H de una mezcla vapor-gas es el volumen de masa unitaria de gas seco y de su vapor **acompañante** a la temperatura y presión dominantes. Para una mezcla de humedad absoluta Y' en t_G y p , presión total, la ley de los gases ideales da el volumen húmedo como

$$v_H = \left(\frac{1}{M_B} + \frac{Y'}{M_A} \right) 22.41 \frac{t_G + 273}{273} \frac{1.013 \times 10^5}{p_t} = 8315 \left(\frac{1}{M_B} + \frac{Y'}{M_A} \right) \frac{t_G + 273}{p_t} \quad (7.9)$$

† Por esta razón, algunas veces las curvas de saturación relativa constante se grafican sobre cartas de humedad absoluta-temperatura. Puesto que la saturación relativa y la saturación por ciento no son iguales numéricamente para una mezcla no saturada, la posición de estas curvas debe calcularse por los métodos del ejemplo 7.6.

en donde $v_H = \text{m}^3/\text{kg}$; $t_G = ^\circ\text{C}$; $p_i = \text{N/m}^2$. El volumen húmedo de una mezcla saturada se calcula con $Y' = Y'_s$ y para un gas seco con $Y' = 0$. Entonces, estos valores pueden graficarse contra la temperatura sobre una carta **psicrométrica**. Para mezclas saturadas parcialmente, v_H puede interpolarse entre los valores de saturación de 0 a 100 en por ciento a la misma temperatura, de acuerdo con la saturación por ciento. Cuando la masa de gas seco en una mezcla se multiplica por el volumen húmedo, se obtiene el volumen de la **mezcla**.

Calor húmedo El calor húmedo C_S es el calor que se requiere para aumentar la temperatura de la masa unitaria del gas y su vapor **acompañante** 1°C a **presión** constante. Para una mezcla de humedad absoluta Y' ,

$$C_S = C_B + Y' C_A \quad (7.10)$$

Si no existe evaporación, ni condensación, el calor en Btu necesario para que la temperatura de una masa W_B de gas seco y su vapor acompañante aumente una cantidad Δt , será

$$Q = W_B C_S \Delta t \quad (7.11)$$

Entalpía La entalpía (relativa) de una mezcla vapor-gas es la suma de las entalpías (relativas) del contenido en gas y en vapor. Imagínese una masa unitaria de un gas que contiene una masa Y' de vapor a la temperatura de bulbo seco t_G . Si la mezcla no está saturada, el vapor está en un estado de sobrecalentamiento, y se puede calcular la entalpía con relación a los estados de referencia, gas y líquido saturado a T_0 . La entalpía del gas solo es $C_B(t_G - t_0)$. El vapor en t_G está en una condición correspondiente al punto **A** sobre la figura 7.3; su estado de referencia corresponde al punto **D**. Si t_{DP} es el punto de **formación** de rocío de la mezcla (t_2 en la figura 7.3) y λ_{DP} el calor latente de evaporación del vapor a esa temperatura, la **entalpía** por masa unitaria de vapor será $C_A(t_G - t_{DP}) + \lambda_{DP} + C_{A,L}(t_{DP} - t_0)$. Entonces, la entalpía total para la mezcla, por masa unitaria del gas seco es

$$H' = C_B(t_G - t_0) + Y' [C_A(t_G - t_{DP}) + \lambda_{DP} + C_{A,L}(t_{DP} - t_0)] \quad (7.12)$$

Hágase referencia de nuevo a la figura 7.3. Para las bajas presiones que generalmente se encuentran al trabajar en humidificación, el punto **A** que realmente cae sobre una línea de presión constante, correspondiente a la presión parcial del vapor en la mezcla, puede, para todos los fines prácticos, considerarse como si estuviese sobre una línea cuya presión fuera **A'**, es decir, la **presión** de saturación del vapor a la temperatura de referencia. Entonces, la entalpía del vapor puede **calcu-**

† Para $v_H = \text{ft}^3/\text{lb}$, $t_G = ^\circ\text{F}$ y $p_i = \text{atm}$, la ecuación (7.9) se vuelve

$$v_H = 0.730 \left(\frac{1}{M_B} + \frac{Y'}{M_A} \right) \frac{t_G + 460}{p_i}$$

larse siguiendo la trayectoria $A'ED$ y se vuelve, por masa unitaria de vapor, $C_A(t_G - t_0) + \lambda_0$, en donde λ_0 es el calor latente de evaporación a la temperatura de referencia. Por tanto, la entalpía de la mezcla, por masa unitaria de gas seco sera

$$H' = C_B(t_G - t_0) + Y'[C_A(t_G - t_0) + \lambda_0] = C_S(t - t_0) + Y'\lambda_0 \quad (7.13)$$

Ocasionalmente, se escogen diferentes temperaturas de referencia para el gas seco y para el vapor. Nótese que la entalpía H' para una mezcla puede aumentarse incrementando la temperatura a humedad constante; acrecentando la humedad a temperatura constante; o elevando las dos. Alternativamente, en ciertas condiciones H' puede permanecer constante mientras t y Y' varían en direcciones opuestas.

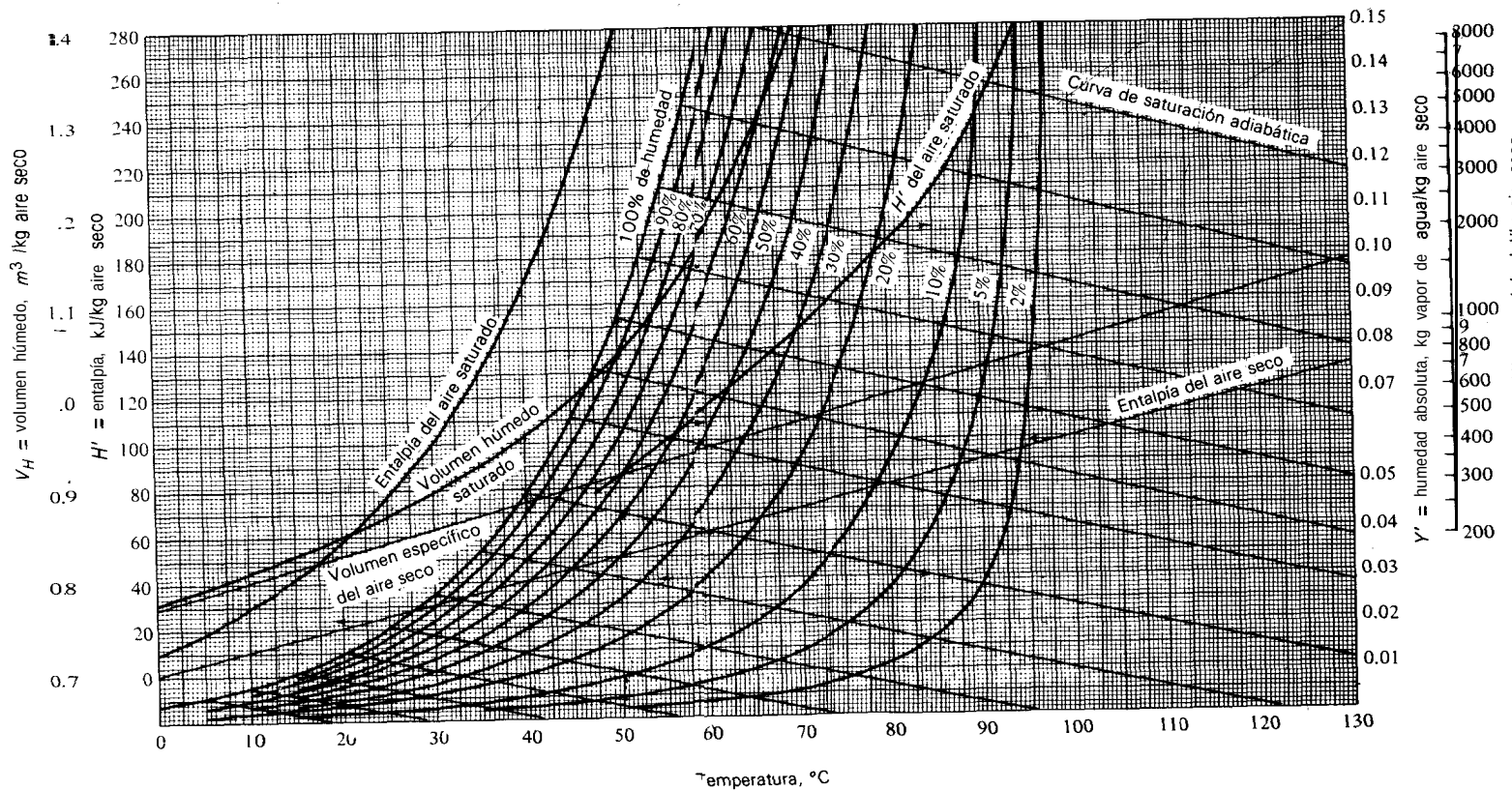
Sustituyendo Y' y el calor húmedo apropiado en la **ecuación (7.13)**, la entalpía de mezclas saturadas, H'_s , puede calcularse y graficarse contra la temperatura sobre una carta **psicrométrica**. En la misma forma, se puede **graficar** H para el gas seco. Luego, las entalpías para las mezclas no saturadas pueden interpolarse entre los valores a saturación y en seco a la misma temperatura de acuerdo con la humedad por ciento.

El sistema aire-agua

Mientras que pueden prepararse cartas psicrométricas para cualquier mezcla vapor-gas cuando las circunstancias lo exigen, el sistema aire-agua aparece con tanta frecuencia que se cuenta con cartas excepcionalmente completas para esta mezcla. Las figuras 7.5a y 7.56 son dos versiones de dicha carta, en unidades SI e inglesas de ingeniería, respectivamente; se prepararon para una presión total de 1 atm. Como referencia conveniente, las diferentes ecuaciones que representan las curvas están listadas en la tabla 7.1. Debe observarse que todas las cantidades (humedad absoluta, **entalpías**, volúmenes húmedos) están **graficadas** contra la temperatura. En el caso de las entalpías, las condiciones de referencia utilizadas fueron aire gaseoso y agua líquida saturada a 0°C (32°F), de tal forma que la carta puede utilizarse conjuntamente con las tablas de vapor. Los datos para la entalpía de aire saturado se graficaron con dos escalas de entalpía para lograr el amplio rango de valores necesario. La serie de curvas que en la carta aparece marcada con "curvas de saturación **adiabática**", se **graficaron** de acuerdo con la ecuación (7.21), que se considerara posteriormente. Para la mayoría de los fines, éstas pueden considerarse como curvas de entalpía constante para la mezcla vapor-gas por masa unitaria de gas.

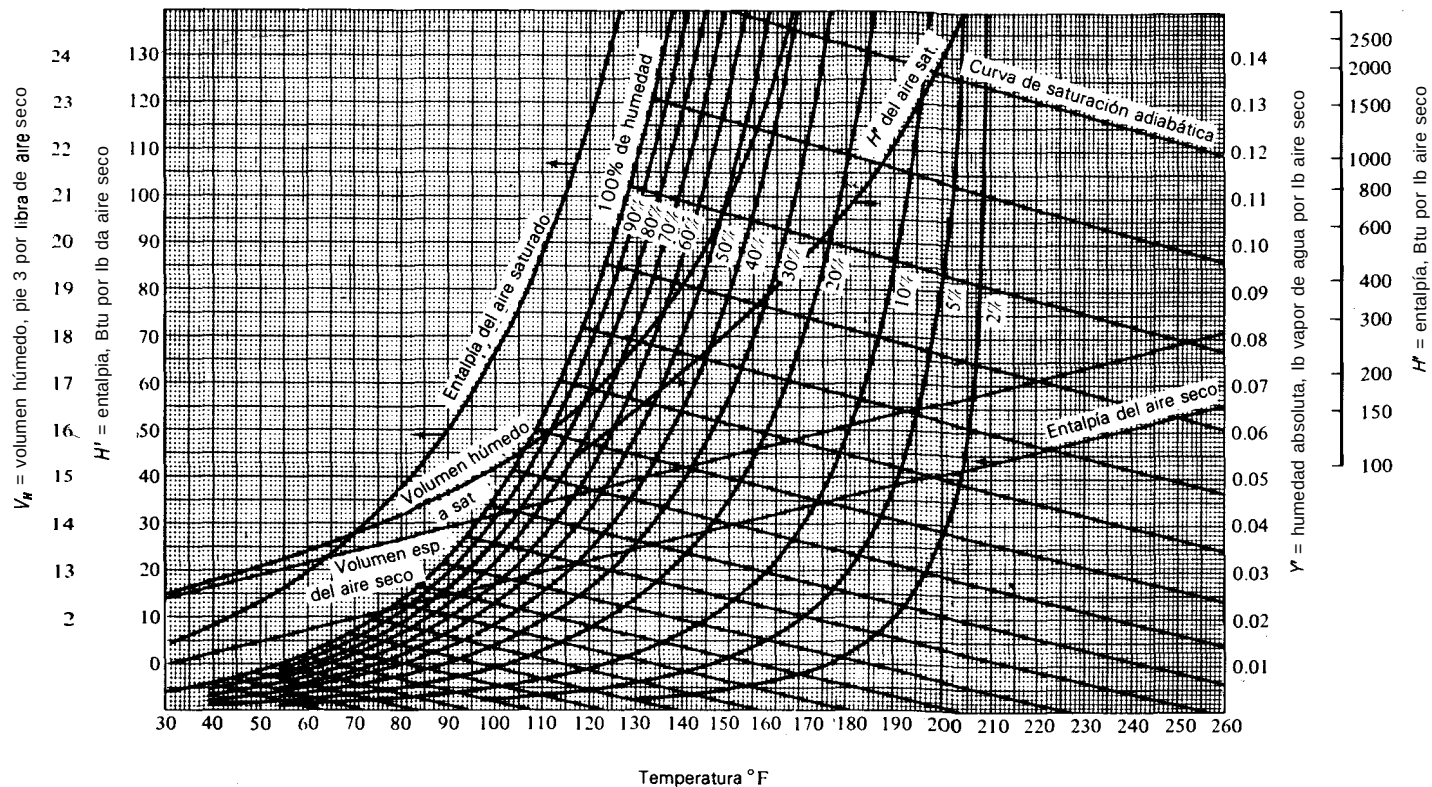
Ejemplo 7.6 Una muestra de aire (B)-vapor de agua (A) tiene una temperatura de bulbo seco de 55°C y una humedad absoluta de $0.030\text{ kg agua/kg aire seco}$ a 1 atm de presión. Tabular sus **características**.

SOLUCIÓN El punto de coordenadas $t_G = 55^\circ\text{C}$, $Y' = 0.030$ se localiza sobre la carta **psicrométrica** (figura 7.50); una versión esquemática del mismo se muestra en la figura 7.6. Este es el punto D en la figura 7.6.



(a)

Figura 7.5(a) Carta psicrométrica para el aire-vapor de agua, 1 atm std abs., en unidades SI.



(b)

Figura 7.5(b) Carta psicrométrica para el aire-vapor de agua, 1 atm std abs., en unidades inglesas de ingeniería.

Tabla 7.1 Relaciones psicrométricas para el sistema aire @)-agua (A) a 1 atm de presión

Unidades SI (kg, m, N, °C)		Unidades inglesas de ingeniería (Btu, ft³, lb, °F, lb _f /in²)		
M_A	18.02 kg/kmol, H ₂ O	18.02 lb/lb mol, H ₂ O		
M_B	28.97 kg/kmol, aire	28.97 lb/lb mol, aire		
Y	$\frac{0.622\bar{p}_{H_2O}}{1.0133 \times 10^5 - \bar{p}_{H_2O}}$ kg H ₂ O/kg aire	$\frac{0.622\bar{p}_{H_2O}}{14.6\% - \bar{p}_{H_2O}}$ lb H ₂ O/lb aire		
Y'	$\frac{0.622p_{H_2O}}{1.0133 \times 10^5 - p_{H_2O}}$ kg H ₂ O/kg aire	$\frac{0.622p_{H_2O}}{14.6\% - p_{H_2O}}$ lb H ₂ O/lb aire		
v_H	(0.00283 + 0.00456 Y')(t _G + 273) m³ mezcla/kg aire	(0.0252 + 0.0405 Y')(t _G + 460) ft³ mezcla/lb _m aire		
C _S	1005 + 1884 Y' J para la mezcla/kg aire °C	0.24 + 0.45 Y' Btu para la mezcla/lb _m aire °F		
t ₀	θ °C	32°F		
λ ₀	2 502 300 J/kg	1075.8 Btu/lb		
H	(1005 + 1884 Y')t _G + 2 502 300Y' J para la mezcla/kg aire, con referencia a aire gaseoso y H ₂ O líquida saturada, 0 °C	(0.24 + 0.45 Y')(t _G - 32) + 1075.8 Y' Btu para la mezcla/lb _m aire, con referencia a aire gaseoso y agua líquida. 32 °F		
H_i	t_i , °C	H'_i , J/kg	t_i , °F	H'_i , Btu/lb
	0	9 479	32	4.074
	10	29 360	40	7.545
	20	57 570	60	18.780
	30	100 030	80	36.020
	40	166 790	100	64.090
	50	275 580	120	112.00
	60	461 500	140	198.40
h_G/k_Y	950 J/kg . K	0.227 Btu/lb . °F		

- a) Por interpolación vertical entre las curvas adyacentes de humedad por ciento constante, la muestra tiene una humedad por ciento = 26.1 %. Alternativamente, la humedad a saturación a 55 °C es Y'_s = 0.115 y, por lo tanto, la humedad por ciento en D' es (0.030/0.115)100 = 26.1%.
- b) La humedad mola1 absoluta = Y = Y'(M_B/M_A) = 0.030(28.97/18.02) = 0.0482 kmol agua/kmol aire seco.
- c) La presión parcial de vapor de agua en la muestra, por la ecuación (7.8) es

$$\bar{p}_A = \frac{Yp_i}{1 + Y} = \frac{0.0482(1.0133 \times 10^5)}{1.0482} = 4660 \text{ N/m}^2$$

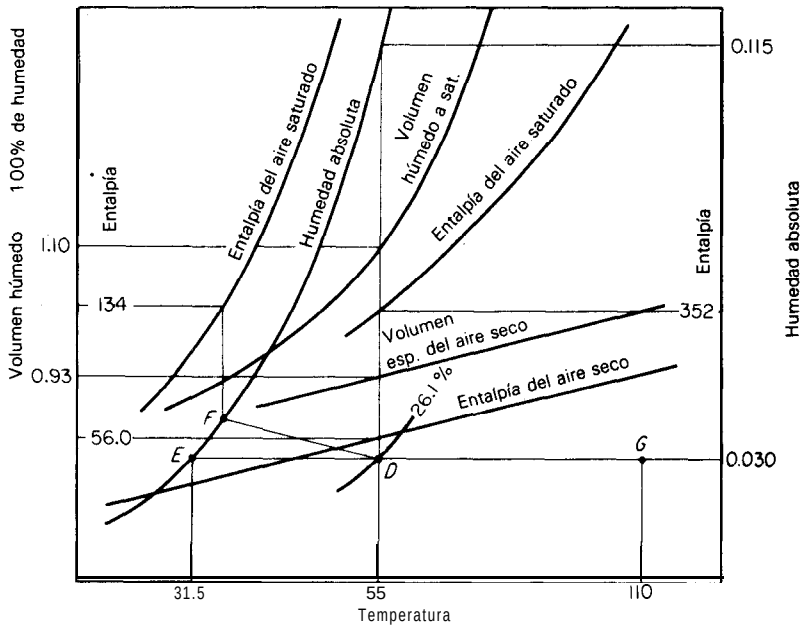


Figura 7.6 Soluciones a los ejemplos 7.6 y 7.7.

d) La presión de vapor de agua a $55\text{ }^{\circ}\text{C} = 118\text{ mm Hg}$ o $118(133.3) = 15\,730\text{ N/m}^2 = p_A$.

La humedad relativa $= \bar{p}_A(100)/p_A = 4\,660(100)/15\,730 = 29.6\%$.

e) Punto de formación de rocío. Del punto D aváncese, a humedad constante, hasta la curva de saturación en el punto E, en el cual la temperatura del punto de formación de rocío es $31.5\text{ }^{\circ}\text{C}$.

f) Volumen húmedo. A $55\text{ }^{\circ}\text{C}$, el volumen específico del aire seco es $0.93\text{ m}^3/\text{kg}$. El volumen húmedo del aire saturado $= 1.10\text{ m}^3/\text{kg}$ aire seco. La interpolación para 26.1% de humedad,

$$v_H = 0.93 + (1.10 - 0.93)(0.261) = 0.974\text{ m}^3/\text{kg}\text{ aire seco}$$

g) Calor húmedo. Ecuación (7.10):

$$C_S = C_B + Y'C_A = 1005 + 0.030(1884) = 1061.5\text{ J para aire húmedo/kg aire seco} \cdot \text{K}$$

h) Entalpía. A $55\text{ }^{\circ}\text{C}$, la entalpía del aire seco es $56\,000\text{ J/kg}$ aire seco; para el aire saturado es $352\,000\text{ Nm/kg}$ aire seco. La interpolación para 26.1% de humedad

$$H' = 56\,000 + (352\,000 - 56\,000)(0.261) = 133\,300\text{ J/kg de aire seco}$$

Alternativamente, utilizando la ecuación (7.13) o la tabla 7.1,

$$\begin{aligned} H' &= C_S(t_G - t_0) + Y'\lambda_0 = (1005 + 1884Y')t_G + 2\,502\,300Y' \\ &= [1005 + 1884(0.030)]55 + 2\,502\,300(0.030) = 133.4\text{ kJ/kg de aire seco} \end{aligned}$$

Como alternativa, la línea DF se traza paralela a las curvas adyacentes de saturación adiabática. En F, la entalpía es 134 kJ/kg de aire seco, o casi lo mismo que en D.

Ejemplo 7.7 Cien metros cúbicos del aire húmedo del ejemplo 7.6 se calientan a 110 °C. ¿Cuánto calor se necesita?

SOLUCIÓN Después de calentar la mezcla **estará** en el punto G de la figura 7.6. La masa de aire seco = $W_B = 100/v_w = 100/0.974 = 102.7$ kg. **Ecuación** (7.11):

Curvas de saturación adiabáticas

Considérese la operación que se indica en forma esquemática en la figura 7.7. Aquí, el gas entrante está en contacto con líquido, por ejemplo, en forma de rocío; como resultado de la **difusión** y de la transferencia de calor entre el gas y el líquido, el gas sale en condiciones de humedad y temperatura diferentes a **aquellas** con las que entró. La operación es adiabática, en tanto que no ha obtenido ni cedido calor a su entorno. Un balance de masa para la sustancia A,

$$L' = G'_S(Y'_2 - Y_1) \quad (7.14)$$

Un balance de entalpía

$$G'_S H'_1 + L' H_L = G'_S H'_2 \quad (7.15)$$

por lo tanto

$$H'_1 + (Y'_2 - Y_1) H_L = H'_2 \quad (7.16)$$

Esto puede desarrollarse mediante la definición de H' dada en la **ecuación** (7.13)

$$C_{S1}(t_{G1} - t_0) + Y'_1 \lambda_0 + (Y'_2 - Y_1) C_{A, L}(t_L - t_0) = C_{S2}(t_{G2} - t_0) + Y'_2 \lambda_0 \quad (7.17)$$

En el caso especial en que la mezcla gas-vapor saliente está saturada, y por lo tanto en las condiciones t_{as} , Y'_{as} , H'_{as} y cuando el líquido entra a t_{as} , el gas está húmedo por la evaporación del líquido y se ha enfriado. La ecuación (7.17) se vuelve, al desarrollar los términos del calor húmedo,

$$\begin{aligned} C_B(t_{G1} - t_0) + Y'_1 C_A(t_{G1} - t_0) + Y'_1 \lambda_0 + (Y'_{as} - Y'_1) C_{A, L}(t_{as} - t_0) \\ = C_B(t_{as} - t_0) + Y'_{as} C_A(t_{as} - t_0) + Y'_{as} \lambda_0 \end{aligned} \quad (7.18)$$

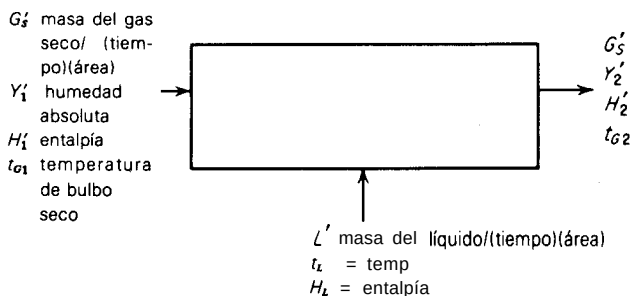


Figura 7.7 Contacto **adiabático** gas-líquido.

Restando $Y'_1 C_A t_{as}$ de los dos lados y simplificando, se tiene

$$\begin{aligned}(C_B + Y'_1 C_A)(t_{G1} - t_{as}) &= C_{S1}(t_{G1} - t_{as}) \\ &= (Y'_{as} - Y'_1)[C_A(t_{as} - t_0) + \lambda_0 - C_{A,L}(t_{as} - t_0)]\end{aligned}\quad (7.19)$$

La figura (7.3) muestra la cantidad entre **paréntesis** cuadrados igual a λ_{as} . En consecuencia,

$$C_{S1}(t_{G1} - t_{as}) = (Y'_{as} - Y'_1)\lambda_{as} \quad (7.20)$$

$$t_{G1} - t_{as} = (Y'_{as} - Y'_1) \frac{\lambda_{as}}{C_{S1}} \quad (7.21)$$

Esta es la **ecuación** de una curva sobre la carta psicrométrica, la “curva de saturación adiabática” † que pasa a través de los puntos (Y'_{as}, t_{as}) sobre la curva de saturación al 100% y (Y'_1, t_{G1}) . Puesto que el calor húmedo C_{S1} contiene el término Y'_1 , la curva no es recta sino ligeramente cóncava hacia arriba. Para cualquier mezcla vapor-gas hay una **temperatura de saturación adiabática** t_{as} , tal que si se pone en contacto con líquido a t_{as} , el gas se humidificará y enfriará. Si se da un tiempo suficiente de contacto, el gas se saturará en (Y'_{as}, t_{as}) ; de lo contrario, permanecerá no saturado a (Y'_1, t_{G1}) , un punto sobre la curva de saturación adiabática para la mezcla inicial. Al final, como indica la ecuación (7.20), el calor sensible cedido por el gas durante el enfriamiento iguala al calor latente requerido para evaporar el vapor adicional.

La carta psicrométrica (figura 7.5) para aire-agua contiene una familia de curvas de saturación adiabáticas, como se **señaló** antes. Cada punto sobre la curva representa una mezcla cuya temperatura de saturación adiabática está en la **intersección** de la curva con la curva de humedad al 100%.

Ejemplo 7.8 Se pone en contacto aire a 83 °C, $Y' = 0.030$ kg **agua/kg** aire seco, a 1 atm, con agua a la temperatura de **saturación adiabática**; entonces el aire se humidifica y enfría hasta saturación al 90%. ¿Cuáles son la temperatura y la humedad finales del aire?

SOLUCIÓN El punto que representa el aire original se localiza sobre la carta psicrométrica (figura 7.5). La curva de **saturación adiabática** a través del punto alcanza la curva de saturación al 100% en 40 °C, la temperatura de saturación adiabática. Esta es la temperatura del agua. Sobre esta curva, la saturación al 90% sucede a 41.5 °C, $Y' = 0.0485$ kg **agua/kg** aire, las condiciones del aire saliente.

† La curva de saturación adiabática es casi una curva de entalpía constante por masa unitaria de gas seco. Como indica la ecuación (7.16), H_{as} difiere de H'_1 por la entalpía del **líquido** evaporado a su temperatura de entrada t_{as} ; empero, generalmente esta diferencia no es importante.

Temperatura de bulbo húmedo

La temperatura de bulbo húmedo es la temperatura en estado estacionario alcanzada por una **pequeña** cantidad de líquido que se evapora en una gran cantidad de una mezcla vapor-gas no saturada. En condiciones apropiadamente controladas, dicha temperatura puede utilizarse para medir la humedad de la mezcla. Con este propósito, un termómetro cuyo bulbo se ha cubierto con un material fibroso **humedecido** en el líquido, se sumerge en una corriente de la mezcla gaseosa, que se esta moviendo rápidamente. La temperatura que indica este termómetro alcanzará finalmente un valor inferior a la temperatura de bulbo seco del gas, si este último no está saturado; sabiendo esto, la humedad se calcula una vez conocido ese valor.

Considerese una gota del líquido que se sumerge en una corriente de la mezcla vapor-gas no saturada que se mueve rápidamente. Si el líquido, inicialmente, está a una temperatura más elevada que la del punto de formación de rocío del gas, la **presión** de vapor del líquido será mayor en la superficie de la gota que la **presión** parcial del vapor en el gas, y el líquido se evaporará y difundirá en el gas. El calor latente que se requiere para la evaporación será proporcionado inicialmente a expensas del calor sensible de la gota de líquido, que entonces se enfriará. Tan pronto como la temperatura del líquido disminuye por debajo de la temperatura de bulbo seco del gas, fluirá calor del gas al líquido, a una rapidez que aumentará al irse incrementando la diferencia en temperatura. Finalmente la rapidez de transferencia de calor del gas al líquido será igual a la rapidez de **nece-**

Mezcla vapor-gas $\begin{cases} t_G & = \text{temperatura de bulbo seco} \\ p_{AG} & = \text{presión parcial de vapor} \\ & = \text{humedad absoluta} \end{cases}$

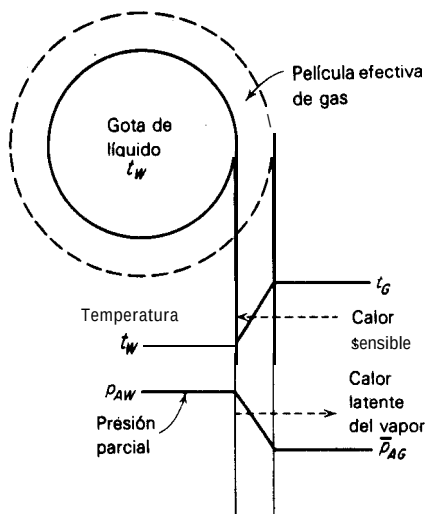


Figura 7.8 La temperatura de bulbo húmedo.

sidad de calor para la evaporación, y la temperatura del líquido permanecerá constante en algún valor bajo, la temperatura de bulbo húmedo t_w . El mecanismo del proceso de bulbo húmedo es básicamente el mismo que el que gobierna la saturación **adiabática**, excepto que en el primero de los casos se supone que la humedad del gas no cambia durante el proceso.

Obsérvese la figura 7.8, dibujada en la forma de la teoría de la película, en donde una gota de líquido se muestra en condiciones de estado estacionario y la masa de gas es tan grande cuando atraviesa la gota que su humedad no se ve afectada, en forma medible, por la **evaporación**. Puesto que la transferencia de calor y la de masa ocurren simultáneamente, se aplica la ecuación (3.71) con $q_r = 0$, puesto que no pasa calor a través de la interfase gas-líquido y $N_B = 0$. Por lo tanto, †

$$q_s = \frac{N_A M_A C_A}{1 - e^{-N_A M_A C_A / h_G}} (t_G - t_w) \approx h_G (t_G - t_w) \quad (7.22)$$

La aproximación del lado derecho es satisfactoria puesto que, en forma general, la rapidez de la transferencia de masa es **pequeña**. Más aún,

$$N_A = F \ln \frac{1 - p_{A,w}/p_t}{1 - \bar{p}_{A,G}/p_t} \approx k_G (\bar{p}_{A,G} - p_{A,w}) \quad (7.23)$$

en donde la **aproximación** de la derecha es generalmente satisfactoria, puesto que N_A es **pequeña** [la forma de la ecuación (7.23) refleja el hecho de que N_A es negativa si q_s se toma como positiva]. $p_{A,w}$ es la presión de vapor de A en t_w . Sustituyendo las ecuaciones (7.22) y (7.23) en la ecuación (3.71) con N_B y q_r igual a cero,

$$h_G (t_G - t_w) + \lambda_w M_A k_G (\bar{p}_{A,G} - p_{A,w}) = 0 \quad (7.24)$$

en donde λ_w es el calor latente a la temperatura de bulbo húmedo por unidad de masa. De aquí;

$$t_G - t_w = \frac{\lambda_w M_A k_G (p_{A,w} - p_{A,G})}{h_G} = \frac{\lambda_w M_B \bar{p}_{B,M} k_G (Y'_w - Y')}{h_G} \quad (7.25)$$

† Para mediciones muy cuidadosas, debe **también** considerarse la posibilidad de que la superficie del **líquido** reciba calor por radiación, ya sea del gas o del entorno. Suponiendo que la fuente de radiación está a la temperatura t_G , se tiene

$$q_s = (h_G + h_R)(t_G - t_w)$$

en donde la transferencia de calor por radiación se describe mediante un coeficiente que equivale al de tipo de **convección** h_R . En la termometría de bulbo húmedo, el efecto de la radiación puede minimizarse utilizando pantallas de radiación y manteniendo una velocidad elevada del gas, para lograr que h_G permanezca lo bastante elevado (al menos 5 o 6 m/s en el caso de mezclas aire-vapor de agua a **temperaturas ordinarias**). En cualquier caso, los **tamaños** relativos de h_G y h_R pueden calcularse por métodos estándar [13]. Es necesario observar la precaución adicional de alimentar el material fibroso que rodea al bulbo del termómetro con una cantidad adecuada de líquido ajustada lo más que sea posible a la temperatura de bulbo húmedo.

en donde $\bar{p}_{B,M}$ es la presión parcial promedio del gas. Puesto que (tabla 3.1) $M_B \bar{p}_{B,M} k_G = k_Y$, la ecuación (7.25) se vuelve

$$t_G - t_w = \frac{\lambda_w (Y'_w - Y')}{h_G / k_Y} \quad (7.26)$$

que es la forma de la relación que se utiliza generalmente. La cantidad $t_G - t_w$ es la *depresión de bulbo húmedo*.

Con el fin de utilizar la **ecuación** (7.26) para determinar Y , es necesario contar con los valores apropiados de h_G / k_Y , la **relación psicrométrica**. Los valores de h_G y k_Y pueden calcularse independientemente para la forma particular de la superficie húmeda mediante correlaciones como las de la tabla 3.3, utilizando, si es necesario, la analogía de la transferencia de calor-masa. En forma alternativa, pueden utilizarse los valores experimentales de la relación. Henry y Epstein [10] han examinado críticamente los datos y métodos de medición y han obtenido sus propias mediciones. Para el flujo de gases a través de cilindros, como los termómetros de bulbo húmedo, y a través de esferas únicas, se correlacionan bastante bien los resultados para dieciocho sistemas vapor-gas, mediante,

$$\frac{h_G}{k_Y C_S} = \left(\frac{Sc}{Pr} \right)^{0.567} = Le^{0.567} \quad (7.27)$$

para flujos turbulentos, independientes del número de Reynolds. Es posible un amplio rango de números de Lewis Le , 0.335 a 7.2, si se utilizan no sólo superficies húmedas con líquidos evaporados, sino también cilindros y esferas moldeadas con sólidos **volátiles** que proporcionan números de Schmidt grandes.

Los sistemas vapor-aire son los mas importantes. Para mezclas diluidas, en donde $C_S = C_B$, y tomando Pr para el aire como 0.0707, la ecuación (7.27) se vuelve (unidades SI) ‡

$$\frac{h_G}{k_Y} = 1223 Sc^{0.567} \quad (7.28)$$

Para el sistema aire-vapor de agua, para el cual generalmente se concede que las mediciones de Dropkin [3] son las más adecuadas, un análisis exhaustivo [23, 24] lleva al valor de $h_G / k_Y = 950 \text{ N} \cdot \text{m} / \text{kg} \cdot \text{K}$, ‡ el cual se recomienda para este sistema. Esto coincide estrechamente con la ecuación (7.28).

Debe observarse que la **ecuación** (7.26) es idéntica a la **ecuación** (7.21) para la temperatura de saturación adiabática, si C_{S1} se reemplaza por h_G / k_Y . Estas son

† Algunas veces, a la cantidad $h_G / k_Y C_S$ se le denomina también la **relación psicrométrica**.

‡ Con h_G / k_Y expresado en $\text{Btu} / \text{lb}_m \cdot ^\circ\text{F}$, el coeficiente de la ecuación (7.28) para mezclas de aire se vuelve 0.292, y para aire-vapor de agua $h_G / k_Y = 0.227$.

casi iguales para aire-vapor de agua a humedades moderadas; para la mayoría de los fines prácticos pueden utilizarse las curvas de **saturación** adiabática de la figura 7.5 en lugar de la ecuación (7.26). Para la mayoría de los demás sistemas, esto no sucede.

La relación de Lewis Ya se vio que para el sistema aire-vapor de agua, h_G/k_Y es aproximadamente igual a C_s , o que aproximadamente, $h_G/k_Y C_s = 1$. Esta es la llamada relación de Lewis (por W. K. Lewis). Esto no solo lleva a la casi igualdad de las temperaturas de bulbo húmedo y de saturación adiabática (como en el caso de aire-vapor de agua), sino también a otras simplificaciones que se desarrollaran posteriormente. Considerando las ecuaciones (3.31) y (3.33), con $J_A = N_A$ y si son iguales las difusividades de remolino E_D y E_H , se puede mostrar que la **relación** de Lewis solo se seguirá si la difusividad térmica y la molecular son idénticas, o si $Sc = Pr$ o $Le = 1$. Por supuesto, esta conclusión también se alcanza a partir de la ecuación empírica (7.27). Le es básicamente 1 para aire-vapor de agua, pero no para la mayoría de los demás sistemas.

Ejemplo 7.9 Para una mezcla aire-vapor de agua con temperatura de bulbo seco de 65 °C, se determino una temperatura de bulbo **húmedo** de 35 °C en condiciones **tales** que el coeficiente de radiación se puede considerar despreciable. La presión total fue de 1 atm. Calcular la humedad del aire.

SOLUCIÓN En $t_w = 35$ °C, $\lambda_w = 2\,419\,300$ J/kg y $Y'_w = 0.0365$ kg H_2O /kg aire seco (figura 7.5a); $h_G/k_Y = 950$ J/kg K, $t_G = 65$ °C. Ecuación (7.26):

$$65 - 35 = \frac{2\,419\,300(0.0365 - Y')}{950}$$

$$Y' = 0.0247 \text{ kg } H_2O/\text{kg aire}$$

Alternativamente, como una **aproximación**, se sigue la curva de saturación **adiabática** para $t_w = 35$ °C sobre la figura 7.5a hasta una temperatura de bulbo seco de 65 °C, en donde Y' se lee como 0.0238 kg H_2O /kg aire.

Ejemplo 7.10 Calcular las temperaturas de bulbo húmedo y de saturación adiabática para una mezcla toluenoaire con una temperatura de bulbo seco de 60 °C, $Y' = 0.050$ kg **vapor**/kg aire, 1 atm.

SOLUCIÓN a) Temperatura de bulbo húmedo $t_G = 60$ °C, $Y' = 0.050$ kg **tolueno**/kg aire. $D_{AB} = 0.92(10^{-5})$ m²/s a 59 °C, 1 atm. A 60 °C, ρ para el aire = 1.060 kg/m³ y $\mu = 1.95(10^{-3})$ kg/m · s.

Sc debe calcularse para las condiciones medias entre las de la mezcla gas-vapor y las condiciones de saturación de bulbo **húmedo**.

Sin embargo, para la mezcla diluida que se esta considerando, el valor de Sc para el gas total es satisfactorio y es **básicamente** independiente de la temperatura

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{1.95 \times 10^{-3}}{1.060(0.92 \times 10^{-5})} = 2.00$$

Ecuación (7.28): $h_G/k_Y = 1223(2.00)^{0.567} = 1812 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$

(valor observado = 1 842) **Ecuación (7.26):**

$$60 = t_w = \frac{\lambda_w}{1812} (Y'_w - 0.050)$$

La **solución** para t_w es por prueba y error. Tratar con $t_w = 35 \text{ }^\circ\text{C}$. $p_{A,w} = 46.2 \text{ mm Hg}$, $Y'_w = [46.2/(760 - 46.2)] 92/29 = 0.2056$. $\lambda_w = (96.6 \text{ cal/gm})(4 187) = 404 460 \text{ J/kg}$. La ecuación da $t_w = 25.3 \text{ }^\circ\text{C}$ en lugar de los $35 \text{ }^\circ\text{C}$ supuestos. Después de repetidas pruebas, se calcula que t_w es $31.8 \text{ }^\circ\text{C}$. Respuesta.

b) Temperatura de **saturación adiabática** $t_{a1} = 60 \text{ }^\circ\text{C}$; $Y'_1 = 0.05$; C para el vapor de tolueno = $1 256 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$, $C_{s1} = 1 005 + 1 256(0.05) = 1 067.8 \text{ J/kgm} \cdot \text{K}$. Ecuación (7.21):

$$60 - t_{as} = (Y'_{as} - 0.05) \frac{\lambda_{as}}{1067.8}$$

En la misma forma que la **temperatura de bulbo húmedo**, se calcula t_{as} al tanteo, y se encuentra que es $25.7 \text{ }^\circ\text{C}$. **Respuesta.**

OPERACIONES GAS-LÍQUIDO

El contacto directo de un gas con un líquido puro puede tener uno de los siguientes fines:

1. Operaciones adiabáticas

- Enfriamiento de un líquido.** El enfriamiento sucede por la transferencia de calor sensible y también por **evaporación**. La aplicación principal es el enfriamiento de agua por contacto con el aire atmosférico (enfriamiento de agua).
- Enfriamiento de un gas caliente.** El contacto directo proporciona un **intercambio** de calor no problemático, que es muy efectivo, en caso de que no importe la presencia de una **pequeña** cantidad de vapor del líquido.
- Humidificación de un gas.** Ésta puede utilizarse, por ejemplo, para controlar el contenido de humedad del aire para el secado.
- Deshumidificación de un gas.** El contacto de una mezcla templada de vapor-gas con un líquido frío produce la **condensación** del vapor. Se puede aplicar en aire acondicionado, recuperación de vapores de disolventes a partir de gases utilizados para el secado y similares.

2. Operaciones no adiabáticas

- Enfriamiento por evaporación.** Un líquido o un gas dentro de un tubo se enfría con un flujo de agua en forma de película en la superficie externa del tubo; a su vez, esta última se enfría por contacto directo con aire.
- Deshumidificación de un gas.** Una mezcla de gas-vapor se pone en contacto con tubos refrigerantes y el vapor se condensa en los tubos.

Aunque las operaciones de este tipo son sencillas en el sentido de que la transferencia de masa se limita a la fase gaseosa (no puede haber transferencia de masa dentro del líquido puro), no obstante son complejas debido a los grandes efectos caloríficos que acompañan a la evaporación o condensación.

OPERACIONES ADIABÁTICAS

Generalmente, estas operaciones se llevan a cabo en **algún** tipo de torre empacada, a menudo con flujo a contracorriente del gas y del líquido. En primer lugar se desarrollarán las relaciones generales; posteriormente, se aplicarán a operaciones específicas.

Relaciones fundamentales

Obsérvese la figura 7.9, que muestra una torre de **área** transversal unitaria. Un balance de masa para la sustancia A en la parte inferior de la torre (entorno 1 es

$$L' - L'_1 = G'_S(Y' - Y_1) \quad (7.29)$$

$$0 \quad dL' = G'_S dY' \quad (7.30)$$

En la misma forma, un balance de entalpía es

$$L'H_L + G'_SH'_1 = L'_1H_{L1} + G'_SH' \quad (7.31)$$

Estas pueden aplicarse a toda la torre colocando el subíndice 2 en los **términos** sin numerar.

Las relaciones de rapidez son bastante complejas y se desarrollarán a la manera de Olander [20]. Obsérvese la figura 7.10, que representa una **sección** de la torre de altura diferencial dZ y muestra al líquido y al gas que fluyen uno al lado del otro, separados por la interfase gas-líquido. Son diferenciales todos los cambios de temperatura, humedad, etcétera, sobre esta **sección**.

La superficie interfacial de la sección es dS . Si la superficie interfacial **específica/volumen** empacado es a (no es igual que la superficie empacada a_p), y puesto que el volumen de empaque por sección transversal unitaria es dZ , entonces $dS = a dZ$. Si el empaque no está mojado completamente por el líquido, la superficie para la transferencia de masa a_M , que es la interfase líquido-gas, será menor que aquella para la transferencia de calor a_H , puesto que la transferencia de calor **también** puede suceder entre el empaque y los fluidos. Obsérvese que a_M corresponde a a_v en el capítulo 6. Entonces, las velocidades de transferencia son:

Masa, como flujo de **masa/área** de la sección transversal de la torre.

$$N_A M_A a_M dZ = -G'_S dY' = M_A F_G \left(\ln \frac{1 - \bar{p}_{A,i}/p_t}{1 - p_{A,g}/p_t} \right) a_M dZ \quad (7.32)$$

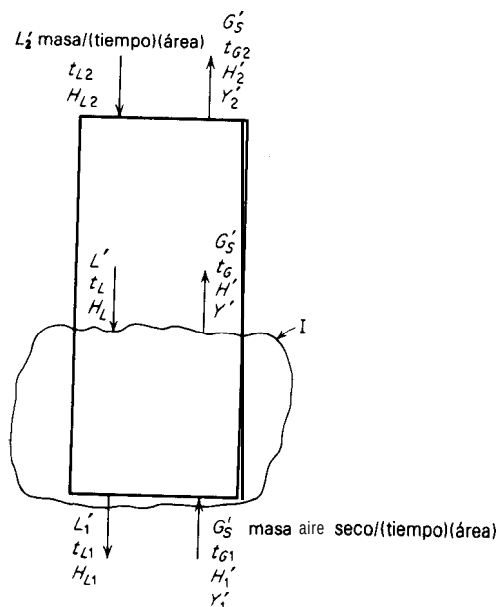


Figura 7.9 Contacto continuo a contracorriente **adiabático** entre gas-líquido.

Calor sensible, como flujo de **energía/área** de la **sección** transversal de la torre.

$$\text{Gas: } q_{sG} a_H dZ = \frac{N_A M_A C_A}{1 - e^{-N_A M_A C_A / h_G}} (t_G - t_i) a_H dZ = h'_G a_H (t_G - t_i) dZ \quad (7.33)$$

$$\text{Líquido: } q_{sL} a_H dZ = h_L a_H (t_i - t_L) dZ \quad (7.34)$$

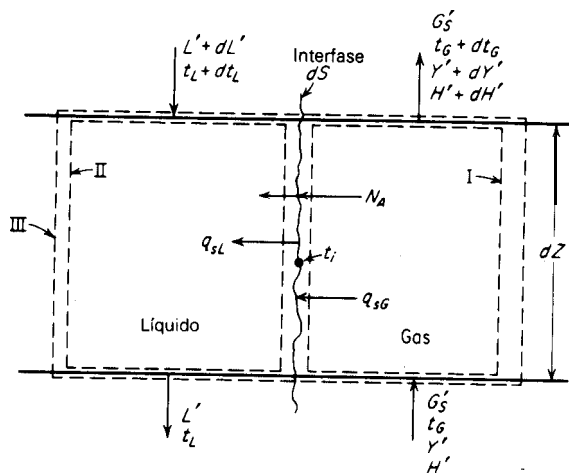


Figura 7.10 Sección diferencial de una torre empacada.

En la **ecuación (7.33)**, $\bar{p}_{A,i}$ es la presión de vapor de A a la temperatura de la interfase t_i y $\bar{p}_{A,G}$ es la presión parcial en el cuerpo del gas. En la ecuación (7.34) se ha despreciado la radiación y el coeficiente h'_G , que toma en cuenta el efecto de la transferencia de masa sobre la transferencia de calor, reemplaza al coeficiente ordinario de convección h_G (véase el capítulo 3). Las ecuaciones de flujo están escritas como si la transferencia fuese en la dirección del gas a la interfase del líquido, pero pueden aplicarse, tal y como están escritas, a todas las situaciones; los signos correctos para los **fluxes** se obtendrán automáticamente.

Ahora se requiere una serie de balances de energía sobre los **entornos** dibujados en la figura 7.10.

Entorno I

Flujo de entalpía a la entrada = $G'_S H'$

$$\text{Flujo de entalpía a la salida} = G'_S (H' + dH') - (G'_S dY') [C_A(t_G - t_0) + \lambda_0] \quad (7.35)$$

El segundo término es la entalpía del vapor transferido [recuérdese que N_A y $G'_S dY$ tienen signos opuestos en la ecuación (7.33)].

Flujo de entrada - flujo de salida = rapidez de transferencia de calor

$$G'_S H' - G'_S (H' + dH') + (G'_S dY') [C_A(t_G - t_0) + \lambda_0] = h'_G a_H (t_G - t_i) dZ \quad (7.36)$$

Si dH' , obtenida por derivación de la ecuación (7.13), se sustituye, ésta se reduce a

$$- G'_S C_S dt = h'_G a_H (t_G - t_i) dZ \quad (7.37)$$

Entorno II

Flujo de entalpía a la entrada =

$$= (L' + dL') C_{A,L} (t_L + dt_L - t_0) + (-G'_S dY') C_{A,L} (t_i - t_0)$$

Aquí, el segundo término es la entalpía del material transferido, que ahora es un líquido.

Flujo de entalpía a la salida = $L' C_{A,L} (t_L - t_0)$

Flujo de salida = flujo de entrada + rapidez de transferencia de calor

$$L' C_{A,L} (t_L - t_0) = (L' + dL') C_{A,L} (t_L + dt_L - t_0) - (G'_S dY') C_{A,L} (t_i - t_0) + h_L a_H (t_i - t_L) dZ \quad (7.38)$$

Si la ecuación (7.31) se sustituye y se ignora la diferencial de segundo orden dY' dt_L esta ecuación se vuelve

$$L' C_{A,L} dt_L = (G'_S C_{A,L} dY' - h_L a_H dZ)(t_i - t_L) \quad (7.39)$$

Entorno III

Flujo de entalpía a la entrada = $G'_S H' + (L' + dL') C_{A,L} (t_L + dt_L - t_0)$

Flujo de entalpía a la salida = $L' C_{A,L} (t_L - t_0) + G'_S (H' + dH')$

Flujo de entrada = flujo de salida (operación adiabática)

$$G'_S H' + (L' + dL') C_{A,L} (t_L + dt_L - t_0) = L' C_{A,L} (t_L - t_0) + G'_S (H' + dH') \quad (7.40)$$

Sustituyendo la **ecuación** (7.31) y la diferencial de la ecuación (7.13) por dH' e ignorando el termino $dH' dt_L$, se vuelve

$$L' C_{A,L} dt_L = G'_S \{ C_S dt + [C_A(t_G - t_0) - C_{A,L}(t_L - t_0) + \lambda_0] dY' \} \quad (7.41)$$

Ahora se van a aplicar estas ecuaciones a las operaciones adiabaticas.

Enfriamiento de agua con aire

Sin duda esta es la operación más importante. El agua, entibiada por el paso a través de intercambiadores de calor, condensadores y similares, se enfria por contacto con el aire atmosférico para ser utilizada nuevamente. El calor latente del agua es tan grande que una cantidad pequeña de evaporación produce grandes efectos de enfriamiento. Puesto que la rapidez de transferencia de masa es generalmente **pequeña**, el nivel de temperatura es generalmente bastante **pequeño** y puesto que la relación de Lewis se aplica al sistema aire-agua en forma razonablemente adecuada, las relaciones de la sección anterior pueden simplificarse bastante mediante aproximaciones razonables.

Por lo tanto, los términos para el calor sensible en la ecuación (7.41) son despreciables en comparación con el calor latente, se tiene

$$L' C_{A,L} dt_L = G'_S C_S dt + G'_S \lambda_0 dY' \approx G'_S dH \quad (7.42)$$

En esta ecuación, el último término del lado derecho ignora la Y' que aparece en la definición de C_S . Integrando, con la suposición adicional de que L' es básicamente constante (poca evaporación)

$$L' C_{A,L} (t_{L2} - t_{L1}) = G'_S (H'_2 - H'_1) \quad (7.43)$$

Este balance de entalpía puede representarse **graficando** la entalpía del gas H' contra t_L , como en la figura 7. 11. La línea ON sobre la gráfica representa la ecuación (7.43) y pasa a través de los puntos que representan las condiciones finales de los dos fluidos. Hasta ahora, como $L'_2 - L'_1$ es pequeña en comparación con L' , la línea es recta con pendiente $L' C_A, L / G'_S$. La curva en el equilibrio en la figura se **grafica** para las condiciones del gas en la interfase gas-liquido, es decir, la entalpía del gas saturado a cada temperatura.

Si la rapidez de transferencia de masa es pequeña, como generalmente lo es, la ecuación (7.33) se puede escribir como

$$G'_S dY' = k_Y a_M (Y'_i - Y') dZ \quad (7.44)$$

y la ecuación (7.37) como

$$G'_S C_S dt_G = h_G a_H (t_i - t_G) dZ \quad (7.45)$$

Ignorando el calor sensible del vapor transferido, la ecuación (7.34) se vuelve

$$L' C_{A, L} dt_L = h_L a_H (t_L - t_i) dZ \quad (7.46)$$

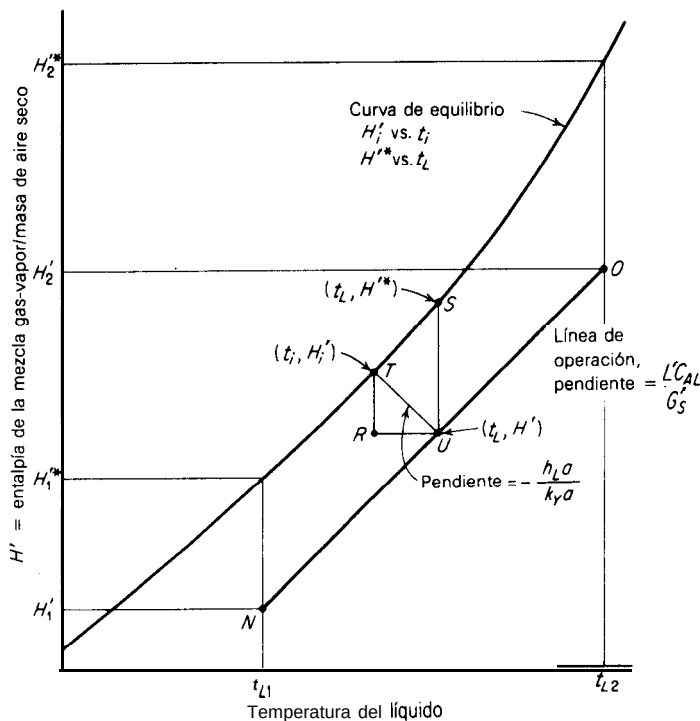


Figura 7.11 Diagrama de **operación** de un enfriador de agua.

Sustituyendo las ecuaciones (7.44) y (7.45) en la ecuación (7.42):

$$G'_S dH' = h_G a_H (t_i - t_G) dZ + \lambda_0 k_Y a_M (Y'_i - Y') dZ \quad (7.47)$$

Si $h_G a_H / C_S k_Y a_M = r$, esto se transforma en

$$G'_S dH' = k_Y a_M [(C_S r t_i + \lambda_0 Y'_i) - (C_S r t_G + \lambda_0 Y')] dZ \quad (7.48)$$

Para el caso especial en que $r = 1$ [16, 17] los términos entre paréntesis son las entalpías del gas. La restricción $r = 1$ requiere que $Le = 1$ (aire-agua), y $a_M = a_H = a$ (esto último será cierto sólo en el caso de que el empaque de la torre esté completamente irrigado; aun para el contacto aire-agua, se han observado valores de r tan altos como 2, con flujos bajos del líquido [9]). Comprendido lo anterior, la ecuación (7.48) es

$$G'_S dH' = k_Y a (H'_i - H') dZ \quad (7.49)$$

que es notable por el hecho de que el coeficiente de transferencia de masa se utiliza con una fuerza motriz de entalpía. Combinando las ecuaciones (7.42), (7.46) y (7.49) se tiene

$$G'_S dH' = k_Y a (H'_i - H') dZ = h_L a (t_L - t_i) dZ \quad (7.50)$$

En el aparato, en la posición correspondiente al punto U sobre la línea de operación (figura 7.1 1), el punto T representa las condiciones en la interfase; la distancia TR representa la fuerza motriz de entalpía $H'_i - H'$ dentro de la fase gaseosa. Preparando gráficas como la del triángulo RTU en varios lugares a lo largo de la línea de operación, se pueden obtener los valores correspondientes de H'_i y H' . Entonces, suponiendo que $k_Y a$ es constante, la ecuación (7.50) da

$$\int_{H'_i}^{H'_2} \frac{dH'}{H'_i - H'} = \frac{k_Y a}{G'_S} \int_0^Z dZ = \frac{k_Y a Z}{G'_S} \quad (7.51)$$

La integral puede calcularse gráficamente, al igual que la altura empacada Z . Algunas veces, a la integral de la entalpía de la ecuación (7.51) se le da otra interpretación. Entonces,

$$\int_{H'_i}^{H'_2} \frac{dH'}{H'_i - H'} = \frac{H'_2 - H'_i}{(H'_i - H')_{av}} = N_{iG} \quad (7.52)$$

en donde la parte media de la ecuación es el número de veces que la fuerza motriz promedio se divide entre el cambio en la entalpía. Esta es una medida de la dificultad de la transferencia de entalpía, llamada el *número de unidades de transferencia de entalpía del gas* N_{iG} . En consecuencia,

$$Z = H_{iG} N_{iG} \quad (7.53)$$

en donde la altura de una unidad de transferencia de entalpía del gas $= H_{iG} = G'_S / k_Y a$. Con frecuencia se prefiere H_{iG} en lugar de $k_Y a$, como una medida del

comportamiento del empaque, puesto que depende menos de los flujos y tiene la sencilla **dimensión** de longitud.

Como se consideró en el capítulo 5, puede utilizarse una fuerza motriz global que represente la diferencia en entalpía para las fases totales, pero expresada en función H' , como la distancia vertical **SU** (figura 7. 11). Esto requiere de su coeficiente global correspondiente y lleva a números y alturas globales de las unidades de transferencia: †

$$N_{IOG} = \int_{H_1'}^{H_2'} \frac{dH'}{H'^* - H'} = \frac{K_Y a Z}{G_S'} = \frac{Z}{H_{IOG}} \quad (7.54)$$

El uso de la ecuación (7.53) es satisfactorio (véase capítulo 5) sólo si la curva de entalpía en el equilibrio de la figura 7. 11 es recta, que no lo es exactamente, o si $h_{L,a}$ es infinito, de tal forma que la temperatura interfacial sea igual a la temperatura de la masa principal del líquido. Aunque los pocos datos disponibles indican que $h_{L,a}$ es por lo general bastante grande (véase el ejemplo 6.7), existe cierta incertidumbre debido a que muchos datos se tomaron en **tales** condiciones que $h_{L,a}/C_S k_Y a_M = r$ no era la unidad, aun cuando se supuso que sí lo era. En cualquier caso, pasa con frecuencia que, respecto de los empaques para torres de enfriamiento, sólo se posee $k_Y a$ o H_{IOG} , y no los coeficientes de fase individuales.

Al igual que con las concentraciones (capítulo 5), una línea de **operación** sobre las coordenadas de entalpía de la figura 7.11, que en cualquier punto toca a la curva en el equilibrio, produce una fuerza motriz igual a cero y, en consecuencia, una superficie interfacial infinita, o altura infinita Z , para lograr un cambio dado de temperatura en el líquido. Entonces, esta condición debe representar la relación limitante permisible de L' / G_S' . También es claro que el punto N, por ejemplo, **estará** debajo de la curva en el equilibrio, mientras que la entalpía del aire entrante H_1' será menor que la entalpía de saturación $H_1'^*$ para el aire a $t_{L,1}$. Puesto que la entalpía H' es, para la mayoría de los fines prácticos, sólo una función de la temperatura de saturación **adiabática** (o de la temperatura de bulbo húmedo, para aire-agua), la temperatura de bulbo húmedo del aire entrante debe estar debajo de $t_{L,1}$, **pero** su temperatura de bulbo seco no lo estará necesariamente. Por esta **razón**, es perfectamente posible enfriar agua hasta un valor de $t_{L,1}$ menor que la temperatura de bulbo seco del aire entrante $t_{G,1}$. **También** es posible manejar un enfriador con aire entrante saturado, siempre y cuando su temperatura sea menor de $t_{L,1}$. Entonces, la diferencia entre la temperatura del líquido

† En la industria de torres enfriadoras de agua se utiliza con frecuencia otra forma de la ecuación (7.54):

$$\frac{K_Y a Z}{L'} = \int_{t_{L,1}}^{t_{L,2}} \frac{dt_L}{H'^* - H'}$$

que se obtiene al combinar las ecs. (7.42) y (7.54) y al fijar $C_{A,L}$ pura agua = 1.

saliente y la temperatura de bulbo húmedo del aire entrante, $t_{L1} - t_{w1}$, llamada la “aproximación mediante la temperatura de bulbo húmedo”, es una medida de la fuerza motriz disponible para la **difusión** en la parte terminal inferior del equipo. En el diseño de torres de enfriamiento, por lo común se especifica que ésta debe estar entre 2.5 y 5 °C, con t_{w1} colocada en la “temperatura de bulbo húmedo al 5%” (la temperatura de bulbo húmedo que sólo el 5% de las veces excede el promedio durante el verano).

La “**compensación**” de agua fresca en los sistemas de recirculación de agua debe agregarse para reemplazar el agua perdida por arrastre (“arrastre por la corriente” o “viento”), por evaporación y “**eliminación**”. Las pérdidas por arrastre se pueden calcular entre el 0.1 al 0.3% de la rapidez de recirculación para torres de tiro inducido. Si el agua de compensación contiene sales disueltas (“dureza”) que de otra forma se acumularían, se descarta deliberadamente una pequeña cantidad de agua (“eliminación”) para mantener la concentración salina en un nivel previamente determinado. En el ejemplo 7.11 se muestra un cálculo. En el pasado era común el tratamiento del agua con cloro, para controlar las algas y limo; se **añadían** también mezclas de **cromato-fosfato** para inhibir la corrosión; empero, las restricciones para descargar estas mezclas en los alrededores, por eliminación, ha llevado al uso de los inhibidores sin **cromato**. Existen muchos otros detalles prácticos [14, 15].

El uso de los coeficientes globales de transferencia de masa no distingue entre el enfriamiento por convección y por evaporación del líquido, y no permite el cálculo de la humedad o temperatura de bulbo seco del aire saliente. Por lo general, el aire estará casi saturado; puede suponerse que lo está, con el fin de calcular las necesidades para la compensación. Los cambios de la **temperatura-humedad** del aire sufren cuando pasa a través de la torre; se puede calcular por un **método** gráfico sobre el diagrama H' - t_L (figura 7.1 1), si se conoce h_{La} y k_{Ya} [17], pero la aproximación del gas a la saturación es muy crítica al hacer los cálculos; en vez de ello, se recomienda que los **cálculos** se hagan por los métodos presentados anteriormente (véase la pág. 208), en los cuales no se hacen suposiciones. Las torres de enfriamiento para sistemas distintos al de aire-agua ($Le \neq 1$) o cuando $a_M \neq a_H$, también deben tratarse mediante los métodos generales expuestos al final. Algunas torres de enfriamiento utilizan un flujo transversal de aire y agua, para el cual se tienen **también** los métodos de cálculo [11, 22, 27].

Ejemplo 7.11 Una planta requiere que 15 kg/s (1 984 lb/min) de agua refrigerante fluyan a través del equipo de **condensación** para la destilación; se eliminan así 270 W (55 270 Btu/min) de los condensadores. El agua sale de los condensadores a 45 °C. Para volver a utilizar el agua, se planea enfriarla mediante el contacto con aire en una torre de enfriamiento de tiro inducido. Las condiciones del **diseño** son: aire entrante a 30 °C temperatura de bulbo seco, 24 °C temperatura de bulbo húmedo; el agua se va a enfriar a 5 °C de la temperatura de bulbo húmedo del aire entrante, o sea, a 29 °C; una relación de **aire/vapor** de agua de 1.5 veces el **mínimo**. El agua de **compensación** va a entrar de una represa a 10 °C, dureza de 500 ppm (**partes/millón**) de sólidos disueltos. El agua circulante no debe tener una dureza superior a 2 000 ppm. Respecto al empaque que se va a utilizar, se espera que K_{Ya} sea de 0.90 kg/m³ · s (A Y)(202 lb_m/h ft² · h · A Y),

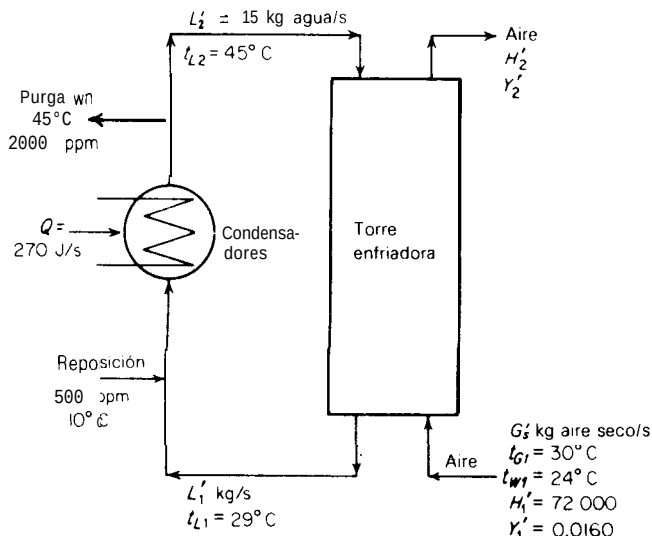


Figura 7.12 Diagrama de flujo para el ejemplo 7. 11.

para una rapidez del líquido como mínimo, de $2.7 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ y una rapidez del gas de $2.0 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ($1\,991$ y $1\,474 \text{ lb}_m/\text{h ft}^2$, respectivamente). Calcular las dimensiones de la sección empacada y las necesidades de agua de compensación.

SOLUCIÓN Obsérvese la figura 7.12, que representa el diagrama de flujo de la operación. La humedad y la entalpía del aire entrante se toman de la figura 7.517. El diagrama de operación, figura 7.13, contiene la curva de entalpía del aire a saturación; en esta gráfica, el punto N representa la condición en el fondo de la torre ($t_{L1} = 29^\circ\text{C}$, $H_1' = 72\,000 \text{ Nm/kg}$ aire seco). La línea de operación pasará a través de N y terminará en $t_{L2} = 45^\circ\text{C}$. Para el valor mínimo de G_s' , la línea de operación tendrá la pendiente mínima que haga que toque a la curva en el equilibrio, y en consecuencia pasará a través del punto 0, en donde $H_2' = 209\,500 \text{ N} \cdot \text{m/kg}$ aire seco. Por lo tanto, la pendiente de la línea 0' N es

$$\frac{L'C_{A,L}}{G_{s,\min}'} = \frac{15(4187)}{G_{s,\min}'} = \frac{209\,500 - 72\,000}{45 - 29}$$

de donde $G_{s,\min}' = 7.31 \text{ kg}$ aire seco/s. Para un flujo del gas de 1.5 veces el mínimo, $G_s' = 1.5(7.31) = 10.97 \text{ kg}$ aire seco/s. Por lo tanto,

$$\frac{H_2' - 72\,000}{45 - 29} = \frac{15(4187)}{10.97}$$

y $H_2' = 163\,600 \text{ N} \cdot \text{m/kg}$ aire seco, graficado en el punto 0. Por lo tanto, la línea de operación es ON. Para un flujo del líquido de cuando menos $2.7 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$, la sección transversal de la torre debe ser $15/2.7 = 5.56 \text{ m}^2$. Para un flujo del gas de al menos $2.0 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$, la sección transversal será $10.97/2.0 = 5.50 \text{ m}^2$. Por lo tanto, se utilizará la última, puesto que entonces el flujo del líquido excederá el mínimo para asegurar que $k_a = -0.90$.

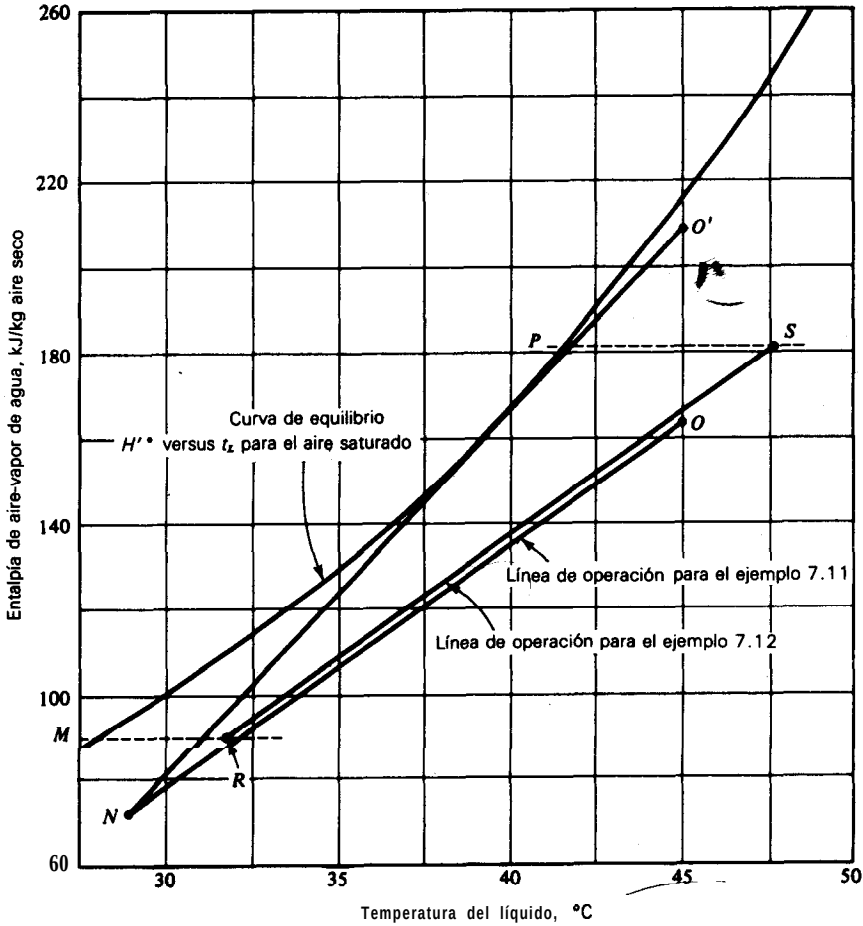


Figura 7.13 Soluciones a loa ejemplos 7.11 y 7.12.

Bases: 1 m^2 sección transversal, $G'_s = 2.0\text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$. La fuerza motriz $H'_1 - H_1$ se obtiene a intervalos frecuentes de t_L en la figura 7.13. de la siguiente forma:

$t_L, ^\circ\text{C}$	$\chi H'^*$ curva en el equilibrio	H' curva de operación	10^5
	J/kg	J/kg	$H'^* - H'$
29	100000	72 000	3.571
32.5	114000	92 000	4.545
35	129 800	106500	4.292
37.5	147 000	121 000	3.846
40	166800	135 500	3.195
42.5	191 000	149 500	2.410
45	216 000	163 500	1.905

Los datos en las dos ultimas columnas se **grafican** uno contra el otro, con H' como abscisa; el **área** bajo la curva es 3.25. De la **ecuación** (7.54)

$$3.25 = \frac{K_y a Z}{G'_s} = \frac{0.90 Z}{2.0}$$

$$Z = 7.22 \text{ m (23.7 ft) altura empacada} \quad \textbf{Respuesta.}$$

Nótese: En **este** caso $N_{IOG} = 3.25$, y $H_{IOG} = G'_s / K_y a = 2.0 / 0.90 = 2.22 \text{ m}$.

Necesidades de agua de compensación Para los **finés** actuales se definen

E = rapidez de evaporación, **kg/h**

W = **pérdida** por arrastre, **kg/h**

B = velocidad de **eliminación**, **kg/h**

M = rapidez de compensación, **kg/h**

x_c = fracción peso de dureza en el agua circulante

x_M = fracción peso de dureza en el agua de compensación

Considerando una compensación y eliminación continuas, un balance total de materia **es**

$$M = B + E + W$$

Un balance de dureza es

$$M x_M = (B + W) x_C$$

Eliminando M , se tiene en

$$B = E \frac{x_M}{x_C - x_M} - W$$

Suponiendo que el aire saliente ($H' = 163 \text{ 500 Nm/kg}$) **está básicamente** saturado, $Y' = 0.0475$. Entonces, la rapidez aproximada de evaporación es

$$E = 2.0(5.50)(0.0475 - 0.0160) = 0.3465 \text{ kg/s}$$

Se calcula que la perdida por arrastre es del 0.2% de la rapidez de **circulación**,

$$W = 0.002(15) = 0.03 \text{ kg/s}$$

Las fracciones peso x_C y x_M son proporcionales a los valores correspondientes en ppm. Por lo tanto, la rapidez de eliminación es

$$B = 0.3465 \frac{500}{2000 - 500} - 0.03 = 0.0855 \text{ kg/s}$$

Entonces, se calcula que la rapidez de compensación es

$$M = B + E + W = 0.0855 + 0.3465 + 0.03 = 0.462 \text{ kg/s (3670 lb/h)} \quad \textbf{Respuesta.}$$

Ejemplo 7.12 En el enfriador del ejemplo 7.11, **¿a** que temperatura se enfriara el agua si, después de que la torre se construyó a los valores de diseño L' y G' , el aire entrante entrase a **una** temperatura de bulbo seco $t_{a1} = 32^\circ\text{C}$, temperatura de bulbo húmedo $t_{w1} = 28^\circ\text{C}$?

SOLUCIÓN Para las nuevas condiciones, $H'_1 = 90 \text{ 000 J/kg}$; la nueva **línea** de operación debe originarse en la línea punteada en M sobre la figura 7.13. Puesto que probablemente la carga calorífica en los condensadores de la planta, que finalmente se transfiere al aire, permanecerá igual, el cambio en la entalpía del aire será el mismo que en el ejemplo 7.11:

$$H'_2 - 90 \text{ 000} = 163 \text{ 600} - 72 \text{ 000}$$

$$H'_2 = 181 \text{ 600 J/kg}$$

Por lo tanto, la nueva línea; de operación debe terminar sobre la línea punteada en P , figura 7.13; como se tiene la misma relación L'/G' , que en el ejemplo 7. 11, la nueva línea debe ser paralela a la línea original NO . Puesto que a los mismos flujos que en el ejemplo 7. 11, el valor de H_{100} permanece igual, entonces para la misma profundidad de empaque N_{OG} permanece en 3.25. Por lo tanto, la nueva línea de operación RS se localiza por ensayo y error, de tal forma que $N_{OG} = 3.25$. La temperatura en $R = t_{L1} = 31.7\text{ }^{\circ}\text{C}$, que es la temperatura a la cual se enfriará el agua. Respuesta.

Deshumidificación del aire

Si una mezcla templada de vapor-gas se enfría con un líquido frío, de tal forma que la humedad del gas sea mayor que en la interfase gas-líquido, el vapor se **difundirá** hacia el líquido y se deshumidificará el gas. Además, el calor sensible puede transferirse, como resultado de las diferencias de temperatura dentro del sistema. Para mezclas de aire-vapor de agua ($Le = 1$) en contacto con agua fría, se aplican los métodos de enfriamiento del agua con la modificación obvia. La línea de **operación** sobre la gráfica de entalpía del gas-temperatura del líquido estará arriba de la curva en el equilibrio, la fuerza motriz es $H' - H''$; puede utilizarse la ecuación (7.54) con esta fuerza motriz. Para todos los demás sistemas, para los cuales $Le \neq 1$, deben utilizarse los métodos generales que se dan a continuación.

Recirculación del líquido. Humidificación-enfriamiento del gas

Este es un caso especial, en el cual el líquido entra al equipo a la temperatura de saturación adiabática del gas entrante. Esto puede lograrse reintroduciendo continuamente el líquido saliente a la zona de contacto, en forma inmediata, sin agregar o eliminar calor en el camino, como en la figura 7.14. El **desarrollo** siguiente se aplica a cualquier sistema líquido-gas, independientemente del número de Lewis. En un sistema de este tipo, la temperatura del líquido total caerá y se mantendrá a la temperatura de saturación adiabática. El gas se enfriará y **humidificará**, siguiendo la trayectoria de la curva de saturación **adiabática** sobre la carta psicrométrica, curva que pasa a través de las condiciones del gas entrante. Según el grado de contacto, el gas se aproximará **más** o menos al equilibrio con el líquido, o a sus condiciones de saturación adiabática. Esto supone que el líquido de compensación entra también a la temperatura de saturación adiabática; no obstante, para la mayoría de los fines, la cantidad evaporada es tan **pequeña** con respecto al líquido total circulante que pueden ignorarse las **pequeñas** desviaciones con respecto a esta temperatura para el líquido de **compensación**.

Como se mostró previamente, la entalpía del gas es en realidad función únicamente de su temperatura de saturación adiabática, que permanece constante durante toda la operación. La entalpía del líquido a temperatura constante también es constante, de tal forma que la línea de “operación” en una **gráfica** como la de la figura 7.11 será simplemente un único punto sobre la curva en el **equi-**

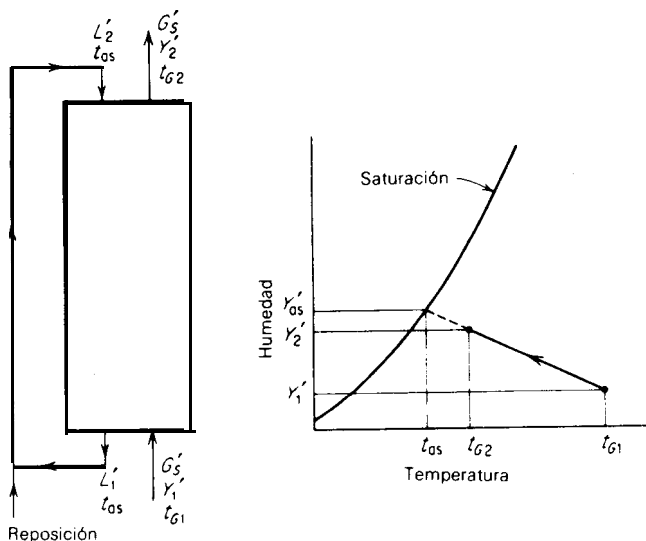


Figura 7.14 Líquido recirculante, enfriamiento-humidificación del gas.

libro. Por lo tanto, este diagrama no puede utilizarse para el diseño. Sin embargo, pueden utilizarse los cambios en la temperatura y la humedad, los cuales caen totalmente en la fase gaseosa y se muestran en forma esquemática en la figura 7.14. Si se utiliza la transferencia de masa como base para el **diseño**, la ecuación (7.44) se vuelve

$$G'_S dY = k_Y a (Y'_{as} - Y') dZ \quad (7.55)$$

$$\int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY'}{Y'_{as} - Y'} = \frac{k_Y a}{G'_S} \int_0^Z dZ \quad (7.56)$$

y puesto que Y'_{as} es constante

$$\ln \frac{Y'_{as} - Y'_1}{Y'_{as} - Y'_2} = \frac{k_Y a Z}{G'_S} \quad (7.57)$$

La ecuación (7.57) puede utilizarse directamente o puede reordenarse despejando G'_S y multiplicando cada lado por $Y'_2 - Y'_1$ o su equivalente

$$G'_S (Y'_2 - Y'_1) = \frac{k_Y a Z [(Y'_{as} - Y'_1) - (Y'_{as} - Y'_2)]}{\ln[(Y'_{as} - Y'_1)/(Y'_{as} - Y'_2)]} = k_Y a Z (\Delta Y')_{av} \quad (7.58)$$

en donde $(\Delta Y')_{pr}$ es el promedio logarítmico de las fuerzas motrices de diferencia de humedad en los extremos del equipo. En forma alternativa,

$$N_{IG} = \frac{Y'_2 - Y'_1}{(\Delta Y')_{av}} = \ln \frac{Y'_{as} - Y'_1}{Y'_{as} - Y'_2} \quad (7.59)$$

$$Y \quad H_{IG} = \frac{G'_S}{k_Y a} = \frac{Z}{N_{IG}} \quad (7.60)$$

en donde N_{IG} es el número de unidades de transferencia de la fase gaseosa y H_{IG} la altura correspondiente de una unidad de transferencia.?

En las operaciones de contacto de este tipo, en donde una fase se aproxima al equilibrio cuando la otra fase está en **tales** condiciones que sus características no cambian, el cambio **máximo** en la primera fase corresponde a la operación de una etapa teórica (**véase** capítulo 5). Puesto que la humedad en el equilibrio adiabático con el líquido es Y'_{as} , la eficiencia de Murphree de la etapa para la fase gaseosa es

$$E_{MG} = \frac{Y'_2 - Y'_1}{Y'_{as} - Y'_1} = 1 - \frac{Y'_{as} - Y'_2}{Y'_{as} - Y'_1} = 1 - e^{-k_Y a Z / G'_S} = 1 - e^{-N_{IG}} \quad (7.61)$$

Si se utiliza la transferencia de calor como base para el diseño, un desarrollo similar de la ecuación (7.45) lleva a

$$G'_S C_{S1} (t_{G1} - t_{G2}) = \frac{h_G a Z [(t_{G1} - t_{as}) - (t_{G2} - t_{as})]}{\ln [(t_{G1} - t_{as}) / (t_{G2} - t_{as})]} = h_G a Z (\Delta t)_{av} \quad (7.62)$$

en donde $h_G a$ es el coeficiente **volumétrico** de transferencia de calor de la transferencia de calor sensible entre el cuerpo del gas y la superficie del líquido.

Ejemplo 7.13 Se va a utilizar una **cámara** de **aspersión** horizontal (figura 7.19) con **recirculación** de agua para la **humidificación adiabática** y el enfriamiento de aire. La parte activa de la **cámara** tiene 2 m de longitud y una **sección** transversal de 2 m². El flujo del aire es de 3.5 m³/s a la temperatura de bulbo seco de 65.0 °C; $Y' = 0.0170$ kg **agua**/kg aire seco; el aire se enfria y **humidifica** a la temperatura de bulbo húmedo 42.0 °C. Si se va a colocar una **cámara** de **aspersión** igual, manejada en la misma forma, en serie con la **cámara** existente. ¿qué condiciones de salida se preverían para el aire?

SOLUCIÓN Para la **cámara** existente, la línea de **saturación adiabática** en la figura 7.5 para $t_{G1} = 65$ °C, $Y' = 0.0170$, muestra que $t_{as} = 32.0$ °C, $Y_{as} = 0.0309$ y en $t_{G2} = 42.0$ °C, $Y' = 0.0265$. La **ecuación** (7.57) con $Z = 2$ m:

$$\ln \frac{0.0309 - 0.0170}{0.0309 - 0.0265} = \frac{k_Y a (2)}{G'_S}$$

$$\frac{k_Y a}{G'_S} = 0.575 \text{ m}^{-1}$$

† Para ser congruentes con la definición del capítulo 8, la **ecuación** (7.60) debe ser $H_{LG} = G'_S / k_Y a (1 - y_A)$. Sin embargo, en el caso actual, el valor de $1 - y_A$ es por lo general bastante cercano a la unidad.

Para la cámara adicional, con $Z = 4 \text{ M}$, k_a/G' , y t_m permanecerán iguales. Por lo tanto, ecuación (7.57):

$$\ln \frac{0.0309 - 0.0170}{0.0309 - Y'_2} = 0.575(4)$$

$$Y'_2 = 0.0295$$

Con la misma curva de saturación adiabática que antes, $t_{o2} = 34.0 \text{ }^\circ\text{C}$.

Métodos generales

Cuando no son apropiadas las aproximaciones o cuando $LE \neq 1$, para todas las demás operaciones a contracorriente, aun para las expuestas previamente, se deben utilizar las ecuaciones que se desarrollaron antes. Igualando el lado derecho de las ecuaciones (7.39) y (7.41), se obtiene

$$t_i = t_L + \frac{G'_S \{ C_S(dt_G/dZ) + [C_A t_G - C_{A,L} t_L + (C_{A,L} - C_A)t_0 + \lambda_0](dY'/dZ) \}}{G'_S C_{A,L}(dY'/dZ) - h_L a_H} \quad (7.63)$$

En esta expresión, el gradiente de humedad se obtiene de la ecuación (7.33):

$$\frac{dY'}{dZ} = - \frac{M_A F_G a_M}{G'_S} \ln \frac{1 - \bar{p}_{A,i}/p_i}{1 - \bar{p}_{A,G}/p_i} = - \frac{M_A F_G a_M}{G'_S} \ln \frac{Y' + M_A/M_B}{Y'_i + M_A/M_B} \quad (7.64)$$

$$\approx - \frac{M_A k_G a_M}{G'_S} (\bar{p}_{A,G} - \bar{p}_{A,i}) \approx - \frac{k_Y a_M}{G'_S} (Y' - Y'_i) \quad (7.644)$$

en donde las aproximaciones de la ecuación (7.64a) son adecuadas para concentraciones bajas de vapor. El gradiente de temperatura se toma de la ecuación (7.37):

$$\frac{dt_G}{dZ} = - \frac{h'_G a_H (t_G - t_i)}{G'_S C_S} \approx - \frac{h_G a_H (t_G - t_i)}{G'_S C_S} \quad (7.65)$$

en donde puede utilizarse $g_G a_H$ en lugar de $h'_G a_H$ a velocidades bajas de transferencia. A menos que a_H y a_M se conozcan por separado (lo cual no es usual), se tendrán dificultades para calcular h'_G exactamente. Aquí, se debe suponer que $a_H = a_M$:

$$h'_G a_H = \frac{N_A M_A C_A a_H}{1 - e^{-N_A M_A C_A a_H / h_G a_H}} \approx \frac{N_A M_A C_A a_M}{1 - e^{-N_A M_A C_A a_M / h_G a_H}} \quad (7.66)$$

$$\approx - \frac{G'_S C_A (dY'/dZ)}{1 - e^{G'_S C_A (dY'/dZ) / h_G a_H}}$$

Generalmente, el efecto de la aproximación no es importante.

Las ecuaciones (7.64) y (7.65) se integran numéricamente, utilizando el procedimiento descrito en el ejemplo 7.14. Se requiere el uso frecuente del procedimiento al tanteo, puesto que se necesita t_i de la ecuación (7.63) antes de poder calcular $\bar{p}_{A,i}$ (o Y_i). La relación $t_i - \bar{p}_{A,i}$ es la relación de la curva de **presión** de vapor. Si en cualquier momento durante el cálculo, $\bar{p}_{A,G}$ (o Y'), a una cierta t_G , es mayor que la concentración de vapor a saturación **correspondiente**, se formará una niebla en la fase gaseosa, en cuyo caso todo el análisis se vuelve nulo y se deben escoger nuevas condiciones en los puntos finales de la torre.

Ejemplo 7.14 Se van a enfriar, a 27°C , $5\text{ m}^3/\text{s}$ ($10\,600\text{ ft}^3/\text{min}$) de un gas pobre, 65% N_2 , 35% CO , inicialmente seco a 1 atm a 315°C , mediante contacto a contracorriente con agua que entra a 18°C . Se va a utilizar una torre empacada con anillos de Raschig de **cerámica** de 50 mm, con $L'_2/G'_2 = 2.0$. Especificar el diámetro de una torre adecuada para este propósito y la altura empacada.

SOLUCIÓN Para el gas entrante, $Y'_1 = 0$, $M_B = 28.0$, $p_i = 1\text{ atm std}$, $t_{G1} = 315^\circ\text{C}$, de donde

$$\rho_{G1} = \frac{28.0}{22.41} \frac{273}{273 + 315} = 0.580\text{ kg/m}^3$$

por tanto

$$\text{Gas entrante} = 5(0.580) = 2.90\text{ kg/s}$$

En la parte superior de la torre, $t_{L2} = 18^\circ\text{C}$, $\rho_{L2} = 1\,000\text{ kg/m}^3$, $\mu_{L2} = 1.056(10^{-3})\text{ kg/m}\cdot\text{s}$, $t_{G2} = 27^\circ\text{C}$. Puesto que es probable que el gas saliente este casi saturado ($Y' = 0.024$), supóngase que $Y'_2 = 0.022$, lo cual se verificará posteriormente. Flujo del gas saliente = $2.90(1.022) = 2.964\text{ kg/s}$.

$$M_{pr} = \frac{1.022}{1/28.0 + 0.022/18.02} = 27.7\text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{G2} = \frac{27.7}{22.41} \frac{273}{273 + 27} = 1.125\text{ kg/m}^3$$

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2} = 2 \left(\frac{1.125}{1000 - 1.125} \right)^{1/2} = 0.0671$$

Figura 6.34: en la caída de presión del gas de $400\text{ (N/m}^2\text{)/m}$, la ordenada = $0.073 = G'^2 C_f \mu_L^{0.1} J / \rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c$. Tabla 6.3: $C_f = 65$; $J = 1$, $g_c = 1$, de donde $G' = 1.583\text{ kg/m}^2\text{ s}$ (tentativo).

La **sección** transversal de la torre = $2.964/1.583 = 1.87\text{ m}^2$ (tentativo). El diámetro correspondiente = 1.54 o aproximadamente 1.50 m, para el cual la sección transversal = $\pi(1.50)^2/4 = 1.767\text{ m}^2$ (final). $G'_s = 2.90/1.767 = 1.641\text{ kg/m}^2\text{ s}$ (final). $G'_2 = 2.964/1.767 = 1.677\text{ kg/m}^2\text{ s}$ (final); $L'_2 = 2(1.677) = 3.354\text{ kg/m}^2\text{ s}$.

Se empezarán los cálculos en el fondo, para lo cual se deben conocer L' , y t_{L1} . Un balance global de agua [ecuación (7.29)]:

$$3.354 - L'_1 = 1.641(0.022 - 0)$$

$$L'_1 = 3.319\text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$$

Las capacidades caloríficas del CO y del N_2 = $C_p = 1\,089$, la del vapor de agua $C_A = 1\,884\text{ J/kg}\cdot\text{K}$. $C_{s1} = 1\,089$, $C_{s2} = 1\,089 + 1\,884(0.022) = 1\,130\text{ Nm/kg gas seco}\cdot\text{K}$. Por convenien-

cia, utilizar como temperatura base, $t_0 = 18^\circ\text{C}$, para la cual $\lambda_0 = 2.46(10^6)$ J/kg. $C_{A,L} = 4187$ J/kg $\cdot$ K. Un balance global de entalpía [ecuación (7.32)]:

$$3.354(4187)(18 - 18) + 1.641(1089)(315 - 18) = 3.319(4187) \\ \times (t_{L1} - 18) + 1.641[1130(27 - 18) + 0.022(2.46 \times 10^6)]$$

$t_{L1} = 49.2^\circ\text{C}$, para la cual $\mu_L = 0.557(10^{-3})$ kg/m $\cdot$ s, $\rho_L = 989$ kg/m³, conductividad térmica = 0.64 W/m $\cdot$ K, número de Prandtl $Pr_L = 3.77$. Para el gas entrante, la viscosidad = $0.0288(10^{-3})$ kg/m $\cdot$ s, la difusividad del vapor de agua $\approx 0.8089(10^{-4})$ m²/s, $Sc = 0.614$ y $Pr = 0.74$.

Con los datos del capítulo 6 y los métodos del ejemplo 6.7, se obtienen $a = a_w = 53.1$ m²/m³, $F_G a = 0.0736$ kmol/m³s, $h_G a = 4440$ y $h_L a = 350500$ W/m²m $\cdot$ K.

En el fondo, se calcula t_i al tanteo. Después de varias pruebas, suponer $t_i = 50.3^\circ\text{C}$. $\bar{p}_{A,i} = 93.9$ mm Hg/760 = 0.1235 atm. ecuación (7.64):

$$\frac{dY'}{dZ} \approx - \frac{18.02(0.0736)}{1.641} \ln \frac{1 - 0.1235}{1 - 0} = 0.1066 \text{ (kg H}_2\text{O/kg gas seco)/m}$$

Ecuación (7.66):

$$h_G a = \frac{-1.641(1884)(0.1066)}{1 - \exp[1.641(1844)(0.1066)/4440]} = 4280 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Ecuación (7.65):

$$\frac{dt_G}{dZ} = \frac{-4280(315 - 50.3)}{1.641(1089)} \approx -630^\circ\text{C/m}$$

Para utilizarse en la ecuación (7.63):

$$C_A t_G - C_{A,L} t_L + (C_{A,L} - C_A) t_0 + \lambda_0 = 1884(315) - 4187(49.2) \\ + (4187 - 1884)(18) + 2.46 \times 10^6 \approx 2.889 \times 10^6 \text{ J/kg}$$

Ecuación (7.63):

$$t_i = 49.2 + \frac{1.641[1089(-630) + (2.889 \times 10^6)(0.1066)]}{1.641(4187)(0.1066) - 350500} = 50.3^\circ\text{C} \text{ (verificado)}$$

Ahora se escoge un adecuado y **pequeño** incremento de la temperatura del gas; luego, suponiendo constantes los gradientes calculados en un rango **pequeño**, se calculan las condiciones en el punto final del incremento. Por ejemplo, tómese $\Delta t_G = -30^\circ\text{C}$

$$\Delta Z = \frac{\Delta t_G}{dt_G/dZ} = \frac{-30}{-630} \approx 0.0476 \text{ m}$$

$$t_G = t_G(\text{at } Z = 0) + \Delta t_G = 315 - 30 = 285^\circ\text{C}$$

$$Y' = Y'(\text{at } Z = 0) + \frac{dY'}{dZ} \Delta Z = 0 + 0.1066(0.0476)$$

$$= 5.074(10^{-3}) \text{ kg H}_2\text{O/kg gas seco}$$

$$\bar{p}_{A,G} = \frac{Y'}{Y' + M_A/M_B} = \frac{5.074 \times 10^{-3}}{5.074 \times 10^{-3} + 18/28} \approx 7.83 \times 10^{-3} \text{ std atm}$$

$$C_G = 1089 + 1884(5.074 \times 10^{-3}) = 1099 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$$

L' se calcula mediante un balance de entalpía [ecuación (7.32)]:

$$L' - 3.319 = 1.641(5.074 \times 10^{-3} - 0)$$

$$L' \approx 3.327 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$3.327(4187)(t_L - 18) + 1.641(1089)(315 - 18) = 3.319(4187)(49.2 - 18)$$

$$+ 1.641[1099(285 - 18) + (5.074 \times 10^{-3})(2.46 \times 10^6)]$$

por tanto

$$t_L = 47.1^\circ\text{C}$$

Los nuevos gradientes dY'/dZ y dt_G/dZ a este nivel en la torre y otro intervalo, se calculan en la misma forma. El proceso se repite hasta que la temperatura del gas cae a 27°C . Los intervalos escogidos de $A t_G$ deben ser **pequeños** cuando el **gas** se va aproximando a la **saturación**. Todo el **cálculo** se adapta **fácilmente** a una computadora digital. Los resultados calculados de $t_G = Y'$ se muestran en la fiia 7.15, junto con la curva de humedad a saturación. En $t_G = 27^\circ\text{C}$, se **calculó** que el valor de Y'_2 es 0.0222, el cual **está lo suficientemente** cercano a 0.022 o valor antes supuesto. La suma de las $AZ = Z = 1.54$ m. Este espesor de empaque relativamente **pequeño** **acentúa** la efectividad de este tipo de operación.

El contacto directo de un gas cargado de vapor con un líquido frío con la misma **composición** del vapor, puede ser útil para la recuperación del vapor. Con este fin, se puede emplear un diagrama de flujo del tipo mostrado en la figura 7.16 y diseñar la torre mediante las ecuaciones (7.63) a (7.69). El método es directo, mientras que otros métodos de recuperación de vapor requieren operaciones adicionales para el resultado final. Por ejemplo, después de la absorción de un vapor en un disolvente debe efectuarse una destilación o **desorción** para recobrar el disolvente y obtener el soluto recuperado; en la misma **fórmula**, la adsorción en

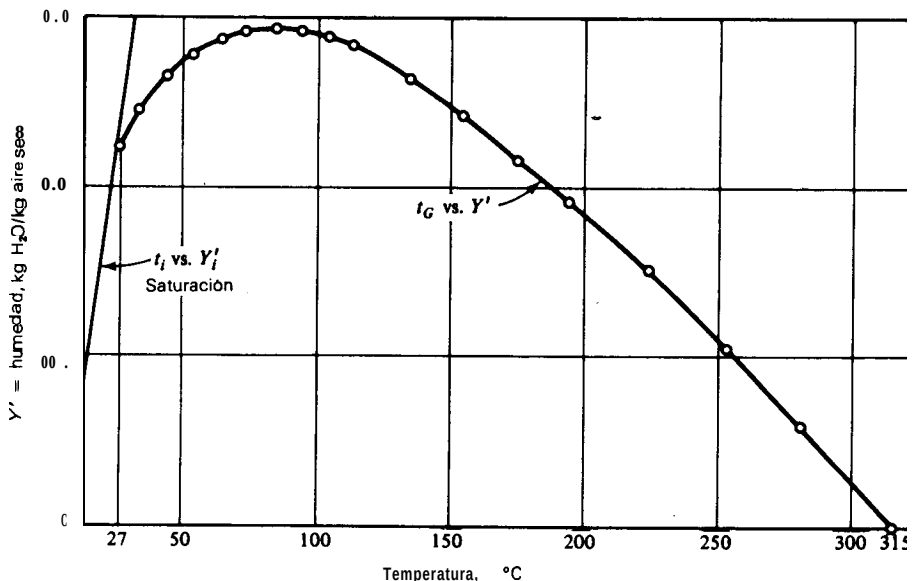


Figura 7.15 Temperaturas y humedades para el ejemplo 7.14.

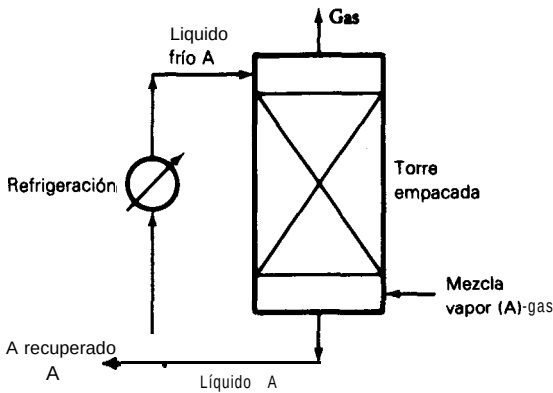


Figura 7.16 Recuperación de un vapor de una mezcla gaseosa por contacto directo con un líquido frío.

un sólido requiere pasos adicionales. Sin embargo, con otras mezclas gas-vapor diferentes a la de aire-vapor de agua, es probable que la difusividad molecular sea menor que la difusividad **térmica**, de forma que $Le = Sc/Pr = \alpha/D_{AB}$ puede ser mayor de 1.0. Entonces, la transferencia de calor es más rápida que la transferencia de masa, la trayectoria del gas sobre la carta psicrométrica tiende a entrar en la región de sobresaturación, arriba de la curva de saturación y puede provocar la formación de una niebla, si se presentan las condiciones adecuadas para la **nucleación** [25, 26]. La dificultad se reduce si la mezcla entrante de vapor-gas está suficientemente sobrecalentada. Se da un ejemplo en el problema 7.11, al final del capítulo.

Equipo

Cualquiera de los dispositivos descritos en el capítulo 6 se pueden aplicar a las operaciones que se describen aquí; además, **las** torres empacadas tradicionalmente y las de platos, son muy efectivas para este tipo de servicio.

Torres enfriadoras de agua El aire y el agua son sustancias de bajo costo, y cuando se deben manejar volúmenes grandes, como en muchas operaciones de enfriamiento de agua, es esencial el equipo de costo inicial bajo y de costo de operación también reducido. Con frecuencia, la armazón y el empaque interno son de abeto de Douglas, o bien de pino, material que es muy durable cuando se tiene un contacto continuo con agua.

Es común la **impregnación** de la madera, bajo presión, con fungicidas como creosota, pentacloro fenoles, **cromato** ácido de cobre y similares. Generalmente, el entablado de los costados de la torre es de pino, cemento de asbesto, poliéster reforzado con vidrio y similares. Se han construido torres completamente de **plástico**. Generalmente, el empaque interno ("llenado") es una forma modificada de **cañas** (véase capítulo 6), enrejados horizontales arreglados en forma escalonada

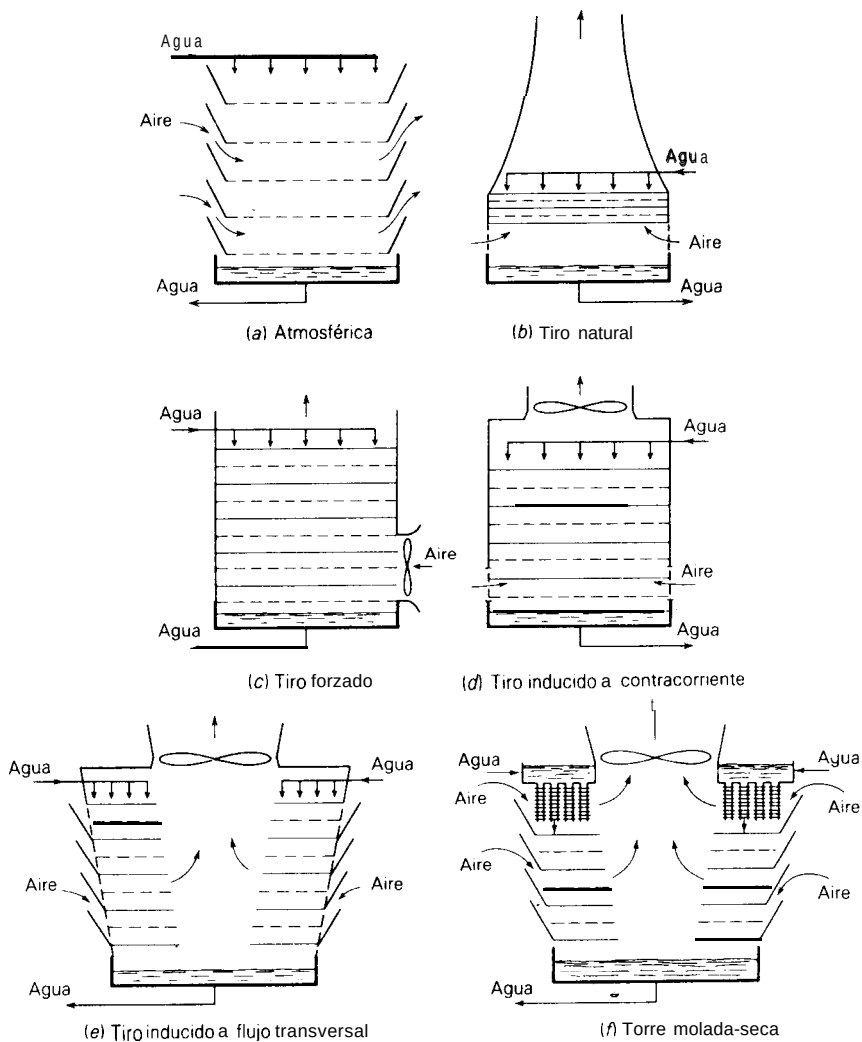


Figura 7.17 Rearreglos para torres de enfriamiento.

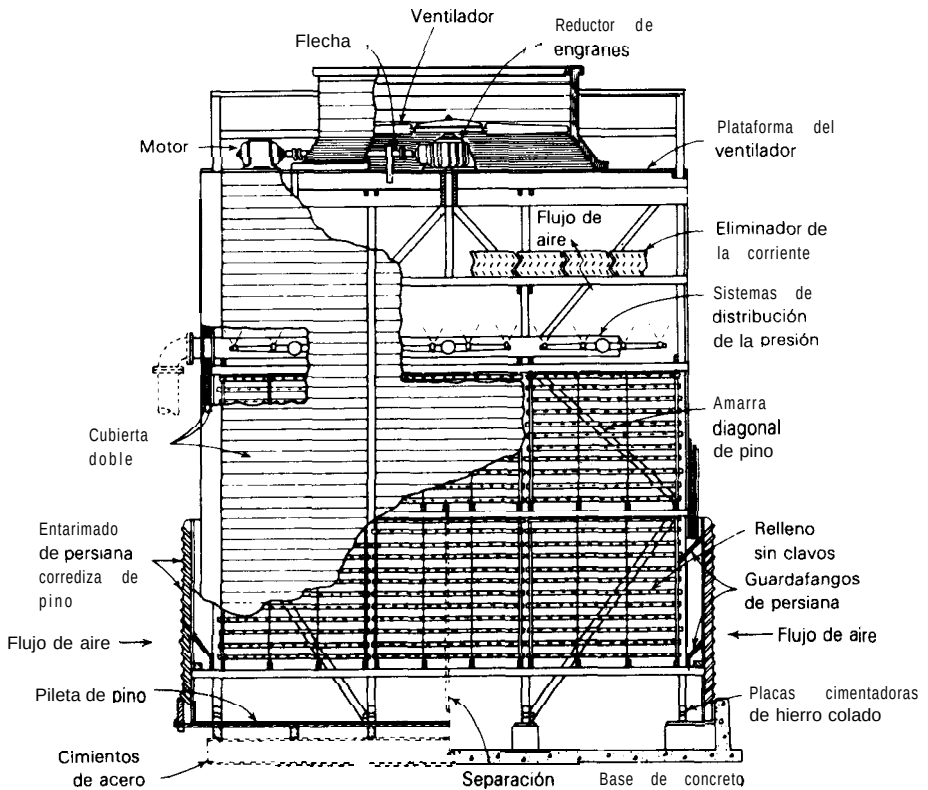


Figura 7.18 Torre de enfriamiento de arrastre inducido (*The Marley Co., Inc.*).

con filas alternadas a **ángulos** rectos. El empaque de plástico puede ser **polipropileno**, moldeado en forma de enrejado o alguna otra **forma** [5]. Se utilizan muchos arreglos [12,15]. El espacio vacío es muy grande, generalmente mayor del **90%**, con el fin de que la caída de presión del gas sea lo más pequeña posible. En consecuencia, la interfase aire-agua no solo incluye la superficie de las películas líquidas que humedecen los enrejados (u otro empaque), sino también la superficie de las gotas que caen como lluvia desde cada fila de empaque hacia la siguiente.

Los arreglos más comunes se muestran en forma esquemática en la figura 7.17. De las torres de **circulación natural** (figura 7.17a y b), en las torres atmosféricas se depende de los vientos predominantes para el movimiento del aire. El **diseño** de corriente natural [6, 8] asegura un movimiento más positivo del aire aún en tiempo tranquilo, al depender del desplazamiento del aire caliente dentro de la torre mediante el aire externomás frío. Se requieren entonces chimeneas bastante elevadas. Los dos tipos **de torre** deben ser relativamente altos, con el fin de trabajar a una **pequeña** aproximación a la temperatura de bulbo húmedo. En general,

el equipo de corriente natural se **utiliza** en la zona sudoeste de **Norteamérica** y en el Medio Oriente, en donde la humedad es generahnente baja, en ciertas partes de Europa en donde las temperaturas del aire son generahnente bajas y, con mayor frecuencia, en todas las partes en que este aumentando el costo de energia para la potencia del ventilador.

Las torres de *tiro mecánico* pueden ser del tipo de tiro forzado (figura 7.17c), en donde el aire se empuja en la torre mediante un ventilador en el fondo. Estas torres están sujetas particularmente a la recirculación del aire caliente y **húmedo** que es descargado, dentro de la toma del ventilador, debido a la baja velocidad de descarga y que materialmente reduce la efectividad de la torre. El tiro inducido, con el ventilador en la parte superior, evita esto y ademas permite una distribución interna más uniforme del aire. Generalmente, se utilizan los arreglos de la figura 7.17d y e; se muestra un dibujo más detallado en la figura 7.18. El flujo del liquido está generalmente en el rango $L' = 0.7$ a $3.5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ (500 a $2\,500 \text{ lb}_m/\text{h ft}^2$); el flujo del aire superficial esta en el rango de $G'_s = 1.6$ a $2.8 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ($1\,200$ a $2\,100 \text{ lb}_m/\text{h ft}^2$), en donde la **caída** de presión del gas es generalmente menor de 250 N/m^2 ($25 \text{ mm H}_2\text{O}$). Si el nublado es excesivo, se pueden utilizar **intercambiadores** de calor de tubo **aletados** para evaporar la niebla con el calor de agua que se va a enfriar, como en la figura 7.17f.

Rapidez de la transferencia de masa Las correlaciones de los coeficientes de transferencia de masa para los empaques estándar analizados en el capítulo 6 son adecuadas para las operaciones que se **están** analizando **aquí** (véase en particular el ejemplo 6.7). Se dispone de datos adicionales para la humidificación con sillas de Berl ^[9], de Intalox y con anillos de Pall ^[18].†

En textos especializados sobre este tipo de **equipo**^[15, 19], se pueden encontrar datos para empaques especiales de la torre **utilizados** generalmente en las torres de enfriamiento de agua.

Torres de platos Son muy efectivas, pero no se utilizan en forma común en las operaciones de humidificación, deshumidificación o enfriamiento del gas, debido al costo y a la **caída** de presión relativamente alta, excepto en circunstancias especiales. Se tienen las indicaciones para **diseñarlas** ^[1, 4].

Cámaras de aspersión Estas son básicamente torres aspersoras horizontales y pueden rearreglarse como en la figura 7.19. Se utilizan con frecuencia para las operaciones de enfriamiento por humidificación **adiabática** cuando el liquido **re-**circula. Con gotas grandes del liquido, es posible tener flujos del gas hasta aproximadamente 0.8 a $1.2 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ (600 a $900 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \text{ h}$); de cualquier forma, se necesita utilizar eliminadores de arrastre.

† Los datos para $\text{H}_2\text{O}-\text{H}_2$ y $\text{H}_2\text{O}-\text{CO}_2$ deben utilizarse con cuidado, puesto que los diagramas para $\text{H}-\text{t}$, se utilizaron para interpretar los datos, no obstante que Le es sustancialmente distinto de la unidad en estos sistemas.

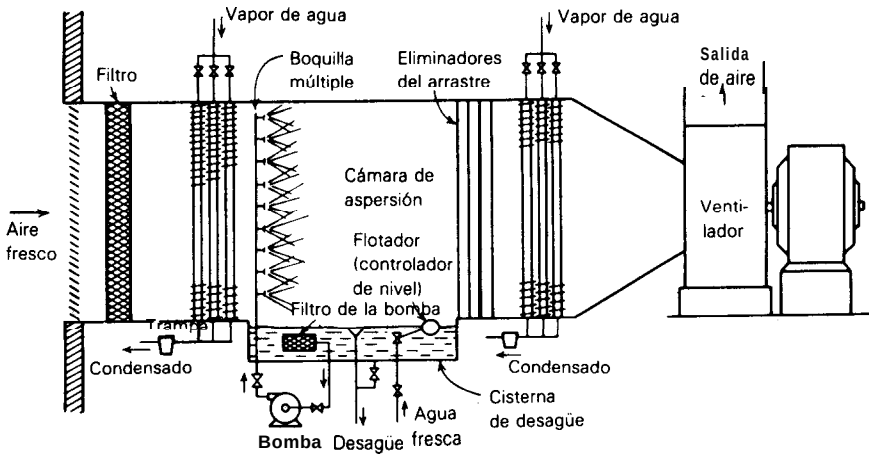


Figura 7.19 Rearreglo esquemático de una cámara de aspersión.

Como las superficies para la transferencia de calor en la entrada y salida permiten el pre y postcalentamiento del aire, se pueden realizar procesos del tipo mostrado en la figura 7.20. Sin embargo, si este **método** requiere cambios grandes de humedad, es necesario el **precalentamiento** del aire a temperaturas desusadamente elevadas. Como alternativa, el agua de **aspersión** puede calentarse por arriba de la temperatura de **saturación** adiabática, a la cual tenderá a llegar por inyección directa de vapor mediante espirales de calentamiento. La **deshumidificación** puede practicarse enfriando el agua antes de la aspersión o utilizando directamente espirales enfriadoras en la cámara de aspersión. Las operaciones de este tipo no pueden seguirse con confianza en los diagramas de **entalpía-temperatura** que se describieron antes, debido al alejamiento de las condiciones de flujo estrictamente a contracorriente que predominan. Cuando se mantiene una densidad adecuada de aspersión, se puede suponer que tres baterías de **aspersores** en serie llevarán al gas casi al equilibrio con el líquido disperso entrante.

Existen muchos equipos compactos de acondicionamiento de aire con gran variedad de implementos y controles **automáticos**.

Estanques de aspersión Algunas veces se utilizan para el enfriamiento de agua, cuando no se requiere una **aproximación** muy cercana a la temperatura de bulbo húmedo del aire. **Básicamente**, los estanques de aspersión son fuertes, en donde el agua se dispersa hacia arriba en el aire y vuelve a caer en el recipiente de recolección. Hay elevadas pérdidas de agua por arrastre del viento.

Deshumidificación mediante otros métodos Otros procesos que se utilizan con frecuencia para la **deshumidificación**, en particular cuando se requieren gases muy secos, son la adsorción, utilizada por ejemplo en los métodos que como **ad-**

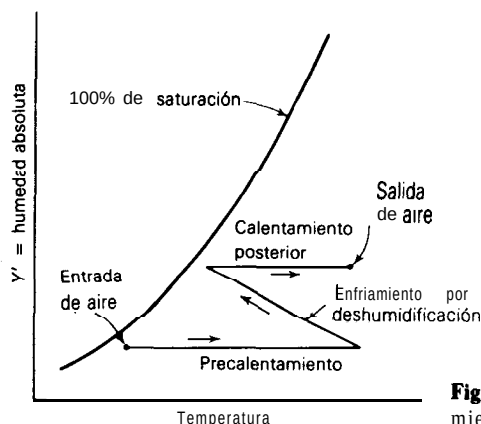


Figura 7.20 Un proceso de acondicionamiento sencillo.

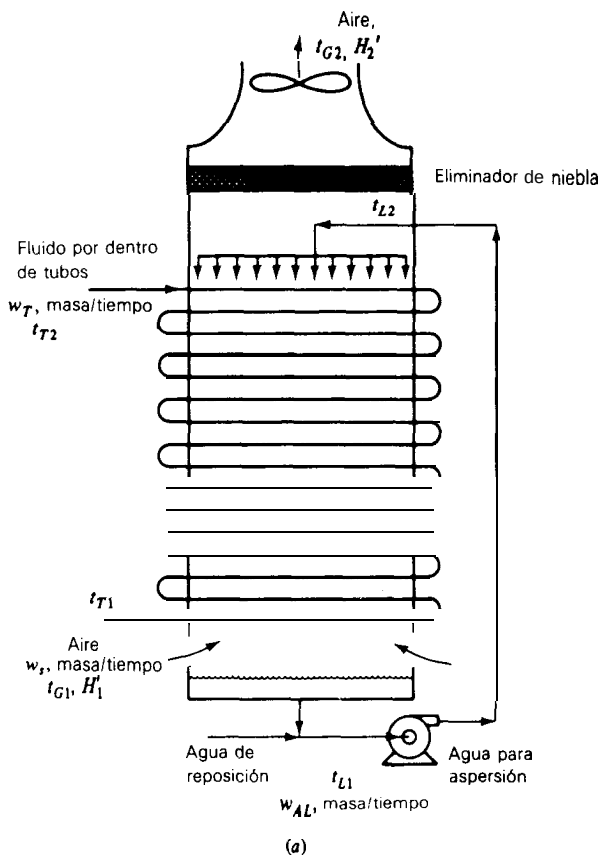
sorbentes emplean **sílica** gel activada, alúmina o mallas moleculares (véase el capítulo 1 **1**), y el lavado de gases con soluciones acuosas que contienen sustancias disueltas que reducen apreciablemente la **presión** parcial del agua (véase el capítulo 8).

OPERACIÓN NO ADIABÁTICA: ENFRIAMIENTO POR EVAPORACIÓN

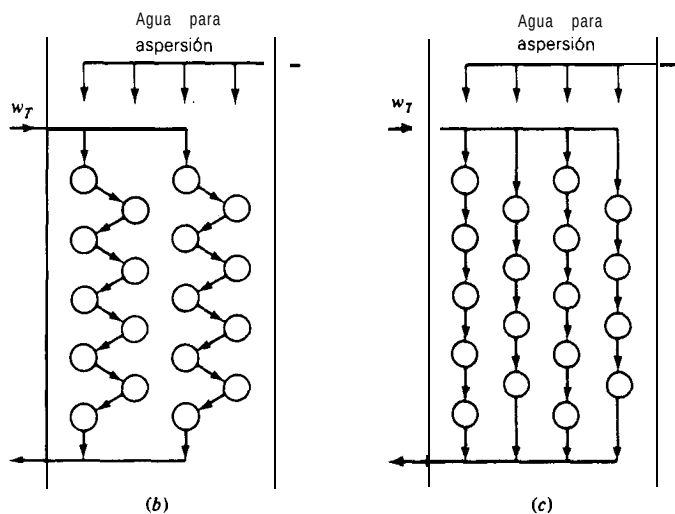
En el enfriamiento por **evaporación**, se enfría un fluido cuando fluye a través de un tubo. El agua fluye en forma de una película o una aspersión alrededor del exterior del tubo; se burbujea aire en el **agua para** acarrear el calor eliminado del fluido dentro del tubo. Se aprovecha la elevada rapidez de transferencia de calor que resulta cuando el agua dispersada se evapora en la corriente de aire. En la figura 7.21a se muestra un arreglo esquemático. Generalmente, el fluido dentro del tubo fluye a través de una batería de tubos en paralelo, como se muestra en la figura 7.21b y c. Puesto que el agua se recircula de la parte superior a la inferior del intercambiador del calor, la temperatura a la cual entra t_{L2} , es la misma que a la cual sale, t_{L1} . Aun cuando la temperatura del agua no permanece constante al pasar a través del equipo, no varía demasiado respecto del valor final.

En la figura 7.22 se muestran los perfiles de temperatura y de entalpía del gas a través de una sección típica del intercambiador. En el análisis presente ^[24], el sistema de transferencia de calor se dividirá a la temperatura de la masa principal de agua t_L , que corresponde a una entalpía del gas a saturación H'_1 ● . Entonces, el coeficiente global de transferencia de calor U_o , basado en la superficie externa del tubo, transferencia realizada dentro del tubo a la masa principal de agua, está dado por

$$\frac{1}{U_o} = \frac{d_o}{d_i h_T} + \frac{d_o}{d_{av}} \frac{z_m}{k_m} + \frac{1}{h'_L} \quad (7.67)$$



(a)



(b)

(c)

Figura 7.21 Enfriador por evaporación: (a) arreglo esquemático, (b, c) arreglos para el flujo de fluido en la tubería lateral.

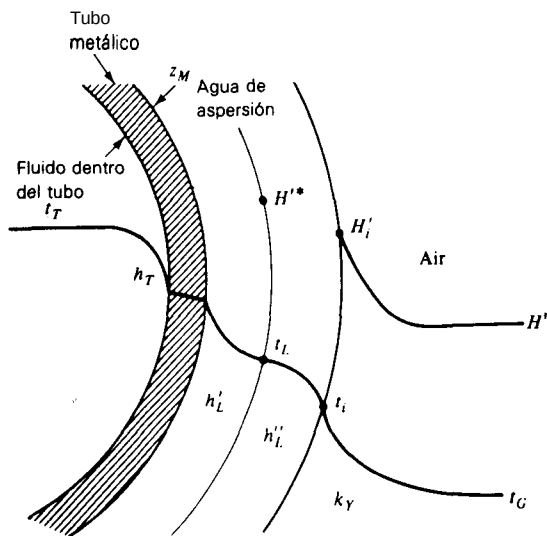


Figura 7.22 Gradientes de temperatura y entalpía, enfriador por evaporación.

El coeficiente global K_Y que se utiliza con las entalpías del gas, de H'_1 a H'_1 a H'_1 , es

$$\frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_Y} + \frac{m}{h'_L} \quad (7.68)$$

en donde m es la pendiente de la cuerda como la cuerda TS en la figura 7. 11:

$$m = \frac{H'^* - H'_i}{t_L - t_i}$$

0, puesto que la variación en t_L es pequeña, para todos los fines prácticos, m puede tomarse como constante

$$m = \frac{dH'^*}{dt_L} \quad (7.69)$$

Si A_o es la superficie externa de todos los tubos, entonces $A_o x$ es el área desde el fondo hasta el nivel en que la temperatura de la masa principal del agua es t_L . Aquí, x es la fracción de la superficie de transferencia de calor a ese nivel. Para una porción diferencial del intercambiador, la pérdida de calor del fluido dentro del tubo es

$$w_T C_T dt_L = U_o A_o dx (t_T - t_L)$$

de donde

$$\frac{dt_T A_o}{dx} = \frac{w_T C_T}{U_o} (t_T - t_L) \quad (7.70)$$

La pérdida de calor del agua de enfriamiento es

$$w_{A,L} C_{A,L} dt_L = K_Y A_o dx(H'^* - H') - U_o A_o dx(t_T - t_L)$$

$$\frac{dt_L}{dx} = \frac{K_Y A_o}{w_{A,L} C_{A,L}} (H'^* - H') - \frac{U_o A_o}{w_{A,L} C_{A,L}} (t_T - t_L) \quad (7.71)$$

El calor ganado por el aire es

$$w_S dH' = K_Y A_o dx(H'^* - H')$$

$$\frac{dH'}{dx} = \frac{K_Y A_o}{w_S} (H'^* - H') \quad (7.72)$$

De efectuar la diferencia Ec. (7.70) - Ec. (7.71) se tiene

$$\frac{d(t_T - t_L)}{dx} + \alpha_1(t_T - t_L) + \beta_1(H'^* - H') = 0 \quad (7.73)$$

La ecuación (7.71) m - ecuación (7.72) da

$$\frac{d(H'^* - H')}{dx} + \alpha_2(t_T - t_L) + \beta_2(H'^* - H') = 0 \quad (7.74)$$

en donde

$$\alpha_1 = - \left(\frac{U_o A_o}{w_T C_T} + \frac{U_o A_o}{w_{A,L} C_{A,L}} \right) \quad \alpha_2 = \frac{m U_o A_o}{w_T C_T} \quad (7.75)$$

y

$$\beta_1 = \frac{K_Y A_o}{w_{A,L} C_{A,L}} \quad \beta_2 = - \left(\frac{m K_Y A_o}{w_{A,L} C_{A,L}} - \frac{K_Y A_o}{w_S} \right) \quad (7.76)$$

La integración de las ecuaciones (7.73) y (7.74), suponiendo U_o y K_Y constantes, da

$$t_T - t_L = M_1 e^{r_1 x} + M_2 e^{r_2 x} \quad (7.77)$$

$$H'^* - H' = N_1 e^{r_1 x} + N_2 e^{r_2 x} \quad (7.78)$$

ecuaciones que utilizadas con las fuerzas motrices promedio, dan

$$Q = w_T C_T (t_{T2} - t_{T1}) = w_S (H'_2 - H'_1) = U_o A_o (t_T - t_L)_{pr} = K_Y A_o (H'^* - H')_{pr} \quad (7.79)$$

en donde

$$(t_T - t_L)_{pr} = \frac{M_1}{r_1} (e^{r_1} - 1) + \frac{M_2}{r_2} (e^{r_2} - 1) \quad (7.80)$$

$$(H'^* - H')_{pr} = \frac{N_1}{r_1} (e^{r_1} - 1) + \frac{N_2}{r_2} (e^{r_2} - 1) \quad (7.81)$$

En estas expresiones, r_1 y r_2 son las raíces de la ecuación cuadrática,

$$r^2 + (\alpha_1 + \beta_2)r + (\alpha_1 \beta_2 - \alpha_2 \beta_1) = 0 \quad (7.82)$$

$$N_j = \frac{M_j(r_j + \alpha_1)}{\beta_1} \quad j = 1, 2 \quad (7.83)$$

Estas expresiones permiten el **diseño** del enfriador por evaporación, si se poseen los valores para los distintos coeficientes de transferencia. Los datos que se tienen ^[24] son pocos, a pesar del extenso uso de estos equipos.

h_r : utilícese la **correlación** estándar para los cambios de calor sensible o para la condensación de vapor ^[13] para tubos de flujo interno.

Para tubos de 19.05 mm D.E. (3/4 in) sobre un centro de 38 mm (1.5 in), arreglo triangular (figura 7.21b y c), $\Gamma/d_o = 1.36$ a $3.0 \text{ kg H}_2\text{O/m}^2 \cdot \text{s}$ (1 000 a 2 200 $\text{lb}_m/\text{h ft}^2$), $G'_{s,\min} 30.68$ a $5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ (500 a 3 700 $\text{lb}_m/\text{h ft}^2$), agua 15°C a 70°C , en unidades de kg, m, N, s, K, t_L en $^\circ\text{C}$,

$$h'_L = (982 + 15.58 t_L) \left(\frac{\Gamma}{d_o} \right)^{1/3} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (7.84)$$

$$h''_L = 11 \text{ 360 W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (7.85)$$

$$k_Y = 0.0493 [G'_{s,\min} (1 + Y'_{av})]^{0.905} \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{AY} \quad (7.86)$$

Para otros diámetros de tubo y puesto que se espera que la relación general sea

$$\text{Sh} = \text{const Re}^n \text{ Sc}^m$$

se puede esperar que k_Y varíe con $G'^n d_o^{n-1}$, o en este caso, $d_o^{-0.095}$.

Ejemplo 7.15 Se va a utilizar un enfriador por **evaporación** del tipo mostrado en la figura 7.21a y b, para enfriar aceite. El aceite, que fluye con una rapidez de 4.0 kg/s en los tubos, va a entrar a 95°C . Sus propiedades promedio son: densidad = 800 kg/m^3 ; viscosidad = $0.005 \text{ kg/m} \cdot \text{s}$; conductividad térmica = $0.1436 \text{ W/m} \cdot \text{K}$, y capacidad calorífica = $2\,010 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$.

El enfriador consta de una cubierta vertical rectangular, 0.75 m de ancho, adaptada con 400 tubos **metálicos** Admiralty, 19.05 mm D.E., 1.65 mm espesor de pared, 3.75 m de longitud, sobre centros con forma de **triángulos equiláteros** con separaciones de 38 mm entre sí. Los tubos están arreglados en filas horizontales de 20 tubos a través de las cuales fluye el aceite en paralelo, en **grupos de 10 tubos** de alto, como en la figura 7.21b. El agua de enfriamiento se va a **recircular** a un flujo de 10 kg/s . El flujo del aire en el **diseño** va a ser de $2.3 \text{ kg aire seco/s}$; entrar a la temperatura de bulbo seco de 30°C , presión atmosférica std. humedad $0.01 \text{ kg H}_2\text{O/kg}$ aire seco.

Calcular la temperatura a la que se enfriará el aceite.

† Para las unidades de Btu, h, lb., ft, $^\circ\text{F}$, las ecuaciones (7.84)-(7.86) se transforman en

$$h'_L = 13.72(1 + 0.01231 t_L) \left(\frac{\Gamma}{d_o} \right)^{1/3} \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h''_L = 2000 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$k_Y = 0.0924 [G'_{s,\min} (1 + Y'_{av})]^{0.905} \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{AY}$$

SOLUCIÓN El **área** mínima para el flujo del gas esta en un plano a través de los **diámetros** de los tubos en una hilera horizontal. El **área** libre es

$$[0.75 - 20(0.01905)](3.75) = 1.384 \text{ m}^2$$

$$w_s = 2.3 \text{ kg/s} \quad G'_{s, \min} = \frac{2.3}{1.384} = 1.662 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$Y'_1 = 0.01 \text{ kg H}_2\text{O/kg}$ aire seco. Calcular $Y'_2 = 0.06$. $Y'_{pr} = (0.01 + 0.06)/2 = 0.035$.

Ecuación (7.86):

$$k_Y = 0.0493[1.162(1 + 0.035)]^{0.905} = 0.05826 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{AY}'$$

Figura 7.5:

$$H', \text{ (saturada a } t_L = 19.5 \text{ °C)} = 56 \text{ 000 J/kg}$$

Superficie externa de los tubos $\approx A_o = 400\pi(0.01905)(3.75) = 89.8 \text{ m}^2$.

El agua de enfriamiento se va a distribuir entre 40 tubos. Puesto que los tubos están colocados en forma escalonada,

$$\Gamma = \frac{10}{40(2)(3.75)} = 0.0333 \text{ kg/m} \cdot \text{s} \quad \Gamma/d_o = \frac{0.0333}{0.01905} = 1.750 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Tentativamente, tómesese $t_{L,pr} = t_{L1} = t_{L2} = 28 \text{ °C}$. Ecuación (7.84):

$$h'_L = [982 + 15.58(28)](1.750)^{1/3} = 1709 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Ecuación (7.85):

$$h'_L = 11 \text{ 360 W/m}^2 \cdot \text{K}$$

De la figura 7.5,

$$m = \frac{dH'^*}{dt_L} \text{ a } 28 \text{ °C} = 5000 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$$

Ecuación (7.68): (3.53)

$$\frac{1}{K_v} = \frac{1}{0.05826} + \frac{5000}{11 \text{ 360}}$$

Diámetro interior del tubo $= d_i = [19.05 - 2(1.65)]/1000 = 0.01575 \text{ m}$.

Sección transversal interna, cada tubo $= \pi(0.01575)^2/4 = 1.948 \times 10^{-4} \text{ m}^2$. G'_T = velocidad

de masa del fluido en el tubo $= 4.0/20 (1.948 \times 10^{-4}) = 1026.7 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$;

$$\text{Re}_T = \frac{d_i G'_T}{\mu_T} = \frac{0.01575(1026.7)}{0.005} = 3234 \quad \text{Pr}_T = \frac{C_p \mu_T}{k_T} = \frac{2010(0.005)}{0.1436} = 70$$

De una correlación estándar (figura 10-8, p. 10-14, *The Chemical Engineers' Handbook*, 5a. ed.), $h_T = 364 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$.

$$d_{pr} \text{ para los tubos} = \frac{0.01905 + 0.01575}{2} = 0.01740 \text{ m} \quad k_m = 112.5 \text{ W/m} \cdot \text{K}$$

Ecuación (7.67):

$$\frac{1}{\%} = \frac{0.01905}{0.01575(364)} + \frac{0.01905}{0.01740} \frac{0.00165}{112.5} \frac{1}{1709}$$

$$U_o = 255 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$w_T = 4.0 \text{ kg/s}$, $w_{A,L} = 10 \text{ kg/s}$, $w_S = 2.3 \text{ kg/s}$; $C_T = 2010$, $C_{A,L} = 4187 \text{ N} \cdot \text{m/kg} \cdot \text{K}$.

Entonces, las ecuaciones (7.75) y (7.76) dan

$$\alpha_1 = -3.393 \quad \alpha_2 = 18794 \quad \beta_1 = 12.08 \times 10^{-5} \quad \beta_2 = 1.402$$

Con estos valores, los **raíces** de la ecuación (7.82) son

$$r_1 = 3.8272 \quad r_2 = -1.8362$$

Puesto que t_L se desconoce, se procede como sigue: **ecuación** (7.83):

$$N_1 = \frac{M_1(3.8272 - 3.393)}{12.08 \times 10^{-5}} = 3594 M_1 \quad (7.87)$$

$$N_2 = \frac{M_2(-1.8362 - 3.393)}{12.08 \times 10^{-5}} = -43\,288 M_2 \quad (7.88)$$

Ecuación (7.77) en $x = 1$ (parte superior):

$$95 - t_{L2} = M_1 e^{3.8272} + M_2 e^{-1.8362} = 45.934 M_1 + 0.15942 M_2 \quad (7.89)$$

Ecuación (7.78) en $x = 0$ (fondo):

$$H_1^* - 56\,000 = N_1 + N_2 \quad (7.90)$$

Ecuación (7.80):

$$(t_T - t_L)_{\text{pr}} = \frac{M_1}{3.8272} (e^{3.8272} - 1) + \frac{M_2}{-1.8362} (e^{-1.8362} - 1) \\ = 11.741 M_1 + 0.4578 M_2 \quad (7.91)$$

Ecuación (7.81):

$$(H^* - H')_{\text{av}} = 11.741 N_1 + 0.4578 N_2 \quad (7.92)$$

En (7.79), con las ecuaciones (7.91) y (7.92) para las diferencias promedio de **tiempo y entalpía**:

$$U_o A_o (t_T - t_L)_{\text{pr}} = K_Y A_o (H^* - H')_{\text{pr}} \\ 255(89.8)(11.741 M_1 + 0.4578 M_2) = 0.0568(89.8)(11.741 N_1 + 0.4578 N_2) \quad (7.93)$$

La **eliminación** de las M y las N , resolviendo las ecuaciones (7.87) a (7.90) y (7.93) **simultáneamente**, da como resultado (con $t_{L2} = t_{L1}$):

$$H_1^* = 106\,560 - 532.2 t_{L1}$$

Ésta se resuelve **simultáneamente** con la curva de **entalpía** a saturación de la figura 7.5, de donde $t_{L1} = 28 \text{ }^\circ\text{C}$, que coincide con el valor supuesto al principio. $H^* = 91\,660 \text{ J/kg}$. Las ecuaciones (7.87) a (7.90) dan $M_1 = 1.461$, $M_2 = -0.7204$ y de la ecuación (7.91): $(t_T - t_L)_{\text{pr}} = 16.83 \text{ }^\circ\text{C}$. **Ecuación** (7.79):

$$Q = 4.0(2010)(95 - t_{T1}) = 255(89.8)(16.83) = 2.3(H_2^* - 56\,000)$$

$t_{T1} = 47.0 \text{ }^\circ\text{C}$, temperatura de salida. Respuesta.

$$H_2^* = 223\,500 \text{ J/kg}$$

Si el aire saliente **está básicamente** saturado, esto corresponde a $Y' = 0.0689$ y la $Y'_{\text{pr}} = (0.01 + 0.0689)/2 = 0.0395$, que se considera lo suficientemente **cercana** al 0.035 que se supuso antes.

Nota: Se *calcula* que en la ausencia de la aspersión de agua, todas las **demás** cantidades iguales, el aceite se enfriaría a $81 \text{ }^\circ\text{C}$.

NOTACIÓN PARA EL CAPÍTULO 7

Se puede utilizar cualquier conjunto consistente de unidades, excepto cuando se **señale** lo contrario.

a	superficie interfacial específica , basada en el volumen de la sección empacada, L^2/L^3
a_H	superficie interfacial específica para la transferencia de calor, L^2/L^3
a_M	superficie interfacial específica para la transferencia de masa, L^2/L^3
A_o	superficie externa de los tubos, L^2
c	densidad molar, mol/L^3
C	capacidad calorífica de un gas o vapor. a menos que se indique otra cosa, a presión constante, FL/MT
C_S	calor húmedo, capacidad calorífica de una mezcla vapor-gas por unidad de masa del contenido de gas seco, FL/MT
C_T	capacidad calorífica del fluido dentro del tubo, FL/MT
d_{pr}	diámetro medio de un tubo, L
d_i	diámetro interno de un tubo, L
d_o	diámetro externo de un tubo, L
D_{AB}	difusividad molecular del vapor A mezclado con el gas B, L^2/θ
E_D	difusividad de masa de remolino, L^2/θ
E_H	difusividad de calor de remolino, L^2/θ
E_{MG}	eficiencia de Murphree de la etapa para la fase gaseosa, fraccionaria
F	coeficiente de transferencia de masa, $mol/L^2\theta$
G	masa velocidad molar, $mol/L^2\theta$
G'_S	masa velocidad superficial del gas seco, $M/L^2\theta$
h	coeficiente de transferencia de calor por convección, FL/L²θ
h'	coeficiente de transferencia de calor por convección corregido para la transferencia de masa, FL/L²θ
h'_L, h'_L	coeficientes de transferencia de calor del agua, enfriador por evaporación, FL/L²T
h_R	coeficiente de transferencia de calor por radiación en forma de convección , FL/L²T
H	entalpía. FWM
H'	entalpía de una mezcla vapor-gas por unidad de masa de gas seco, FL/M
H_{IG}	altura de una unidad de transferencia de gas, L
H_{IOG}	altura global de una unidad de transferencia de gas, L
J_A	flux de masa sin flujo total, $mol/L^2\theta$
k	conductividad térmica, FL²/L²θ
k_G	coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa, $mol/L^2 \theta(F/L^2)$
k_Y	coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa, $M/L^2 \theta(M/M)$
K_Y	coeficiente global de transferencia de masa para la fase gaseosa, $M/L^2 \theta(M/M)$
$\ln$	logaritmo natural
$\log$	logaritmo decimal
L	masa velocidad superficial del líquido, $M/L^2\theta$
Le	número de Lewis, Sc/Pr , adimensional
m	pendiente de una cuerda de la curva de entalpía a saturación sobre un diagrama de H' = t_i ; dH'/dt_i , FL/MT
M	peso molecular, M/mol
M_1, M_2	cantidades definidas por la ecuación (7.83)
N	flux de transferencia de masa, $mol/L^2\theta$
N_{IG}	número de unidades de transferencia del gas, adimensional
N_{IOG}	número de unidades globales de transferencia del gas, adimensional
N_1, N_2	cantidades definidas por la ecuación (7.83)
p	presión de vapor, F/L²
$\bar{p}$	presión parcial, F/L²
$\bar{p}_{B, M}$	presión parcial media del gas que no se está difundiendo, F/L²

Pr	numero de Prandtl, $C\mu/k$, adimensional
q_s	flux de transferencia de calor sensible, $FL/L^2\Theta$
q_T	flux total de transferencia de calor, $FL/L^2\Theta$
Q	carga calorífica del enfriador por evaporación, FL/Θ ; ganancia en la entalpfa, FWM
r	$h_{aH}/C_s k r a_M$ [no en la ecuación (7.82)], adimensional
r_1, r_2	raíces de la ecuación (7.82)
R	constante universal del estado gaseoso, $FLmol \cdot K$
S	superficie interfacial, L^2
Sc	numero de Schmidt, $\mu/\rho D_{AB}$, adimensional
Sh	número de Sherwood , $k_s d_s/M_B c D_{AB}$, adimensional
t	temperatura, T
t_{as}	temperatura de saturación adiabática, T
t_{DP}	temperatura del punto de formación de rocío, T
t_w	temperatura de bulbo húmedo, T
t_0	temperatura de referencia, T
T	temperatura absoluta, T
U	energía interna, FL/M
U_o	coeficiente global de transferencia de calor basado en la superficie externa del tubo, $FL/L^2\Theta$
v	volumen mola1 específico, L^3/mol
v_H	volumen húmedo , volumen de mezcla vapor-gas/masa de gas seco, L^3/M
w	flujo de masa, M/Θ
w_S	flujo de masa del gas seco, M/Θ
W_B	masa del gas seco, M
x	fracción de la superficie de transferencia de calor recorrida en la dirección del flujo del aire, adimensional
Y'	humedad absoluta, masa vapor/masa gas seco, M/M
z_m	espesor del metal, L
Z	longitud o altura de la parte activa del equipo, L
α	difusividad térmica, L^2/Θ
α_1, α_2	cantidades definidas por la ecuación (7.75)
β_1, β_2	cantidades definidas por la ecuación (7.76)
Γ	flujo de masa de la aspersión de agua por tubo/long del tubo (figura 7.21c); utilizar el doble de la longitud del tubo para la figura 7.216, $M/L\Theta$
A	diferencia
λ	calor latente de evaporación , FL/M
λ	calor latente mola1 de evaporación, FL/mol
μ	viscosidad, M/L
ρ	densidad, M/L^3

Subíndices

0	condición de referencia
1, 2	posiciones 1 y 2
a s	saturación adiabática
av	promedio
A	sustancia A , el vapor
b_p	punto de ebullición
B	sustancia B , el gas
G	perteneciente al gas
i	interfase
L	perteneciente al líquido
m	metal
min	mínimo

<i>nbp</i>	punto normal de ebullición
<i>ø</i>	global; externo
<i>r</i>	sustancia de referencia
<i>s</i>	saturación
<i>T</i>	fluido dentro del tubo
<i>W</i>	temperatura de bulbo húmedo

Índice superior

• a saturación

REFERENCIAS

1. Barrett, E. C. y S. G. DUM: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 13, 353 (1974).
2. *Cooling Towers*, 145 pp.; American Institute of Chemical Engineers; Nueva York; 1972.
3. Dropkin, D.: *Cornell Univ. Eng. Expt. Sta. Bull.*, 23 (1936); 26 (1939).
4. Fair, J. R.: *Chem. Eng.*, **81**, 91 (12 de junio de 1972).
5. Fuller, A. L., A. L. Kohl y E. Butcher: *Chem. Eng. Progr.*, 53, 501 (1957).
6. Furzer, I. A.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 7, 558, 561 (1968).
7. Grosvenor, W. M.: *Trans. AIChE*, **1**, 184 (1908).
8. Hayashi, Y., E. Hirai y M. Okubo: *Heat Transfer, Jap. Research*, **2**(2), 1 (1973).
9. Hensel, S. L. y R. E. Treybal: *Chem. Eng. Progr.*, 48, 362 (1952).
10. Henry, H. C. y N. Epstein: *Can. J. Chem. Eng.*, 48, 595, 602, 609 (1970).
11. Inazume, H. y S. Kageyama: *Chem. Eng. Sci.*, 30, 717 (1975).
12. Kelly, N. W. y L. K. Swenson: *Chem. Eng. Progr.*, 52, 263 (1956).
13. Kreith, F.: *Principles of Heat Transfer*, International Text Book; Scranton; 1958.
14. Kuehmister, A. M.: *Chem. Eng.*, 78, 112 (31 de mayo de 1971).
15. McKelvey, K. K. y M. Brooke: *The Industrial Cooling Tower*; Van Nostrand; Princeton, Nueva Jersey; 1959.
16. Merkel, F.: *Ver. Deut. Forschungsarb*, 275 (1925).
17. Mickley, H. S.: *Chem. Eng. Progr.*, 45, 739 (1949).
18. Nemunaitis, R. R. y J. S. Eckert: *Chem. Eng. Progr.*, **71**(8), 60 (1975).
19. Norman, W. S.: *Absorption, Distillation and Cooling Towers*, Wiley; Nueva York; 1961.
20. Olander, D. R.: *AIChE J.*, 6, 346 (1960); *Ind. Eng. Chem.*, 53, 121 (1961).
21. Othmer, D. F. et al.: *Ind. Eng. Chem.*, 32, 841 (1940); 34, 952 (1942).
22. Park, J. E. y J. M. Vance: *Chem. Eng. Progr.*, **67**(7), 55 (1971).
23. Parker, R. O.: D. Eng. Sci. dissertation, Nueva York University, 1959; "The Psychrometric Ratio for the System Air-Water Vapor"; *First Inter-Am. Congr. Chem. Eng., San Juan, Puerto Rico*, 1961.
24. Parker, R. O. y R. E. Treybal: *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, **57**(32), 138 (1960).
25. Schrodtt, J. T.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **11**, 20 (1972).
26. Steinmeyer, D. E.: *Chem. Eng. Progr.*, **68**(7), 64 (1972).
27. Wnek, W. J. y R. H. Snow: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **11**, 343 (1972).

PROBLEMAS

- 7.1 Prepare una gráfica logarítmica de la sustancia de referencia de la presión de vapor de la acetona en un intervalo de temperatura de 10 °C hasta su temperatura crítica, 235 °C, utilizando agua como sustancia de referencia. Con la ayuda de la gráfica, determine (a) la presión de va-

por de la acetona a 65 °C; θ la temperatura a la cual la acetona tiene una **presión** de vapor de 500 torr, y (c) el calor latente de evaporación de la acetona a 40 °C (vapor aceptado = 536.1 kNm/kg).

- 7.2 Una mezcla de nitrógeno y vapor de acetona a una presión total de 800 mm Hg, 25 °C, tiene una **saturación** porcentual del 80%. Calcule (a) la humedad mola absoluta; (b) la humedad absoluta, kg acetona/kg nitrógeno; (c) la presión parcial de la acetona; (d) la humedad relativa; (e) el volumen porcentual de acetona y (f) el punto de formación de rocío.
- 7.3 En una planta para la recuperación de acetona utilizada como disolvente, la acetona se evapora en una corriente de **nitrógeno** gaseoso. Una mezcla de vapor de acetona y nitrógeno fluye a través de un **ducto**, 0.3 por 0.3 m de sección transversal. La presión y la temperatura en un punto del **ducto** son 800 mm Hg, 40 °C y en este punto, la velocidad promedio es 3.0 m/s. Un **termómetro** de bulbo **húmedo** (humedecido con acetona) indica una temperatura en este punto de 27 °C. Calcule los kg acetona/s acarreados por el **ducto**.

Respuesta: 0.194 kg/s.

- 7.4 ¿Esperaría usted que la temperatura de bulbo húmedo de mezclas de hidrógeno-vapor de agua fuese igual, mayor o menor que la temperatura de **saturación** adiabática? Tome la **presión** como 1 atm. La difusividad del $H_2O-H_2 = 7.5(10^{-5}) m^2/s$ a 0 °C, 1 atm. Capacidad calorífica del $H_2 = 14\ 650 Nm/kg K$, conductividad térmica = 0.173 W/m K.
- 7.5 Una mezcla de aire-vapor de agua, 1 atm, 180 °C, fluye en un **ducto** (temperatura de la pared = 180 °C) a una velocidad promedio a 3 m/s. La temperatura de bulbo húmedo, medida con un **termómetro** común, cubierto con un material húmedo (9.5 mm **diámetro** externo) y sumergido en el **ducto** a **ángulos** rectos con respecto al eje del **ducto**, es 52 °C. En estas condiciones, las curvas de saturación adiabática de la carta psicrométrica no se aproxima a las líneas de bulbo húmedo, la radiación hacia el bulbo húmedo y el efecto de la transferencia de masa sobre la transferencia de calor no son despreciables, ni se deben utilizar los coeficientes de transferencia de masa del tipo k (en lugar del F).

- a) Haga el mejor calculo posible de la humedad del aire, tomando en cuenta lo anterior.
b) Calcule la humedad utilizando la ecuación común de bulbo húmedo (7.26) con la h_o/kY común y comparar.

- 7.6 Prepare una carta psicrométrica para la mezcla acetona-nitrógeno a una presión de 800 mm Hg en el intervalo de -15 a 60 °C, $Y' = 0$ a 3 kg vapor/kg gas seco. Incluya las curvas siguientes; todas ellas **graficadas** contra temperatura: 100, 75, 50 y 25% de humedad; (b) volúmenes **húmedos** seco y saturado; (c) entalpía de las mezclas seca y saturada expresadas en Nm/kg gas seco, con referencia a la acetona líquida y al nitrógeno gaseoso a -15 °C; (d) curvas de bulbo húmedo para $t_w = 25$ °C; (e) curvas de saturación adiabática $t_w = 25$ y 40 °C.
- 7.7 Un secador necesita 1.50 m^3/s (3 178 ft^3/min) de aire a 65 °C, 20% de humedad. Este se va a preparar a partir de aire a las temperaturas de bulbo seco de 27 °C y de bulbo húmedo de 18 °C, mediante inyección directa de vapor en la corriente de aire seguida del paso del aire sobre tubos **aletados** calentados con vapor. El vapor que se tiene **está** saturado a 35 000 N/m² (5.08 lb_f/in^2) **gage**. Calcule los kg de **vapor/s** que se necesitan (a) para la **inyección** directa y (b) para el **intercambiador** de calor.

Respuesta: 0.0463 y 0.0281 kg/s, respectivamente.

- 7.8 Con el fin de realizar una **reacción** catalítica entre vapor de acetona y otro reactivo, se va a **producir** una mezcla de acetona-nitrógeno pasando nitrógeno en forma ascendente a través de una torre empacada con sillas de Berl de 38 mm (1.5 in), irrigada con acetona líquida recirculante desde el fondo hasta la parte superior de la torre; se agregará acetona de **compensación** cuando sea necesario. El proceso va a ser de **humidificación** adiabática del gas como en la figura 7.14. El N_2 se va a precalentar a la temperatura necesaria y se va a introducir con una rapidez de 1.5 kg/s (1 106 lb_m/h). La humedad final que se desea es 0.6 kg acetona/kg N_2 ; la acetona líquida circulante va a estar a 25 °C, la temperatura de **saturación** adiabática. La tensión superficial de la acetona a 25 °C es 23.2 dinas/cm.

- a) ¿A qué temperatura se debe precalentar el N_2 ?
b) Especifique la rapidez de circulación del líquido y las dimensiones de una sección **empa-**

da adecuada de la torre.

Respuesta: 7.1 kg/s; 1.5 m diámetro, 1.1 m espesor.

- c) Otro posible proceso involucra el calentamiento del líquido recirculante, con el gas a temperatura ordinaria. ¿Existen ventajas en el uso de esta alternativa? ¿Qué sección de este capítulo se puede utilizar para diseñar la torre?

7.9 Una torre enfriadora de corriente inducida, instalada recientemente, esta garantizada por el fabricante con respecto a que enfriara 2 000 U. S. gal/min ($0.1262 \text{ m}^3/\text{s}$) de agua a 43°C hasta 30°C , cuando el aire con el que se cuenta tenga una temperatura de bulbo húmedo de 24°C . Una prueba en la torre, operada a la capacidad total del ventilador, proporcionó los siguientes datos:

Agua entrante: $0.1262 \text{ m}^3/\text{s}$, 46°C

Agua saliente: 25.6°C

Aire entrante: 24.0°C temp. de bulbo seco, 15.6°C temp. de bulbo húmedo

Aire saliente: 37.6°C , básicamente saturado

a) ¿Cuál es la capacidad del ventilador, m^3/s ?

b) ¿Esperaría usted que la torre cumpliera con las condiciones de la garantía? Obsérvese que para lograrlo, N_{log} en la prueba debe ser al menos igual al valor de la garantía, si H_{log} no cambia.

7.10 Se desea deshumidificar $1.2 \text{ m}^3/\text{s}$ ($2\,540 \text{ ft}^3/\text{min}$) de aire, que se tiene a las temperaturas de 38.0°C bulbo seco y 30.0°C bulbo húmedo, hasta una temperatura de bulbo húmedo de 15.0°C , en una torre a contracorriente; para la deshumidificación se utilizará agua enfriada a 10.0°C . El empaque va a ser de anillos de Raschig de 50 mm (2 in). Para mantener el arrastre al mínimo, G ; va a ser $1.25 \text{ kg aire}/\text{m}^2 \text{ s}$ ($922 \text{ lb}_\text{m}/\text{h ft}^2$) y se va a utilizar un flujo del líquido de 1.5 veces el mínimo.

a) Especifique la sección transversal y la altura de la sección empacada de la torre.

Respuesta: $Z = 1.013 \text{ m}$.

b) ¿Cuál será la temperatura del agua saliente?

7.11 En un nuevo proceso interviene un producto húmedo con metanol; se planea secarlo mediante la evaporación continua del metanol en una corriente de dióxido de carbono caliente (CO_2 , en lugar de aire, para evitar una mezcla explosiva). Uno de los esquemas que se está considerando es el de la figura 7.16. La torre se va a empaquetar con anillos de Raschig de cerámica de 25 mm. La mezcla de CO_2 y metanol del secador, a un flujo total de $0.70 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ sección transversal de la torre}) \text{ s}$ ($516 \text{ lb}_\text{m}/\text{ft}^2 \text{ h}$), 1 atm, 80°C , va a contener 10% de vapor de metanol en volumen. El metanol líquido refrigerado va a entrar a la torre a -15°C y un flujo de $4.75 \text{ kg}/\text{m}^2 \text{ s}$ ($3\,503 \text{ lb}_\text{m}/\text{ft}^2 \text{ h}$). El metanol del gas efluente se va a reducir a 2.0% en volumen.

a) Calcule el valor de los coeficientes F_{Ga} , h_{Ga} y h_{La} en la parte superior de la torre. Para esto, suponga que el gas saliente está a -9°C . Tome la tensión superficial del metanol como $25 \text{ dinas}/\text{cm}$.

Respuesta: $F_{Ga} = 0.0617 \text{ kmol}/\text{m}^3 \text{ s}$, $h_{Ga} = 2\,126$, $h_{La} = 32\,900 \text{ W}/\text{m}^3 \cdot \text{K}$.

b) Calcule la altura necesaria del empaque. Tome la temperatura de base para las entalpías como -15°C , temperatura a la cual el calor latente de evaporación es $1\,197.5 \text{ kJ}/\text{kg}$. Tome $C_{A,L} = 2\,470$; $C_{A,G} = 1\,341$; $C_a = 846 \text{ J}/\text{kg} \cdot \text{K}$. Con el fin de simplificar los cálculos, suponga que el brea interfacial, espacio vacío, viscosidad del gas, Sc , y Pr_G permanecen constantes. Entonces F_G varía directamente con $G/G^{\cdot 0.36}$. Puesto que h_{La} es muy grande, suponga también que $t_i = t_L$. Para los fines actuales, ignore cualquier solubilidad del CO_2 en el metanol.

Respuesta: 0.64 m

ABSORCIÓN DE GASES

La absorción de gases es una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y de obtener una solución de éstos en el líquido. Por ejemplo, el gas obtenido como subproducto en los hornos de coque, se lava con agua para eliminar el amoníaco; después se lava con un **aceite para** eliminar los vapores de benceno y de tolueno. Para que el molesto sulfuro de hidrógeno sea eliminado de un gas de este tipo o de hidrocarburos gaseosos naturales, el gas o los hidrocarburos se lavan con diferentes soluciones alcalinas que absorben a dicho sulfuro. Los valiosos vapores de un disolvente, acarreados por una corriente gaseosa pueden recuperarse y luego ser reutilizados; basta lavar el gas con un disolvente adecuado a los vapores. Estas operaciones requieren la transferencia de masa de una sustancia en la corriente gaseosa al líquido. Cuando la transferencia de masa sucede en la dirección opuesta, es **decir**, del líquido al gas, la operación se conoce como **desorción**. Por ejemplo, el benceno y el tolueno se eliminan del aceite que se mencionó antes poniendo en contacto la solución líquida con vapor, de tal forma que los vapores entran en la corriente gaseosa y son arrastrados; en consecuencia, el aceite de absorción puede utilizarse nuevamente. Los principios de la absorción y la **desorción** son básicamente los mismos, así que las dos operaciones pueden estudiarse al mismo tiempo.

Generalmente, estas operaciones sólo se utilizan para la recuperación o eliminación del soluto. Una buena separación de solutos entre sí, exige técnicas de destilación fraccionada.

SOLUBILIDAD DE GASES EN LÍQUIDOS EN EL EQUILIBRIO

La rapidez con la cual se disolverá un componente gaseoso de una mezcla en un líquido absorbente depende de la desviación del equilibrio que existe; por lo tanto, es necesario considerar las características en el equilibrio de los sistemas **gas-líquido**. En el capítulo 5, se presentó un breve análisis de estos temas, pero aquí se necesita ampliar dicho análisis.

Sistemas de dos componentes

Si cierta cantidad de un gas simple y un líquido relativamente no volátil se llevan al equilibrio en la forma descrita en el capítulo 5, la concentración resultante del gas disuelto en el líquido recibe el nombre de solubilidad del gas a la temperatura y presión predominantes. A una temperatura dada, la solubilidad aumentará con

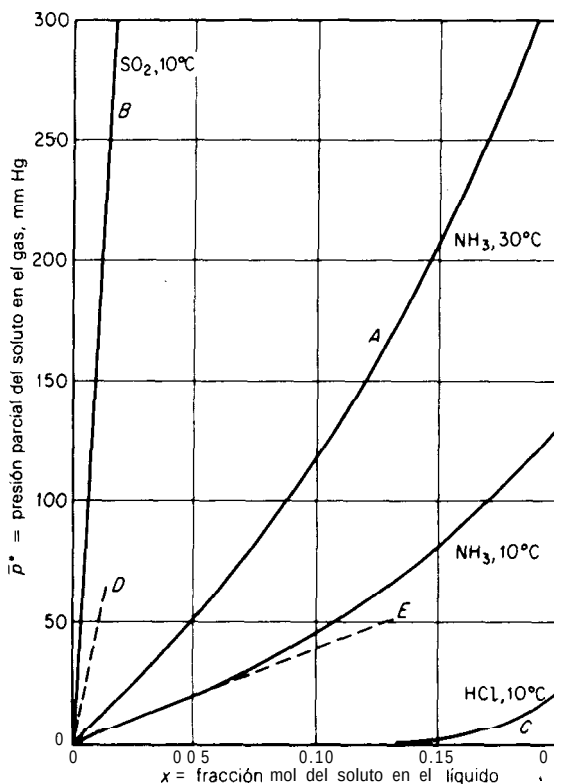


Figura 8.1 Solubilidades de gases en agua.

la presión, como aumenta por ejemplo en la curva **A**, figura 8.1, que muestra la solubilidad de amoníaco en agua a 30 °C.

Gases y líquidos diferentes presentan curvas de solubilidad distintas, las cuales en general se deben determinar experimentalmente para cada sistema. Si a una concentración dada de líquido la presión en el equilibrio es alta, como en el caso de la curva **B** (figura 8. 1), se dice que el gas es relativamente insoluble en el líquido; por el contrario, si es baja como en la curva C, se dice que la solubilidad es elevada. Sin embargo, esto es meramente relativo, ya que es posible obtener cualquier concentración final del gas en el líquido si se aplica la **presión** suficiente, siempre y cuando la forma licuada del gas sea completamente soluble en el líquido.

La solubilidad de cualquier gas depende de la temperatura, y depende en la forma descrita por la ley de van 't Hoff para el equilibrio móvil: “si se aumenta la temperatura de un sistema en equilibrio, ocurrirá un cambio durante el cual se absorberá calor”. Generalmente, pero no siempre, la disolución de un gas tiene como resultado la evolución de calor; por ello, en la mayoría de los casos, la solubilidad de un gas decrece al aumentar la temperatura. Como ejemplo, la curva **A** (figura 8.1) para amoníaco en agua a 30 °C, está arriba de la curva correspondiente a 10 °C. Siempre y cuando su **presión** de vapor sea menor que la del gas o la del soluto vaporizado, la solubilidad del gas será cero en el punto de ebullición del disolvente. Por otra parte, la solubilidad en agua de muchos de los gases de bajo peso molecular, como hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, metano y otros, aumenta cuando la temperatura aumenta a más de 100 °C, y por lo tanto, a presiones superiores a la atmosférica [29, 35]. Este **fenómeno** se puede aprovechar, por ejemplo, en operaciones como la lixiviación de minerales, en donde se necesitan soluciones que contengan oxígeno. El estudio cuantitativo de estos equilibrios se aleja de los fines de este libro, pero se pueden encontrar **análisis** excelentes en otra parte [27, 34]

Sistemas de multicomponentes

Si una mezcla de gases se pone en contacto con un líquido, la solubilidad en el equilibrio de cada gas será, en ciertas condiciones, independiente de la de los demás, siempre y cuando el equilibrio se describa en función de las **presiones parciales** en la mezcla gaseosa. Si todos los componentes del gas, excepto uno, son básicamente insolubles, sus concentraciones en el líquido serán tan **pequeñas que** no podrán modificar la solubilidad del componente relativamente soluble; entonces se puede aplicar la generalización. Por ejemplo, la curva **A** (figura 8.1) también describirá la solubilidad del amoníaco en agua cuando el amoníaco esté diluido con aire, puesto que el aire es muy insoluble en el agua; para que lo anterior sea cierto, la ordenada de la gráfica debe considerarse como la presión parcial del amoníaco en la mezcla gaseosa. Esta condición es afortunada, puesto que la cantidad de trabajo experimental para obtener los datos necesarios de solubilidad se

reduce considerablemente. Si varios componentes de la mezcla son **apreciablemente** solubles, la generalización será aplicable únicamente si los gases que se van a disolver son indiferentes ante la naturaleza del líquido; esto sucederá en el caso de las soluciones ideales. Por ejemplo, el propano y butano gaseosos de una mezcla se disolverán por separado en un aceite de parafina no volátil, puesto que las soluciones que se obtienen son básicamente ideales. Por otra parte, se puede prever que la solubilidad de amoníaco en agua sea afectada por la presencia de metilamina, puesto que no son ideales las soluciones resultantes de estos gases. La solubilidad de un gas también se verá afectada por la presencia de un soluto no volátil en el líquido (tal como sal en una solución acuosa) cuando dichas soluciones no sean ideales.

Soluciones líquidas ideales

Cuando una fase líquida se puede considerar ideal, la presión parcial en el equilibrio de un gas en la solución puede ser calculada sin necesidad de determinaciones experimentales.

Hay cuatro características significativas de las soluciones ideales; todas se relacionan entre sí:

1. Las fuerzas intermoleculares promedio de atracción y repulsión en la solución no cambian al mezclar los componentes.
2. El volumen de la solución varía linealmente con la composición.
3. No hay absorción ni evolución de calor al mezclar los componentes. Sin embargo, en el caso de gases que se disuelven en líquidos, este criterio no incluye el calor de condensación del gas al estado líquido.
4. La presión total de vapor de la solución varía linealmente con la composición expresada en fracción mol.

En realidad no existen soluciones ideales y las mezclas reales sólo tienden a ser ideales como límite. La condición ideal requiere que las moléculas de los componentes sean similares en tamaño, estructura y naturaleza química; tal vez la aproximación más cercana a dicha condición sea la ejemplificada por las soluciones de isómeros ópticos de compuestos orgánicos. Sin embargo, prácticamente muchas soluciones se encuentran tan cerca de ser ideales que para fines de Ingeniería se pueden considerar como **tales**. En particular, los miembros adyacentes o casi adyacentes de una serie homóloga de compuestos orgánicos pertenecen a esta categoría. Así, por ejemplo, las soluciones de benceno en tolueno, de alcohol etílico y propílico o las soluciones de gases de hidrocarburos parafínicos en aceites de parafina pueden generalmente considerarse como soluciones ideales.

Cuando la mezcla gaseosa en equilibrio con una solución líquida ideal, sigue también la ley de los gases ideales, la presión parcial p^* de un soluto gaseoso A es

igual al producto de su presión de vapor p a la misma temperatura por su fracción mol en la solución x . Esta es la *ley de Raoult*

$$\bar{p}^* = p x \tag{8.1}$$

El asterisco se utiliza para indicar el equilibrio. La naturaleza del líquido disolvente no se toma en consideración, excepto cuando establece la condición ideal de la solución; por esta causa, la solubilidad de un gas particular en una solución ideal en **cualquier** disolvente es siempre la misma.

Ejemplo 8.1 Después de estar en contacto durante bastante tiempo con un aceite hidrocarbonado y después de alcanzar el equilibrio, una mezcla gaseosa tiene la siguiente composición a una **presión total de $2(10^5)$ N/m², 24 °C**: metano **60%**, etano **20%**, propano **8%**, n-butano **6%**, n-pentano **6%**. Calcular la **composición** de la **solución** en el equilibrio.

SOLUCIÓN La presión parcial en el equilibrio $\bar{p}^*$ de cada uno de los componentes en el gas, es su **fracción** volumen multiplicada por la presión total. Esta **presión** y las presiones de vapor de los componentes a 24 °C se tabulan a continuación. La **presión** predominante es mayor que el valor crítico para el metano; a esta baja presión total, su solubilidad puede despreciarse. Para cada uno de los componentes, la **fracción mol** en el líquido se calcula mediante la **ecuación (8.1)**, $\bar{p}^*/p$; en la última columna de la tabla se lista cada **fracción mol** como las respuestas del problema. El líquido que queda, $1 - 0.261 = 0.739$ fracción mol, es el aceite disolvente.

Componente	$\bar{p}^*$, presión parcial en el equilibrio, $\bar{p}^*$, N/m ² x 10 ⁻⁵	p , presión de vapor a 24 °C, N/m ² x 10 ⁻⁵	Fracción mol en el líquido, $x = \bar{p}^*/p$
Metano	1.20 = 0.6(2)		
Etano	0.4	42.05	0.0095
Propano	0.16	8.96	0.018
n-Butano	0.12	2.36	0.05 1
n-Pentano	0.12	0.66	0.182
Total			0.261

Para presiones totales mayores que **aquellas** a las que se aplica la ley de los gases ideales, con frecuencia puede utilizarse la ley de Raoult con fugacidades en lugar de los **términos** de presión ^[27, 34].

Soluciones líquidas no ideales

Para las soluciones líquidas que no son ideales, la ecuación (8.1) dará resultados muy incorrectos. Por ejemplo, la línea **D** (figura 8.1) es la presión parcial calculada del amoniaco en el equilibrio con soluciones acuosas a 10 °C, suponiendo que se puede aplicar la Ley de Raoult; es obvio que no representa los datos. Por otra parte, se ve que la línea recta **E** representa muy bien los datos para **amoniaco**-agua a 10 °C hasta fracciones mol de 0.06 en el líquido. La ecuación de una línea de este tipo es

$$y^* = \frac{\bar{p}^*}{p_t} = mx \quad (8.2)$$

en donde m es una constante. Esta es la *ley de Henry* ; se ve que puede aplicarse a diferentes valores de m para cada uno de los gases en la figura, al menos en un rango modesto de concentraciones en el líquido. Si la ley de Henry no es aplicable en un rango amplio de concentraciones, puede deberse a la interacción química con el líquido o a disociación electrolítica, como en el caso del amoniaco en agua o a la condición no ideal en la fase gaseosa. Puede esperarse que muchos gases sigan la ley hasta presiones en el equilibrio de aproximadamente $5(10^5) \text{ N/m}^2$ (ca. 5 atm), aunque si la solubilidad es baja, como en el caso de hidrógeno en agua, estas presiones pueden llegar a ser tan elevadas como 34 N/m^2 [35]. Los gases de tipo vapor (que **están** por debajo de su temperatura crítica) generalmente siguen la ley hasta presiones de aproximadamente el 50% del valor a saturación, a la temperatura predominante, siempre y cuando no haya una acción química en el líquido. En cualquier caso, m debe establecerse experimentalmente.

Por supuesto, son muchas las ventajas de una gráfica en línea recta para interpolar y extrapolar; **además**, un método empírico de mucha utilidad es prolongar [32] la gráfica de presión de vapor de la “sustancia de referencia” descrita en el capítulo 7. Como ejemplo, en la figura 8.2 se muestran los datos para soluciones de amoniaco-agua; estos datos cubren un amplio rango de concentraciones y temperaturas. Las coordenadas son logarítmicas. La abscisa está marcada con la presión de vapor de una sustancia de referencia adecuada; en este caso, agua. La ordenada es la presión parcial en el equilibrio del soluto gaseoso. Los puntos están **graficados** en donde las temperaturas **correspondientes** para las presiones de vapor de la sustancia de referencia y la presión parcial del soluto son iguales. Por ejemplo, a 32.2°C la presión de vapor del agua es 36 mm Hg y la presión parcial del amoniaco para una solución al 10% en mol es 130 mm Hg; estas presiones están localizadas en el punto A de la figura. Con pocas excepciones, las líneas para composición constante del líquido son rectas. Posteriormente, la escala de presión de vapor, se sustituye por una escala de temperatura, utilizando las tablas de vapor para el agua como sustancia de referencia. Usando agua como sustancia de referencia, también puede trazarse una gráfica similar para las presiones parciales del agua en estas soluciones. Una propiedad importante de estas gráficas es su capacidad para proporcionar datos de entalpía. Para la sustancia J (soluto o disolvente), sea m'_{Jr} la pendiente de la línea a concentración x_J . Entonces,

$$\bar{H}_J = C_J(t - t_0) + \lambda_{J0} \quad m'_{Jr} \lambda_{r,t} \quad (8.3)$$

† Con frecuencia, la **ecuación** (8.2) se escribe como $y^* = Kx$, pero en este caso se desea distinguir entre la constante de la ley de Henry y los coeficientes de transferencia de masa. En condiciones en que no se puede aplicar la ecuación (8.2), con frecuencia ésta se utiliza en forma empírica para describir los datos, pero entonces se debe esperar que el valor de m varíe con la temperatura, presión y **con-**centración; y en consecuencia, se **tomará** como una **función** de estas variables.

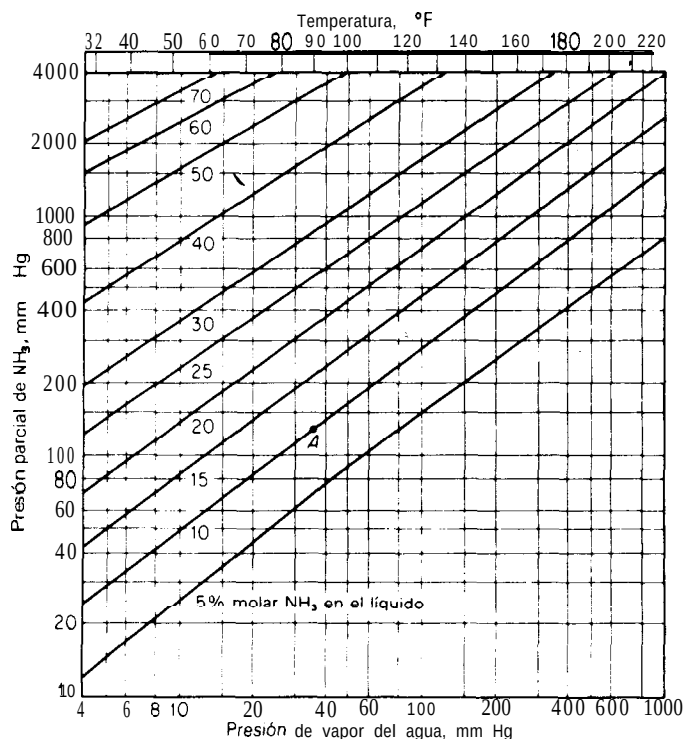


Figura 8.2 Gráfica de la sustancia de referencia para la solubilidad de gases. El sistema amoniaco-agua, agua como referencia.

H_J es la entalpía parcial del componente J en la solución; C_J es la capacidad calorífica molar del gas J y λ representa el calor latente de evaporación apropiado ($\lambda_{J,0}$ se toma como cero, si J es un gas a la temperatura t_0). Entonces, la entalpía de la solución con respecto a los componentes puros en t_0 es

$$H_L = \sum_J \bar{H}_J x_J \quad (8.4)$$

Elección del disolvente para la absorción

Si el propósito principal de la operación de absorción es producir una solución específica (como ocurre, por ejemplo, en la fabricación de ácido clorhídrico), el disolvente es especificado por la naturaleza del producto. Si el propósito principal es eliminar algún componente del gas, casi siempre existe la posibilidad de elec-

ción. Por supuesto, el agua es el disolvente más barato y más completo, pero debe darse considerable importancia a las siguientes propiedades:

1. *Solubilidad del gas.* La solubilidad del gas debe ser elevada, a fin de aumentar la rapidez de la absorción y disminuir la cantidad requerida de disolvente. En general, los disolventes de naturaleza química similar a la del soluto que se va a **absorber** proporcionan una buena solubilidad. Así, se utilizan aceites **hidrocarbonados**, y no agua, para eliminar el benceno del gas producido en los hornos de coque. Para los casos en que son ideales las soluciones formadas, la solubilidad del gas es la misma, en fracciones mol, para todos los disolventes. Sin embargo, es mayor, en fracciones peso, para los disolventes de bajo peso **molecular** y deben utilizarse pesos menores de estos disolventes, medidos en libras. Con frecuencia, la reacción química del disolvente con el soluto produce una solubilidad elevada del gas; empero, si se quiere recuperar el disolvente para volverlo a utilizar, la reacción debe ser reversible. Por ejemplo, el sulfuro de hidrógeno puede eliminarse de mezclas gaseosas utilizando soluciones de etanolamina, puesto que el sulfuro se absorbe fácilmente a temperaturas bajas y se **desorbe** a temperaturas elevadas. La sosa cáustica absorbe perfectamente al sulfuro de hidrógeno, pero no lo elimina durante una operación de **desorción**.
2. *Volatilidad.* El disolvente debe tener una presión baja de vapor, puesto que el gas saliente en una operación de absorción generalmente está saturado con el disolvente y en consecuencia, puede perderse una gran cantidad. Si es necesario, puede utilizarse un líquido menos volátil para recuperar la parte evaporada del primer disolvente, como en la figura 8.3. Esto se hace algunas veces,

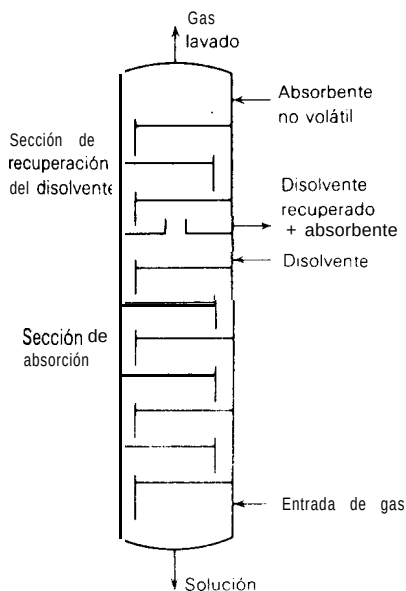


Figura 8.3 Absorbedor de platos con una sección de recuperación del disolvente volátil.

por ejemplo, en el caso de absorbedores de hidrocarburos, en donde un aceite disolvente relativamente volátil se utiliza en la parte principal del absorbedor debido a las características superiores de solubilidad y donde el disolvente volatilizado se recupera del gas mediante un aceite no volátil. En la misma forma, **se puede** absorber el sulfuro de hidrógeno en una solución acuosa de **fenolato** de sodio; el gas desulfurado se lava posteriormente con agua para recuperar el fenol evaporado.

3. **Corrosión.** Los materiales de construcción que se necesitan para el equipo no deben ser raros o costosos.
4. **Costo.** El disolvente debe ser barato, de forma que las pérdidas no sean costosas, y debe obtenerse fácilmente.
5. **Viscosidad.** Se prefiere la viscosidad baja debido a la rapidez en la absorción, mejores características en la inundación de las torres de absorción, bajas caídas de presión en el bombeo y buenas características de transferencia de calor.
6. **Misceláneos.** Si es posible, el disolvente no debe ser tóxico, ni inflamable, debe ser estable químicamente y tener un punto bajo de congelamiento.

TRANSFERENCIA DE UN COMPONENTE. BALANCE DE MATERIA

Las expresiones básicas para el balance de materia y su interpretación gráfica se presentaron para cualquier operación de transferencia de masa en el capítulo 5. Aquí se adaptan a los problemas de absorción y **desorción** de gases.

Flujo a contracorriente

En la figura 8.4 se muestra una torre a contracorriente, que puede ser una torre empacada o de aspersión, con platos de burbuja o de cualquier **construcción** interna para lograr el contacto líquido-gas. La corriente gaseosa en cualquier punto de la torre consta de G moles **totales/tiempo** (área de sección transversal de la torre); esta formada por el soluto A que se difunde de fracción mol y , presión parcial $\bar{p}$ o relación mol Y , y de un gas que no se difunde, básicamente insoluble, G_S moles/tiempo (área). La relación entre ambos es

$$y = \frac{Y}{1 + Y} = \frac{\bar{p}}{p_i + \bar{p}} \quad (8.5)$$

$$G_S = G(1 + Y) = \frac{G}{1 + Y} \quad (8.6)$$

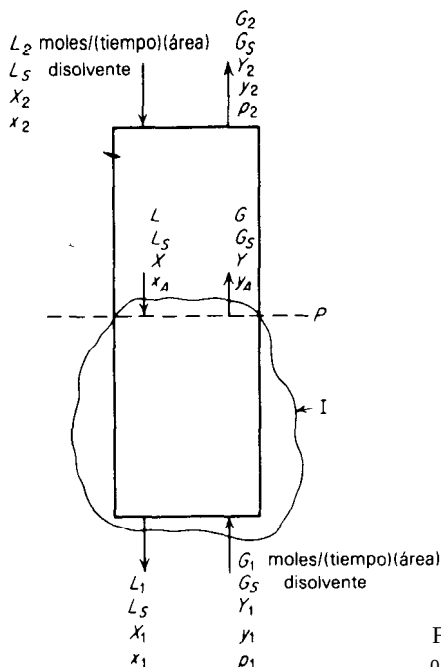


Figura 8.4 Cantidades de flujo para un absorbedor o desorbedor.

En la misma forma, la corriente del líquido consta de L moles **totales/tiempo** (área) que contienen x fracción mol de un gas soluble, o relación mol X , y L_S **moles/tiempo(área)** de un disolvente básicamente no **volátil**.

$$X = \frac{x}{1 - x} \quad (8.7)$$

$$L_S = L(1 - x) = \frac{L}{1 + X} \quad (8.8)$$

Puesto que el gas disolvente y el líquido disolvente no cambian en cantidad cuando pasan a través de la torre, conviene expresar el balance de materia en función de éstos. Un balance de soluto en la parte inferior de la torre (entorno **I**) es †

$$G_S(Y_1 - Y) = L_S(X_1 - X) \quad (8.9)$$

† Las ecuaciones (8.9) y (8.10) y las figuras correspondientes 8.4 a 8.8, se refieren a torres empacadas; el 1 indica las corrientes en el fondo y el 2 las corrientes de la parte superior. Para las torres de platos, en donde los números de los platos se utilizan como subíndices, como en la figura 8.12, se aplican las mismas ecuaciones, pero se deben cambiar los subíndices. Entonces, la **ecuación (8.9)**, cuando se aplica a toda la torre de platos, se transforma en,

$$G_S(Y_{N+1} - Y_1) = L_S(X_N - X_0)$$

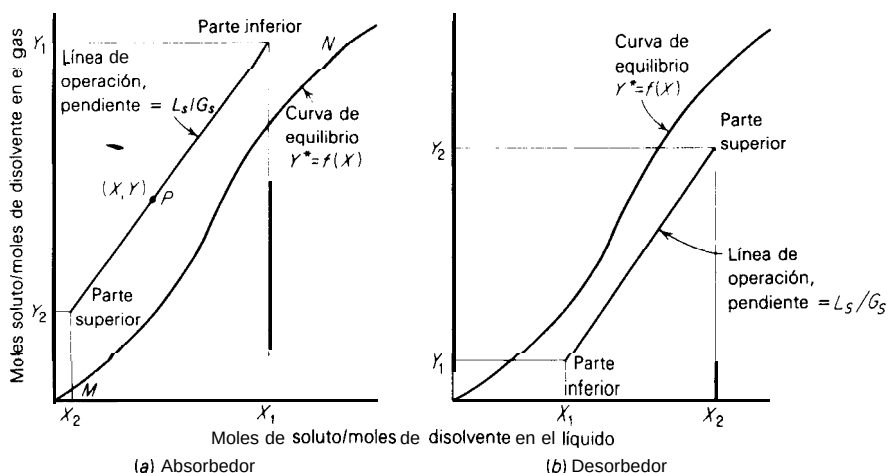


Figura 8.5 Líneas de operación para el absorbedor y desorbedor.

Esta es la ecuación de una línea recta (la línea de operación) sobre las coordenadas X , Y , de pendiente L_S/G_S , que pasa a través de (X_1, Y_1) . La sustitución de X_2 y Y_2 por X y Y muestra que la línea pasa a través de (X_2, Y_2) , como en la figura 8.5a para un absorbedor. Esta línea indica la relación entre las concentraciones del líquido y el gas en cualquier nivel de la torre, como en el punto P .

Los datos de solubilidad en el equilibrio para el soluto gaseoso en el disolvente líquido pueden también graficarse en función de estas unidades de concentración en el mismo diagrama, como la curva MN , por ejemplo. Cada punto sobre esta curva representa la concentración del gas en equilibrio con el líquido correspondiente, a la **concentración** y temperatura locales. Para un absorbedor (transferencia de masa del gas al líquido), la línea de operación siempre cae arriba de la curva de solubilidad en el equilibrio, mientras que para un desorbedor (transferencia de masa del líquido al gas) la línea siempre está por debajo, como en la figura-3.56.

La línea de **operación** es recta sólo **cuan**do se **grafica** en unidades de relación mol. En fracciones mol o presiones parciales, la línea es curva, como en la figura 8.6 para un absorbedor. Entonces, la ecuación de la línea es

$$G'_S \left(\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{Y}{1-Y} \right) = G_S \left(\frac{\bar{p}_1}{p_t - \bar{p}_1} - \frac{\bar{p}}{p_t - \bar{p}} \right) = L_S \left(\frac{x_1}{1-x_1} - \frac{x}{1-x} \right) \quad (8.10)$$

Con este propósito, la presión total p_t en cualquier punto puede ordinariamente considerarse constante en toda la torre.

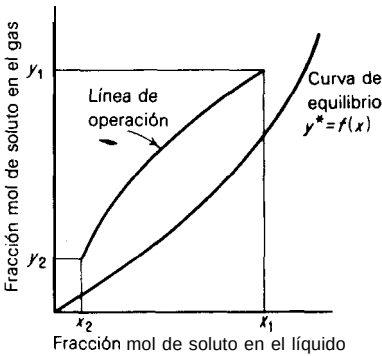


Figura 8.6 Línea de operación en fracciones mol.

Relación mínima líquido-gas para absorbedores

En el **diseño** de absorbedores, la cantidad del gas que se va a tratar G o G_s , las concentraciones finales Y_1 y Y_2 y la composición del líquido entrante X_2 , generalmente se fijan por las necesidades del proceso, pero la cantidad de líquido que se va a utilizar es sujeto de elección. Véase la figura 8.7a. La línea de operación debe pasar a través del punto D y **terminar** en la ordenada Y_1 . Si se usa tal cantidad de líquido para obtener la línea de **operación DE**, el líquido saliente tendrá la composición X_1 . Si se utiliza menos líquido, la composición del líquido saliente será obviamente mayor, como en el punto F ; empero, puesto que las fuerzas motrices para la difusión son menores, la absorción es más difícil. El tiempo de contacto entre el gas y el líquido debe ser mayor y el absorbedor debe ser lógicamente más

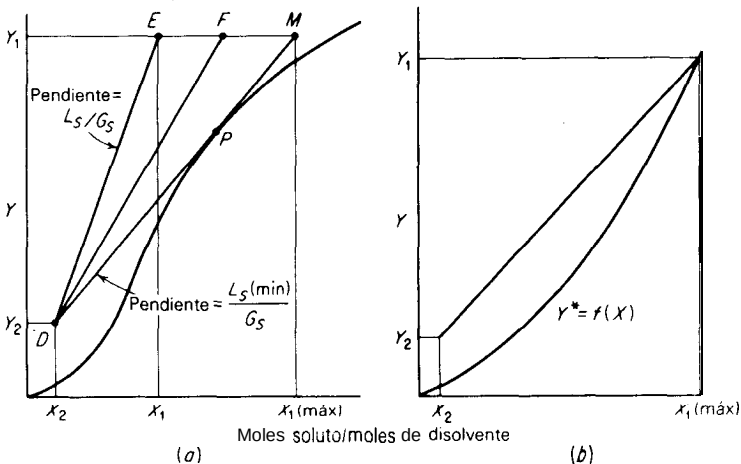


Figura 8.7 Relación mínima líquido-gas, absorción.

alto. El líquido mínimo que puede utilizarse corresponde a la línea de operación **DM**, que tiene la pendiente mayor para cualquier línea que toque la curva en el equilibrio, y es tangente a la curva en **P**. En **P**, la fuerza motriz de **difusión** es cero, el tiempo de contacto requerido para el cambio de concentración deseado es infinito; por tanto, se obtiene una torre de altura infinita. Esto representa la relación limitante líquido-gas.

Con frecuencia, la curva en el equilibrio es cóncava hacia arriba, como en la figura 8.7b; entonces, la relación mínima líquido-gas corresponde a una concentración del líquido saliente en equilibrio con el gas entrante.

Estos principios también se aplican a los desorbedores, en donde una línea de operación que toque en cualquier punto a la curva en el equilibrio representa una relación máxima de líquido a gas y una concentración máxima de gas saliente.

Flujo en corriente paralela

Cuando el gas y el líquido fluyen en corriente paralela, como en la figura 8.8, la línea de operación tiene una pendiente negativa $-L_S/G_S$. No hay límite para esta relación, pero una torre infinitamente alta produciría líquido y gas salientes en equilibrio, como en (X_e, Y_e) . El flujo en corriente paralela puede usarse cuando una torre excepcionalmente alta se construye en dos secciones, como en la figura 8.9, con la segunda sección operada en flujo en corriente paralela, para eliminar la tubería de diámetro grande para el gas que conecta a las dos. También puede utilizarse si el gas que se va a disolver en el líquido es una sustancia pura; en este

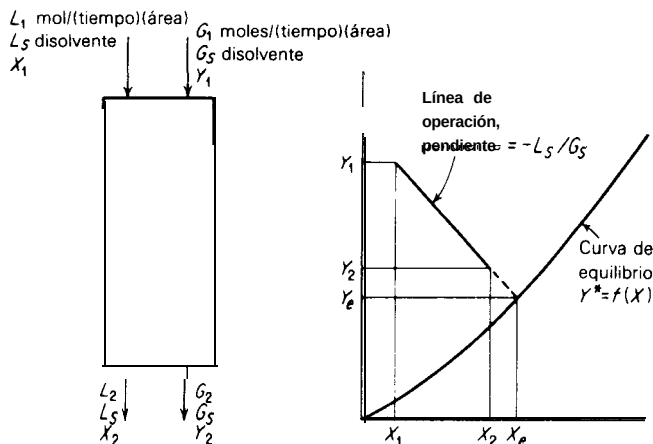


Figura 8.8 Absorbedor a corriente paralela.

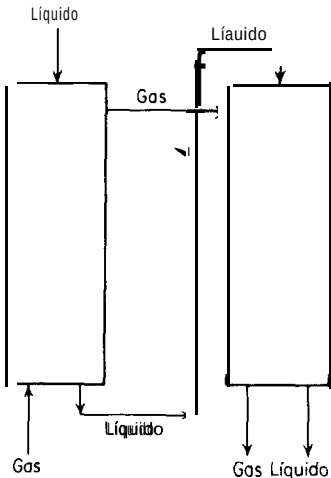


Figura 8.9 Arreglo a contracorriente-corriente paralela para torres muy altas.

caso no existe ninguna ventaja en utilizar la operación a contracorriente. Asimismo, se utiliza cuando ocurre una reacción química rápida e irreversible, con el soluto en el líquido, en donde sólo se necesita el equivalente a una etapa teórica.

Ejemplo 8.2 Un gas de alumbrado se va a liberar del aceite ligero lavándolo con un aceite de lavado como absorbente; el aceite ligero se va a recobrar por desorción de la solución resultante con vapor. Las circunstancias son:

Absorbedor Gas entrante, $0.250 \text{ m}^3/\text{s}$ ($31\,800 \text{ ft}^3/\text{h}$) a 26°C ; $p_i = 1.07(10^5) \text{ N/m}^2$ (803 mm Hg), contendrá 2.0% en volumen de vapores de aceite ligero. Se va a suponer que todo el aceite ligero es benceno y que se requiere un 96% de eliminación. El aceite de lavado va a entrar a 26°C , contendrá 0.005 fracción mol de benceno y tendrá un peso molecular promedio de 260. Se va a utilizar un flujo de circulación del aceite de 1.5 veces la mínima. Las soluciones de aceite de lavado-benceno son ideales. La temperatura va a ser constante e igual a 26°C .

Desorbedor La solución del absorbedor se va a calentar a 120°C y va a entrar al desorbedor a 1 atm de presión. El vapor desorbente va a estar a presión atm, sobrecalentado a 122°C . El aceite para eliminar el benceno, 0.005 fracción mol de benceno, se va a enfriar a 26°C y va a regresar al absorbedor. Se va a utilizar un flujo de vapor de 1.5 veces el mínimo. La temperatura va a ser constante a 122°C .

Calcular el flujo de circulación del aceite y el flujo de vapor que se necesita.

SOLUCIÓN

Absorbedor *Bases:* 1 segundo. Definir L , L_S , G , G_S en kmol/s.

$$G_i = 0.250 \frac{273}{273 + 26} \frac{1.07 \times 10^5}{1.0133 \times 10^5} \frac{1}{22.41} = 0.01075 \text{ kmol/s}$$

$$y_1 = 0.02 \quad Y_1 = \frac{0.02}{1 - 0.02} = 0.0204 \text{ kmol benceno/kmol gas seco}$$

$$G_S = 0.01075 (1 - 0.02) = 0.01051 \text{ kmol gas seco/s}$$

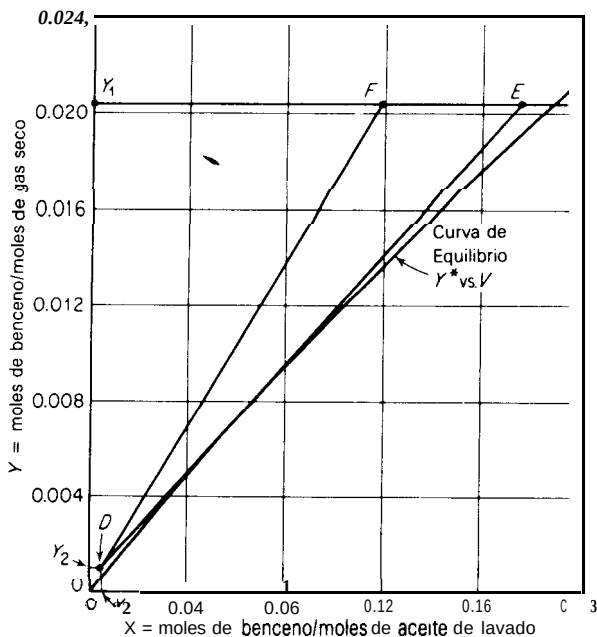


Figura 8.10 Solución al ejemplo 8.2, absorción.

Para el 95% de eliminación de benceno,

$$Y_2 = 0.05 (0.0204) = 0.00102 \text{ kmol benceno/kmol gas seco}$$

$$x_2 = 0.005 \quad X_2 = \frac{0.005}{1 - 0.005} = 0.00503 \text{ kmol benceno/kmol aceite}$$

A 26 °C, la presión de vapor del benceno, $p = 100 \text{ mm Hg} = 13\,330 \text{ N/m}^2$. Ecuación (8.1) para soluciones ideales: $\bar{p}^* = 13\,330 x$

$$y^* = \bar{p}^*/p_i \quad p_i = 1.07 \times 10^5 \text{ N/m}^2 \quad Y^* = \frac{y^*}{1 - y^*} \quad X = \frac{x}{1 - x}$$

Sustituyendo en la ecuación (8.1), se tiene

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = 0.125 \frac{X^*}{1 + X}$$

que es la ecuación para la curva en el equilibrio del absorbedor, **graficada** en la figura 8.10. Las líneas de operación en **esta** figura se originan en el punto D. Para el flujo mínimo del aceite, se traza la línea DE como la línea de pendiente máxima que toca a la curva en el equilibrio (**tangente** a la curva). En $Y_1 = 0.0204$, $X_1 = 0.176 \text{ kmol benceno/kmol aceite de lavado}$ (punto E).

$$L_S \text{ min} = \frac{G_S(Y_1 - Y_2)}{X_1 - X_2} = \frac{0.01051(0.0204 - 0.00102)}{0.176 - 0.00503} = 1.190 \times 10^{-3} \text{ kmol aceite/s}$$

Para 1.5 veces el mínimo, $L_S = 1.5 (1.190 \times 10^{-3}) = 1.787 \times 10^{-3} \text{ kmol/s}$,

$$X = \frac{G_S(Y_1 - Y_2)}{L_S} \quad X_2 = \frac{0.01051(0.0204 - 0.00102)}{1.787 \times 10^{-3}} + 0.00503$$

$$= 0.1190 \text{ kmol benceno/kmol aceite}$$

La línea de operación es DF.

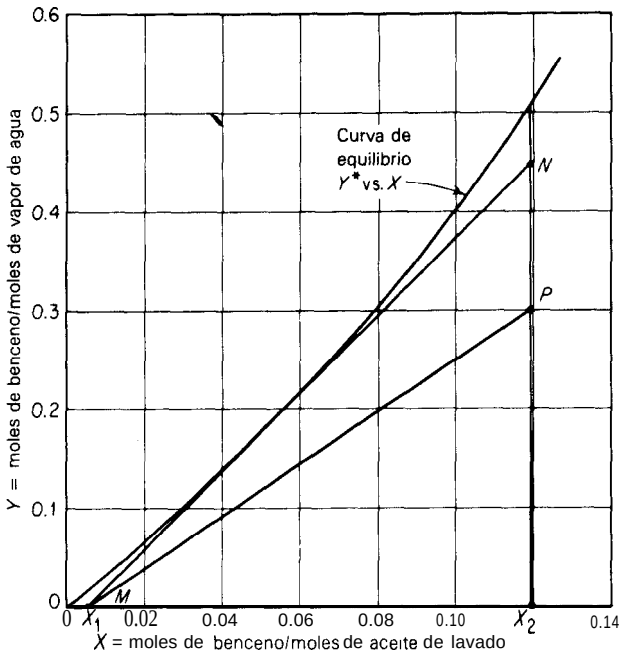


Figura 8.11 Solución al ejemplo 8.2, desorción.

Desorbedor A 122 °C, la presión de vapor del benceno es 2 400 mm Hg o 319.9 kN/m². Por lo tanto, la curva en el equilibrio para el desorbedor es

$$\frac{Y^*}{1 + Y^*} = \frac{319.9}{101.33} \frac{X}{1 + X} = \frac{3.16X}{1 + X}$$

que está trazada en la figura 8.11. Para el desorbedor, $X_2 = 0.1190$, $X_1 = 0.00503$, kmol benceno/kmol aceite, $Y_1 = 0$ kmol benceno/kmol vapor. Para el flujo mínimo del vapor, se traza la línea MN tangente a la curva en el equilibrio y en N el valor de $Y_2 = 0.45$ kmol benceno/kmol vapor.

$$\begin{aligned} G_S \text{ mín} &= \frac{L_S(X_2 - X_1)}{Y_2 - Y_1} = \frac{(1.787 \times 10^{-3})(0.1190 - 0.00503)}{0.45 - 0} \\ &= 4.526 \times 10^{-4} \text{ kmol vapor/s} \end{aligned}$$

Para 1.5 veces el mínimo, la rapidez del vapor es $1.5(4.526)(10^{-4}) = 6.79(10^{-4})$ kmol/s, que corresponde a la línea MP .

OPERACIÓN A CONTRACORRIENTE EN VARIAS ETAPAS. TRANSFERENCIA DE UN COMPONENTE

Las torres de platos y arreglos similares proporcionan paso a paso el contacto del líquido y el gas; por lo tanto, son cascadas a contracorriente en varias etapas. Por

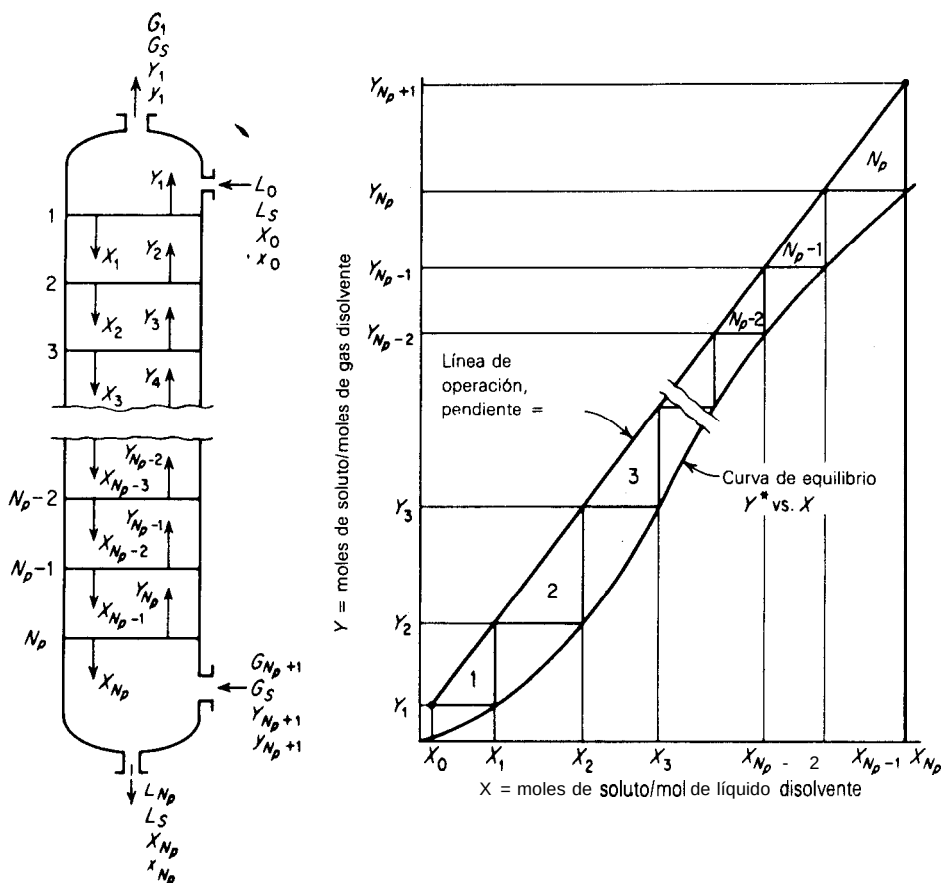


Figura 8.12 Absorbedor de platos.

ejemplo, en cada plato de una torre de platos, el gas y el líquido se ponen en contacto íntimo y se separan, más o menos como en la figura 5.14; por lo tanto, el plato constituye una etapa. En realidad, pocos de los arreglos de platos que se describieron en el capítulo 6 proporcionan el flujo paralelo sobre cada plato, como se muestra en la figura 5.14. No obstante, conviene utilizar el último como estándar arbitrario, para el diseño y para la medición del funcionamiento de los platos reales, independientemente del método de operación. Con este propósito, un plato teórico, o ideal, se define como aquél en que la composición promedio de todo el gas que abandona el plato está en equilibrio con la composición promedio de todo el líquido que abandona el plato.

El número de etapas ideales que se necesitan para lograr determinado cambio en la composición del líquido o del gas, tanto para absorbedores como para desorbedores, puede determinarse gráficamente como en la figura 5.15. En la figura 8.12 esto se ilustra para un absorbedor, en donde las composiciones del

líquido y el gas correspondientes a cada plato **están señaladas** en el diagrama de operación. Por ejemplo, el plato ideal 1 proporciona un cambio en la composición del líquido de X_0 a X_1 y de la composición del gas de Y_2 a Y_1 . Por lo tanto, el paso marcado con 1 en el diagrama de operación representa este plato ideal. Cuanto más cerca esté la línea de operación de la línea en el equilibrio, tanto más etapas se necesitarán, y si las curvas llegaran a tocarse en cualquier punto correspondiente a una relación L_S/G_S mínima, el número de etapas sería infinito. Igualmente, las etapas pueden construirse sobre diagramas **graficados** en función de cualesquier unidades de **concentración**, como fracciones mol o presiones parciales. La **construcción** para los desorbedores es la misma, con la excepción, obviamente, de que la línea de operación cae debajo de la curva en el equilibrio.

Por lo general, para las torres de platos es conveniente definir flujos **L y G** simplemente como **moles/h**, en lugar de basarlas en la sección transversal unitaria de la torre.

Mezclas diluidas de gases

Para aquellos casos en que tanto la línea de operación como la curva en el equilibrio pueden considerarse rectas, el número de platos ideales se puede determinar sin necesidad de recurrir a métodos gráficos. Con frecuencia, esto es válido cuando se tienen mezclas relativamente diluidas de gases y líquidos. Por ejemplo, frecuentemente se aplica la ley de Henry [ecuación (8.2)] para soluciones diluidas. Si la cantidad del gas absorbido es **pequeña**, el flujo total del líquido que entra y sale del absorbedor permanece básicamente constante, $L_0 = L_N = L$ moles totales/tiempo(área); en forma similar, el flujo total del gas es básicamente constante en G moles **totales/tiempo(área)**. Entonces, una línea de operación **graficada** en función de fracciones mol será básicamente recta. En estos casos, se aplican las ecuaciones de Kremser (5.50) a (5.57) y la figura 5.16 †. Pueden tomarse en cuenta las **pequeñas** variaciones en A de un extremo de la torre a otro, debido al

† En **función** de fracciones mol, esas ecuaciones se vuelven

$$\text{Absorción:} \quad \frac{y_{N_p+1} - y_1}{y_{N_p+1} - y_0} = \frac{A^{N_p+1} - A}{A^{N_p+1} - 1} \quad (5.54a)$$

$$N_p = \frac{\log \left[\frac{y_{N_p+1} - mx_0}{y_1 - mx_0} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\log A} \quad (5.55a)$$

$$\text{Desorción:} \quad \frac{x_0 - S^{N_p+1} y_1}{x_0 - y_{N_p+1}/m} = \frac{S}{S^{N_p+1} - 1} \quad (5.50a)$$

$$N_p = \frac{\log \left[\frac{x_0 - y_{N_p+1}/m}{x_{N_p} - y_{N_p+1}/m} \left(1 - \frac{1}{S} \right) + \frac{1}{S} \right]}{\log S} \quad (5.51a)$$

en donde $A = L/mG$ y $S = mG/L$.

cambio en L/G como resultado de la absorción o **desorción**, o al cambio en la solubilidad del gas con la concentración o la temperatura, haciendo uso del promedio geométrico de los valores de A en la parte superior y en el fondo ^[17]. Para variaciones **grandes**, se deben utilizar correcciones **más** elaboradas ^[13, 20, 33] para A , cálculos gráficos o cálculos numéricos de plato a plato como los que se desarrollan a continuación.

El factor de absorción, A

El factor de absorción $A = L/mG$ es la relación entre la pendiente de la línea de **operación** y la de la curva en el equilibrio. Para valores de A menores a la unidad, correspondientes a la convergencia de la línea de operación y la curva en el equilibrio para la parte inferior del absorbedor, la figura 5.16 indica claramente que la absorción fraccionaria de soluto está definitivamente limitada, aun para los platos teóricos infinitos. Por otra parte, para los valores de A mayores a la unidad, es posible cualquier grado de absorción si se cuenta con los platos suficientes. Para un grado dado de absorción de una determinada cantidad de gas, cuando A aumenta más de la unidad, el soluto absorbido se disuelve cada vez en más líquido y, por lo tanto, se vuelve menos valioso. Al mismo tiempo, el número de platos decrece, de tal forma que el costo del equipo decrece. A causa de estas tendencias opuestas del costo, en estos casos habrá un valor de A , o de L/G , para el cual se obtiene la absorción más económica. Generalmente, ésta debe obtenerse calculando los costos totales para diferentes valores de A y observando el mínimo. Como regla para obtener estimaciones rápidas, con frecuencia se ha encontrado que la A más **económica** esta en el rango de 1.25 a 2.0.

El recíproco del factor de **absorción** se conoce como el factor de **desorción**, S .

Ejemplo 8.3 Calcular el número de platos teóricos que se requieren para el absorbedor y el desorbador del ejemplo 8.2.

SOLUCIÓN

Absorbedor Puesto que la torre será un arreglo de platos, se van a hacer los siguientes cambios en la notación (compárense las figuras 8.4 y 8.12):

L_1 se cambia a L_{N_p}	G_1 se cambia a G_{N_p+1}	x_1 se cambia a x_{N_p}
L_2	L_0	G_2
X_1	y_{N_p}	G_1
X_2	X_0	y_{N_p+1}
	Y_1	y_1
	Y_2	y_2
		y_{N_p+1}
		y_1

El diagrama de operación se establece en la figura 8.2 y se vuelve a **graficar** en la figura 8.13, en donde se adelantan los platos teóricos. Se requieren entre 7 y 8 (aproximadamente 7.6) platos **teóricos**. Alternativamente, el número de platos teóricos se puede calcular analíticamente:

$$y_{N_p+1} = 0.02 \quad y_1 = \frac{0.00102}{1 + 0.00102} = 0.00102$$

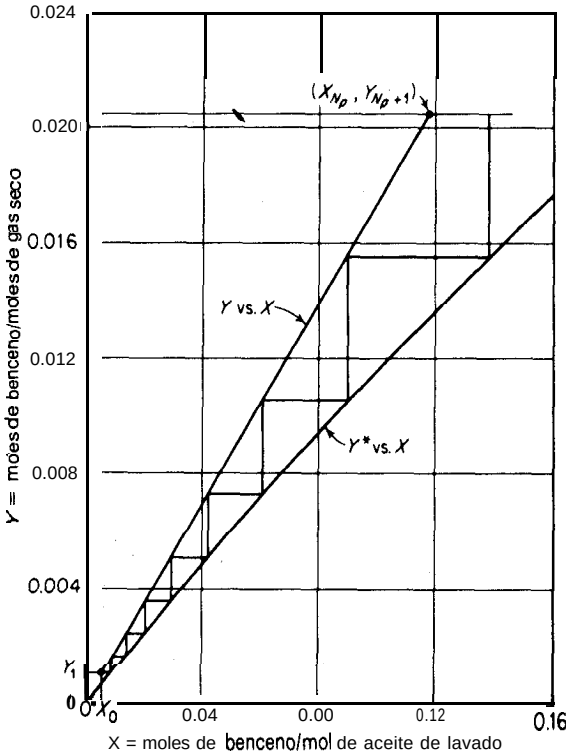


Figura 8.13 Ejemplo 8.3, el absorbedor .

$$x_0 = 0.005 \quad m = y^*/x = 0.125$$

$$L_{N_p} = L_S(1 + X_{N_p}) = (1.787 \times 10^{-3})(1 + 0.1190) = 2.00 \times 10^{-3} \text{ kmol/s}$$

$$A_{N_p} = \frac{L_{N_p}}{mG_{N_p}} \approx \frac{L_{N_p}}{mG_{N_p+1}} = \frac{2.00 \times 10^{-3}}{0.125 (0.01075)} = 1.488$$

$$L_0 = L_S(1 + X_0) = (1.787 \times 10^{-3})(1 + 0.00503) = 1.7\% \times 10^{-3} \text{ kmol/s}$$

$$G_1 = G_S(1 + Y_1) = 0.01051 (1 + 0.00102) = 0.01052 \text{ kmol/s}$$

$$A_1 = \frac{L_1}{mG_1} \approx \frac{L_0}{mG_1} = \frac{1.7\% \times 10^{-3}}{0.125 (0.01052)} = 1.366$$

$$A = (1.488 (1.366))^{0.5} = 1.424$$

$$\frac{y_1 - mx_0}{y_{N_p+1} - m x_0} = \frac{0.00102 - 0.125 (0.005)}{0.02 - 0.125 (0.005)} = 0.0204$$

De la figura 5.16 o de la ecuación (5.55): $N_p = 7.7$ etapas ideales.

Desorbedor Los platos se determinaron gráficamente de la misma forma que para el absorbedor; se encontró que son 6.7. Para este caso, la figura 5.16 da 6.0 platos debido a la relativa falta de constancia del factor de desorción, $1/A_{N_p} = S_{N_p} = 1.197$, $1/A_1 = S_1 = 1.561$. Debe utilizarse el método gráfico.

Operación no isotérmica

Muchos absorbedores y desorbedores trabajan con mezclas gaseosas y líquidos diluidos; en estos casos, con frecuencia es satisfactorio suponer que la operación es **isotérmica**. Sin embargo, las operaciones reales de absorción son, generalmente, exotérmicas, y cuando se absorben grandes cantidades del soluto gaseoso para formar soluciones concentradas, los efectos de la temperatura no pueden ignorarse. Si la temperatura del líquido aumenta considerablemente mediante la absorción, la solubilidad del soluto en el equilibrio se reducirá apreciablemente y la capacidad del absorbedor se reducirá (o bien, se requerirán mayores flujos del líquido). Si la **evolución** de calor es excesiva, se deben instalar espirales de enfriamiento en el absorbedor o a ciertos intervalos el líquido puede ser eliminado, enfriado y regresado al absorbedor. En el caso de la **desorción**, una **acción** endotérmica, la temperatura tiende a decrecer.

Considérese la torre de platos de la figura 8.14. Si Q_T/tiempo es el calor eliminado de toda la torre mediante cualquier método, un balance de entalpía para toda la torre es

$$L_0 H_{L0} + G_{N_p+1} H_{G, N_p+1} = L_{N_p} H_{L, N_p} + G_1 H_{G1} + Q_T \quad (8.11)$$

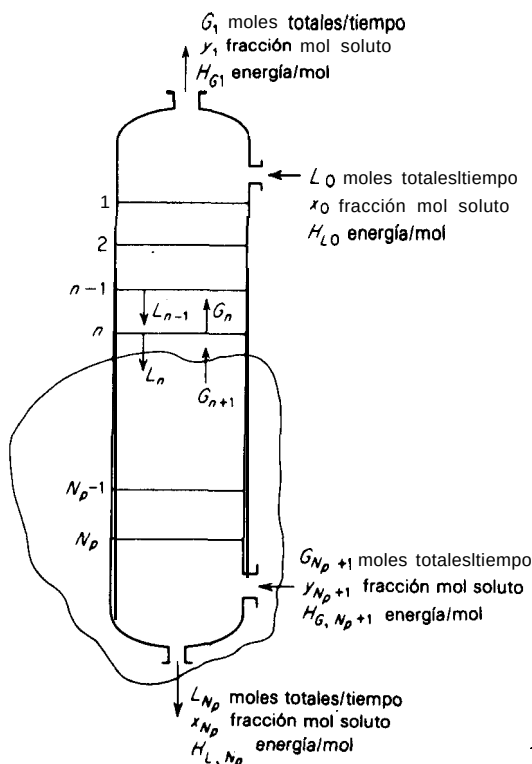


Figura 8.14 Operación no isotérmica.

en donde H representa en cada caso la entalpía mola1 de la corriente en su **concentración** y condición particular. Es conveniente referir todas las entalpías a la condición de disolvente líquido puro, gas diluyente puro (o disolvente) y soluto puro en alguna temperatura base t_0 ; con este fin, a cada sustancia se asigna una entalpía cero para su estado normal de agregación en t_0 y 1 atm de presión. Entonces, la entalpía mola1 de una solución líquida, a temperatura t_L y composición x fracción mol de soluto, puede obtenerse de la ecuación (8.4) o, según la naturaleza de los datos disponibles, por

$$H_L = C_L(t_L - t_0) + \Delta H_S \quad (8.12)$$

en donde el primer término de la derecha representa el calor sensible; el segundo representa la entalpía **molal** de mezclado, o el calor total de disolución, a la concentración predominante y a la temperatura base t_0 , *por mol de solución*. Si hay evolución de calor durante el mezclado, ΔH_S será una cantidad negativa. Si el soluto absorbido es un gas a t_0 , 1 atm, la entalpía del gas sólo **incluira** el calor sensible. Si el soluto absorbido es un líquido en las condiciones de referencia, como en el caso de muchos vapores, la entalpía de la corriente gaseosa debe incluir también el calor latente de evaporación del soluto vaporizado (véase el capítulo 7). Para soluciones ideales, ΔH_S para el mezclado del líquido es cero y la entalpía de la solución es la suma de las entalpías de los componentes separados, sin **mezclar**. Si la solución líquida ideal está formada por un soluto gaseoso, el calor desprendido es el calor latente de condensación del soluto absorbido.

Para una operación *adiabática*, Q_T de la ecuación (8. 11) es cero y la temperatura de las corrientes que salen del absorbedor será generalmente más elevada que la temperatura de entrada debido al calor de disolución. El aumento en la temperatura causa un decremento en la solubilidad del soluto, el cual a su vez produce una L/G mínima mayor y un número mayor de platos que en la absorción **isotérmica**. El diseño de estos absorbedores puede hacerse numéricamente, calculando plato por plato, desde el fondo hasta la parte superior. El principio de un plato ideal, principio según el cual las corrientes efluentes del plato están en equilibrio con respecto a la composición y la temperatura, se utiliza para cada plato. Entonces, el balance total y el balance del soluto hasta el plato n , como se muestra en el entorno, figura 8.14, son

$$L_n + G_{N_p+1} = L_{N_p} + G_{n+1} \quad (8.13)$$

$$L_n x_n + G_{N_p+1} y_{N_p+1} = L_{N_p} x_{N_p} + G_{n+1} y_{n+1} \quad (8.14)$$

de donde se pueden calcular L_n y x_n . Un balance de entalpía es

$$L_n H_{L,n} + G_{N_p+1} H_{G,N_p+1} = L_{N_p} H_{L,N_p} + G_{n+1} H_{G,n+1} \quad (8.15)$$

de donde se puede obtener la temperatura de la corriente L_n . Entonces, la corriente G_n **está** a la misma temperatura que L_n y en equilibrio de composición con ella.

Así, las ecuaciones (8.13) a (8.15) se aplican del plato $n - 1$ en adelante. Para empezar, puesto que en general sólo se conocen las temperaturas de las corrientes entrantes L_0 y G_{N_p+1} , generalmente es necesario calcular la temperatura t_1 del gas G_1 (que es la misma que la temperatura en el plato superior) y utilizar la ecuación (8.11) para **calcular** la temperatura del líquido que sale en el fondo de la torre. La estimación se verifica cuando en los **cálculos** se llega al plato superior; si es necesario se repite todo el **cálculo**. El método se ilustra mejor con un ejemplo.

Ejemplo 8.4 Se va a lavar un kmol por unidad de tiempo de un gas que consta de 75% metano y 25% de vapor de n -pentano, n - C_5H_{12} , 27°C , 1 atm, con 2 kmol/unidad de tiempo de un aceite de parafina no volátil, peso molec. 200, capacidad calorífica $1.884 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}$, que entra al absorbedor libre de pentano a 35°C . Calcular el número de platos ideales para la **absorción adiabática** del 98% del pentano. Despreciar la solubilidad del CH_4 en el aceite y suponer que la operación va a ser a 1 atm (despreciar la caída de **presión** del flujo a través de los platos). El pentano forma soluciones ideales con el aceite de parafina.

SOLUCIÓN Las capacidades **caloríficas** que se van a encontrar en el rango de temperaturas son

$$\text{CH}_4 = 35.59 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K} \quad n\text{-C}_5\text{H}_{12} = \begin{cases} 119.75 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K} & \text{como vapor} \\ 177.53 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K} & \text{como líquido} \end{cases}$$

El calor latente de evaporación del n - C_5H_{12} a $0^\circ\text{C} = 27\,820 \text{ kJ/kmol}$. Utilizar una temperatura base $t_0 = 0^\circ\text{C}$. Entonces, las entalpías en **función** de 0°C , pentano líquido, aceite de parafina líquido y metano gaseoso son

$$\begin{aligned} H_L &= (1-x)(1.884)(200)(t_L - 0) + x(177.53)(t_L - 0) \\ &= t_L(376.8 - 199.3x) \text{ kJ/kmol solución líquida} \\ H_G &= (1-y)(35.59)(t_G - 0) + y[119.75(t_G - 0) + 27\,820] \\ &= t_G(35.59 + 84.16y) + 27\,820y \text{ kJ/kmol mezcla gas-vapor} \end{aligned}$$

Para soluciones que siguen la ley de Raoult, las ecuaciones (8.1) y (8.2) dan

$$y^* = \frac{p_x}{p_i} = mx$$

en donde p = presión de vapor del n -pentano. Por lo tanto, la presión de vapor del n - C_5H_{12} es 400 mm Hg (53.32 kN/m^2) a 18.5°C , de donde $m = p/p_i = 400/760 = 0.530$. En la misma forma:

$t, ^\circ\text{C}$	20	25	30	35	40	43
m	0.575	0.69	0.81	0.95	1.10	1.25

Es conveniente preparar una **gráfica** con estos datos para la interpolación.

Buses: unidad tiempo. De los datos proporcionados,

$$G_{N_p+1} = 1 \text{ kmol} \quad y_{N_p+1} = 0.25$$

$$H_{G, N_p+1} = 27[35.59 + 84.16(0.25)] + 27\,820(0.25) = 8484 \text{ kJ/kmol}$$

$$L_0 = 2 \text{ kmol} \quad x_0 = 0 \quad H_{L0} = 35(376.8) = 13\,188 \text{ kJ/kmol}$$

$$n\text{-C}_5\text{H}_{12} \text{ absorbido} = 0.98(0.25) = 0.245 \text{ kmol}$$

$$n\text{-C}_5\text{H}_{12} \text{ en } G_1 = 0.25 - 0.245 = 0.005 \text{ kmol}$$

$$G_1 = 0.75 + 0.005 = 0.755 \text{ kmol} \quad y_1 \text{ requerida} = \frac{0.005}{0.755} = 0.00662$$

$$L_{N_p} = 2 + 0.245 = 2.245 \text{ kmol} \quad x_{N_p} = \frac{0.245}{2.245} = 0.1091$$

Suponer $t_1 = 35.6^\circ\text{C}$ (que se verificara posteriormente)

$$H_{G1} = 35.6[35.59 + 84.16 (0.00662)] + 27\,820 (0.00662) = 1471 \text{ kJ/kmol}$$

Ecuación (8.11) con $Q_T = 0$:

$$2(13\,188) + 8484 = L_{N_p} H_{L, N_p} + 0.755 (1471)$$

$$L_{N_p} H_{L, N_p} = 37\,749 \text{ kJ}$$

$$H_{L, N_p} = \frac{37\,749}{2.245} = t_{N_p} [376.8 - 199.3 (0.1091)]$$

$$t_{N_p} = 42.3^\circ\text{C}$$

$$m_{N_p} = 1.21 \quad y_{N_p} = m_{N_p} x_{N_p} = 1.21 (0.1091) = 0.1330$$

$$G_{N_p} = \frac{0.75}{1 - 0.1330} = 0.865 \text{ kmol}$$

$$H_{G, N_p} = 42.3[35.59 + 84.16 (0.1330)] + 27\,820 (0.1330) = 5679 \text{ kJ/kmol}$$

Ecuación (8.13) con $n = N_p - 1$:

$$L_{N_p-1} + G_{N_p+1} = L_{N_p} + G_{N_p}$$

$$L_{N_p-1} + 1 = 2.245 + 0.865$$

$$L_{N_p-1} = 2.110 \text{ kmol}$$

Ecuación (8.14) con $n = N_p - 1$:

$$2.1 \cdot 10 x_{N_p-1} + 0.25 = 0.245 + 0.865 (0.1330)$$

$$x_{N_p-1} = 0.0521$$

Ecuación (8.15) con $n = N_p - 1$:

$$2.110 H_{L, N_p-1} + 8484 = 3374 + 0.865 (5679)$$

$$H_{L, N_p-1} = 14\,302 \text{ kJ/kmol}$$

$$14\,302 = t_{N_p-1} [376.8 - 199.3 (0.0521)]$$

$$t_{N_p-1} = 39.0^\circ\text{C}$$

Los cálculos se continúan en igual forma hacia la parte superior de la torre, hasta que la composición del gas desciende, por lo menos, a $y = 0.00662$. Los resultados son:

n = número de plato	$t_n, ^\circ\text{C}$	x_n	y_n
$N_p = 4$	42.3	0.1091	0.1320
$N_p - 1 = 3$	39.0	0.0521	0.0568
$N_p - 2 = 2$	36.8	0.0184	0.01875
$N_p - 3 = 1$	35.5	0.00463	0.00450

En la figura 8.15 se muestra la composición calculada del gas y la temperatura del plato **grafica-**da contra el número del plato. La y_1 requerida = 0.00662 ocurre aproximadamente a 3.75 platos ideales y la temperatura en el plato superior es básicamente la supuesta. Si esto no hubiese sido **así**, se hubieragecesitado suponer un nuevo valor de t_1 y un nuevo **cálculo**. Un número entero de platos **requerirá** un flujo del líquido ligeramente mayor (para $N_p = 3$) o menor (para $N_p = 4$); no obstante, como la eficiencia del plato debe aplicarse para obtener el número real de platos, generalmente se acepta un número no entero.

También es posible una solución gráfica si seutiliza un diagrama de **entalpia-**concentración ^[43] (véase el capítulo 9). Cuando el aumento en la temperatura del líquido es grande, o cuando hay gases entrantes concentrados y valores pequeños de L/G , la rapidez de convergencia de la t_1 calculada y supuesta es muy lenta y el calculo se lleva a cabo más adecuadamente en una computadora digital. Puede haber un máximo en la temperatura en otro plato que no sea el plato del fondo. Si se fija el número de platos, tanto la composición del gas saliente como la temperatura del plato superior deben encontrarse al tanteo. Los casos en que el gas acarreador se absorbe y el disolvente se evapora ^[3, 4] pueden considerarse como sistemas de multicomponentes (que se verán posteriormente).

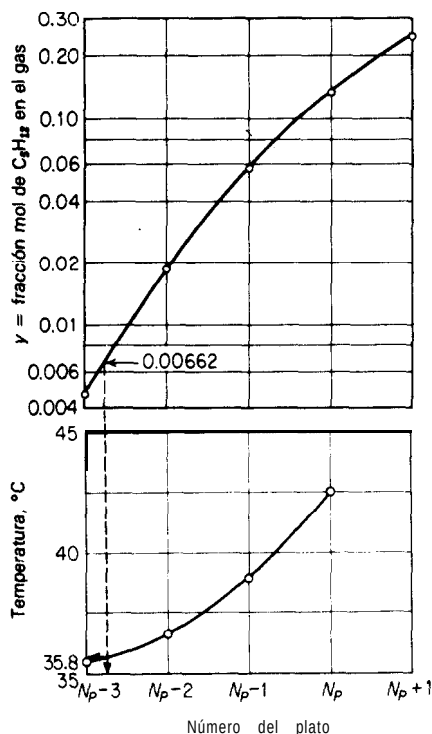


Figura-E.15 Solución al ejemplo 8.4.

Platos reales y eficiencia del plato

Los métodos para calcular la eficiencia de Murphree del plato, corregida para el arrastre E_{MGE} para platos perforados, se analizaron en detalle en el capítulo 6. Respecto de un absorbedor o desorbedor dado, dichos métodos permiten el cálculo de la eficiencia del plato en función de las composiciones y temperatura del fluido cuando éstas varían de un extremo a otro de la torre. De ordinario es suficiente hacer estos cálculos en tres o cuatro puntos y luego proceder como en la figura 8.16. La línea punteada se traza entre la curva en el equilibrio y la línea de operación, a una distancia vertical fraccionaria desde aquella línea de operación que sea igual a la eficiencia de Murphree del gas predominante. Entonces, el valor de E_{MGE} para el plato inferior es la relación entre la longitud de las líneas AB/AC . Puesto que entonces la línea punteada representa las composiciones reales de los efluentes de los platos, se utiliza en lugar de la curva en el equilibrio, para completar la construcción de los platos, que ahora proporciona el número de platos reales.

Cuando la eficiencia de Murphree es constante para todos los platos, y en condiciones tales que la línea de operación y las curvas en el equilibrio son rectas (Ley de Henry, operación isotérmica, soluciones diluidas), puede calcularse la eficiencia global del plato y el número de platos reales puede determinarse analíticamente:

$$E_O = \frac{\text{platos ideales}}{\text{platos reales}} = \frac{\log[1 + E_{MGE}(1/A - 1)]}{\log(1/A)} \quad (8.16)$$

Para cálculos aproximados, la figura 6.16 es útil tanto para platos de capucha como para perforados.

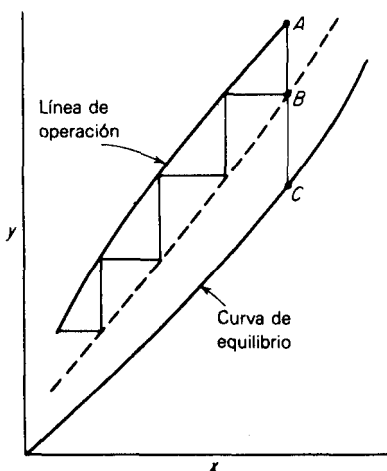


Figura 8.16 Uso de las eficiencias de Murphree para un absorbedor.

Ejemplo 8.5 Se está considerando un proceso para preparar **pequeñas** cantidades de hidrógeno mediante la ruptura de amoniaco; se desea eliminar del gas resultante el amoniaco residual, que no se ha roto. El gas va a constar de H_2 y N_2 en **relación** molar de 3: 1; contendrá 3% de NH_3 en volumen, a una presión = 2 **bars**, temperatura = 30 °C.

Se posee una **torre** de platos perforados, 0.75 m de **diámetro**, que contiene 14 platos de flujo transversal con un **espacio** entre los platos de 0.5 m. En cada plato, el derramadero tiene 0.53 m de longitud y se extiende 60 mm arriba del piso del plato. Las perforaciones tienen 4.75 mm de diámetro; están arregladas en forma triangular sobre centros de 12.5 mm, hechos en una hoja metálica de 2.0 mm de espesor. **Supóngase** una operación **isotérmica** a 30 °C. Calcular la capacidad de la torre para eliminar amoniaco del gas mediante el lavado con agua.

SOLUCIÓN En este caso, por “capacidad” se entendera obtener un bajo contenido de NH_3 del gas **efluente** a flujos razonables del gas. Con base en la geometría del arreglo del plato y en notación del capítulo 6, se calculan con facilidad los siguientes:

$$T = \text{diámetro de la torre} = 0.75 \text{ m} \quad Z = \text{distancia entre los vertederos} = 0.5307 \text{ m}$$

$$A = \text{sección transversal de la torre} = 0.4418 \text{ m}^2 \quad W = \text{longitud del derramadero} = 0.53 \text{ m}$$

$$A_d = \text{sección transversal del vertedero} = 0.04043 \text{ m}^2 \quad h_w = \text{altura del derramadero} = 0.060 \text{ m}$$

$$A_n = A_t = A_d = 0.4014 \text{ m}^2 \quad t = \text{espaciamento entre los platos} = 0.5 \text{ m}$$

$$A_o = \text{área de la perforación} = 0.0393 \text{ m}^2 \quad z = \text{espesor promedio de flujo} = \frac{T + W}{2} = 64 \text{ m}$$

Utilizar una cresta del derramadero $h_1 = 0.040$ m. Ecuación (6.34): $W_{ef} = 0.4354$ m. Ecuación (6.32): $q = 1.839(0.4354)(0.04)^{3/2} = 6.406(10^{-3}) \text{ m}^3/\text{s}$ flujo del líquido.

(Nota: este es un flujo recomendable debido a que produce una profundidad del líquido sobre el plato = 10 cm).

$$\text{Densidad del líquido} = \rho_L = 996 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Flujo del líquido} = 6.38 \text{ kg/s} = 0.354 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Peso molec. pr. del gas entrante} = 0.03 (17.03) + 0.97 (0.25) (28.02) + 0.97 (0.75) (2.02)$$

$$= 8.78 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_G = \frac{8.78}{22.41} \cdot \frac{2.0}{0.986} \cdot \frac{273}{273 + 30} = 0.716 \text{ kg/m}^3$$

El flujo de **inundación** del gas depende del flujo escogido para el líquido. Con base en los valores anteriores, el flujo de **inundación** del gas se encuentra mediante **resolución** simultánea de las ecuaciones (6.29) y (6.30) al tanteo. Para estas soluciones, $\sigma = 68(10^{-3}) \text{ N/m}$ tensión superficial. Como prueba final, utilícese un flujo de la masa gaseosa = 0.893 kg/s.

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \frac{6.38}{-0.89395} \left(\frac{0.716}{996} \right)^{0.5} = 0.1916$$

Tabla 6.2: $\alpha = 0.04893$, $\beta = 0.0302$

Ecuación (6.30): $C_F = 0.0834$. **Ecuación (6.29):** $V_F = 3.11 \text{ m/s}$ basado en A_n .

Por lo tanto, el flujo de **inundación** de la masa gaseosa = $3.11(0.4014)(0.716) = 0.893 \text{ kg/s}$ (verificado). Utilícese el 80% del valor de la **inundación**. $V = 0.8(3.11) = 2.49 \text{ m/s}$ basado en A_n . Flujo de la masa gaseosa = $0.80(0.893) = 0.7144 \text{ kg/s} = 0.0814 \text{ kmol/s}$.

Los **métodos** del capítulo 6 dan (**notación** del capítulo 6): $V_o = 2.49 (0.4014)/0.0393 = 25.43 \text{ m/s}$, $l = 0.002 \text{ m}$, $d_o = 0.00475 \text{ m}$, $C_o = 1.09 (0.00475/0.002)^{0.25} = 1.353$, $l = 0.002 \text{ m}$, $\mu_G = 1.13 \text{ kg/m} \cdot \text{s}$, $Re = d_o V_o \rho_G / \mu_G = 7654$, $f = 0.0082$, $h_D = 0.0413 \text{ m}$, $V_a = V A_n / A_a = 3.33 \text{ m/s}$, $h_L = 0.0216 \text{ m}$, $h_R = 0.0862 \text{ m}$, $h_G = 0.1491 \text{ m}$, $h_2 = 3.84 \times 10^{-3} \text{ m}$, $h_3 = 0.1529 \text{ m}$.

Puesto que $h_w + h_1 + h_3 = 0.2529$ m, esto es **básicamente** igual a $t/2$; por lo tanto, la inundación no **ocurrirá**. Los flujos son razonables. $V/V_F = 0.8(L'/G')(q_G/q_L)^{0.5} = 0.239$. Figura 6.17: E = arrastre fraccionario = 0.009.

En las condiciones predominantes, los **métodos** del capítulo 2 dan $D_{\text{NH}_3(\text{media})}$ mediante la mezcla $N_2 - H_2 = D_G = 2.296(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$. Se calcula que la viscosidad del gas es $1.122(10^{-5}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$, de donde $Sc_G = \mu_G/q_G D_G = 0.683$. La difusividad del NH_3 en soluciones acuosas diluidas es $2.421(10^{-9}) = D_L$ a 30°C .

Para soluciones diluidas, $\text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O}$ sigue la Ley de Henry, y a 30°C $m = y^*/x = 0.850$. El factor de absorción $A = L/mG = 0.354/0.850(0.0814) = 5.116$. (Nota: los valores “óptimos” de A , como 1.25 a 2.0, que se citaron antes, se aplican a los nuevos diseños, pero no necesariamente a las torres existentes).

$$\text{Ec. (6.61): } N_{IG} = 1.987$$

$$\text{Ec. (6.64): } \theta_L = 1.145 \text{ s}$$

$$\text{Ec. (6.62): } N_{IL} = 1.691$$

$$\text{Ec. (6.52): } N_{IOG} = 1.616$$

$$\text{Ec. (6.51): } E_{OG} = 0.801$$

$$\text{Ec. (6.63): } D_E = 0.01344 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\text{Ec. (6.59): } Pe = 18.30$$

$$\text{Ec. (6.58): } \eta = 0.1552$$

$$\text{Ec. (6.57): } E_{MG} = 0.86$$

$$\text{Ec. (6.60): } E_{MGE} = 0.853$$

Puesto que la cantidad del gas absorbido es relativamente **pequeña** con respecto al flujo total y como las soluciones líquidas **están** diluidas, la eficiencia de Murphree se tomará como constante para todos los platos. Respecto de las soluciones diluidas que se encuentran **aquí**, la **línea de operación** en **función** de las concentraciones en fracción mol es **básicamente** recta. En consecuencia, ecuación (8.16):

$$E_O = \frac{\log[1 + 0.853(1/5.116 - 1)]}{\log(1/5.116)} = 0.710$$

(Nota): Figura 6.24, con abscisa = $1.306(10^{-5})$ para estos datos, muestra $E_O = 0.7$ para la absorción del NH_3 en agua, el punto **graficado** como +). Ecuación (8.16): $N_p = 14(0.710) = 9.94$ platos ideales. Figura 5.16 **está** fuera de escala. Por lo tanto, la ecuación de Kremser: **Ecuación (5.54a)**, da

$$\frac{y_{N_p+1} - y_1}{y_{N_p+1} - mx_0} = \frac{y_{N_p+1} - y_1}{y_{N_p+1}} = \frac{0.03 - y_1}{0.03} = \frac{(5.116)^{10.94} - 5.116}{(5.116)^{10.94} - 1}$$

$$y_1 = 2.17 \times 10^{-9} \text{ fracción mol de NH}_3 \text{ en el efluente. Respuesta.}$$

EQUIPO DE CONTACTO CONTINUO

Las torres empacadas y de aspersión en contracorriente funcionan en forma distinta de las torres de platos, ya que los fluidos están, no en contacto intermitente, sino en contacto continuo durante su trayectoria a través de la torre. Por lo tanto, en una torre empacada las composiciones del líquido y del gas cambian continuamente con la altura del empaque. Por esta razón, cada punto sobre una línea de operación representa las condiciones que se encuentran en algún lugar de la torre, mientras que en las torres de platos, **sólo** tienen significado real los puntos aislados sobre la línea de operación correspondiente a los platos.

Altura equivalente para una etapa ideal (plato teórico)

Un método simple para **diseñar** torres empacadas, introducido hace muchos años, ignora las diferencias entre el contacto por pasos y el continuo. En este método el número de platos teóricos que se necesitan para un cambio dado en la concentración se calcula mediante los métodos de la sección previa. Luego, este número se multiplica por la altura equivalente para un plato teórico (HETP), a fin de obtener la altura necesaria de empaque para efectuar el mismo trabajo. La HETP debe ser una cantidad determinada experimentalmente y característica de cada empaque. Desafortunadamente, se encuentra que la HETP varía, no sólo con el tipo y el **tamaño** del empaque, sino que también varía —y demasiado— con los flujos de cada fluido; además, en cada sistema varía con la concentración. En consecuencia, se debe acumular una gran cantidad de datos experimentales para poder utilizar este método. La dificultad estriba en explicar la acción fundamentalmente distinta de las torres de platos y de las empacadas; actualmente el método ha quedado bastante abandonado.

Absorción de un componente

Considérese una torre empacada de sección transversal unitaria, como en la figura 8.17. La superficie interfacial efectiva total para la transferencia de masa, como

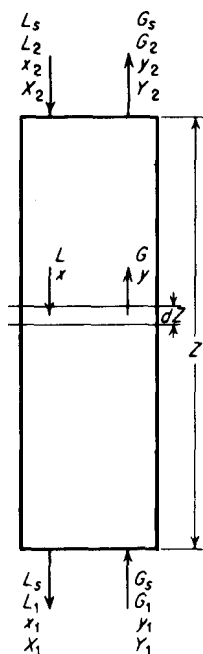


Figura 8.17 Torre empacada.

resultado de esparcir el líquido en una película sobre el empaque, es S por **sección** transversal unitaria de la torre. Esta superficie se describe convenientemente como el producto de una superficie interfacial específica, **superficie/volumen** de empaque, por el volumen empacado Z **volumen/sección** transversal unitaria de la torre, o altura (la cantidad a es la a_A del capítulo 6). En el volumen diferencial dZ , la superficie interfacial es

$$dS = a \, dZ \quad (8.17)$$

La cantidad de soluto A en el gas que pasa a la sección diferencial de la torre que se está considerando es Gy **moles/tiempo** (área); por lo tanto, la rapidez de transferencia de masa es $d(Gy)$ moles A/tiempo(volumen diferencial). Puesto que $N_B = 0$ y $N_A/(N_A + N_B) = 1.0$, la aplicación de la ecuación (5.20) da

$$N_A = \frac{\text{moles de A absorbidos}}{(\text{tiempo})(\text{superficie interfacial})} = \frac{d(Gy)}{a \, dZ} = F_G \ln \frac{1 - y_i}{1 - y} \quad (8.18)$$

Tanto G como y varían de un extremo al otro de la torre, pero G_s , el disolvente gaseoso que es **básicamente** insoluble, no varía. Por lo tanto,

$$d(Gy) = d\left(\frac{G_s y}{1 - y}\right) = \frac{G_s \, dy}{(1 - y)^2} = \frac{G \, dy}{1 - y} \quad (8.19)$$

Por sustitución en la ecuación (8.18), y reordenando e integrando,

$$Z = \int_0^Z dZ = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G \, dy}{F_G a (1 - y) \ln[(1 - y_i)/(1 - y)]} \quad (8.20)$$

El valor de y_i puede encontrarse mediante los métodos del capítulo 5, utilizando la ecuación (5.21) con $N_A/\Sigma N = 1$:

$$\frac{1 - y_i}{1 - y} = \left(\frac{1 - x}{1 - x_i}\right)^{F_L/F_G} = \left(\frac{1 - x}{1 - x_i}\right)^{F_L a/F_G a} \quad (8.21)$$

Para cualquier valor de (x, y) sobre la curva de operación **graficada** en función de fracciones mol, se **grafica** una curva de x_i vs. y_i de la ecuación (8.21), a fin de determinar la intersección con la curva en el equilibrio. Esto da x_i y y_i locales que se usarán en la ecuación (8.20) [†]. Entonces, puede integrarse la ecuación (8.20) gráficamente, después de trazar **el** integrando como ordenada contra y como abscisa.

Sin embargo, se acostumbra más proceder como sigue ^[6]. Puesto que

$$Y - y_i = (1 - y_i) - (1 - y) \quad (8.22)$$

[†] Como se **demonstró** en el ejemplo 8.6, para soluciones moderadamente diluidas es satisfactorio determinar y_i mediante una línea de pendiente $-k_x a/k_y a$ trazada desde (x, y) sobre la línea de operación hasta la intersección con la curva en el equilibrio, de acuerdo con la **ecuación** (5.2).

el numerador y el denominador de la integral de la ecuación (8.20) pueden multiplicarse por el lado derecho e izquierdo de la ecuación (8.22) para dar

$$Z = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G(1-y)_{iM} dy}{F_G a (1-y)(1-y_i)} \quad (8.23)$$

en donde $(1-y)_{iM}$ es la media logarítmica de $1-y_i$ y $1-y$. Definiendo una *altura de una unidad de transferencia del gas* H_{IG} como

$$H_{IG} = \frac{G}{F_G a} = \frac{G}{k_y a (1-y)_{iM}} = \frac{G}{k_G a p_i (1-y)_{iM}} \quad (8.24)$$

La ecuación (8.23) se vuelve

$$Z = \int_{y_2}^{y_1} H_{IG} \frac{(1-y)_{iM} dy}{(1-y)(y-y_i)} \approx H_{IG} \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{iM} dy}{(1-y)(y-y_i)} = H_{IG} N_{IG} \quad (8.25)$$

Aquí se saca partido de que la relación $G/F_G a = H_{IG}$ es mucho más constante que G o $F_G a$; mas aún, en muchos casos se puede considerar constante dentro de la exactitud de los datos que se tienen. En la integral de la ecuación (8.25), que contiene sólo los **términos** en y , si se desprecia la **relación** $(1-y)_{iM}/(1-y)$, se ve que el resto es el número de veces que el promedio $y - y_i$ se divide entre el cambio de concentración del gas $y_1 - y_2$. Como en el capítulo 7, ésta es una medida de la dificultad de la absorción, y la integral se conoce como el *número de unidades de transferencia del gas* N_{IG} . Entonces, H_{IG} es la altura del empaque que da una unidad de transferencia del gas. La ecuación (8.25) puede simplificarse más todavía sustituyendo el promedio aritmético por el promedio logarítmico $(1-y)_{iM}$ [8]:

$$(1-y)_{iM} = \frac{(1-y_i) - (1-y)}{\ln[(1-y_i)/(1-y)]} \approx \frac{(1-y_i) + (1-y)}{2} \quad (8.26)$$

que tiene poco error. Entonces, N_{IG} se vuelve

$$N_{IG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_i} = \frac{y_1 - y_2}{y - y_i} \quad (8.27)$$

que permite una integración gráfica más sencilla. Con frecuencia, una gráfica de $1/(y - y_i)$ vs. y para la integración gráfica de la ecuación (8.27) cubre grandes rangos de la ordenada. Esto puede **evitarse** [37] reemplazando dy por su igual $y d \ln y$, de forma que

$$N_{IG} = 2.303 \int_{\log y_2}^{\log y_1} \frac{y}{y - y_i} d \log y + 1.152 \log \frac{1 - y_2}{1 - y_1} \quad (8.28)$$

Para soluciones diluidas, el segundo término de la derecha de las ecuaciones (8.27) y (8.28) se puede despreciar, $F_G a \approx K_y a$, y y_i puede obtenerse trazando una línea de pendiente $-k_x a / k_y a$ desde los puntos (x, y) sobre la línea de operación hasta la intersección con la curva en el equilibrio.

Todas las relaciones anteriores tienen su homólogo en función de las concentraciones del líquido, obtenidas exactamente de la misma forma

$$Z = \int_{x_2}^{x_1} \frac{L dx}{F_L a (1-x) \ln[(1-x)/(1-x_i)]} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{L(1-x)_{iM} dx}{F_L a (1-x)(x_i - x)} \quad (8.29)$$

$$Z = \int_{x_2}^{x_1} H_{iL} \frac{(1-x)_{iM} dx}{(1-x)(x_i - x)} \approx H_{iL} \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{iM} dx}{(1-x)(x_i - x)} = H_{iL} N_{iL} \quad (8.30)$$

$$H_{iL} = \frac{L}{F_L a} = \frac{L}{k_x a (1-x)_{iM}} = \frac{L}{k_L a c (1-x)_{iM}} \quad (8.31)$$

$$N_{iL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_i - x} = \frac{1}{x_i - x_2} \ln \frac{1-x_1}{1-x_2} \quad (8.32)$$

en donde H_{iL} = altura de una unidad de transferencia del líquido

N_{iL} = numero de unidades de transferencia del líquido

$(1-x)_{iM}$ = media logarítmica de $1-x$ y $1-x_i$

Cualquiera de los conjuntos de ecuaciones lleva al mismo valor de Z.

Desorbedores Se aplican las mismas relaciones que para la absorción. Las “fuerzas motrices” y $-y_i$ y $x_i - x$ que aparecen en las ecuaciones anteriores son entonces negativas; empero, como para los desorbedores $x_2 > x_1$ y $y_2 > y_1$, el resultado es una Z positiva como antes.

Ejemplo 8.6 El absorbedor de los ejemplos 8.2 y 8.3 va a ser una torre empacada, 470 mm diámetro, llena con sillas de Berl de 38 mm (1.5 in). Las circunstancias son:

Gas Contenido de benceno: entrada, $y_1 = 0.02$ fracción mol, $Y_1 = 0.0204$ moles/moles gas seco.

Salida:

$$y_2 = 0.00102 \quad Y_2 = 0.00102$$

Gas no absorbido:

peso molec. pr. = 11.0

Flujo de entrada = $0.250 \text{ m}^3/\text{s} = 0.01075 \text{ kmol/s}$; 0.01051 kmol/s sin benceno

Temperatura = 26°C , presión $p_1 = 1.07(10^5) \text{ N/m}^2$ (803 mm Hg)

$$\text{Viscosidad} = 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s} \text{ (0.010 centip.)}; D_{AG} = 1.30(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$$

Líquido Contenido de benceno: entrada, $x_2 = 0.005$ fracción mol, $X_2 = 0.00503$ moles benceno/moles aceite

Salida:

$$x_1 = 0.1063, \quad X_1 = 0.1190$$

Benceno libre de aceite:

$$\text{peso molec.} = 270; \quad \text{viscosidad} = 2(10^{-3}) \text{ kg/m} \cdot \text{s} \text{ (2.0 centip.)};$$

$$\text{densidad} = 840 \text{ kg/m}^3; \quad \text{rapidez} \approx 1.787(10^{-3}) \text{ kmol/s.}$$

$$\text{Temperatura} = 26^\circ \text{C}, \quad D_{A,L} = 4.77(10^{-10}) \text{ m}^2/\text{s.}$$

$$\text{Tensión superficial} = 0.03 \text{ N/m}^2; \quad m = y^*/x = 0.1250$$

Calcular la profundidad de empaque que se requiere.

SOLUCIÓN Para graficar la línea de operación, utilícese la ecuación (8.9) para calcular los valores de X y Y (o extraerlos de la figura 8.10) y conviértase $ax = X/(1 + X)$, $y = Y/(1 + Y)$. Por lo tanto,

$$0.01051 (0.0204 - Y) \approx (1.787 \times 10^{-3}) (0.1190 - X)$$

X	x	Y	y
0.00503	0.00502	0.00102	0.00102
0.02	0.01961	0.00357	0.00356
0.04	0.0385	0.00697	0.00692
0.06	0.0566	0.01036	0.01025
0.08	0.0741	0.01376	0.01356
0.10	0.0909	0.01714	0.01685
0.1190	0.1063	0.0204	0.0200

Los valores de $y \cdot x$ (la línea de operación) se grafican junto con la línea en el equilibrio, $y = 0.1250x$, en la figura 8.18. Aunque en este caso la curvatura no es grande, la línea de operación no es recta sobre coordenadas en fracciones mol.

→ El Brea de la sección transversal del absorbedor $= \pi(0.47)^2/4 = 0.1746 \text{ m}^2$. En el fondo,

$$L' = \frac{(1.787 \times 10^{-3})(260) + 0.1190(1.787 \times 10^{-3})(78)}{0.1746} = 2.75 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

En forma similar, en la parte superior, $L' = 2.66 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$. L' pr $= 2.71 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$. En la misma forma para el gas, en el fondo $G' = 0.761 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$; en la parte superior $G' = 0.670 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$; G' pr $= 0.716 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$.

Las cantidades del flujo cambian tan poco de un extremo al otro de la torre que se pueden utilizar valores promedio para calcular los coeficientes de transferencia de masa, que entonces se pueden considerar como constantes. Las circunstancias son precisamente las del ejemplo 6.6, en donde se encontró que

$$F_{Ga} \approx 0.0719 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s} \quad F_{La} = 0.01377 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

Las composiciones en la interfase que corresponden a puntos sobre la línea de operación de la figura 8.18 se determinan con la ecuación (8.21). Por ejemplo, en ($x = 0.1063$, $y = 0.0200$) sobre la línea de operación en el punto A, figura 8.18, la ecuación (8.21) se vuelve

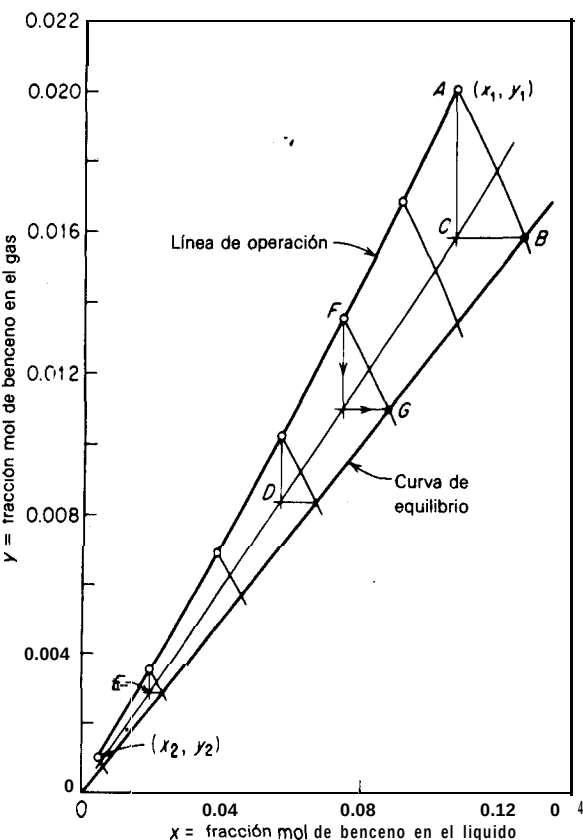


Figura 8.18 Solución al ejemplo 8.6.

$$\frac{1 - y_i}{1 - 0.0200} = \left(\frac{1 - 0.1063}{1 - x_i} \right)^{0.01377/0.0719}$$

Esto se **gráfica** (y_i vs. x_i) como la curva AB sobre la figura 8.18 hasta intersectar la curva en el equilibrio en **B**, en donde $y_i = 0.01580$.

Nota: En **este** caso, puesto que las concentraciones son bajas, puede obtenerse un valor esencialmente correcto de y_i por el cálculo siguiente, mas o menos tedioso. La tabla 3.1 muestra

$$k_{y,a} = \frac{F_G a}{P_{B,M}/P_t} = \frac{F_G a}{(1 - y)_{iM}} \quad k_{x,a} = \frac{F_L a}{(1 - x)_{iM}}$$

En el punto **A** sobre la línea de operación, $1 - y = 1 - 0.02 \approx 0.98$, $1 - x = 1 - 0.1063 = 0.8937$. Como aproximación, éstas se pueden tomar como $(1 - y)_{iM}$ y $(1 - x)_{iM}$, respectivamente. Entonces

$$k_{y,a} = \frac{0.0719}{0.98} = 0.0734 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s} \cdot (\text{fracción mol})$$

$$k_{x,a} = \frac{0.01377}{0.8937} = 0.01541 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s} \cdot (\text{fracción mol})$$

De acuerdo con la ecuación (5.2), $-k_{x,a}/k_{y,a} = -0.01541/0.0734 = -0.210$, y si se traza una línea recta con esta pendiente desde el punto **A**, **interséca** a la curva en el equilibrio en $y_i =$

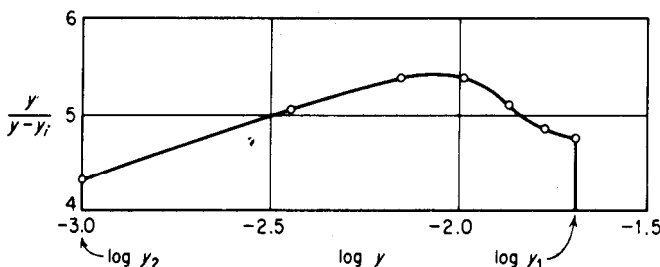


Figura 8.19 Integración gráfica para el ejemplo 8.6.

0.01585. En otras palabras, la curva AB es casi una línea recta de pendiente -0.210 . El error con este método se vuelve menor aún a concentraciones menores.

Cuando se tengan que utilizar las F_i , es suficiente proseguir como se muestra a continuación. En la figura 8.18 se traza la línea vertical AC hasta intersectar con la línea horizontal CB; se localiza así la intersección en C. Repítanse los cálculos en otros dos puntos, como D y E, y trácese la curva EDC. Entonces, las concentraciones en la interfase G correspondientes a cualquier punto F sobre la línea de operación pueden obtenerse mediante la construcción que se muestra en la figura que lleva al punto G.

De modo similar se determinaron los valores de y_i que se tabulan a continuación

y	y_i	$\frac{y}{y-y_i}$	$\log y$
0.00102	0.000784	4.32	-2.9999 = $\log y_2$
0.00356	0.00285	5.02	= 2.4486
0.00692	0.00562	5.39	-2.1599
0.01025	0.00830	5.26	= 1.9893
0.01356	0.01090	5.10	= 1.8687
0.01685	0.01337	4.84	= 1.7734
0.0200	0.01580	4.76	= 1.6990 = $\log y_1$

Puesto que los coeficientes de transferencia de masa son básicamente constantes, se va a utilizar la ecuación (8.28) para determinar N_{iG} . Con base en los datos tabulados antes, se traza la curva para la integración gráfica de la ecuación (8.28) en la figura 8.19. El área bajo la curva (en la ordenada cero) es 6.556. Entonces, por la ecuación (8.28)

$$N_{iG} = 2.303 (6.556) + 1.152 \log \frac{1 - 0.00102}{1 - 0.0200} = 15.11$$

La rapidez promedio del gas es $\frac{G}{A}$ y, si la velocidad es 0.01075 m/s, entonces:

$$G = \frac{0.01075}{2(0.1746)} + \frac{0.01051}{2(0.1746)} \frac{1 - 0.00102}{1 - 0.0200} = 0.0609 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

Ecuación (8.24):

$$H_{iG} = \frac{G}{F_{Ga}} = \frac{0.0609}{0.0719} = 0.847 \text{ m}$$

$$Z = H_{iG} N_{iG} = 0.847 (15.11) = 12.8 \text{ espesor del empaque. Respuesta.}$$

Nota: Para este problema, las circunstancias son **tales** que son adecuados los **cálculos** sencillos del ejemplo 8.7. Sin embargo, el **método** que se utilizó antes es propio para soluciones de cualquier **concentración** y cuando la curva en el equilibrio no es recta. Si los flujos **varían** apreciablemente de la parte superior a la inferior de la torre, de tal forma que también **varían** los **coeficientes** de transferencia de masa, estas variaciones se toman en cuenta **fácilmente** para determinar y_i . En estos casos, **se** debe utilizar la ecuación (8.20) para calcular z .

Coeficientes totales y unidades de transferencia

$(m = dy_i/dx_i = \text{const.})$

Con respecto a los casos en que la curva de distribución en el equilibrio es recta y la relación entre los coeficientes de transferencia de masa es constante, ya se mostró, en el capítulo 5, que son apropiados los coeficientes de transferencia de masa globales o totales. Entonces, pueden escribirse las expresiones para la altura del empaque

$$Z = N_{iOG} H_{iOG} \quad (8.33)$$

$$N_{iOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{*M} dy}{(1-y)(y-y^*)} \quad (8.34)$$

$$N_{iOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{1-y_1} \quad (8.35)$$

$$N_{iOG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+Y_2}{1+Y_1} \quad (8.36)$$

$$H_{iOG} = \frac{G}{F_{OG} a} = \frac{G}{K_y a (1-y)_{*M}} = \frac{G}{K_G a p_i (1-y)_{*M}} \quad (8.37)$$

En donde y^* (o Y^*) es la concentración del soluto en el gas correspondiente al equilibrio con la concentración del **líquido** x (o X), de tal forma que $y - y^*$ (o $Y - Y^*$) es simplemente la distancia vertical entre la línea de operación y la curva en el equilibrio. $(1-y)_{*M}$ es el promedio logarítmico tanto de $1-y$ como de $1-y^*$. Estos **métodos** son convenientes, puesto que no se necesitan obtener las concentraciones en la interfase; la ecuación (8.36) es especialmente adecuada puesto que la línea de **operación** en las coordenadas X, Y es recta. N_{iOG} es el **número de unidades globales de transferencia del gas** y H_{iOG} la altura de una unidad **global de transferencia del gas**.

Generalmente, las ecuaciones (8.33) a (8.37) se utilizan cuando la resistencia principal a la transferencia de masa se encuentra en el gas. Para los casos en que la resistencia principal a la transferencia de masa está en el líquido, es **más** conveniente utilizar

$$Z = N_{iOL} H_{iOL} \quad (8.38)$$

$$N_{IOL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{*M} dx}{(1-x)(x^* - x)} \quad (8.39)$$

$$N_{IOL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^* - x} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_1}{1-x_2} \quad (8.40)$$

$$N_{IOL} = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^* - X} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+X_1}{1+X_2} \quad (8.41)$$

$$H_{IOL} = \frac{L}{F_{OL}a} = \frac{L}{K_x a (1-x)_{*M}} = \frac{L}{K_L a c (1-x)_{*M}} \quad (8.42)$$

Soluciones diluidas

Se puede simplificar bastante el **cálculo** del número de unidades de transferencia para mezclas **diluidas**. Por ejemplo, cuando la mezcla gaseosa está diluida, el segundo **término** de la definición de N_{IOG} [ecuación (8.35)] se puede despreciar completamente

$$N_{IOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \quad (8.43)$$

Si la curva en el equilibrio en función de fracciones mol es lineal, en un rango de x_1 a x_2 de composiciones,

$$y = \frac{L}{G} (x - x_2) + y_2 \quad (8.44)$$

Si las soluciones **están** diluidas, también la línea de operación se puede considerar como una línea recta

$$y = \frac{L}{G} (x - x_2) + y_2 \quad (8.45)$$

de forma que la fuerza motriz $y - y^*$ es lineal en x

$$y - y^* = qx + s \quad (8.46)$$

en donde q , r y s son constantes. Por lo tanto, la ecuación (8.43) se transforma en

$$N_{IOG} = \frac{L}{G} \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{qx + s} = \frac{L}{Gq} \ln \frac{(y - y^*)_1}{(y - y^*)_2} = \frac{y_1 - y_2}{\ln[(y - y^*)_1 / (y - y^*)_2]} \quad (8.47)$$

$$N_{IOG} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_M} \quad (8.48)$$

en donde $(y - y^*)_M$ es el promedio logarítmico de las diferencias de concentración en los puntos terminales de la torre. Algunas veces esta **ecuación** se utiliza en la conocidísima forma de la rapidez de transferencia que se obtiene sustituyendo la diferencia de N_{iOG}

$$G(y_1 - y_2) = K_G a Z p_i (y - y^*)_M \quad (8.49)$$

Soluciones diluidas, Ley de Henry

Si se aplica la Ley de Henry [r de la **ecuación** (8.44) = 0], eliminando x entre las ecuaciones (8.44) y (8.45) y sustituyendo y^* en la ecuación (8.43), se tiene para los absorbedores [9]

$$N_{iOG} = \frac{\ln \left[\frac{y_1 - m x_2}{y_2 - m x_2} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{1 - 1/A} \quad (8.50)$$

en donde $A = L/mG$, como antes. Para desorbedores, la expresión correspondiente, en función de N_{iOL} es similar

$$N_{iOL} = \frac{\ln \left[\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} (1 - A) + A \right]}{1 - A} \quad (8.51)$$

Estas ecuaciones se muestran convenientemente de manera gráfica en la figura 8.20.

Construcción gráfica para unidades de transferencia [2]

La ecuación (8.48) demuestra que **sólo** se obtiene una unidad global de transferencia del gas cuando el cambio en la composición del gas es igual a la fuerza motriz global promedio que ocasiona el cambio. **Considérese** ahora el diagrama de operación de la figura 8.21, en donde la línea **KB** se ha trazado de tal modo que en cualquier punto esté verticalmente a la mitad entre la línea de operación y la curva en el equilibrio. El paso *CFD*, que corresponde a una unidad de transferencia, se ha construido trazando la línea horizontal *CEF*, de manera que la línea $CE = EF$ y continúe verticalmente hasta *D*. $y_O - y_H$ puede considerarse como la fuerza motriz promedio para el cambio en la composición del gas $y_D - y_F$ correspondiente a este paso. Puesto que $GE = EH$, y si la línea de operación se puede considerar recta, $DF = 2(GE) = GH$, el paso *CFD* corresponde a una unidad de transferencia. En la misma forma se pueden obtener las otras unidades de transferencia (**JK** = **KL**, etc.). Calculando N_{iOL} , se puede trazar la línea **KB** a la mitad, horizontalmente, entre la curva en el equilibrio y la línea de **operación**; la línea **KB** bisecará a las partes verticales de los pasos.

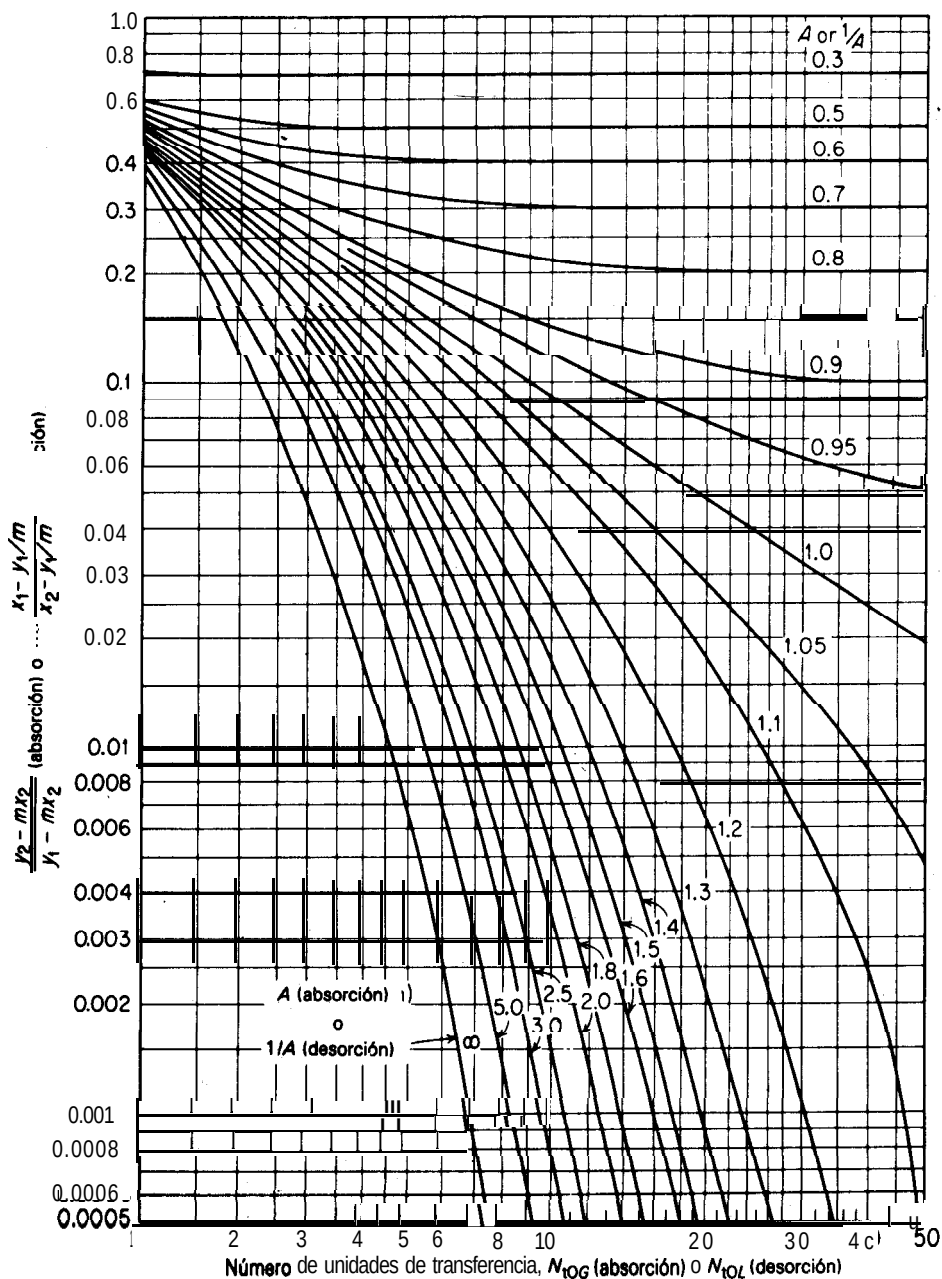


Figura 8.20 Número de unidades de transferencia para absorbedores o desorbedores con factor de absorción o desorción constante.

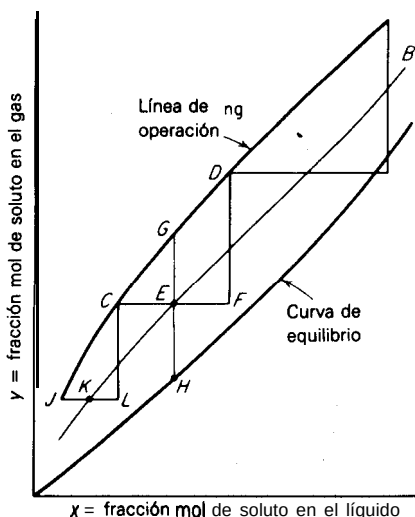


Figura 8.21 Determinación gráfica de las unidades de transferencia.

Alturas globales de las unidades de transferencia

Cuando son apropiados los números globales de las unidades de transferencia, las **alturas** globales de las unidades de transferencia se pueden obtener a partir de las **alturas** de las fases individuales mediante las relaciones que se obtuvieron en el **capítulo 5**. Por lo tanto, la ecuación (5.25a), con $m' = m'' = m = \text{cte.}$, se puede escribir como

$$\frac{G}{F_{OG}a} = \frac{G(1-y)_{iM}}{F_G a(1-y)_{*M}} + \frac{mG}{L} \frac{L}{F_L a} \frac{(1-x)_{iM}}{(1-y)_{*M}} \quad (8.52)$$

de donde, por definición de las alturas de las unidades de transferencia,

$$H_{iOG} = H_{iG} \frac{(1-y)_{iM}}{(1-y)_{*M}} + \frac{mG}{L} H_{iL} \frac{(1-x)_{iM}}{(1-y)_{*M}} \quad (8.53)$$

Si toda la resistencia a la transferencia de masa está básicamente en el gas, $y_i \approx y^*$, y

$$H_{iOG} = H_{iG} + \frac{mG}{L} H_{iL} \frac{(1-x)_{iM}}{(1-y)_{*M}} \quad (8.54)$$

y, para soluciones diluidas, la relación de concentración en la última ecuación puede eliminarse. En la misma forma, la ecuación (5.26a) da

$$H_{iOL} = H_{iL} \frac{(1-x)_{iM}}{(1-x)_{*M}} + \frac{L}{mG} H_{iG} \frac{(1-y)_{iM}}{(1-x)_{*M}} \quad (8.55)$$

y si toda la resistencia a la transferencia de masa se encuentra básicamente en el líquido,

$$H_{iOL} = H_{iL} + \frac{L}{mG} H_{iG} \frac{(1-y)_{iM}}{(1-x)_{*M}} \quad (8.56)$$

La relación de concentración de la última ecuación puede despreciarse en soluciones diluidas. En el capítulo 6 se resumen los datos para los coeficientes de las fases individuales para empaques estándar.

Ejemplo 8.7 Repítanse los cálculos del ejemplo 8.6 utilizando los procedimientos simplificados para mezclas diluidas.

SOLUCIÓN

Número de unidades de transferencia

- a) Utilícese la ecuación (8.48). $y_1 = 0.02$, $x_1 = 0.1063$, $y_1^* = mx_1 = 0.125(0.1063) = 0.01329$, $(y - y^*)_1 = 0.02 - 0.01329 = 0.00671$. $y_2 = 0.00102$, $x_2 = 0.0050$, $y_2^* = mx_2 = 0.125(0.005) = 0.000625$, $(y - y^*)_2 = 0.00102 - 0.000625 = 0.000395$.

$$(y - y^*)_M = \frac{0.00671 - 0.000395}{\ln(0.00671/0.000395)} = 0.00223$$

$$N_{iOG} = \frac{0.02 - 0.00102}{0.00223} = 8.51 \quad \text{Respuesta.}$$

- 6) Ecuación (8.50) o figura 8.20 $Apr \approx 1.424$ (ejemplo 8.3)

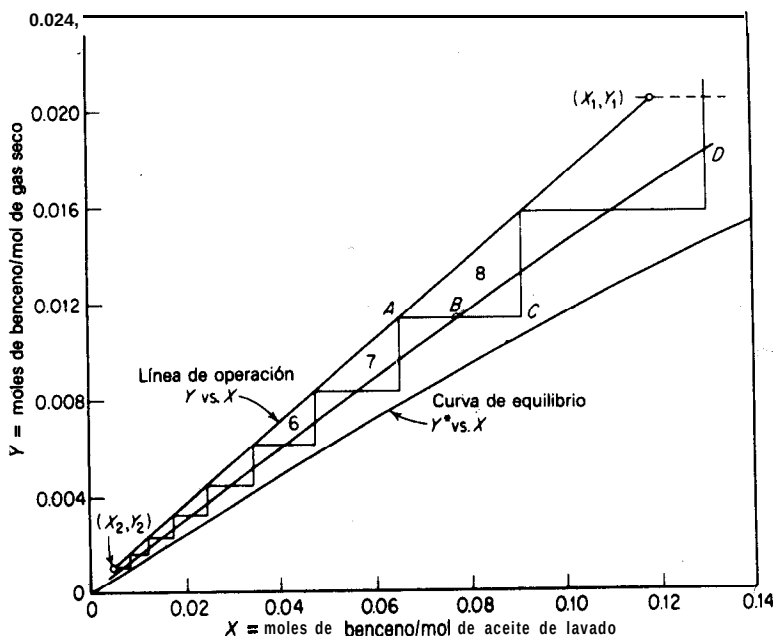


Figura 8.22 Solución al ejemplo 8.7.

$$\frac{y_2 - mx_2}{y_1 - mx_2} = \frac{0.00102 - 0.125 (0.005)}{0.02 - 0.125 (0.005)} = 0.0204$$

De la **ecuación** (8.50) o de la figura 8.20, $N_{IOG} = 9.16$. Respuesta.

- c) La construcción **gráfica** para las unidades de transferencia se muestra en la figura 8.22. Las coordenadas de **relación** mol son satisfactorias para mezclas diluidas (aun cuando la figura 8.21 esta trazada en fracción mol); la **línea de operación** y la curva en el equilibrio se volvieron a trazar mediante la figura 8.10. La **línea BD se trazó verticalmente** en todos los puntos entre la línea de operación y la curva en el equilibrio; los pasos de la unidad de transferencia se construyeron haciendo que fueran **idénticos** los segmentos horizontales como **AB** y **BC**. El numero requerido de unidades de transferencia es 8.7. Respuesta.
- d) **Ecuación** (8.36). Con base en la figura 8.10, para cada valor de **X**, los valores de Y se toman de la línea de **operación DF**; los de **Y*** se toman de la línea en el equilibrio (pueden **también** calcularse a partir de las ecuaciones de estas líneas)

X	Y	Y*	$\frac{1}{Y - Y^*}$
X₂ = 0.00502	0.00102	0.000625	2531
0.02	0.00357	0.00245	893
0.04	0.00697	0.00483	467
0.06	0.01036	0.00712	309
0.08	0.01376	0.00935	227
0.10	0.01714	0.01149	177.0
X₁ = 0.1190	0.0204	0.01347	144.3

La integral de la **ecuación** (8.36) puede calcularse **gráficamente** a partir de una **gráfica** de $1/(Y - Y^*)$ como ordenada vs. Y como abscisa, o, siguiendo la sugerencia de la ecuación (8.28), a partir de una **gráfica** de $Y/(Y - Y^*)$ como ordenada vs. log Y como abscisa. Entonces, el **término** de la integral es 8.63. Y

$$N_{IOG} = 8.63 + \ln \frac{1 + 0.00102}{1 - 0.0204} = 8.62 \quad \text{Respuesta.}$$

Altura de una unidad de transferencia. Puesto que las soluciones **están** diluidas, la **ecuación** (8.54) se vuelve

$$H_{IOG} = H_{IG} + \frac{mG}{L} H_{IL} + H_{IG} + \frac{H_{IL}}{A}$$

Del ejemplo 6.4, $F_{Ga} = 0.0719 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$ y $F_{La} \approx 0.01377 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$. $G \text{ pr} = 0.0509 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ (ejemplo 8.6). $L \text{ pr} = 1.787(10^{-3})[(1 + 0.1190) + (1 + 0.00503)]/2(0.1746) = 0.01087 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$. **Ecuación** (8.24):

$$H_{IG} = \frac{G}{F_{Ga}} = \frac{0.0609}{0.0719} = 0.847 \text{ m}$$

Ecuación (8.31):

$$H_{IL} = \frac{L}{F_{La}} = \frac{0.01087}{0.01377} = 0.789$$

$$H_{IOG} = 0.847 + \frac{0.789}{1.424} = 1.401 \text{ m}$$

$$Z = H_{IOG} N_{IOG} = 1.401 (9.16) = 12.83 \text{ m Respuesta.}$$

Operación no isotérmica

Todas las relaciones desarrolladas hasta ahora para torres empacadas, son válidas tanto para operaciones isotérmicas como no isotérmicas; sin embargo, no abarcan todo lo relativo a las no **isotérmicas**. Durante la absorción, la liberación de energía que ocurre en la interfase debido al calor latente y al calor de disolución, hace que la temperatura en la interfase se vuelva mayor que la del líquido. Este hecho cambia las propiedades físicas, los coeficientes de transferencia de masa y las concentraciones en el equilibrio. Pueden entrar en el problema efectos laterales más sutiles, asociados con cambios en el volumen y difusión térmica [4, 5, 11, 42]. En la **práctica**, cuando la energía liberada es mucha (como en la absorción de **HCl** u óxidos nitrogenados en agua), el aumento en la temperatura limita la concentración final de la solución que se va a producir [23], a menos que se haga un gran esfuerzo para suprimir el calor.

Para soluciones relativamente diluidas, se puede hacer una **aproximación** moderada suponiendo que todo el calor producido durante la absorción es atrapado por el líquido; de esta forma se desprecia el aumento en la temperatura del gas. Esto induce una temperatura del líquido mayor de la probable, lo cual lleva a una torre más elevada de lo necesario. Un procedimiento ligeramente más correcto, pero **aún** aproximado, desprecia la resistencia térmica y la resistencia a la transferencia de masa del líquido [38]. El método que se da a continuación considera dichas resistencias y también la transferencia simultánea de masa del solvente, el cual se evapora en las paredes templadas de la torre y se vuelve a condensar en las partes más frías [41]. Se ha confirmado experimentalmente [36].

Absorción y desorción adiabáticas

Debido a la posibilidad de tener efectos sustanciales de temperatura, se debe tomar en cuenta la **evaporación** y la **condensación** del disolvente líquido. Por lo tanto, para este problema, los componentes se van a definir en la siguiente forma:

A = soluto principal transferido, presente en la fase gaseosa y líquida

B = gas acarreador, que no se disuelve, presente **sólo** en el gas

C = disolvente principal del líquido, que se puede evaporar y condensar, presente en la fase gaseosa y líquida

Obsérvese la figura 8.23, que es una representación **esquemática** de una sección diferencial de la torre empacada [41]. Por conveniencia, se muestran las fases separadas por una superficie vertical. Las entalpías **están** referidas a los componentes **puros** sin mezclar, en su estado normal de **agregación**, a cierta temperatura conveniente t_0 ya la presión de la torre. Las **entalpías** del líquido **están** dadas por la ecuación (8.12), expresadas por mol de solución:

$$H_L = C_L(t_L - t_0) + \Delta H_S \quad (8.12)$$

$$dH_L = C_L dt_L + d\Delta H_S \quad (8.57)$$

Las entalpías del gas **están** expresadas por mol del gas acarreador B:

$$H'_G = C_B(t_G - 3 + Y_A[C_A(t_G - t_0) + \lambda_{A0}] + Y_C[C_C(t_G - 3 + \lambda_{C0})] \quad (8.58)$$

$$dH'_G = C_B dt_G + Y_A C_A dt_G + [C_A(t_G - 3 + \text{bol } dY_A + Y_C C_C dt_G + [C_C(t_G - t_0) + \lambda_{C0}] dY_C] \quad (8.59)$$

Si el soluto A es un gas a t_0 , λ_{A0} se toma como cero.

Rapidez de transferencia Los **flujos** de masa y calor que se muestran en la figura 8.23 se toman como positivos en la dirección del gas al líquido y negativos en la dirección opuesta. Las relaciones que se desarrollan a continuación son válidas para cualquier combinación de dichos **flujos**. Considérese la fase gaseosa: el soluto A y el disolvente en forma de vapor C se pueden transferir, pero $N_A = 0$

$$N_A a dZ = R_A F_{GA} \left(\ln \frac{R_A - y_{A,i}}{R_A - y_A} \right) a dZ = -G_B dY_A \quad (8.60)$$

Y

$$N_C a dZ = R_C F_{GC} \left(\ln \frac{R_C - y_{C,i}}{R_C - y_C} \right) a dZ = -G_B dY_C \quad (8.61)$$

en donde $R_A = N_A / (N_A + N_C)$, $R_C = N_C / (N_A + N_C)$. Puesto que los **flujos** N_A y N_C pueden tener cualquier signo, las R pueden ser mayores o menores de 1.0, positivas o negativas. Sin embargo, $R_A + R_C = 1.0$. La rapidez de transferencia de calor para el gas es

$$q_G a dZ = h'_G a (t_G - t_i) dZ \quad (8.62)$$

en donde h'_G es el coeficiente de convección corregido para la transferencia de masa. En la misma forma, para el líquido

$$N_A a dZ = R_A F_{LA} \left(\ln \frac{R_A - x_A}{R_A - x_{A,i}} \right) a dZ \quad (8.63)$$

$$N_C a dZ = R_C F_{LC} \left(\ln \frac{R_C - x_C}{R_C - x_{C,i}} \right) a dZ \quad (8.64)$$

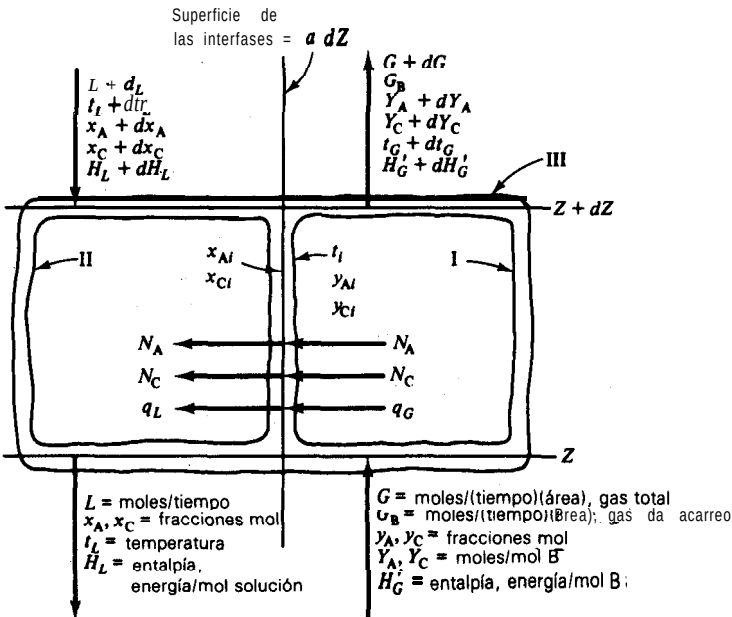


Figura 8.23 Sección diferencial de un absorbedor o desorbedor empacado.

$$q_L a \, dZ = h_L a (t_i - t_L) \, dZ \quad (8.65)$$

Balance de masa Véase el entorno III, figura 8.23

$$L + dL + G = L + G + dG$$

$$dL = dG$$

Puesto que

$$G = G_B(1 + Y_A + Y_C)$$

entonces

$$dL = G_B(dY_A + dY_C) \quad (8.66)$$

Balances de **entalpía** El balance para el gas utiliza el entorno I, figura 8.23, el cual se extiende hasta la interfase, pero no la incluye:

$$\text{Rapidez de cambio de la entalpía con respecto al tiempo, entrada} = G_B H'_G \quad (8.67)$$

$$\text{Rapidez de cambio de la entalpía con respecto al tiempo, salida} = G_B(H'_G + dH'_G)$$

$$= G_B \, dY_A [C_A(t_G = t_0) + \lambda_{A0}]$$

$$= G_B \, dY_C [C_C(t_G = t_0) + \lambda_{C0}] \quad (8.68)$$

Los últimos dos **términos** son las **entalpías** de la masa transferida. En estado estacionario, rapidez de cambio de la entalpla con respecto al tiempo, entrada = rapidez de cambio de la entalpla con respecto al tiempo, salida = rapidez de la transferencia de calor.

La **sustitución** de las ecuaciones (8.62), (8.67) y (8.68), con la ecuación (8.59) para H_a, da como resultado

$$- G_B(C_B + Y_A C_A + Y_C C_C) \, dt_G = h'_G a (t_G - t_i) \, dZ \quad (8.69)$$

En la misma forma, para el liquido. El entorno II se extiende hasta la interfase, pero no la incluye.

Rapidez de cambio de la entalpía

$$\text{con respecto al tiempo, entrada} = (L + dL)(H_L + dH_L) + (N_A \bar{H}_{A,i} + N_C \bar{H}_{C,i}) a \, dZ \quad (8.70)$$

$H_{j,i}$ es la entalpla parcial de un componente J (= A, C) en solución a la temperatura t_i , concentración $x_{j,i}$; el último termino es la entalpía de la sustancia transferida desde el gas.

$$\text{Rapidez de cambio de la entalpía con respecto al tiempo, salida} = LH_L \quad (8.71)$$

En estado estacionario,

Rapidez de cambio de la entalpía con respecto al tiempo, salida = rapidez de cambio de la entalpla con respecto al tiempo + rapidez de la transferencia de calor

La **sustitución** de las ecuaciones (8.12), (8.57), (8.60), (8.61), (8.65), (8.66), (8.70) y (8.71), y eliminando la diferencial de segundo orden $dH \, dL$, da como resultado

$$L(C_L \, dt_L + d\Delta H_S) = G_B \{ - [C_L(t_L - t_0) + \Delta H_S](dY_A + dY_C) + \bar{H}_{A,i} \, dY_A + H_{C,i} \, dY_C \}$$

$$= h_L a (t_i - t_L) \, dZ \quad (8.72)$$

Finalmente, un balance de entalpía, utilizando el entorno III:

Rapidez de cambio de la entalpía

$$\text{con respecto al tiempo, entrada} = G_B H'_G + (H_L + dH_L)(L + dL) \quad (8.73)$$

Rapidez de cambio de la entalpia

$$\text{con respecto al tiempo, salida} = LH_L + G_B(H'_G + dH'_G) \quad (8.74)$$

En estado estacionario,

Rapidez de cambio de la entalpía con respecto al tiempo, entrada = rapidez de cambio de la entalpía con respecto al tiempo, salida

La **sustitución** de las ecuaciones (8.12), (8.57), (8.59), (8.66), (8.73) y (8.74), e ignorando $dH_L dL$ se obtiene

$$\begin{aligned} L(C_L dt_L + d\Delta H_S) = G_B(C_B dt_G + Y_A C_A dt_G + [C_A(t_G - t_0) + \lambda_{A0}] dY_A \\ + Y_C C_C dt_G + [C_C(t_G - t_0) + \lambda_{C0}] dY_C \\ - (dY_A + dY_C)[C_L(t_L - t_0) + \Delta H_S]) \end{aligned} \quad (8.75)$$

Condiciones en la interfase Igualando el lado derecho de las ecuaciones (8.72) y (8.75), se obtiene la temperatura en la interfase:

$$\begin{aligned} t_i = t_L + \frac{G_B}{h_L a} \left\{ [\bar{H}_{A,i} - C_A(t_G - t_0) - \lambda_{A0}] \frac{dY_A}{dZ} \right. \\ \left. + [\bar{H}_{C,i} - C_C(t_G - t_0) - \lambda_{C0}] \frac{dY_C}{dZ} \right. \\ \left. - (C_B + Y_A C_A + Y_C C_C) \frac{dt_G}{dZ} \right\} \end{aligned} \quad (8.76)$$

Las ecuaciones (8.60), (8.61) y (8.69) dan los gradientes para estas expresiones

$$\frac{dY_A}{dZ} = \frac{R_A F_{G,A} a}{G_B} \ln \frac{R_A - y_{A,i}}{R_A - y_A} \quad (8.77)$$

$$\frac{dY_C}{dZ} = \frac{R_C F_{G,C} a}{G_B} \ln \frac{R_C - y_{C,i}}{R_C - y_C} \quad (8.78)$$

$$\frac{dt_G}{dZ} = - \frac{h'_G a (t_G - t_i)}{G_B (C_B + Y_A C_A + Y_C C_C)} \quad (8.79)$$

Las condiciones en la interfase se obtienen de las ecuaciones (8.60) y (8.63) para A:

$$y_{A,i} = R_A - (R_A - y_A) \left(\frac{R_A - x_A}{R_A - x_{A,i}} \right)^{F_{L,A}/F_{G,C}} \quad (8.80)$$

En forma similar para C:

$$y_{C,i} = R_C - (R_C - y_C) \left(\frac{R_C - x_C}{R_C - x_{C,i}} \right)^{F_{L,C}/F_{G,C}} \quad (8.81)$$

Éstas se resuelven simultáneamente con sus curvas de **distribución** en el equilibrio respectivas, en la forma descrita en el capítulo 5 (véase ejemplo 5.1). El cálculo es por prueba: se supone R_A , de donde $R_C = 1 - R_A$ y las R correctas son aquellas para las cuales $x_{A,i} + x_{C,i} = 1$.

Las entalpías parciales de la ecuación (8.76) se pueden obtener de diferentes formas; por ejemplo, a partir de datos de los coeficientes de actividad [12], a partir de los calores integrales de solución por el método de la intersección de tangentes [22, 40]. Sin embargo, puesto que las presiones parciales en el equilibrio de los componentes A y C de estas soluciones se necesitan en un intervalo de temperatura para cualquier caso, el procedimiento más sencillo es el descrito antes con respecto a la figura 8.2 y la ecuación (8.3). Para soluciones ideales, $H_{J,i}$ es la entalpía del líquido puro J en t_i para toda $x_{J,i}$.

Los coeficientes de transferencia de masa deben ser aquellos asociados con cada fase líquida y gaseosa: los coeficientes globales no sirven. Las correlaciones del capítulo sexto proporcionan los coeficientes para las sillas de **Berl** y los anillos de Raschig; datos adicionales se resumen en *The Chemical Engineers' Handbook* [14]. Los coeficientes de tipo k no son adecuados, debido a que en algunos casos la

transferencia es opuesta al gradiente de **concentración**; pero las k pueden convertirse a F (tabla 3.1). Datos similares en la forma de H_i se pueden convertir a Fu [ecuaciones (8.24) y (8.31)]. Los coeficientes de transferencia de calor pueden **calcularse**, si no es posible obtenerlos de otra forma, mediante la analogía de transferencia de calor-masa. En el caso del gas, la corrección para la transferencia de masa [ecuación (3.70)] da

$$h'_G a = \frac{-G_B (C_A dY_A/dZ + C_C dY_C/dZ)}{1 - \exp[G_B (C_A dY_A/dZ + C_C dY_C/dZ)/h_G A]} \quad (8.82)$$

No se cuenta con la corrección correspondiente para el líquido, que involucra el cambio de ΔH_S con la concentración, pero generalmente h_L es lo suficientemente grande para que no importe la corrección. La difusividad media para las mezclas gaseosas de tres componentes se calculan mediante la aplicación de la **ecuación** (2.35) que se reduce a

$$D_{A,m} = \frac{R_A - y_A}{R_A \left(\frac{y_B}{D_{AB}} + \frac{y_A + y_C}{D_{AC}} \right) - \frac{y_A}{D_{AC}}} \quad (8.83)$$

$$D_{C,m} = \frac{R_C - y_C}{R_C \left(\frac{y_B}{D_{CB}} + \frac{y_A + y_C}{D_{AC}} \right) - \frac{y_C}{D_{AC}}} \quad (8.84)$$

En el **diseño** de una torre, el **área** de la **sección** transversal y por ende las velocidades de masa del gas y del líquido se establecen mediante consideraciones de la caída de presión (capítulo 6). Suponiendo que las **rapideces** de flujo de entrada, composiciones, temperaturas, presión de absorción y por ciento de **absorción** (o **desorción**) de un componente **están** especificados, entonces la altura del empaque está dada. Por lo tanto, el problema es calcular la altura del empaque y las condiciones (temperatura, composición) de las corrientes salientes. Se requiere hacer uso del método **al** tanteo; por ello, las relaciones sefialadas antes pueden resolverse **más** adecuadamente con una computadora digital [36]. Los cálculos por computadora también pueden adaptarse al problema de mezclas de multicomponentes [15]. En el siguiente ejemplo [41] se indica el procedimiento para el caso de tres componentes.

Ejemplo 8.8 Se va a lavar un gas que consta de 41.6% de amoníaco (A), 58.4% de aire (B), a 20 °C, 1 atm, que fluye a un flujo de $0.0339 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ (25 lb mol/h ft^2), a contracorriente con agua (C), que entra a 20 °C, con un flujo de $0.271 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ ($200 \text{ lb mol/h ft}^2$), hasta eliminar el 99% del amoníaco. El absorbedor adiabático se va a empacar con sillas de Berl de **cerámica** de 38 mm. Calcular la altura de empaque.

SOLUCIÓN A 20 °C, $C_A = 36\,390$, $C_a = 29\,100$, $C_L = 33\,960 \text{ J/kmol} \cdot \text{K}$, $\lambda_C = 44.24(10^6) \text{ J/kmol}$. Estos y otros datos se obtienen de *The Chemical Engineers' Handbook* [31].

Entalpía bus-e = NH_3 gas, H_2O líquida, aire a 1 atm, $t_0 = 20 \text{ °C}$, $\lambda_{A0} = 0$, $\lambda_{C0} = 44.24(10^6) \text{ J/kmol}$.

Gas entrante:

$$G_a = 0.0339(0.584) = 0.01980 \text{ kmol aire/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$y_A = 0.416 \quad Y_A = \frac{0.416}{1 - 0.416} = 0.7123 \text{ kmol NH}_3/\text{kmol aire}$$

$$y_C = Y_C = 0 \quad H'_G = 0$$

Líquido entrante:

$$L = 0.271 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \quad x_A = 0 \quad x_C = 1.0 \quad H_L = 0$$

Gas saliente:

$$Y_A = 0.7123(1 - 0.99) = 0.007123 \text{ kmol NH}_3/\text{kmol aire}$$

Supóngase t_G del gas saliente = 23.9 °C, por verificar.

Supóngase $y_C = 0.0293$ (saturación), por verificar

$$y_C = \frac{Y_C}{Y_C + 0.007123 + 1} \quad Y_C = 0.0304 \text{ kmol H}_2\text{O/kmol aire}$$

Ecuación (8.58):

$$H_o = 1463 \text{ kJ/kmol aire}$$

Líquido saliente:

$$\text{Contenido de H}_2\text{O} = 0.271 - 0.0304(0.01980) = 0.2704 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{Contenido de NH}_3 = 0.01980(0.7123 - 0.007123) = 0.013\% \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = 0.2704 + 0.01394 = 0.2844 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$x_A = \frac{0.01396}{0.2844} = 0.0491 \quad x_C = 0.9509$$

$$\text{En } x_A = 0.0491, t_0 = 20^\circ\text{C}, \Delta H_S = -1709.6 \text{ kJ/kmol solución [24]}$$

Condiciones en el fondo de la torre Balance de entalpía, torre completa:

Entalpía gas entrante + entalpía líquido entrante = entalpía gas saliente + entalpía líquido saliente

$$0 + 0 = 0.01980(1463000) + 0.2844[C_L(t_L - 20) - 1709600]$$

El valor de C_L obtenido por prueba a $(t_L + 20)/2$, es igual a 75481 J/kmol · K, de donde $t_L = 41.3^\circ\text{C}$.

Para el gas, $M_{G,pr} = 24.02$, $\rho_G = 0.999 \text{ kg/m}^3$, $\mu_G = 1.517(10^{-5}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$, k (conductividad térmica) = 0.0261 W/m · K, $C_p = 1336 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$, $D_{AB} = 2.297(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$, $D_{AC} = 3.084(10^{-5}) \text{ m}^2$, $D_{CB} = 2.488(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$, $Pr_G = 0.725$.

Para el líquido, $M_{L,pr} = 17.97$, $\rho_L = 953.1 \text{ kg/m}^3$, $\mu_L = 6.480(10^{-4}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$, $D_{AL} = 3.317(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$, $k(\text{cond. térm.}) = 0.4777 \text{ W/m} \cdot \text{K}$; $Sc_L = 202$, $Pr_L = 5.72$.

La masa velocidad en el fondo es $G' = GM_{G,pr} = 0.0339(24.02) = 0.8142 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$, y $L' = LM_{L,pr} = 0.2844(17.97) = 5.11 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$. De los datos del capítulo 6, $d_s = 0.0472 \text{ m}$, $a = 57.57 \text{ m}^2/\text{m}^3$, $\phi_{Lr} = 0.054$, $\varepsilon = 0.75$ y $\varepsilon_{Lo} = 0.6\%$ (notación del capítulo 6).

Ecuación (6.72): $k_L = 3.616(10^{-4}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol/m}^3)$. Tabla 3.1: $F_L = k_L c$, $c = \rho_L/M_L = 953.1/17.97 = 53.04 \text{ kmol/m}^3$. Por lo tanto $F_L = 0.01918 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$. La analogía de la transferencia de calor-masa utilizada con la ecuación (6.72) da

$$\frac{h_L d_s}{k} = 25.1 \left(\frac{d_s L'}{\mu_L} \right)^{0.45} Pr_L^{0.5}$$

de donde, con $k = 0.4777 \text{ W/m} \cdot \text{K}$, $h_L = 8762 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$. El análogo de transferencia de calor de la ecuación (6.69) es

$$\frac{h_G}{C_p G'} Pr_G^{2/3} = 1.195 \left[\frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \varepsilon_{Lo})} \right]^{-0.36}$$

de donde $h_o = 62.45 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$.

Para obtener los coeficientes de transferencia de masa del gas, se deben conocer las difusividades medias de A y C y, por lo tanto, R_A y R_C . Supóngase $R_A = 1.4$, de donde $R_C = 1 - 1.4 = -0.4$. Con $y_A = 0.416$, $y_B = 0.584$, $y_C = 0$, las ecuaciones (8.83) y (8.84) dan $D_{A,m} = 2.387(10^{-5})$, $D_{C,m} = 2.710(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$, respectivamente. Por lo tanto, $Sc_{G,A} = \mu_G/\rho_G D_{A,m} = 0.636$, $Sc_{G,C} = 0.560$. Ecuación (6.69): $F_{G,A} = 2.13(10^{-3})$, $F_{G,C} = 2.32(10^{-3}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$. Entonces, las ecuaciones (8.80) y (8.81) se vuelven

$$y_{A,i} = 1.4 - (1.4 - 0.416) \left(\frac{1.4 - 0.0491}{1.4 - x_{A,i}} \right)^{0.01918/2.13 \times 10^{-3}} \quad (8.85)$$

$$y_{C,i} = -0.4 - (-0.4 - 0) \left(\frac{-0.4 - 0.9509}{-0.4 - x_{C,i}} \right)^{0.01918/2.32 \times 10^{-3}} \quad (8.86)$$

Estas ecuaciones se grafican para obtener las intersecciones con sus curvas de distribución respectivas a la temperatura t . Los datos para el equilibrio de los vapores de NH_3 y H_2O en contacto con soluciones están **graficados** en las figuras 8.2 y 8.24, con agua como sustancia de referencia.

Después de una prueba, **supóngase** $t = 42.7^\circ\text{C}$, por verificar. Los datos de las figuras 8.2 y 8.24 se utilizan para trazar las curvas en el equilibrio de la figura 8.25, y las ecuaciones (8.85) y (8.86) se grafican en sus partes respectivas. En forma similar se **grafica** el homólogo de estas ecuaciones para $R_A = 1.3$, $R_C = -0.7$ y $R_A = 1.5$, $R_C = -0.5$. Por interpolación, las intersecciones de las curvas con las líneas en el equilibrio satisfacen $x_{A,i} + x_{C,i} = 1.0$ para $R_A = 1.38$, $R_C = -0.38$; además, $x_{A,i} = 0.0786$, $y_{A,i} = 0.210$, y $x_{C,i} = 0.9214$, $y_{C,i} = 0.0740$.

Ecuación (8.77): $dY_A/dZ = -1.706$ (kmol H_2O /kmol aire)/m. **Ecuación (8.78):** $dY_C/dZ = 0.4626$ (Kmol H_2O /Kmol aire)/m. **Ecuación (8.82):** $h'_{ca} = 4\,154 \text{ W/m}^3 \cdot \text{K}$. **Ecuación (8.79):** $dt_c/dZ = 86.5 \text{ K/m}$.

Cuando las curvas de las figuras 8.2 y 8.24 se interpolan para las concentraciones $x_{A,i}$ y $x_{C,i}$, las pendientes son $m'_{A,r} = 0.771$ y $m'_{C,r} = 1.02$, respectivamente. A 42.7°C , $\lambda_{\text{H}_2\text{O}} = \lambda_C = 43.33(10^6) \text{ J/kmol}$. Entonces, la ecuación (8.3) para A:

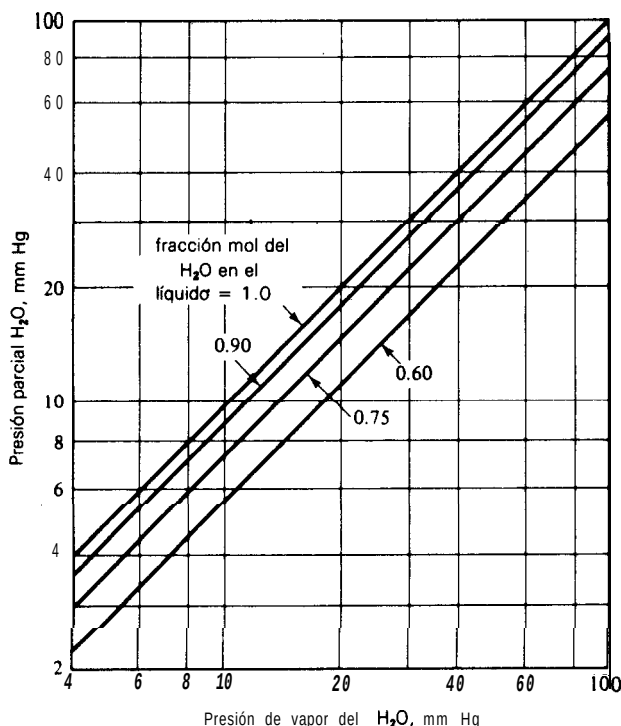


Figura 8.24 Gráfica de la sustancia de referencia a la misma temperatura para presiones parciales de agua sobre soluciones acuosas de amoníaco. La **sustancia** de referencia es agua.

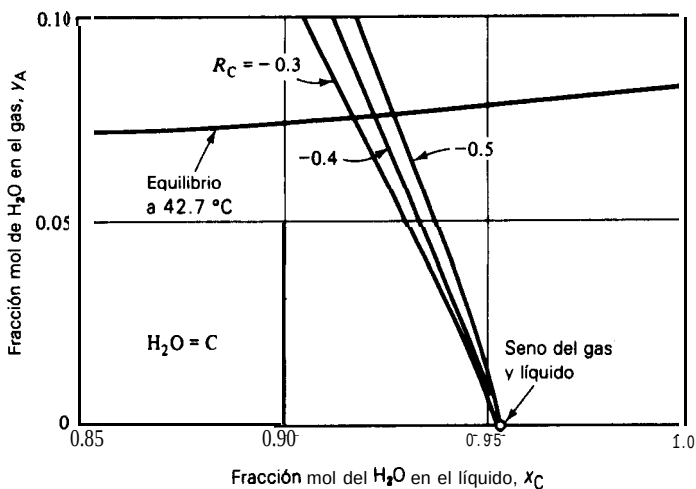
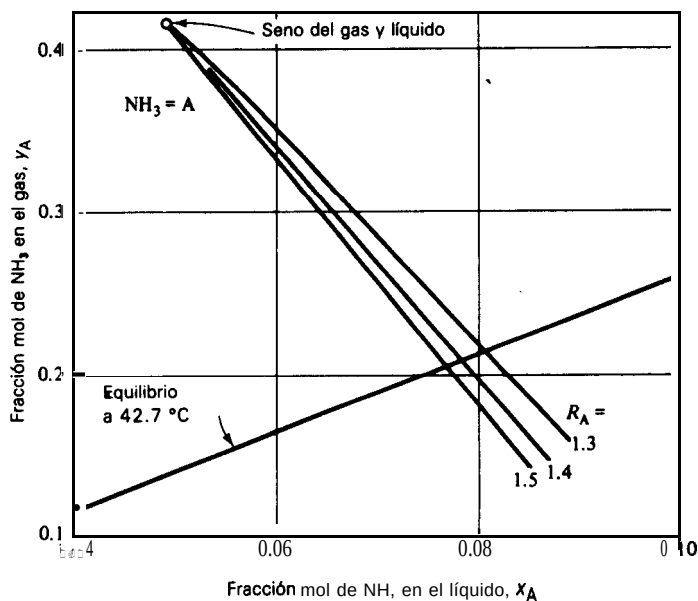


Figura 8.25 Determinación de las condiciones en la interfase, ejemplo 8.8.

$$\bar{H}_{A,i} = 36 \cdot 390(42.7 - 20) + 0 - 0.771(43.33 \times 10^6) = -32.58 \times 10^6 \text{ J/kmol}$$

En forma similar para C: $H_{C,i} = 0.784(10^6) \text{ J/kmol}$. Ecuación (8.76): $t_i = 42.5^\circ\text{C}$, la cual está lo suficientemente cerca a los 42.7°C que se supusieron previamente.

Un intervalo hacia la parte superior de la torre. Tómese un incremento pequeño en ΔY_A . Para una calculadora de escritorio, $\Delta Y_A = -0.05$ es adecuado (para una computadora digital, es más apropiado -0.01). Entonces, $AZ = \Delta Y_A / (dY_A/dZ) = -0.05 / (-1.706) = 0.0293 \text{ m}$. En este nivel,

$$Y_{A, \text{ sig.}} = Y_A + \Delta Y = 0.7123 - 0.05 = 0.6623 \text{ kmol/kmol aire}$$

$$Y_{C, \text{ sig.}} = Y_C + \Delta Y_C = Y_C + (dY_C/dZ) AZ = 0 + 0.4626(0.0293) = 0.01355 \text{ kmol H}_2\text{O/kmol aire}$$

$$t_{G, \text{ sig.}} = t_G + (dt_G/dZ) AZ = 20 + 86.5(0.0293) = 22.53^\circ\text{C}$$

$$L_{\text{sig.}} = L + G_B(\Delta Y_A + A Y_C) = 0.2837 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$x_{A, \text{ sig.}} = \frac{G_B \Delta Y_A + L x_A}{L_{\text{sig.}}} = 0.0457 \text{ fracción mol de NH}_3$$

$$H'_{G, \text{ sig.}} = 7.33 \times 10^5 \text{ J/kmol aire}$$

$$H_{L, \text{ sig.}} = (LH_L)_{\text{top}} + \frac{G_B(H'_{G, \text{ sig.}} - H'_{G, \text{ top}})}{L_{\text{sig.}}} = -4.868 \times 10^5 \text{ J/kmol}$$

Ahora pueden repetirse los **cálculos** previos a este nivel; se **obtendrá** al final una ΔY_A nueva. Los **cálculos** se continúan hasta que se alcanza la composición deseada del gas saliente; entonces pueden verificarse la temperatura de salida del gas y la **concentración** del agua supuestas. Esta **última** puede ajustarse, **según** se requiera; todo el cálculo se repite hasta que se verifica adecuadamente. Por tanto, la profundidad requerida del empaque es la suma de las AZ finales. Los **cálculos** que se empezaron arriba llevan a $Z = 1.58 \text{ m}$, $t_G = 23.05^\circ\text{C}$. Los resultados finales se muestran en la figura 8.26 [26]. El agua se **desorbe** en la parte inferior de la torre y se absorbe en la parte superior.

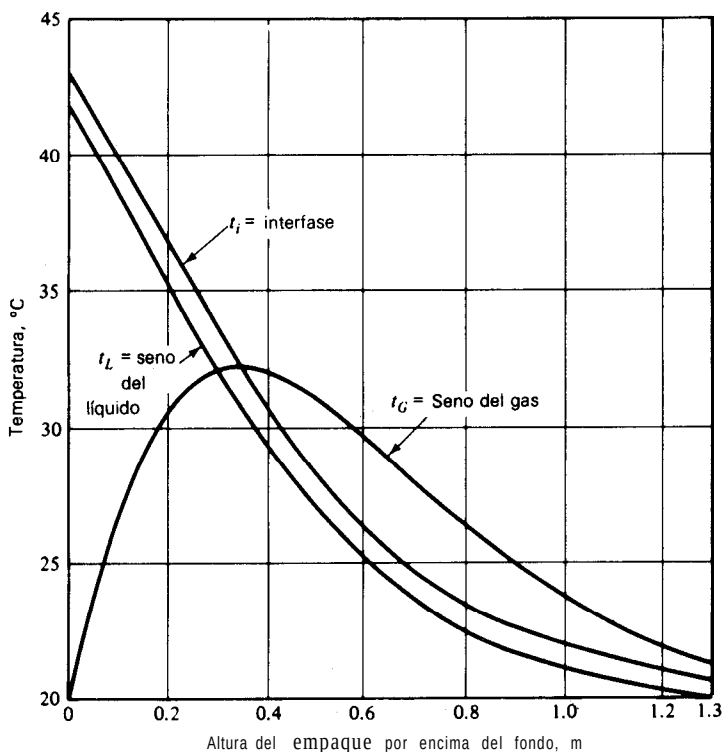


Figura 8.26 Perfiles de temperatura. ejemplo 8.8.

Durante estos **cálculos**, puede suceder que la dirección de la transferencia de masa del disolvente líquido, especialmente como un vapor en la fase gaseosa, **esté contra** el gradiente de concentración. Esto es completamente posible (**véase** el capítulo 2) y es una de las razones por las cuales **es básico** tener los coeficientes de transferencia de masa de tipo F (en lugar de los de tipo k). La temperatura del gas nunca debe ser menor que el punto de formación de rocío; de lo contrario, se provocaría la formación de una neblina, la cual no **está** considerada en los **cálculos**. Un flujo grande del líquido, con temperaturas del líquido consecuentemente **más** bajas, produce menor **evaporación** del disolvente y menor probabilidad de formación de neblina.

SISTEMAS DE MULTICOMPONENTES

Excepto la evaporación del disolvente considerada en el **análisis** anterior de las **torres** empacadas adiabáticas, hasta ahora se ha supuesto que sólo uno de los componentes de la corriente gaseosa tiene una solubilidad apreciable. Cuando el gas contiene varios componentes solubles, o cuando el líquido contiene varios componentes solubles para la **desorción**, se necesitan algunas modificaciones. Desafortunadamente, la falta casi completa de datos de solubilidad para los sistemas de multicomponentes (excepto cuando se forman soluciones ideales en la fase líquida y cuando las solubilidades de los distintos componentes son, por **lo** tanto, **mutuamente** independientes), hace que los **cálculos**, aun en los casos más comunes, sean muy **difíciles**. Sin embargo, algunas de las aplicaciones industriales más importantes pertenecen a la categoría de soluciones ideales; por ejemplo, la **absorción** de hidrocarburos a partir de mezclas gaseosas en aceites de hidrocarburos no volátiles, como en la recuperación de la gasolina natural.

En principio, el problema para las torres de platos debe poderse solucionar mediante los métodos de cálculo plato a plato que se utilizaron en el ejemplo 8.4 para la absorción de un componente, por medio de las ecuaciones (8.11) a (8.15). Ciertamente, estas expresiones son válidas. Si los **cálculos** al igual que con la absorción de un componente, se comienzan en el fondo de la torre, se deben conocer la temperatura y la composición del líquido saliente; además, con el fin de completar el balance de entalpía de la **ecuación** (8.11), también se necesita **calcular** al principio la composición total del gas saliente con respecto a cada componente. Aquí es donde reside la dificultad.

Las cantidades que de ordinario se fijan antes de empezar el **diseño** del **absorbedor** son las siguientes:

1. Flujo, composición y temperatura del gas entrante.
2. **Composición** y temperatura del líquido entrante (pero no el flujo)
3. Presión de operación
4. Ganancia o pérdida de calor (aun si se fija en cero, como para una operación **adiabática**).

En estas condiciones se puede mostrar ^[30] que las variables principales que quedan son:

1. Flujo del líquido (o relación líquido/gas)
2. Número de platos ideales
3. Absorción fraccionaria de cualquier componente único.

Cualesquiera **dos de estas últimas variables**, pero **no** las **tres**, pueden fijarse en forma arbitraria para un **diseño** dado. Habiendo especificado dos, la tercera se fija automáticamente, como se fija el grado de absorción de todas las sustancias que todavía no se han especificado y las temperaturas de las corrientes salientes. Por ejemplo, si se especifican el flujo del líquido y el número de platos ideales, el grado de absorción de cada una de las sustancias en el gas se fija automáticamente y no puede escogerse de modo arbitrario. Asimismo, si se especifican el flujo del líquido y el grado de absorción de una sustancia, el número de platos ideales y el grado de absorción de todos los componentes se fijan automáticamente y no pueden escogerse en forma arbitraria.

Como resultado, para los cálculos de plato a plato que se sugirieron arriba, se deben suponer no sólo la temperatura de salida del gas, sino también la composición total **del** gas saliente, las cuales deberán verificarse al finalizar los cálculos. Esto se vuelve un procedimiento de cálculo por prueba y error tan desesperante que no puede realizarse prácticamente sin alguna guía. Esta guía consiste en un procedimiento aproximado, ya sea el ofrecido por las ecuaciones de Kremser, que **sólo** se aplican cuando se tiene un factor constante de absorción, o en algún procedimiento que considere la variación del factor de absorción con el número de platos. Para establecer el último, primero se necesita conocer una expresión exacta para el absorbedor con respecto a la variación del factor de absorción. Esta fue **obtenida** inicialmente por Horton y Franklin [21], y se indica a continuación.

Obsérvese la figura 8.27, que muestra un absorbedor o desorbedor de multiplatos. Puesto que todos los componentes se pueden transferir entre el gas y el líquido, quizá no haya, por ejemplo, una sustancia que pase a un flujo constante en el gas. Por lo tanto, es conveniente definir **todas** las composiciones del gas en función del gas entrante y todas las composiciones del líquido en función del líquido entrante. Entonces, para cualquier componente del líquido que abandona cualquier plato n ,

$$X'_n = \frac{\text{moles de componente en } L_n/\text{tiempo}}{L_0} = \frac{x_n L_n}{L_0}$$

y para cualquier componente en el gas G_n ,

$$Y'_n = \frac{\text{moles de componente en } G_n/\text{tiempo}}{G_{N_p+1}} = \frac{y_n G_n}{G_{N_p+1}}$$

en donde x y y son **las** fracciones mol usuales.

Todas las ecuaciones que siguen pueden escribirse por separado para cada componente. **Considérese** la torre de la figura 8.27 como un absorbedor. Un balance de material para cualquier componente en un plato ideal n es

$$L_0(X'_n - X'_{n-1}) = G_{N_p+1}(Y'_{n+1} - Y'_n) \quad (8.87)$$

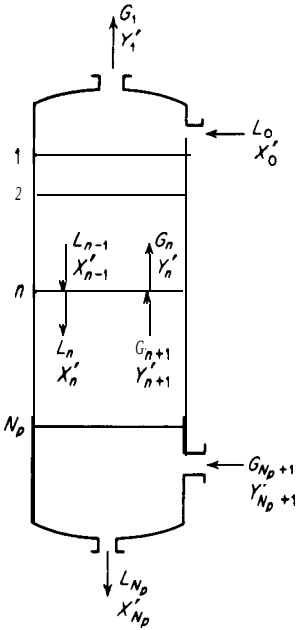


Figura 8.27 Absorbedor o desorbedor de varios componentes.

La relación de equilibrio para el plato ideal es †

$$y_n = m_n x_n \quad (8.88)$$

o en función de las nuevas concentraciones

$$Y'_n \frac{G_{N_p+1}}{G_n} = m_n X'_n \frac{L_0}{L_n} \quad (8.89)$$

En forma similar, para el plato $n - 1$

$$Y'_{n-1} \frac{G_{N_p+1}}{G_{n-1}} = m_{n-1} X'_{n-1} \frac{L_0}{L_{n-1}} \quad (8.90)$$

Resolviendo las ecuaciones (8.89) y (8.90) para las X , sustituyendo en la ecuación (8.87) y reordenando, se tiene

$$Y'_n = \frac{Y'_{n+1} + A_{n-1} Y'_{n-1}}{1 + A_n} \quad (8.91)$$

en donde $A_n = L_n / m_n G_n$ y $A_{n-1} = L_{n-1} / m_{n-1} G_{n-1}$, son los factores de absorción del componente en los dos platos.

Si el absorbedor sólo contiene un plato ($n = 1$), la ecuación (8.91) sería

† Generalmente, la relación y/x en el equilibrio se escribe como K , pero aquí se utiliza m para distinguirla de los coeficientes de transferencia de masa.

$$Y'_1 = \frac{Y'_2 + A_0 Y'_0}{1 + A_1} \quad (8.92)$$

De la ecuación (8.90),

$$Y'_0 = m_0 X'_0 \frac{L_0}{L_0} \frac{G_0}{G_{N_p+1}} = \frac{m_0 X'_0 G_0}{G_{N_p+1}} \quad (8.93)$$

$$A_0 Y'_0 = \frac{L_0}{m_0 G_0} \frac{m_0 X'_0 G_0}{G_{N_p+1}} = \frac{L_0 X'_0}{G_{N_p+1}} \quad (8.94)$$

Sustituyendo ésta en la ecuación (8.92) se tiene

$$Y'_1 = \frac{Y'_2 + L_0 X'_0 / G_{N_p+1}}{1 + A_1} \quad (8.95)$$

Si el absorbedor contiene dos platos, la ecuación (8.91) con $n = 2$ se vuelve

$$Y'_2 = \frac{Y'_3 + A_1 Y'_1}{1 + A_2} \quad (8.96)$$

Sustituyendo Y'_1 de la ecuación (8.95) y reordenando

$$Y'_2 = \frac{(A_1 + 1) Y'_3 + A_1 L_0 X'_0 / G_{N_p+1}}{A_1 A_2 + A_2 + 1} \quad (8.97)$$

En forma similar para un absorbedor de tres platos,

$$Y'_3 = \frac{(A_1 A_2 + A_2 + 1) Y'_4 + A_1 A_2 L_0 X'_0 / G_{N_p+1}}{A_1 A_2 A_3 + A_2 A_3 + A_3 + 1} \quad (8.98)$$

y para N_p platos

$$Y'_{N_p} = \frac{(A_1 A_2 A_3 \cdots A_{N_p-1} + A_2 A_3 \cdots A_{N_p-1} + \cdots + A_{N_p-1} + 1) \times Y'_{N_p+1} + A_1 A_2 \cdots A_{N_p-1} L_0 X'_0 / G_{N_p+1}}{A_1 A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + \cdots + A_{N_p} + 1} \quad (8.99)$$

Con el fin de eliminar Y'_{N_p} , que está dentro del absorbedor, un balance de material del componente en todo el absorbedor

$$L_0(X'_{N_p} - X'_0) = G_{N_p+1}(Y'_{N_p+1} - Y'_1) \quad (8.100)$$

y la ecuación (8.89) para $n = N_p$,

$$Y'_{N_p} = m_{N_p} X'_{N_p} \frac{L_0}{L_{N_p}} \frac{G_{N_p}}{G_{N_p+1}} = \frac{L_0 X'_{N_p}}{A_{N_p} G_{N_p+1}} \quad (8.101)$$

se resuelven simultáneamente para eliminar X'_{N_p} , el resultado se sustituye por Y'_{N_p} en la ecuación (8.101), y reordenando se obtiene

$$\frac{Y'_{N_p+1} - Y'_1}{Y'_{N_p+1}} = \frac{A_1 A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + \cdots + A_{N_p}}{A_1 A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + \cdots + A_{N_p} + 1} \frac{L_0 X'_0}{G_{N_p+1} Y'_{N_p+1}} \frac{A_2 A_3 A_4 \cdots A_{N_p} + A_3 A_4 \cdots A_{N_p} + \cdots + A_{N_p} + 1}{A_1 A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + A_2 A_3 \cdots A_{N_p} + \cdots + A_{N_p} + 1} \quad (8.102)$$

La ecuación (8.102) es una expresión para la absorción fraccionaria de cualquier componente; es exacta debido a que sólo está basada en los balances de materia y en la condición de equilibrio que define un plato ideal.

Una expresión similar para desorbedores es

$$\frac{X'_0 - X'_{N_p}}{X'_0} = \frac{S_1 S_2 \dots S_{N_p} + S_1 S_2 \dots S_{N_p-1} + \dots + S_1}{S_1 S_2 \dots S_{N_p} + S_1 S_2 \dots S_{N_p-1} + \dots + S_1 + 1} \frac{G_{N_p+1} Y_{N_p+1} S_1 S_2 \dots S_{N_p-1} + S_1 S_2 \dots S_{N_p-2} + \dots + S_1 + 1}{L_0 X'_0 S_1 S_2 \dots S_{N_p} + S_1 S_2 \dots S_{N_p-1} + \dots + S_1 + 1} \quad (8.103)$$

Con el fin de utilizar las ecuaciones (8.102) y (8.103), se necesitan la relación L/G de cada plato y las temperaturas del plato (que determinarán las m) para calcular las A o las S . Si los líquidos no son ideales, m para cualquier componente en **cualquier** plato depende, además, de la composición total del líquido sobre el plato. Lo mismo es cierto para las composiciones del gas en condiciones en que las soluciones gaseosas no son ideales. Por lo tanto, prácticamente las ecuaciones son útiles sólo para soluciones ideales.

Como aproximación [21], puede calcularse el flujo del gas G_n para el plato n de un absorbedor, suponiendo que la absorción fraccionaria es la misma para cada plato:

$$\frac{G_n}{G_{n+1}} \approx \left(\frac{G_1}{G_{N_p+1}} \right)^{1/N_p} \quad (8.104)$$

$$G_n \approx G_{N_p+1} \left(\frac{G_1}{G_{N_p+1}} \right)^{(N_p+1-n)/N_p} \quad (8.105)$$

Entonces, el flujo del líquido L_n puede obtenerse mediante un balance de materia en la parte terminal de la torre. En forma similar, para desorbedores,

$$L_n \approx L_0 \left(\frac{L_{N_p}}{L_0} \right)^{n/N_p} \quad (8.106)$$

en donde G_n se determina por un balance de materia. Si los calores latentes molares y las capacidades caloríficas son parecidos para todos los componentes y si no se desprende calor de disolución, el aumento de temperatura durante la absorción es aproximadamente proporcional a la cantidad absorbida; por tanto, de manera aproximada

$$\frac{G_{N_p+1} - G_{n+1}}{G_{N_p+1} - G_1} \approx \frac{t_{w.p.} - t_n}{t_{N_p} - t_0} \quad (8.107)$$

y en forma similar para la **desorción**,

$$\frac{L_0 - L_n}{L_0 - L_{N_p}} \approx \frac{t_0 - t_n}{t_0 - t_{N_p}} \quad (8.108)$$

Con el fin de simplificar **más** aún los **cálculos**, Edmister [13] escribió las ecuaciones de Horton-Franklin en función de los factores de absorción y **desorción** promedio

o “efectivos” en lugar de las A y S para cada plato. Por lo tanto, para la absorción, la ecuación (8.102) se vuelve

$$\frac{Y'_{N_p+1} - Y'_1}{Y'_{N_p+1}} = \left(1 - \frac{L_0 X'_0}{A' G_{N_p+1} Y'_{N_p+1}} \right) \frac{A_E^{N_p+1} - A_E}{A_E^{N_p+1} - 1} \quad (8.109)$$

Para un absorbedor de dos platos, se tiene que

$$A' = \frac{A_{N_p}(A_1 + 1)}{A_{N_p} + 1} \quad (8.110)$$

$$y \quad A_E = [A_{N_p}(A_1 + 1) + 0.25]^{0.5} - 0.5 \quad (8.111)$$

Estas ecuaciones son exactas, pero, según se observa, las ecuaciones (8.109) a (8.111) se aplican razonablemente bien a cualquier número de platos, siempre y cuando no se tengan perfiles extraordinarios de temperatura (como una temperatura **máxima** en un plato intermedio). Si $X'_0 = 0$, la ecuación (8.109) es la ecuación de Kremser. Es también conveniente notar que $(A_E^{N_p+1} - A_E)/(A_E^{N_p+1} - 1)$ es la función de Kremser [ecuación (5.54)] y que la ordenada de la figura 5.16 es 1 menos esta función.

En forma similar, para la **desorción**,

$$\frac{X'_0 - X'_{N_p}}{X'_0} = \left(1 - \frac{G_{N_p} + Y'_{N_p+1}}{S' L_0 X'_0} \right) \frac{S_E^{N_p+1} - S_E}{S_E^{N_p+1} - 1} \quad (8.112)$$

$$\text{con} \quad S' = \frac{S_1(S_{N_p} + 1)}{S_1 + 1} \quad (8.113)$$

$$y \quad S_E = [S_1(S_{N_p} + 1) + 0.25]^{0.5} - 0.5 \quad (8.114)$$

La ecuación (8.112) se vuelve la ecuación de Bremser si $Y'_{N_p+1} = 0$.

Los componentes presentes **sólo** en el gas entrante serán absorbidos y los presentes en el líquido entrante serán desorbidos. Si un componente está presente en las dos corrientes, se calculan los términos entre parentesis del lado derecho de las ecuaciones (8.109) y (8.112); la **ecuación** que se utiliza es la que da una cantidad **positiva**.

Las ecuaciones (8.109) y (8.112) pueden utilizarse para determinar el número de platos ideales que se requieren para absorber o **desorber** un componente hasta **un** grado **específico** y para calcular el grado de absorción o **desorción** de todos los **demás** componentes. Hay **aquí** una base para utilizar las ecuaciones exactas de Horton y Franklin, ecuaciones (8.102) y (8.103). Estas últimas pueden utilizarse **sólo** para un número entero de platos ideales. Puede ser necesario un cambio de L_0/G_{N_p+1} para cumplir exactamente las especificaciones con dicho número entero; **alternativamente**, puede aceptarse el número entero mayor mas cercano de platos.

Ejemplo 8.9 Un gas cuyo **análisis** es 70% en mol de CH_4 , 15% C_2H_6 , 10% $n\text{-C}_3\text{H}_8$ y 5% $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ a 25 °C, 2 atm. se va a lavar en un absorbedor de platos adiabático, con un líquido que contiene 1% en mol de $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$, 99% de un aceite de hidrocarburo no volátil. a 25 °C utilizando 3.5 mol líq./mol gas entrante. La presión va a ser de 2 atm y se va a absorber, cuando menos, el 70% del C_3H_8 del gas entrante. La solubilidad del CH_4 en el líquido se va a considerar despreciable, y los otros componentes forman soluciones ideales. Calcúlese el número de platos ideales requeridos y la **composición** de las corrientes efluentes.

SOLUCIÓN A continuación, el CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 y C_4H_{10} se van a identificar como C_1 , C_2 , C_3 , y C_4 , respectivamente. Las **propiedades físicas** son:

Componente	Calor esp. pr. 0 a 40 °C, kJ/kJ.kmol . K		Calor latente de evaporación , 0 °C, kJ/kmol	$m = \frac{y^*}{x} \dagger$		
	Gas	Líquido		25 °C	27.5 °C	30 °C
C_1	35.59					
C_2	53.22	105.1	10 032	13.25	13.6	14.1
C_3	76.04	116.4	16 580	4.10	4.33	4.52
C_4	102.4	138.6	22530	1.19	1.28	1.37
aceite		37.7				

Bases: J kmol gas entrante, $t_0 = 0$ °C; las entalpías se refieren al C_1 gaseoso y a los otros componentes líquidos a 0 °C. Gas entrante: $G_{N_1} = 1$ kmol. $t_{N_1} = 25$ °C.

Componente	$Y'_{N_1+1} = y_{N_1+1}$	Entalpia, kJ/kmol = H_{G, N_1+1} por componente	$H_{G, N_1+1} y_{N_1+1}$
C_1	0.70	$35.59(25 - 0) = 889.75$	622.8
C_2	0.15	$53.22(25 - 0) + 10\,032 = 16\,363$	1704.5
C_3	0.10	$76.04(25 - 0) + 16\,580 = 18\,480$	1848.0
C_4	$\frac{0.05}{1.00}$	$102.4(25 - 0) + 22\,530 = 25\,090$	1254.5
			5429.8 = H_{G, N_1+1}

Líquido entrante: $L_0 = 3.5$ kmol, $t = 25$ °C

Componente	$X'_0 = x_0$	$L_0 X'_0$	Entalpia, kJ/kmol = H_{L_0} por componente	$H_{L_0} L_0 X'_0$
C_4	0.01	0.035	$138.6(25 - 0) = 3465$	121.28
Gil	$\frac{0.99}{1.00}$	3.465	$377(25 - 0) = 9425$	32 658
		3.50		32 780 = $H_{L_0} L_0$

Cálculos preliminares La absorción total se calcula en 0.15 kmol; se supone una temperatura promedio de 25 °C. Entonces, un valor aproximado de L/G en la parte superior es $3.5/(1 - 0.15) = 4.12$ y en el fondo $(3.5 + 0.15)/1.0 = 3.65$, con un promedio de 3.90. Se fija el número

Los valores de m son de C. L. Depriester, *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, **49(7)**, 1(1953); *The Chemical Engineers' Handbook*, 5a. ed., pp. 13-12, 13-13.

de platos ideales mediante la **absorción** especificada de C_3 . Para C_3 , m a $25\text{ }^{\circ}\text{C} = 4.10$, A aprox. = $3.90/4.10 = 0.951$. La ecuación (8.109) con **absorción** fraccionaria = 0.7 y $X_0 = 0$,

$$0.7 = \frac{0.951^{N_p+1} - 0.951}{0.951^{N_p+1} - 1}$$

Ésta puede resolverse directamente para N_p . En forma alternativa, puesto que la figura 5.16 tiene como ordenada ($1 - \text{función de Kremser}$) = 0.3 , entonces $A = 0.951$, y se puede leer N_p . De cualquier forma, $N_p = 2.53$. Puesto que la **ecuación** de Horton-Franklin puede utilizarse posteriormente, se escoge un **número** entero de platos $N_p = 3$. Entonces, la figura 5.16 con $N_p = 3$, $A = 0.951$, muestra una ordenada de 0.27 , o 0.73 fracción de C_3 absorbido.

$$\frac{Y'_{N_p+1} - Y'_1}{Y'_{N_p+1}} = \frac{0.10 - Y'_1}{0.1} = 0.73$$

$$Y'_1 = 0.027 \text{ kmol } C_3 \text{ en } G_1$$

Para C_2 , $m = 13.25$ a $25\text{ }^{\circ}\text{C}$, A aprox. = $3.90/13.25 = 0.294$. A A bajas, la figura 5.16 muestra una ordenada a $1 - A$ y la **absorción fraccional** = 0.294 .

$$\frac{Y'_{N_p+1} - Y'_1}{Y'_{N_p+1}} = \frac{0.15 - Y'_1}{0.15} = 0.294$$

$$Y'_1 = 0.1059 \text{ kmol } C_2 \text{ en } G_1$$

C_4 está presente tanto en el líquido como en el gas entrante. A $25\text{ }^{\circ}\text{C}$, $m = 1.19$, A aprox. = $3.90/1.19 = 3.28$, Saprox. = $1/3.28 = 0.305$. Entonces,

$$1 - \frac{L_0 X'_0}{A' G_{N_p+1} Y'_{N_p+1}} = 1 - \frac{3.5(0.01)}{3.28(1.0)(0.05)} = +0.7866$$

$$1 - \frac{G_{N_p+1} Y'_{N_p+1}}{S' L_0 X'_0} = 1 - \frac{1(0.05)}{0.305(3.5)(0.01)} = -3.684$$

Por lo tanto, C_4 será absorbida. Ecuación (8.109)

$$\frac{0.05 - Y'_1}{0.05} = 0.7866 \frac{3.28^4 - 3.28}{3.28^4 - 1}$$

$$Y'_1 = 0.01145 \text{ kmol } C_4 \text{ en } G_1$$

En forma alternativa, en $N_p = 3$, $A = 3.28$, la figura 5.16 da una ordenada de 0.0198 , de donde $(0.05 - Y'_1)/0.05 = 0.7866(1 - 0.0198)$ y $Y'_1 = 0.01145$.

Método de Edmister. Estímese la temperatura del plato superior $t_1 = 26\text{ }^{\circ}\text{C}$ (por verificar). Entonces, los resultados de los cálculos preliminares dan los siguientes resultados aproximados:

G_1

Componente Y'_1	Entalpía, kJ/kmol = H_{G1} por componente	$H_{G1} Y'_1$
C_1		
C_2 0.70 0.1059	$35.59(2653.22(26-0)) + 100 \times 921.420$	1284 6475
C_3 0.027	$76.04(26 - 0) + 16\,580 = 18\,560$	501.12
C_4 0.01145	$102.4(26 - 0) + 22\,530 = 25\,190$	288.4
G_1 0.8444 =		$2646 = H_{G1} G_1$

L_3

Componente	$L_3 x_3$, kmol	Entalpia, kJ/kmol $\approx H_{L3}$ por componente	$H_{L3} L_3 x_3$
C_2	$0.15 - 0.1059 =$	0.0441	$105(t_3 - 0)$
C_3	$0.01 - 0.027 =$	0.073	$116.4(t_3 - 0)$
C_4	$0.035 + 0.05 - 0.0148 =$	0.0736	$138.6(t_3 - 0)$
aceite		3.465	$377(t_3 - 0)$
	$L_3 =$	3.656	
			$1306.3 t_3$
			$1329 t_3$

Balance global de entalpia, ecuación (8.11) con $Q_T = 0$, $G_{N_p+1} = 1.0$, $N_p = 3$:

$$32\,780 + 5429.8 = 1329 t_3 + 2646$$

$$t_3 = 26.8^\circ\text{C}$$

Ahora puede utilizarse la ecuación (8.109) para obtener una segunda aproximación de la **composición** efluente.

Ecuación (8.105) con $n = 2$:

$$G_2 = 1.0 \left(\frac{0.8444}{1.0} \right)^{(3+1-2)/3} = 0.8934$$

Ecuación (8.13) con $n = 1$:

$$L_1 + 1.0 = 3.656 + 0.8934$$

$$L_1 = 3.549 \quad \frac{L_1}{G_1} = \frac{3.549}{0.8444} = 4.203$$

Ecuación (8.105) con $n = 3$:

$$G_3 = 1.0 \left(\frac{0.8444}{1.0} \right)^{(3+1-3)/3} = 0.945$$

$$\frac{L_3}{G_3} = \frac{3.656}{0.945} = 3.869$$

Para C_4 :

$$m \text{ a } 26^\circ\text{C} = 1.225 \quad A_1 = \frac{4.203}{1.225} = 3.43$$

$$m \text{ a } 26.8^\circ\text{C} = 1.250 \quad A_3 = \frac{3.869}{1.250} = 3.095 = A_{N_p}$$

Ecuación (8.110):

$$A' = 3.348$$

Ecuación (8.111):

$$A_E = 3.236$$

Ecuación (8.109):

$$Y'_1 = 0.01024 \text{ kmol } C_4 \text{ en } G_1$$

$$C_4 \text{ en } L_3 = 0.035 + 0.05 - 0.01024 = 0.07476 \text{ kmol} \approx L_3 x_3$$

En forma similar, pueden calcularse las Y'_i para los **demás** componentes, junto con las entalpías para el gas saliente y el líquido saliente:

Componente	Y'_1	$H_{G1} Y'_1, 26^\circ\text{C}$	$L_3 x_3$	$H_{L3} L_3 x_3$
C_1	0.700	647.5	0	0
C_2	0.1070	1222	0.0430	4.519 t_3
C_3	0.0274	508.5	0.0726	8.45 t_3
C_4	0.01024	288.4	0.07476	10.36 t_3
aceite			3.465	1306.3 t_3
	0.8446 = G_1	2666.4 = $H_{G1} G_1$	3.655 = L_3	1329.6 t_3 = $H_{L3} L_3$

La ecuación (8.11) muestra $t_3 = 26.7^\circ\text{C}$ lo suficientemente cercana a la que se calculó al principio (26.8°C), de forma que se puede continuar con la ecuación (8.102).

Método de Horton-Franklin. Ahora, las ecuaciones (8.105), (8.107) y (8.13) que se utilizaron antes con $G_1 = 0.8446$, muestran

plato	n	G_n	L_n	L_n/G_n	$t_n, ^\circ\text{C}$
1		0.8446	3.549	4.202	26.0
2		0.8935	3.600	4.029	26.1
3		0.9453	3.655	3.866	26.7

Las temperaturas permiten la **tabulación** de las m y las L_n/G_n permiten calcular A para cada componente en cada plato. Entonces, la ecuación (8.102) da Y'_1 y un balance de materia da los moles de cada componente en L_3 :

Componente	A_1	A_2	A_3	Y'_1 [ecuación (8.102)]	$L_3 x_3$
C_1				0.700	0
C_2	0.314	0.301	0.286	0.1072	0.0428
C_3	1.002	0.959	0.910	0.0273	0.0727
C_4	3.430	3.290	3.093	0.01117	0.0738
Aceite					3.465
				0.8457 = G_1	3.654 = L_3

Nuevamente, un balance de **entalpía** muestra $t_3 = 26.7^\circ\text{C}$.

Para la mayoría de los fines, los resultados anteriores son razonablemente satisfactorios. Sin embargo, **sólo** son correctos si los valores de A para cada componente en cada plato son correctos. Estos pueden verificarse, verificando primero las relaciones L/G . Para los componentes que se encuentran tanto en el líquido como en el gas,

$$A_n = \frac{L_n}{m_n G_n} = \frac{L_n}{(y_n/x_n) G_n} \quad (8.115)$$

$$G_n y_n = \frac{L_n x_n}{A_n} \quad (8.116)$$

Si hay G_s moles/tiempo de gas no absorbido;

$$G_n = G_s + \sum \frac{L_n x_n}{A_n} \quad (8.117)$$

y la ecuación (8.13) dará $L_n x_n$, cuya suma es L_n . Entonces, las relaciones L_n/G_n pueden compararse con las que se utilizaron previamente.

Ejemplo 8.9, continúa Para el plato 3, $G_s = 0.7$ kmol C_1 . Para C_2 , $G_3 y_3 = L_3 x_3 / A_3 = 0.0428 / 0.286 = 0.1497$, y la ecuación (8.14) con $n = 2$ da $L_2 x_2 = 0.0428 + 0.1497 = 0.15 = 0.0425$. En forma similar

Componente	$G_3 y_3 = L_3 x_3 / A_3$	$L_2 x_2$
C_1	0.700	0
C_2	0.1497	0.0425
C_3	0.0799	0.0526
C_4	0.0239	0.0477
aceite		3.465
	0.9535 = G_3	3.6078 = L_2

$$\frac{L_3}{G_3} = \frac{3.654}{0.9535} = 3.832 \text{ (3.866 utilizando previamente)}$$

En forma similar, pueden calcularse L_2/G_2 y L_1/G_1 y compararse con los valores que se utilizaron wn anterioridad.

Entonces, el procedimiento por seguir es utilizar la ecuación (8.102) con las nuevas relaciones L/G para obtener las A , verificando nuevamente L/G y utilizando la ecuación (8.102) hasta que se obtenga una buena verificación. Esto aún deja por verificar las temperaturas. Para una temperatura supuesta del plato superior, un balance global de entalpía para la torre de T_N . Finalmente determinadas las composiciones y los flujos para cada corriente, los balances individuales de entalpía de los platos dan la temperatura de cada plato. Estos balances se repiten hasta que las t_1 supuestas concuerden con las calculadas. Entonces, se utilizan las nuevas m y A con la ecuación (8.102), y se repite todo el procedimiento hasta que se obtengan conjuntos completamente coherentes de las L/G y las temperaturas; en este momento el problema está resuelto. El procedimiento es muy tedioso y los métodos para reducir el trabajo, incluyendo el uso de computadoras de alta velocidad, se han estudiado bastante [16, 18, 19, 39].

Uso de los absorbedores por intercambio de calor-reflujo

Hágase referencia de nuevo al ejemplo previo. Considérense sólo las tres sustancias absorbidas; en el gas húmedo están aproximadamente en las proporciones $C_2H_6 : C_3H_8 : C_4H_{10} = 50 : 33 : 17$. El aceite enriquecido que sale de la torre con-

tiene las mismas sustancias en la relación aproximada 21 : 36 : 37. A pesar de su baja **solubilidad**, la proporción de gas absorbido que corresponde al etano es alta, debido a la **proporción** relativamente elevada de esta sustancia en el gas húmedo original. Si se desean reducir las proporciones relativas de etano en el aceite enriquecido, el gas, en el momento en que abandona la torre, debe ponerse en contacto con un gas relativamente escaso o en etano y rico en propano y butano. Este gas puede obtenerse calentando una parte del aceite enriquecido, el cual **desprenderá** un gas del bajo contenido en etano requerido. Este gas que se desprende puede devolverse a una prolongación del absorbedor debajo de la entrada del gas húmedo, en donde al ascender a través del aceite desorberá el etano (y también parte del metano que pueda haberse absorbido). Entonces, el etano que no se haya absorbido saldrá con el gas empobrecido. El **intercambiador** de calor, en donde se calienta una parte del aceite enriquecido, se conoce como **rehervidor** y puede utilizarse el arreglo de la figura 8.28. Se poseen métodos de calculo para **multi-componentes** [20, 25].

Se llama **reflujo** a una corriente devuelta a una cascada de etapas, representada por los platos en el absorbedor, con el fin de obtener un enriquecimiento mayor al obtenido mediante el contacto a contracorriente alimentando la cascada. Este principio se utiliza bastante en la destilación, extracción líquida y adsorción, pero se puede aplicar a cualquier operación de enriquecimiento a contracorriente.

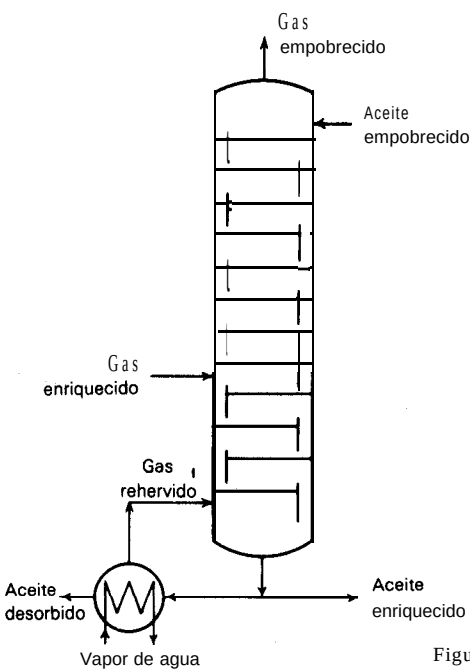


Figura 8.28 Absorbedor rehervidor.

ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA

Muchos procesos industriales de **absorción** van acompañados de una reacción química. Es especialmente común la reacción en el líquido del componente absorbido y de un reactivo en el líquido absorbente. Algunas veces, tanto el reactivo como el producto de la reacción son solubles, como en la **absorción** del dióxido de carbono en una solución acuosa de etanolaminas u otras soluciones alcalinas. Por el contrario, los gases de las calderas que contienen dióxido de azufre pueden ponerse en contacto con lechadas de piedra caliza en agua, para formar sulfito de calcio insoluble. Hay otros muchos ejemplos importantes, para los cuales debe consultarse el libro de Kohl y Riesenfeld [28]. La reacción entre el soluto absorbido y un reactivo produce dos hechos favorables a la rapidez de absorción: (1) la destrucción del soluto absorbido al formar un compuesto reduce la presión parcial en el equilibrio del soluto y, en consecuencia, aumenta la diferencia de concentración entre el gas y la interfase; aumenta también la rapidez de absorción; (2) el coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida aumenta en magnitud, lo cual **también** contribuye a incrementar la rapidez de absorción. Estos efectos se han analizado bastante desde el punto de vista teórico [1, 10, 38], pero se han verificado experimentalmente poco.

NOTACIÓN PARA EL CAPÍTULO 8

Puede utilizarse cualquier conjunto consistente de unidades.

a	superficie interfacial específica, área/volumen empacado, L^2/L^3
A	factor de absorción L/mG , adimensional
A'	factor de absorción efectiva [ecuación (8.1 10)], adimensional
A_E	factor de absorción efectiva [ecuación (8.11 1)], adimensional
A, B, C	componentes A B C
c	concentración, moles/volumen mol/L^3
C_J	capacidad calorífica del componente J como un gas $\text{FL}/\text{mol } ^\circ\text{T}$
C_L	capacidad calorífica de un líquido $\text{FL}/\text{mol } ^\circ\text{T}$
C_p	capacidad calorífica de un gas a presión constante $\text{FL}/\text{mol } ^\circ\text{T}$
d	diámetro equivalente de empaque L
D	difusividad L^2/θ
D_{IJ}	difusividad del componente I en una mezcla binaria gaseosa $\text{IJ}, \text{L}^2/\theta$
D_{Im}	difusividad media de I en una mezcla de multicomponentes, L^2/θ
D_L	difusividad del líquido L^2/θ
e	2.7183
E_{MGE}	eficiencia de Murphree de un plato para el gas, corregida para el arrastre, fraccionaria
E_O	eficiencia global del plato, fraccionaria
$F_{G,J}$	coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa para el componente J $\text{mol}/\text{L}^2\theta$
$F_{L,J}$	coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida para el compuesto J $\text{mol}/\text{L}^2\theta$
F_O	coeficiente global de transferencia de masa, $\text{mol}/\text{L}^2\theta$
G	flujo total del gas para torres de platos, mol/θ ; para torres empacadas, la masa velocidad molar superficial $\text{mol}/\text{L}^2\theta$
G_J	masa velocidad molar del gas para el componente J, $\text{mol}/\text{L}^2\theta$
G'	masa velocidad del gas $\text{M}/\text{L}^2\theta$
h	coeficiente de transferencia de calor $\text{FL}/\text{L}^2\theta^\circ\text{T}$

h'	coeficiente de transferencia de calor corregido para la transferencia de masa FL/L²ΘT
H_G	entalpía molar de un gas referida a la sustancia pura a la temperatura t_0 FL/mol
H'_G	entalpía molar de un gas por mol de gas acarreador, referido a la sustancia pura a la temperatura t_0 . FL/mol
$H_{J,i}$	entalpía parcial del compuesto J en solución a la concentración x_i , temperatura t_i FL/mol
H_L	entalpía de una solución líquida referida a la sustancia pura a la temperatura t_0 , FL/mol
H_i	altura de una unidad de transferencia L
H_{i0}	altura de una unidad global de transferencia L
ΔH_S	calor integral de solución por mol de solución. FL/mol
k	conductividad térmica FL/LTΘ
k_G	coeficiente de transferencia de masa para el gas, mol/L²Θ(F/L²)
k_L	coeficiente de transferencia de masa para el líquido mol/L²Θ(mol/L³)
k_x	coeficiente de transferencia de masa del líquido mol/L²Θ(fracción mol)
k_y	coeficiente de transferencia de masa del gas mol/L²Θ(fracción mol)
K	coeficiente de transferencia de masa global (las unidades indicadas por los subíndices como para las k)
$\ln$	logaritmo natural
$\log$	logaritmo decimal
L	flujo molar total del líquido, para torres de platos mol/Θ
L'	flujo de masa del disolvente (torres de platos) M/Θ ; flujo total de masa por sección transversal unitaria de la torre (torres empacadas) M/L²Θ
L_S	flujo total de masa del líquido (torres de platos) M/Θ ; flujo total de masa por sección transversal unitaria de la torre (torres empacadas) M/L²Θ
m	pendiente de la curva en el equilibrio, dy*/dx ; relación de distribución en el equilibrio, y*/x , adimensional
$m'_{j,r}$	pendiente de una gráfica logarítmica para la sustancia de referencia a la concentración x_j , los $\bar{p}_j^*/\log p_r$.
M	peso molecular, M/mol
N_j	flux de transferencia de masa del componente J, mol/L²Θ
N_p	número de platos ideales
N_i	número de unidades de transferencia
N_{i0}	número de unidades globales de transferencia
p	presión de vapor de una sustancia pura F/L²
$\bar{p}$	presión parcial F/L²
p_i	presión total F/L²
Pr	número de Prandtl, $C_p\mu/k$, adimensional
4	flux de la transferencia de calor FL/L²Θ ; una constante
Q_T	rapidez de la eliminación total de calor FL/Θ
	una constante
R_j	$N_j/\Sigma N$, adimensional
s	una constante
S	factor de desorción , mG/L , adimensional
S'	factor de desorción efectiva [ecuación (8.113)], adimensional
S_E	factor de desorción efectiva [ecuación (8.114)], adimensional
Sc	número de Schmidt, $\mu/\rho D$, adimensional
	temperatura T
x	concentración en el líquido, fracción mol, mol/mol
X	concentración en el líquido, mol/mol de disolvente, mol/mol
X'	concentración en el líquido, mol/mol líquido entrante, mol/mol
y	concentración en el gas, fracción mol mol/mol
Y	concentración en el gas, mol/mol gas acarreador, mol/mol
Y'	concentración en el gas, mol/mol gas entrante, mol/mol

Z	altura de empaque L
Δ	diferencia
e	fracción volumen vacía, empaque seco L³/L³
e_o	fracción volumen vacía, empaque irrigado L³/L³
λ_{jo}	calor latente molar de evaporación de J a la temperatura t_o , FL/mol
λ_{r, t}	calor latente molar de evaporación de una sustancia de referencia a la temperatura t , FL/mol
μ	viscosidad M/Lθ
ρ	densidad M/L³
φ_t	retención líquida total fraccionaria, volumen líquido/volumen espacio empacado, L³/L³

Subíndices:

pr	promedio
A, B, C, J	componentes A, B, C, J , respectivamente
G	gas
i	interfase
L	líquido
M	media logarítmica
n	efluente del plato n
N_p	efluente del plato N_p
O	global
r	sustancia de referencia
0	líquido entrante al plato superior
	temperatura de referencia para la entalpía
1	fondo de una torre empacada; efluente del plato 1 (torre de platos)
2	parte superior de una torre empacada; efluente del plato 2 (torre de platos)

Índice superior:

. en equilibrio con la otra fase

REFERENCIAS

1. Astarita, G.: *Mass Transfer with Chemical Reaction*, Elsevier; Amsterdam; 1966.
2. Baker, T. C.: *Ind. Eng. Chem.*, 27, 977 (1935).
3. Bourne, J. R. y G. C. Coggan: *Chem. Eng. Sci.*, 24, 1% (1969).
4. Bourne, J. R., U. von Stockar y G. C. Coggan: *Znd. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, 13.1 15, 124(1974).
5. Chiang, S. H. y H. L. Toor: *AZChE J.*, 10, 398 (1964).
6. Chilton, T. H. y A. P. Colburn: *Znd. Eng. Chem.*, 27, 255 (1935).
7. Coggan, G. C. y J. R. Bourne: *Trans. Znst. Chem. Engrs.* (London), 41, T%, Tl60 (1969).
8. Colburn, A. P.: *Znd. Eng. Chem.*, 33, 11 1 (1941).
9. Colburn, A. P. *Trans. AZChE*, 35, 211 (1939).
10. Danckwerts, P. V.: *Gus-Liquid Reactions*; McGraw-Hill; Nueva York, 1970.
11. De Lancey, G. B. y S. H. Chiang: *Znd. Eng. Chem. Fundamentals*, 9, 138 (1970).
12. Denbigh, K.: *Principles of Chemical Equilibrium*; Cambridge, 1961.
13. Edmister, W. C.: *Znd. Eng. Chem.*, 35, 837 (1943).
14. Fair, J. R., en *The Chemical Engineers' Handbook*; 5a. ed., pp. 18-32 a 18-39; R. H. Perry y C. H. Chilton, eds.; McGraw-Hill; Nueva York, 1973.
15. Feintuch, H. M. y R. E. Treybal: *Znd. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, en preparación.
16. Friday, J. R. y B. D. Smith: *AZChE J.*, 10, 698 (1964).
17. Hachmuth, K. H.: *Chem. Eng. Progr.*, 45, 716 (1949); 47, 523, 621 (1951).
18. Holland, C. D.: *Fundamentals and Modeling of Separation Processes*; Prentice-Hall; Englewood Cliffs; N. J., 1975.

19. Holland. C. D.: *Multicomponent Distillation*; Prentice-Hall; Englewood Cliffs; N. J., 1963.

20. Holland, C. D., G. P. Pendon y S. E. Gallum: *Hydrocarbon Process.* **54(1)**, 101 (1975).

21. Horton, G. y W. B. Franklin: *Ind. Eng. Chem.*, 32, 1384 (1940).

22. Hougen, O. A., Watson, K. M. y Ragatz, R. A.: *Chemical Process Principles, Part One*, 2a. ed.; Wiley; Nueva York, 1954.

23. Hulsworth, C. E.: *Chem. Eng. Progr.*, **69(2)**, 50 (1973).

24. *International Critical Tables*, vol. V, p. 213, McGraw-Hill, Nueva York, 1929.

25. Ishii, Y. y F. D. Otto: *Can. J. Chem. Eng.*, 51, 601 (1973).

26. Khurani, M. K.: comunicación privada, 13, Dic., 1969.

27. King, M. B.: *Phase Equilibrium in Mixtures*; Pergamon Press; Londres, 1969.

28. Kohl, A. y F. Riesenfeld: *Gas Purification*, 2a. ed.; Gulf Publishing; Houston, 1974.

29. Koyashi, R. y D. L. Katz: *Ind. Eng. Chem.*, 45, 440, 446 (1953).

30. Kwauk, M.: *AIChE J.*, **2**, 240 (1956).

31. Liley, P. E. y W. R. Gambill, en *The Chemical Engineers' Handbook*; 5a. ed., Sec. 3, R. H. Perry y C. H. Chilton, eds.; McGraw-Hill; Nueva York, 1973.

32. Othmer, D. F. et al.: *Znd. Eng. Chem.*, 36, 858 (1944); 51, 89 (1968).

33. Owens, W. R. y R. N. Maddox: *Ind. Eng. Chem.*, **60(12)**, 14 (1968).

34. Prausnitz, J. M.: *Molecular Thermodynamics of Fluid Phase Equilibrio*; Prentice Hall; Englewood Cliffs; N. J., 1969.

35. Pray, H. A., C. C. Schweickert y B. H. Minnich: *Ind. Eng. Chem.*, 44, 1146 (1952).

36. Raal, J. D. y M. K. Khurani: *Con. J. Chem. Eng.*, 51,162 (1973); *Process Technol. Znt.*, **18(6-7)**, 267 (1973).

37. Rackett, H. G.: *Chem. Eng.*, 71, 108 (21 de diciembre de 1964).

38. Sherwood, T. K., R. L. Pigford y C. R. Wilke: *Mass Transfer*; McGraw-Hill; Nueva York, 1963.

39. Smith, B. D.: *Design of Equilibrium Stage Processes*; McGraw-Hill; Nueva York, 1963.

40. Smith, J. M. y H. C. Van Ness: *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 3a ed.; McGraw-Hill; Nueva York, 1975.

41. Treybal, R. E.: *Ind. Eng. Chem.*, **61(7)**, 36 (1969).

42. Verma, S. L. y G. B. de Lancey: *AIChE J.*, 21, % (1975).

43. Wankat, C. P.: *Ind. Eng. Chem. Process. Des. Develop.*, 11, 302 (1972).

PROBLEMAS

8.1 Las presiones parciales del dióxido de carbono sobre soluciones acuosas de monoetanolamina (30% en peso) [Mason y Dodge: *Trans. AIChE*, 32, 27 (1936)] son:

Presión parcial del CO ₂ , mmHg			
$\frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol solución}}$	25°C	50°C	75°C
0.050			65
0.052		7.5	93.5
0.054		13.6	142.6
0.056		25.0	245
0.058	5.6	47.1	600
0.060	12.8	96.0	
0.062	29.0	259	
0.064	56.0		
0.066	98.7		
0.068	155		
0.070	232	.	

Una planta fabricante de hielo seco va a quemar coque al aire para producir un gas de caldera que, **después** de ser limpiado y enfriado, contendrá 15% CO_2 , 6% O_2 , 79% N_2 . El gas se va a introducir a una torre lavadora de platos perforados a 1.2 atm, 25 °C, para lavarlo con una **solución** al 30% de etanolamina a 25 °C en la entrada. El líquido de lavado, que se esta recirculando a través de un desorbedor, **contendrá** 0.058 moles CO_2 /moles de solución. El gas que abandona el lavador va a **contener** 2% de CO_2 . Supóngase una **operación** isotérmica.

a) Calcule la **relación mínima líquido/gas**, mol/mol

b) Calcule el número de kg de **solución** que entra al absorbedor por m^3 de gas entrante, para una **relación L/G** de 1.2 veces el **mínimo**.

Respuesta: 18.66.

c) Calcule el número de platos **teóricos** para la8 condicione8 dadas en (b).

Respuesta: 2.5

d) La viscosidad de la **solución** es 6.0 centipoises; dens. = 1.012. Calcule la m promedio y la eficiencia global del plato que se esperaría. **¿Cuántos** platos reales se necesitan?

8.2 a) Calcule el número de platos ideales para la **absorción** del Prob. 8.1, suponiendo una **operación adiabática**. Utilícese 25.6 kg solución **absorbente**/ m^3 gas entrante, que sera aproximadamente 1.2 veces el **mínimo**. El calor de disolución del CO_2 es 1675 kJ desprendidos/kg CO_2 absorbido (720 Btu/lb), con referencia al CO_2 gaseoso y la **solución** líquida. El calor específico de la solución es 3.433 kJ/kg solución · K (0.82 Btu/lb · °F).

Respuesta: 2.6.

b) Suponga que el absorbedor que se **planeó** para una operación **isotérmica** (L/G y platos teóricos del Prob. 8.1) se opera **adiabáticamente**. **¿Qué** concentración de CO_2 se esperaría en el gas saliente? [Observe que generalmente esto requiere la **determinación** al tanteo así de la temperatura del plato superior como de la **concentración** del gas efluente. Sin embargo, et estudio de los **cálculos** de la parte (a) deben indicar que en este ca80 la **temperatura** del plato superior no necesita determinarse por prueba].

Respuesta: 4.59%.

8.3 Obtenga la ecuación (8.16) [Sugerencia: **Empiécese** con la definición de E_{MGE} y localícese una "línea de pseudoequilibrio" que pueda utilizarse conjuntamente con la **línea** de operación para construir **gráficamente** los pasos que representaran los platos reales. Entonces, **utilícese** la ecuación de Kremser, **ecuación (5.55a)**, con la línea de pseudoequilibrio; con este **fin**, se mueve el origen del diagrama Y,X hasta interceptar la **línea** de pseudoequilibrio con el eje de las Y].

8.4 Se evapora disulfuro de carbono, CS_2 , utilizado como disolvente en una planta **química**, del producto en un secador en un gas inerte (**básicamente** N_2), con el fin de evitar una explosión. La mezcla **vapor- N_2** se va a lavar con un aceite de hidrocarburo absorbente, que posteriormente se va a **desorber** mediante vapor para recuperar el CS_2 . La mezcla de CS_2 - N_2 tiene una presión parcial de CS_2 igual a 50 mm Hg a 24 °C (75 °F) y se va a introducir al absorbedor, **básicamente**, a presión atm al flujo esperado de 0.40 m^3/s (50 000 ft^3/h). Se va a reducir el contenido de vapor del gas hasta 0.5%. El aceite de absorción tiene un peso **molec.** pr. de 180, viscosidad de 2 centipoises y dens. 0.81 a 24 °C. Se puede decir que el aceite que entra al absorbedor no contiene CS_2 y que las soluciones de aceite y CS_2 , aunque en realidad no son ideales, siguen la ley de Raoult [Mase Ewell et al.: *Ind. Eng. Chem.*, 36.871 (1944)]. La presión de vapor del CS_2 a 24 °C = 346 mm Hg. Supóngase una **operación isotérmica**.

a) Calcule la **relación mínima líquido/gas**.

b) Para una relación **líquido/gas** de 1.5 veces el mínimo, calcule los kg de aceite por hora que entraran en el absorbedor.

c) Calcule el número de platos teóricos requeridos, tanto **gráfica** como **analíticamente**.

d) Para una torre tradicional de platos perforados, calcule la eficiencia global del plato que se esperaría y el número de platos reales que se requiere.

8.5 **Diseñe** un plato perforado propio para el absorbedor del Prob. 8.4, calcule su **hidráulica** (que puede considerarse constante para todos los platos) y el número requerido de platos reales, en forma gráfica y mediante la **ecuación** (8.16). **Tómese** una tensión superficial de 30 dinas/cm.

- 8.6 Calcule el **número** de platos ideales para el absorbedor del Prob. 8.4, suponiendo una **operación adiabática**. Utilice un flujo del líquido de 2.27 **kg/s**, que es aproximadamente 1.5 veces el mínimo. El calor específico del aceite = 362.2, del **CS₂ líquido** = 76.2 y del **CS₂ vapor** = 46.89, todos en **kJ/kmol · K** (86.5, 18.2 y 11.2 **Btu/lb mol · °F**, respectivamente). El calor latente de **evaporación** del **CS₂** = 27 910 **kJ/kmol** a 24 °C (12 000 **Btu/lb mol**).

Respuesta: 3.6.

- 6.7 **Emplécese** con la **ecuación** (8.34); **reemplácese** las y por las Y equivalentes y **obtégase** la **ecuación** (8.36).
- 8.8 Con ayuda de la **ecuación** de Kremser y la **ecuación** (8.50), obtenga la **relación** entre N_p y N_{OG} para el factor de absorción constante. Establezca las condiciones cuando $N_p = N_{OG}$.
- 8.9 **Diseñe** una torre empacada con anillos de Raschig de **cerámica** de 50 mm (2 **in**) para el lavador de disulfuro de carbono del Prob. 8.4. Suponga una operación **isotérmica**, utilice una relación líquido-gas de 1.5 veces el **mínimo** y una caída de presión del gas que no exceda 327 **(N/m²)/m** (0.4 **in H₂O/ft**) de empaque. La tensión superficial del líquido = 30 **dinas/cm**. A continuación se ofrece un procedimiento.

a) Calcule el **diámetro** de la torre.

Respuesta: 0.725 m.

b) Utilice flujos promedio (parte superior e inferior) y las propiedades del fluido; calcular los coeficientes de transferencia de masa F_{Ga} y F_{La} y las alturas de las unidades de transferencia H_{IG} , H_{IL} y H_{OG} .

c) Calcule N_{IG} y H_{IG} , la altura del empaque.

Respuesta: 9.61; 4.73 m.

d) Calcule N_{OG} mediante los métodos siguientes y la altura correspondiente de empaque para cada uno: **ecuación** (8.36), ecuación (8.48) y figura 8.20.

e) Compare la caída de **presión** del gas para el espesor total del empaque con la de todos los platos en el Prob. 8.5. A un costo de potencia de **\$0.30/kw-h**, y una eficiencia del motor del ventilador del **50%**, calcule la diferencia anual (350 días) en el costo de la potencia para las dos torres.

- 8.10 Para **mezclas** diluidas y los casos en que se aplica la ley de Henry, demuestre que el número de unidades globales de transferencia para la absorción del gas a **corriente paralela** en torres empacadas está dado por

$$N_{IG} = \frac{A}{A+1} \ln \frac{y_1 - mx_1}{y_2 - mx_2}$$

en donde el subíndice 1 indica la parte superior (en donde entran el gas y el líquido) y el subíndice 2 indica el fondo de la torre.

- 8.11 Se va a eliminar el vapor de benceno en un gas de caldera de coque con un aceite de lavado en un lavador empacado a contracorriente. Después, la solución benceno-aceite de lavado se va a calentar a 125 °C y se va a lavar en una torre de platos; se utilizara vapor como medio de lavado. El aceite lavado se va a enfriar y reciclar al absorbedor. Algunos datos relativos a la operación son:

Absorción:

Benceno en el gas entrante = 1% en mol

Presión del absorbedor = 800 mm Hg

Rapidez de circulación del aceite = 2 **m³/1000 m³ gas a STP** (15 **US gas/1000 ft³**)

Dens. aceite = 0.88 peso **molec.** = 260

Constante de la ley de Henry $m = \frac{y^*}{x}$ para benceno-aceite de lavado = $\begin{cases} 0.095 & \text{at } 25^\circ\text{C} \\ 0.130 & \text{at } 27^\circ\text{C} \end{cases}$

N_{OG} = 5 unidades globales de transferencia **del** gas.

Desorbedor:

Presión = 1 atm

Vapor = 1 atm, 125 °C

Constante de la Ley de Henry para el benceno $m = \frac{y^*}{x} = 3.08$ at 125°C

Número de etapas ideales = 5

- a) En el invierno, es posible enfriar al aceite lavado recirculado hasta **20 °C**, temperatura a la cual opera entonces el absorbedor. En estas condiciones, se utilizan 72.0 kg de vapor en el lavado por 1000 **m³** de gas a STP (4.5 **lb_m/1000 ft³**). Calcule el porcentaje de recuperación de benceno del gas de caldera de coque en el invierno.

Respuesta: 92.6010.

- b) En el verano es imposible enfriar el aceite de lavado recirculado a menos de 27 °C, con el agua de enfriamiento disponible. Se ha sugerido que el flujo del vapor en el lavado puede aumentarse con el **fin** de obtener el mismo porcentaje de **recuperación** de benceno que en el invierno. Suponga que el absorbedor trabaja a 27 °C, con el mismo flujo del aceite y que **N_{log}** y las etapas ideales permanecen iguales; **¿qué** flujo del vapor se requerirá en verano?

- c) Si el flujo del aceite no puede incrementarse, pero el flujo del vapor en el verano se aumenta un 20% sobre el valor del invierno, **¿qué recuperación** de benceno se **esperaría** en el verano?

Respuesta: 86.2%.

- 8.12 Se desee reducir el contenido de amoniaco de 0.0472 **m³/s** (26.7 °C, 1 atm) (6000 **ft³/h**) de una **mezcla** amoniaco-aire de 5.0 a 0.04% en volumen mediante el lavado con agua. Se posee una torre con **diámetro** 0.305 m (1 ft). empacada con sillas de Berl de 25 mm, con una profundidad de 3.66 m (12 ft). **¿Es** satisfactoria la torre? Si lo es, **¿qué** flujo de agua se **deberá utilizar**? **A** 26.7 °C, las soluciones de amoniaco-agua siguen la Ley de Henry hasta 5% en mol de amoniaco en el líquido y **m** = 1.414.

- 8.13 Una torre, 0.6 m **diám.**, empacada con anillos de Raschig de **cerámica** de 50 mm a una **profundidad** de 1.2 m, se va a **utilizar** para producir una **solución** de oxígeno en agua para ciertas operaciones de control de **contaminación**. El espacio empacado se va a **presurizar** a 5 atm **abs** con oxígeno gaseoso puro de un tanque de gas. No **habrá** salida del gas, y el gas entrará a **través** del cilindro únicamente para mantener la **presión** mientras se va disolviendo el oxígeno. El agua va a fluir descendente y continuamente en el empaque a 1.50 **kg/s**. La temperatura va a ser de 25 °C. Suponiendo que el agua entrante no contiene oxígeno. **¿qué concentración** de **oxígeno** puede esperarse en el agua efluente?

Respuesta: 1.108(10⁻⁴) fracción mol.

Datos. A 25 °C, la difusividad del **O₂** en agua = 2.5(10⁻⁵) **cm²/s**; viscosidad del agua = 0.894 centipoise; la solubilidad del **O₂** en **H₂O** sigue la Ley de Henry; $\bar{p} = 4.38(10^4)x$, en donde $\bar{p}$ = presión parcial en el equilibrio, atm, y x = fracción mol de **O₂** en el líquido. **Despréciese** el contenido de vapor de agua del gas.

- 8.14 En un sistema para recuperar metano a **partir** de un producto **sólido húmedo** con metano1 interviene la **evaporación** del metano1 en una corriente de un gas inerte, **básicamente nitrógeno**. Con el fin de recuperar el metano1 del **nitrógeno**, se **está** considerando un esquema de **absorción** en el cual se lava el gas a contracorriente con agua en una torre empacada. La solución resultante **metanol-agua** se va a destilar posteriormente para recuperar el metanol. [Nota: un esquema alternativo es lavar el gas con metano1 refrigerado, y no se necesita la **destilación** (véase el Prob. 7.11). Otro mtodo diferente es adsorber el metano1 en **carbón** activado (véase el capítulo 1 l)].

La torre de **absorción** se va a llenar con anillos de Raschig de **cerámica** de 38 mm (1.5 in). Utilícese una caída de **presión** del gas que no exceda 400 **N/m²** por metro de espesor empacado. Se pueden conseguir cubiertas de la torre con incrementos de 25 mm de **diám.**

Las presiones parciales del metano1 y agua en soluciones acuosas de metano1 se pueden obtener en *The Chemical Engineers' Handbook*. 5a ed., p. 3-68. Grafique estas como en la **figura** 8.2; utilice agua como sustancia de referencia;

- a) Suponga una operación **isotérmica** a 26.7 °C (80 °F). Gas entrante: 0.70 m³/s (90 000 ft³/h) a 1 atm, 26.7 °C, presión parcial del metano1 = 100 mm Hg. **Sc_σ** = 0.783 (**MeOH-N₂**). Gas saliente: **presión** parcial del metano1 = 15 mm Hg. Líquido entrante: agua libre de metanol, 26.7 °C, 0.15 kg/s (1190 lb_m/h); desprecie la evaporación del agua. Calcule la profundidad requerida del empaque.
- b) Suponga una **operación** adiabática. Gas entrante: 0.70 m³/s a 1 atm. 26.7 °C, presión parcial del metano1 = 100 mm Hg, presión parcial del agua = 21.4 mm Hg. Gas saliente: **presión** parcial del metano1 = 15 mm Hg. Líquido entrante: agua libre de **metanol**, 26.7 °C, 1.14 kg/s (9000 lb_m/h). Suponga que el gas sale a **t_σ** = 30 °C, con **p_{H₂O}** = 26 mm Hg. No se desprecie la evaporación del agua. Calcule los siguientes valores para el fondo de la torre: **t₁**, **t_i**, **dt_σ/dZ**, **dY_A/dZ**, **dY_C/dZ**. Para **ΔY_A** = - 0.02, calcule los siguientes valores de **Z**, **Y_A**, **Y_s**, **t_σ** y **t₁**.

Datos adicionales. Calor de **disolución**, *International Critical Tables*, IV, p. 159.

x_A fracción mol MeOH en el líquido	0.5	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30
ΔH_s , calor integral de disolución , kJ/kmol sol. a 20 °C.	-341.7	-597.8	-767.6	-872.3	-914.1	-916.4

Utilice una temperatura base **t₀** = 20 °C. El calor latente de evaporación del metano1 a 20 °C = 1163 kJ/kg. Capacidades **caloríficas** de las soluciones líquidas: véase *Chemical Engineers' Handbook*, 5a ed., p. 3-136; Capacidades molares caloríficas de los gases: **N₂**, 29.141; **MeOH**, 52.337; **H₂O**, 33.579 kJ/kmol . K.

- 8.15 Un gas que contiene 88% **CH₄**, 4% **C₂H₆**, 5% **n-C₃H₈** y 3% **n-C₄H₁₀** se va a lavar **isotérmica-**mente a 37.8 °C (100 °F), 5 atm de **presión**, en una torre que contiene el equivalente a 8 platos ideales. Se desea eliminar el 80% del **C₃H₈**. El aceite a usarse contendrá 0.5% en mol de **C₄H₁₀**, pero **carecerá** de todos los demás componentes gaseosos. El resto del aceite es no volátil. ¿Qué cantidad de aceite, **mol/mol** gas **húmedo**, debe utilizarse y cual sera la composición del aceite enriquecido y del gas de lavado? Las constantes de la Ley de Henry son:

CH₄	C₂H₆	n-C₃H₈	n-C₄H₁₀
32	6.7	2.4	0.74

- 8.16 Se va a operar adiabaticamente un absorbedor de cuatro platos ideales a 1.034 kN/m² (150 lb_f/in²); se va a alimentar con 1 mol/tiempo de cada liquido y gas, cada uno de los cuales **entra-**rá a 32.2 °C (90 °F), como sigue:

Componente	Líquido, fracción mol	Gas, fracción mol
CH₄		0.70
C₂H₆		0.12
n-C₃H₈		0.08
n-C₄H₁₀	0.02	0.06
n-C₅H₁₂	0.01	0.04
Aceite no volátil	0.97	

Calcule la **composición** y el flujo (**mol/tiempo**) del gas saliente.

Datos: constantes de la Ley de Henry [Depriester, *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, **49** (7), 1(1953); también *Chemical Engineers' Handbook*, 5a ed., pp. 13-12, 13-13], entalpías a 32.2 °C relativas al líquido saturado a -129 °C (-200 °F) (Maxwell, *Data Book on Hydrocarbons*, Van Nostrand, Princeton, N.J., 1950); las capacidades molares caloríficas son:

		32.2°C (90°F)				C _p	
Componente <i>m</i>		<i>H_G</i> †	<i>H_L</i>	<i>m</i>		kJ/kmol · K	
		kJ/kmol × 10 ⁻³	kJ/kmol × 10 ⁻³	37.8°C	43 °C	(Btu/lb mol · °F)	
		(Btu/lb mol)	(Btu/lb mol)	(100°F)	(110°F)	G a s	Líquido
CH ₄	16.5	12.91 (55 10)	9.77 (4200)	17.0	17.8	37.7 (9.0)	50.2 (12.01)
C ₂ H ₆	3.40	22.56 (9700)	15.58 (6700)	3.80	4.03	62.8 (15.0)	83.7 (20.0)
<i>n</i> -C ₃ H ₈	1.16	31.05 (13 350)	16.86 (7250)	1.30	1.44	79.6 (19.0)	129.8 (31.0)
<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	0.35	41.05 (17 650)	20.70 (8900)	0.41	0.47	96.3 (23.0)	159.1 (38.0)
<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	0.123	50.94 (21 400)	24.66 (10 600)	0.140	0.165	117.2 (28.0)	184.2 (44.0)
Aceite							376.8 (90.0)

8.17 En este capítulo se **demostró** que hay un valor óptimo, o más económico, **del** factor de absorción. También hay algunos valores óptimos para los siguientes factores:

- Concentración** del gas saliente, en el caso **de** solutos valiosos.
- En los casos en que el líquido absorbente se recircula a través de un desorbedor o fraccionador para la recuperación del soluto, la **concentración** del soluto en el líquido entrante en el absorbedor.
- En el caso de una torre de platos, el espaciamento entre los platos.
- En el caso de una torre empacada, la caída de **presión** del gas por altura unitaria del empaque.

En **cada** uno de los casos, explique por qué hay un valor óptimo.

DESTILACIÓN

La destilación es un método para separar los componentes de una solución; depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida, y se aplica a los casos en que todos los componentes **están** presentes en las dos fases. En vez de introducir una nueva sustancia en la mezcla, con el fin de obtener la segunda fase (como se hace en la absorción o **desorción** de gases) la nueva fase se crea por evaporación o **condensación** a partir de la solución original.

Con objeto de aclarar la diferencia entre la destilación y las otras operaciones, se va a citar algunos ejemplos específicos. Cuando se separa una solución de sal común en agua, el agua puede evaporarse completamente de la solución sin eliminar la sal, puesto que esta última, para todos los fines prácticos, casi no es volátil en las condiciones predominantes. Esta es la operación de evaporación. Por otra parte, la **destilación** se refiere a separar soluciones en que todos los componentes son apreciablemente volátiles. A esta categoría corresponde la separación de los componentes de una solución líquida, de amoníaco y agua. Si la solución de amoníaco en agua se pone en contacto con aire, el cual es básicamente insoluble en el líquido, el amoníaco puede **desorberse** mediante los procesos expuestos en el **capítulo 8**, pero entonces el amoníaco no se obtiene en forma pura, porque se mezcla con el vapor de agua y el aire. Por otra parte, aplicando calor, es posible evaporar parcialmente la solución y crear, de esta forma, una fase gaseosa que consta únicamente de agua y amoníaco. Y puesto que el gas es más rico en amoníaco que el líquido residual, se ha logrado cierto grado de separación. Mediante la **manipulación** adecuada de las fases, o mediante evaporaciones y condensaciones repetidas, es generalmente posible lograr una separación tan completa como se quiera y recobrar, en consecuencia, los dos componentes de la mezcla con la pureza deseada.

Son claras las ventajas de un método de **separación** como éste. En la **destilación**, la nueva fase difiere de la original por su contenido calorífico, pero el calor se incrementa o se elimina sin dificultad; por supuesto, debe considerarse inevitablemente el costo de aumentarlo o eliminarlo. Por otra parte, las operaciones de absorción o **desorción**, que dependen de introducir una sustancia **extraña**, proporcionan una nueva solución, que a su vez quizá tendría que separarse mediante alguno de los procesos difusivos, a menos que la nueva **solución** fuera útil directamente.

Al mismo tiempo, la destilación posee ciertas limitaciones como proceso de **separación**. En la **absorción** u operaciones similares, en donde se ha acordado introducir una sustancia **extraña** para obtener una nueva fase con fines de **distribución**, generalmente se escoge entre una gran variedad de disolventes con el fin de obtener la mayor separación posible. Por ejemplo, como el agua no sirve para absorber gases de hidrocarburos presentes en una mezcla gaseosa, se escoge, en lugar del agua, un aceite de hidrocarburo que proporcione una solubilidad elevada. Sin embargo, en la **destilación** no se tiene esta posibilidad de elección. El gas, que puede crearse a partir de un líquido mediante la aplicación de calor, consta, inevitablemente, sólo de los componentes que se encuentran en el líquido. Por lo tanto, ya que el gas es químicamente muy similar al líquido, el cambio de composición resultante por distribuir los componentes entre las dos fases generalmente no es muy grande. Es más, en algunos casos, el cambio de composición es tan pequeño que el proceso no es práctico; **más** aún, puede suceder que no haya ningún cambio en la composición.

No obstante, la separación directa que comúnmente es posible por destilación, en productos puros que no requieren procesamiento posterior, tal vez ha hecho de ésta la más importante de todas las operaciones de transferencia de masa.

EQUILIBRIO VAPOR-LÍQUIDO

Los métodos de destilación se aplicarán con éxito si se comprenden los equilibrios que existen entre la fase vapor y líquido de las mezclas encontradas. Por lo tanto, es esencial un breve análisis de dichos equilibrios. Aquí se **dará** especial **atención** a las mezclas binarias.

Diagrama de fases presión-temperatura-concentración

Inicialmente, se van a considerar las mezclas binarias, las cuales serán llamadas “ordinarias”, para indicar **(a)** que **los** componentes líquidos se disuelven en cualquier proporción para formar soluciones homogéneas, las cuales no son necesariamente ideales, y **(b)** que no hay complicación alguna de puntos de ebullición máximos o mínimos. El componente A de la mezcla binaria A-B se considerará como el más volátil; esto significa que la presión de vapor de A puro a cualquier

temperatura es mayor que la presión de vapor B puro. Por supuesto, el equilibrio entre vapor-líquido para cada sustancia pura de la mezcla es su relación entre la presión de vapor y la temperatura, tal como se indican en la figura 7.1. Respecto de las mezclas binarias, se debe también considerar una variable adicional, la concentración. Las fracciones mol son las unidades mas convenientes de concentración que pueden utilizarse; durante todo este **análisis** x será la fracción mol de la sustancia más **volátil**, A en el líquido, y y^* la correspondiente fracción mol **en el** equilibrio de A en el vapor.

La representación gráfica completa del equilibrio requiere un diagrama tridimensional como el de la figura 9.1 [29, 47]. La curva señalada p_A es la curva de presión de vapor de A; cae completamente en el plano de composición mas cercano a $x = 1.0$. La curva se extiende desde su punto crítico C_A hasta su punto triple T_A , pero las complicaciones de la fase sólida que no intervienen en las operaciones de destilación no se van a considerar. De manera parecida, la **curva** p_B es la presión de vapor de B puro, en el plano mas lejano a $x = 0$. Las regiones del líquido y del vapor en las composiciones entre $x = 0$ y 1.0 están separadas por una superficie doble que se extiende **desde** p_A **hasta** p_B . La forma de esta superficie doble se estudia más **fácilmente** considerando secciones a presiones y temperaturas constantes, ejemplos de los cuales se muestran en la figura.

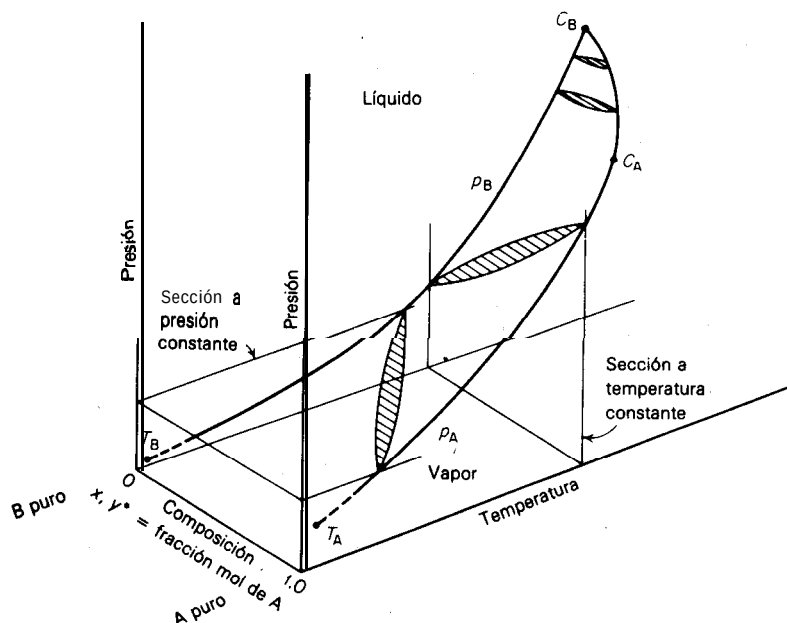


Figura 9.1 Equilibrios binarios vapor-líquido.

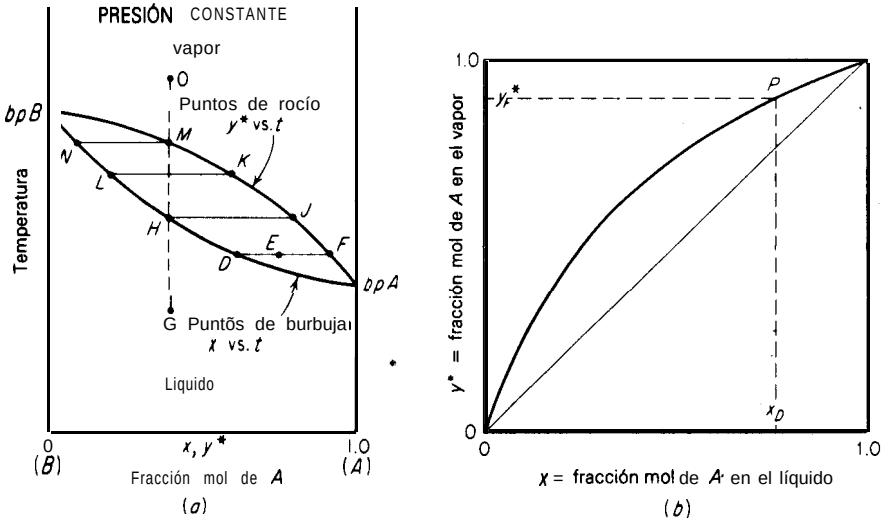


Figura 9.2 Equilibrios a presión constante vapor-líquido.

Equilibrios a presión constante

Considérese primero una **sección** típica a presión constante (figura 9.2a). La intersección de la superficie doble de la figura 9.1 con el plano de presión constante produce una curva sin máximos o mínimos que se extiende desde el punto de ebullición de B puro hasta el de A puro a la presión considerada. La curva superior proporciona la relación entre la temperatura y la composición del vapor (t - y^*); la curva inferior, la relación entre la temperatura y la composición del líquido (t - x). Las mezclas de líquido y vapor en el equilibrio están a la misma temperatura y presión, de forma que las **líneas de unión**, como la línea **DF**, unen las mezclas en el equilibrio en **D** y **F**. Hay un número infinito de dichas líneas de unión para este diagrama. Una mezcla en la curva inferior, como en el punto **D**, es un líquido saturado; una mezcla en la curva superior, como en **F**, es un vapor saturado. Una mezcla en **E** es una mezcla de dos fases, que consta de una fase líquida de composición en **D** y una fase vapor de **composición** en **F**, en proporción tal que la composición promedio de toda la mezcla se representa mediante **E**. Las cantidades relativas de las dos fases en el equilibrio **están** relacionadas con los segmentos de la línea de unión,

$$\frac{\text{Moles de } D}{\text{Moles de } F} = \frac{\text{línea } EF}{\text{línea } DE} \quad (9.1)$$

Considérese una solución en G, en un recipiente cerrado que puede mantenerse a presión constante moviendo un pistón. La solución está completamente líquida.

Si se calienta, la primera burbuja de vapor se forma en **H** y tiene la composición en **J**, más rica en la sustancia más volátil; por lo tanto, la curva inferior se llama la curva de temperatura del punto de burbuja. Al irse evaporando más mezcla, se forma más vapor a expensas del líquido; se origina entonces, por ejemplo, el líquido **L** y su vapor en el equilibrio **K**, aunque la composición de la masa total es **aún** la original como en **G**. La última gota del líquido se evapora en **M** y tiene la composición en **N**. El sobrecalentamiento de la mezcla sigue la trayectoria **MG**. La mezcla se ha evaporado en un rango de temperatura desde **H** hasta **M**, a diferencia de la temperatura **única** de evaporación de una sustancia pura. Entonces, el término **punto de ebullición** para una solución, generalmente no tiene significado puesto que la evaporación ocurre en un rango de temperatura, esto es, desde el punto de formación de la burbuja hasta el punto de formación de rocío. Si se enfría la mezcla en **O**, todos los fenómenos reaparecen en orden inverso. Por ejemplo, la condensación comienza en **M**, en donde la curva superior se conoce como la curva de punto de rocío y continúa hasta **H**.

Por otra parte, si una **solución** como la que se encuentra en **H**, se hierve en un recipiente abierto y sus vapores escapan hacia la atmósfera, el residuo líquido se volverá cada vez más pobre, puesto que el vapor es más rico en la sustancia más volátil. La temperatura y la **composición** del líquido saturado residual se mueven a lo largo de la curva inferior hacia **N**, al continuar la destilación.

Las composiciones vapor-líquido en el equilibrio pueden mostrarse también sobre un diagrama de composición (**x** vs. **y***), como en la figura **9.2b**. Por ejemplo, el punto **P** sobre el diagrama representa la línea de unión **DF**. Dado que el vapor es más rico en la sustancia más volátil, la curva cae arriba de la diagonal 45 ° que se ha trazado como comparación.

Volatilidad relativa

Cuanto mayor es la distancia entre la curva en el equilibrio y la diagonal de la figura **9.2b**, mayor es la diferencia en las composiciones del líquido y del vapor, y mayor es la facilidad para realizar la separación por **destilación**. Una medida numérica de lo anterior se conoce como el **factor de separación** o, particularmente en el caso de la destilación, la **volatilidad relativa** α . Esta es la relación entre la relación de concentraciones de A y B en una fase y en la otra, y es una medida de la posibilidad de **separación**.

$$\alpha = \frac{y^*/(1 - y^*)}{x/(1 - x)} = \frac{y^*(1 - x)}{x(1 - y^*)} \quad (9.2)$$

El valor de α generalmente cambiará al variar x de 0 a 0.1. si $y^* = x$ (excepto en $x = 0$ o 1), $\alpha = 1.0$ y la **separación** no es posible. Cuanto más arriba de la unidad esté α , mayor será el grado de separación.

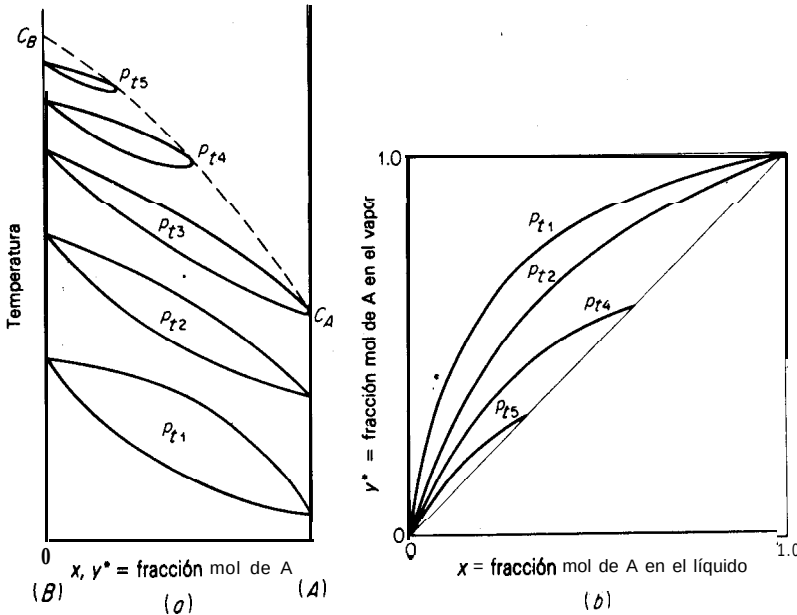


Figura 9.3 Equilibrios vapor-líquido a presiones aumentadas.

Presión aumentada

Por supuesto, a presiones mayores, las secciones a presión constante **interseca-**rán la superficie doble de la figura 9.1 a temperaturas mayores. Las intersecciones se pueden proyectar en un plano sencillo, como en la figura 9.3a. Debe observarse

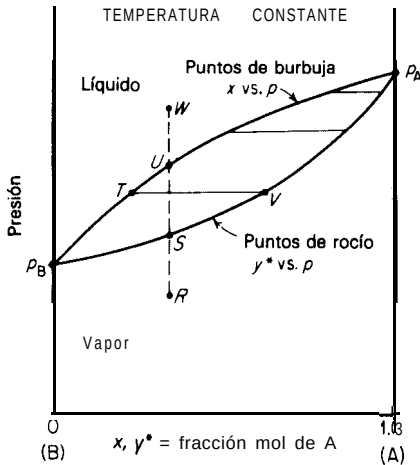


Figura 9.4 Equilibrios a temperatura constante vapor-líquido.

que las curvas anilladas no **sólo** se presentan a temperaturas altas, sino que generalmente también se vuelven más cerradas. Esto se ve claramente en las curvas de distribución correspondientes de la figura 9.3b. Por lo tanto, la volatilidad relativa y por ende la separabilidad, generalmente son menores a presiones elevadas. Cuando se supera la presión crítica de un componente, deja de existir la distinción entre vapor y líquido para ese componente y para mezclas, por lo tanto, las curvas anilladas se vuelven mas cortas, como sucede a presiones mayores de p_c , que es la presión crítica para A en la figura. Las separaciones por destilación sólo pueden realizarse en la región en que exista una curva anillada.

En sistemas particulares, la presión crítica de la sustancia menos volátil puede alcanzarse antes que la presión crítica de la más **volátil**; también es posible que la superficie doble de la figura 9.1 se extienda, a composiciones intermedias, ligeramente más allá de las presiones críticas para cualquiera de las sustancias.

Equilibrios a temperatura constante

En la figura 9.4 se muestra una sección típica a temperatura constante del diagrama de fases tridimensional. La intersección del plano a temperatura constante con la superficie doble de la figura 9.1 proporciona las dos curvas que se extienden sin máximos ni mínimos desde la **presión** de vapor de B puro hasta la A. Al igual que antes, hay un número infinito de líneas de **unión** horizontales, como TV, que unen un vapor en el equilibrio, como en V, con su líquido correspondiente, como en T. Una solución en W, en un recipiente cerrado, es completamente un líquido; si la presión se reduce a temperatura constante, la primera burbuja de vapor se forma en U, la evaporación completa sucede en S; una reducción mayor de la presión da un vapor sobrecalentado como en R.

Los datos de equilibrio vapor-líquido, excepto en el caso de las situaciones especiales de las soluciones ideales y regulares, se deben determinar experimentalmente. Existen descripciones de métodos experimentales [18], extensas bibliografías [67] y listas de datos [7, 22].

Soluciones ideales. La Ley de Raoult

Antes de estudiar las características de las mezclas que se desvían marcadamente de las características que se acaban de describir, se van a considerar los equilibrios para el caso límite de las mezclas cuyos vapores y líquidos son ideales. La naturaleza de las soluciones ideales y los tipos de mezclas que se aproximan al ideal se analizaron en el capítulo 8.

Para una solución ideal, la **presión** parcial en el equilibrio $\bar{p}^*$ de un componente a una temperatura fija es igual al producto de su fracción mol en el líquido por su presión de vapor p cuando está puro a esta temperatura. Esta es la Ley de Raoult.

$$\bar{p}_A^* = p_A x \quad \bar{p}_B^* = p_B (1 - x) \quad (9.3)$$

Si la fase vapor también es ideal,

$$p_t = \bar{p}_A^* + \bar{p}_B^* = p_A x + p_B(1 - x) \quad (9.4)$$

y las presiones totales, al igual que las parciales, son lineales en x a una temperatura dada. Estas relaciones se muestran de modo gráfico en la figura 9.5. Entonces puede calcularse la composición del vapor en el equilibrio a esta temperatura. Por ejemplo, el valor de y^* en el punto D sobre la figura es igual a la relación entre las distancias FG y EG ,

$$y^* = \frac{\bar{p}_A^* x}{p_t} \quad (9.5)$$

$$1 - y^* = \frac{\bar{p}_B^*}{p_t} = \frac{p_B(1 - x)}{p_t} \quad (9.6)$$

Sustituyendo en la ecuación (9.2), la volatilidad relativa α es

$$\alpha = \frac{p_A}{p_B} \quad (9.7)$$

Por tanto, para soluciones ideales es posible calcular los equilibrios totales vapor-líquido a partir de las presiones de vapor de las sustancias puras. Con presiones demasiado elevadas como para aplicar la ley de los gases ideales, se utilizan fugacidades en lugar de presiones [29, 42]. También es posible calcular los equilibrios para la clase especial de soluciones conocidas como “regulares” [21]. Sin embargo, en todas las demás mezclas es necesario obtener los datos experimentalmente.

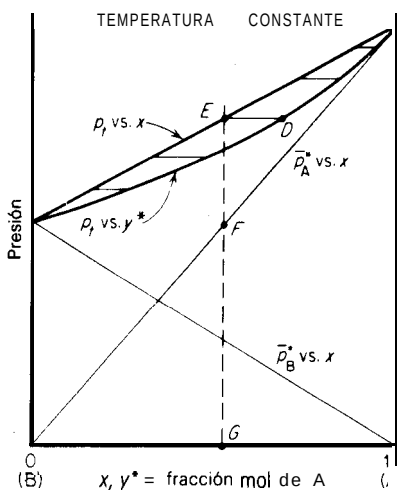


Figura 9.5 Soluciones ideales.

Ejemplo 9.1 Calcular los equilibrios vapor-líquido a la presión constante de 1 atm para mezclas de n-heptano con n-octano, las cuales, **según se prevé**, forman **soluciones** ideales.

SOLUCIÓN Los puntos de **ebullición** a 1 atm de las sustancias son: n-heptano (A), **98.4 °C**; n-octano (B), **125.6 °C**. En consecuencia, los **cálculos** se hacen entre estas temperaturas. Por ejemplo, a **110 °C**, $p_A = 1050$ mm Hg, $p_B = 484$ mm Hg, $p_i = 760$ mm Hg.

Ecuación (9.4):

$$x = \frac{p_i - p_B}{p_A - p_B} = \frac{760 - 484}{1050 - 484} = 0.487 \text{ fracción mol de heptano en el líquido}$$

Ecuación (9.5):

$$y^* = \frac{p_A x}{p_i} = \frac{1050(0.487)}{760} = 0.674 \text{ fracción mol de heptano en el vapor}$$

Ecuación (9.7):

$$\alpha = \frac{p_A}{p_B} = \frac{1050}{484} = 2.17$$

En forma similar, pueden calcularse los datos de la siguiente tabla:

$t, ^\circ\text{C}$	p_A, mmHg	p_B, mmHg	x	y^*	α
98.4	760	333	1.0	1.0	2.28
105	940	417	0.655	0.810	2.25
110	1050	484	0.487	0.674	2.17
115	1200	561	0.312	0.492	2.14
120	1350	650	0.1571	0.279	2.08
125.6	1540	760	0	0	2.02

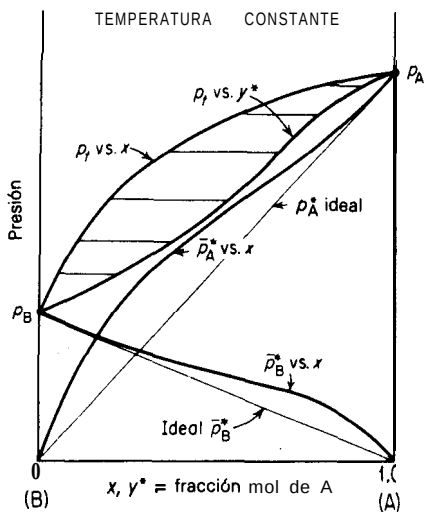


Figura 9.6 Desviaciones positivas del ideal.

Ahora pueden graficarse las curvas del tipo de las curvas de la figura 9.2. Obsérvese que aunque las presiones de vapor de las sustancias puras varían considerablemente con la temperatura, para soluciones ideales esto no sucede con α . En este caso, un promedio de las α calculadas es 2.16; sustituyendo este promedio en la ecuación (9.2) y reordenando,

$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + x(\alpha - 1)} = \frac{2.16x}{1 + 1.16x}$$

proporciona una expresión que para la **mayoría** de los fines es una relación empírica satisfactoria entre y^* y x para este sistema a 1 atm.

Desviaciones positivas del comportamiento ideal

De una mezcla cuya presión total es mayor que la calculada para el ideal [ecuación (9.4)] se dice que muestra desviaciones positivas de la Ley de Raoult. La mayoría de las mezclas pertenecen a esta categoría. En estos casos, las presiones parciales de cada componente son mayores que la presión ideal, como se muestra en la figura 9.6 †. Debe observarse que conforme las concentraciones de cada componente se aproximan a la unidad en fracción mol, las presiones parciales para esa sustancia tienden tangencialmente al ideal. En otras palabras, la Ley de Raoult, es casi aplicable a la sustancia presente en concentraciones muy grandes. Este es el caso de todas las sustancias, excepto cuando existe asociación dentro del vapor o **disociación** electrolítica dentro del líquido.

El diagrama de distribución (x vs. y^*) para los sistemas de este tipo se parece bastante al de la figura 9.2b.

Mezclas con punto de ebullición mínimo—azeotropos Cuando las desviaciones positivas del ideal son lo suficientemente grandes y cuando las presiones de vapor de los dos componentes no están muy alejadas entre sí, las curvas de presión total a temperatura constante, pueden aumentar a través de un máximo a cierta **concentración**, como en la figura 9.7a. Se dice que una mezcla de este tipo forma un azeotropo o mezcla con punto de ebullición constante. El significado de esto se comprende **más fácilmente** al estudiar la **sección** a presión constante (figura 9.7b o c). Las curvas de **composición** del líquido y del vapor son tangentes en el punto L , el punto de azeotropismo a esta presión, el cual representa la temperatura de **ebullición** mínima para este sistema. Para todas las mezclas de composición menor a L , como las de C , el vapor en el equilibrio (E) está **más** enriquecido con el componente más **volátil** que el líquido (D). Sin embargo, para todas las mezclas más ricas que L , tal como en F , el vapor en equilibrio (G) es menos rico en la **sus-**

† La relación entre la presión parcial real en el equilibrio $\bar{p}^*$ de un componente y el valor ideal px es el coeficiente de actividad referido a la sustancia pura: $\gamma = \bar{p}^*/px$. Puesto que γ es mayor que la unidad en estos casos y por lo tanto $\log \gamma$ es positivo, las desviaciones se conocen como desviaciones **positivas** del ideal. Se ha elaborado una **técnica** muy extensa del tratamiento de las soluciones no ideales mediante los coeficientes de actividad; a partir de un **pequeño** número de datos, se pueden predecir mediante dicha **técnica** todos los equilibrios vapor-líquido de un sistema [42].

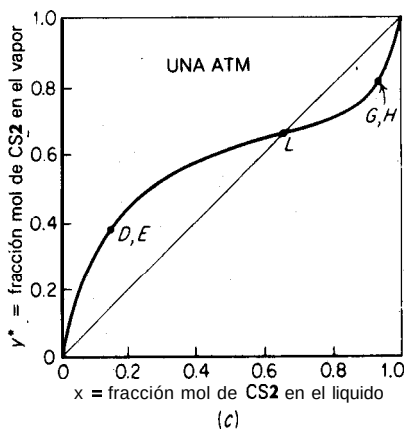
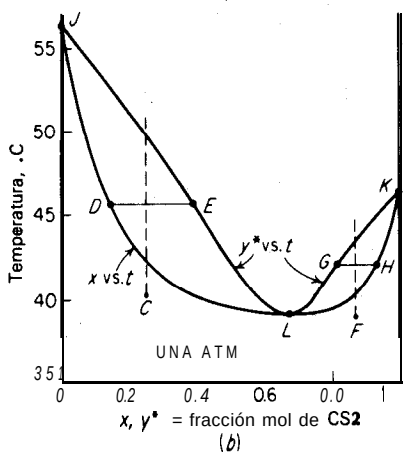
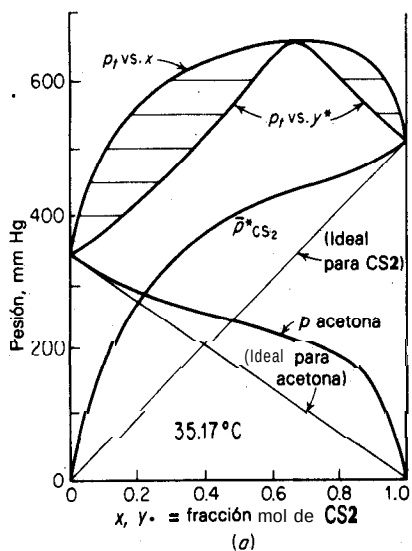


Figura 9.7 Azeotropismo de punto de ebullición mínimo en el sistema disulfuro de carbono-acetona. (a) A temperatura constante; (b) y (c) a presión constante.

tancia volátil que el líquido (**H**). Una mezcla de composición **L** da lugar a un vapor de composición idéntica a la del líquido y en consecuencia hierve a temperatura constante y sin cambio de composición. Si las soluciones, ya sea a **D** o **H**, se hierven en un recipiente abierto con escape continuo de los vapores, la temperatura y la composición de los líquidos residuales en cada uno de los casos se mueven a lo largo de la curva inferior y se alejan del punto **L** (hacia **K** para un líquido en **H** y hacia **J** para uno en **D**).

Este tipo de soluciones no pueden separarse por completo mediante los métodos ordinarios de destilación a esta presión, puesto que la composición **azeotrópica** $y^* = x$ y $\alpha = 1$. O $\uparrow$. La composición **azeotrópica** al igual que su punto de ebullición cambia con la presión. En algunos casos, el cambio de presión puede eliminar el azeotropismo del sistema.

Las mezclas **azeotrópicas** de este tipo son muy comunes; se han registrado miles ^[23]. Una de las más importantes es el azeotropo etanol-agua, el cual a 1 atm aparece a 89.4% en mol de etanol y 78.2 °C. El azeotropismo desaparece en este sistema a presiones menores de 70 mm Hg.

Miscibilidad parcial del líquido Algunas sustancias exhiben desviaciones positivas tan grandes del ideal que no se disuelven completamente en el estado líquido; por ejemplo, ísobutanol-agua (figura 9.8). Las curvas a través de los puntos **C** y **E** representan los límites de solubilidad de los componentes a temperaturas relativamente bajas. Las mezclas de **composición** y temperatura representadas por puntos dentro del área central, **tales** como el punto **D**, forman dos fases líquidas en el equilibrio en **C** y **E**; la línea **CE** es una línea de unión del líquido. Las mezclas en las regiones sobre cualquiera de los lados de los límites de solubilidad, como en **F**, son líquidos homogéneos. La solubilidad generalmente aumenta al aumentar la temperatura; en consecuencia, el ancho del área central decrece. Si la presión fuera lo suficientemente alta para que no hubiese evaporación, las curvas de solubilidad del líquido continuarían a lo largo de las líneas punteadas, como se muestra. Sin embargo, a la presión predominante la **evaporación** ocurre antes de que esto suceda y da lugar a las curvas **ramificadas** de equilibrio vapor-líquido. Para líquidos homogéneos, como en **F**, los fenómenos de equilibrio vapor-líquido son normales; una mezcla de este tipo hierve inicialmente en **H** para formar la primera burbuja de vapor de composición **J**. Lo mismo es cierto para cualquier **solución** más rica que **M**, excepto que aquí el vapor es más pobre en el componente más **volátil**. Cualquier mezcla líquida de dos fases dentro del rango de composición de **K** a **M** hervirá a la temperatura de la línea **KA4** y toda ella dará lugar al mismo vapor de composición **L**. Una mezcla líquida de composición promedio **L**, que produce un vapor de la misma composición, se llama algunas veces un **heteroazeotropo**. En la figura 9.8b, se muestra el diagrama de **distribución corres-**

$\uparrow$ Para las composiciones a la derecha de **L** (figura 9.7), α como generalmente se calcula es menor a la unidad; entonces, se usa generalmente el recíproco de α .

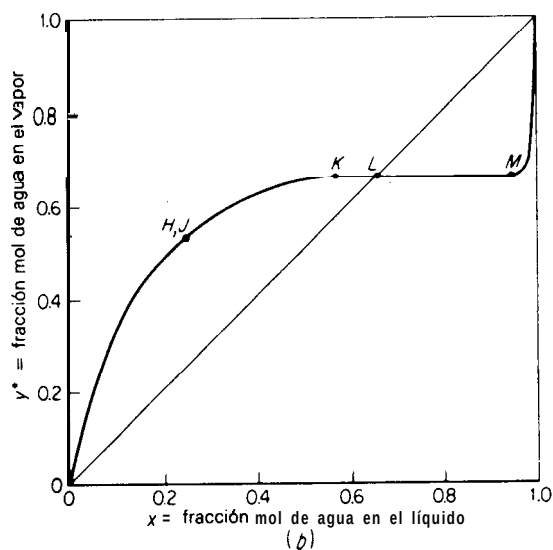
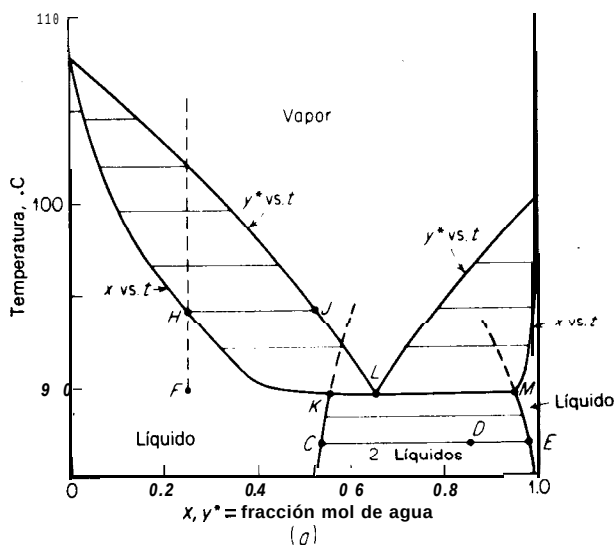


Figura 9.8 Isobutanol-agua a 1 atm.

pondiente con la línea de unión **HJ**, los límites de solubilidad en el punto de ebullición **K** y **M** y el punto azeotrópico **L**.

Relativamente en pocos casos, la composición **azeotrópica** cae fuera de los límites de solubilidad; un ejemplo son los sistemas metil etil cetona-agua y **fenol**-agua. En otros casos, especialmente cuando los componentes tienen una diferencia muy grande en sus puntos de ebullición, no se puede formar un azeotrope, como en amoníaco-tolueno y dióxido de carbono-agua.

Líquidos insolubles; destilación por arrastre de vapor La solubilidad mutua de algunos líquidos es tan pequeña que pueden considerarse prácticamente insolubles; entonces, los puntos **K** y **M** (figura 9.8) **están**, para todos los fines **prácticos**, sobre los ejes verticales de estos diagramas. Esto sucede con una mezcla de un hidrocarburo y agua, por ejemplo. Si los líquidos son completamente insolubles, la presión de vapor de cualquiera de los componentes no puede ser modificada por la presencia del otro; además, ambos ejercen una presión de vapor verdadera a la temperatura predominante. Cuando la suma de las presiones de vapor por separado es igual a la presión total, la mezcla hierve; la **composición** del vapor se calcula fácilmente, suponiendo que se puede aplicar la sencilla ley de los gases,

$$p_A + p_B = p_t \quad (9.8)$$

$$y^* = \frac{p_A}{p_t} \quad (9.9)$$

Mientras las dos fases líquidas **están** presentes, la mezcla hervirá a la misma temperatura y producirá un vapor de composición constante.

Ejemplo 9.2 Puede suponerse que una mezcla que contiene 50 g de agua y 50 g de etilanilina, es básicamente insoluble. Se hierve a **presión** atmosférica. Describir el fenómeno que ocurre.

SOLUCIÓN Puesto que los líquidos son insolubles, cada uno ejerce su propia **presión** de vapor y cuando la suma de éstas es igual a 760 mm Hg, la mezcla hierve.

$t, ^\circ\text{C}$	$p_A(\text{agua}),$ mmHg	$p_B(\text{etilanilina}),$ mmHg	$p_t = p_A + p_B,$ mmHg
38.5	51.1	1	52.1
64.4	199.7	5	205
80.6	363.9	10	374
96.0	657.6	20	678
99.15	137.2	22.8	760
113.2	1225	40	1265
204		760	

La mezcla hierve a 99.15 °C.

$$y^* = \frac{p_A}{p_t} = \frac{737.2}{760} = 0.97 \text{ fracción mol de agua}$$

$$1 - y^* = \frac{p_B}{p_t} = \frac{22.8}{760} = 0.03 \text{ fracción mol de etilanilina}$$

La mezcla original contenía **50/18.02** = 2.78 g mol de agua y **50/121.1** = 0.412 g mol **etilanilina**. La mezcla seguirá hirviendo a 99.15 °C con un vapor en el equilibrio de la **composición** indicada, hasta que se haya evaporado toda el agua junto con **2.78(0.03/0.97)** = 0.086 g mol de la etilanilina. Entonces, la temperatura aumentará hasta 204 °C y el vapor en el equilibrio será **etilanilina** pura.

Obsérvese que mediante este **método de destilación** por arrastre de vapor, mientras el agua líquida esté presente, el líquido orgánico de alto punto de **ebullición** se evaporará a una temperatura bastante menor que su punto normal de ebullición, sin necesidad de utilizar un equipo de vacío que opere a 22.8 mm Hg. Si se hierve a 204 °C, este compuesto **sufrirá** una descomposición considerable. Sin embargo, las necesidades caloríficas del proceso por arrastre de vapor son grandes, puesto que se tiene que evaporar simultáneamente una gran cantidad de agua. Las alternativas serían: (1) operar a una **presión** total diferente en presencia de agua líquida en donde la relación entre las presiones de vapor de las sustancias puede ser mas favorable, y (2) burbujear vapor sobrecalentado (u otro gas insoluble) a través de la mezcla en ausencia de agua líquida y evaporar la etilnilina para que se sature con vapor.

Desviaciones negativas del comportamiento ideal

Cuando la presión total de un sistema en el equilibrio es menor que el valor ideal, se dice que el sistema se desvía negativamente de la ley de Raoult. Una situación de este tipo se muestra en la figura 9.9 a temperatura constante. Obsérvese que en este caso, como en el caso de las desviaciones positivas en donde no hay asociación del vapor ni **disociación** del líquido, las presiones parciales de los componentes de la solución tienden al ideal cuando sus concentraciones tienden al **100%**. El diagrama de presión constante para un caso como éste es, en general, parecido a los diagramas que se muestran en la figura 9.2.

Mezclas con punto de ebullición máximo: azeotropos Cuando la diferencia entre las presiones de vapor de los componentes no es muy grande y cuando las

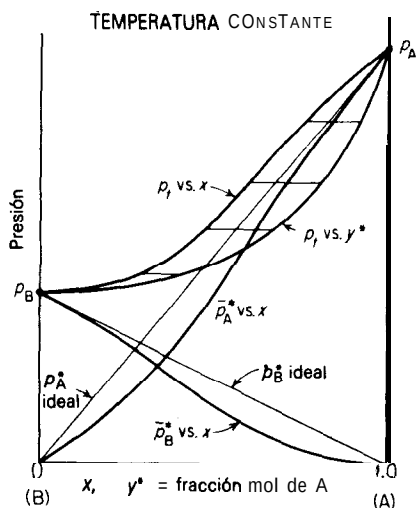


Figura 9.9 Desviaciones negativas del ideal.

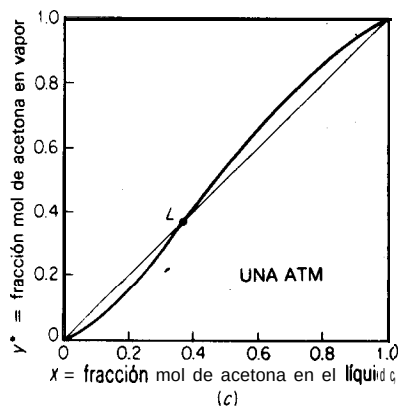
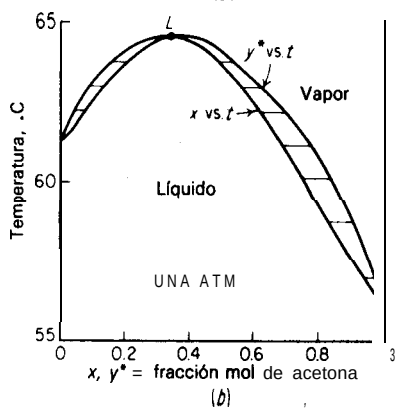
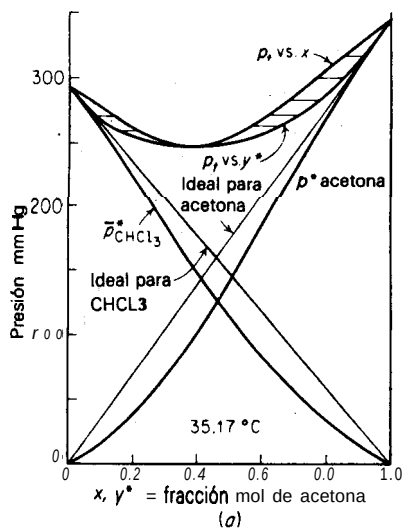


Figura 9.10 Azeotropismo a punto de ebullición máximo en el sistema acetona-cloroformo, (a) a temperatura constante; (b) y (c) a presión constante.

desviaciones negativas **también** son grandes, la curva de presión total contra composición puede pasar a **través** de un mínimo, como en la figura 9. 10a. Esta condición da lugar a un **máximo** en las temperaturas de **ebullición**, como en el punto L (figura 9.104, y a una **condición** de azeotropismo. El vapor en el equilibrio posee menos sustancia **más volátil** para los líquidos **cuya x** es menor que la composición azeotrópica y **posee** mayor cantidad de dicha sustancia si x es mayor. Las soluciones en cualquier lado del azeotropo, si se hierven en un recipiente abierto con escape del vapor, finalmente dejarán un líquido residual de la composición azeotrópica en el recipiente.

Los azeotropos de punto de ebullición **máximo** son menos comunes que los de punto de ebullición mínimo. Uno de ellos, muy conocido, es el formado por **ácido** clorhídrico-agua (1l. 1 % mol de **HCl**, 110 °C, a 1 atm); puede prepararse simplemente hirviendo una **solución** del **ácido** de cualquier concentración en un recipiente abierto. Este es un método para estandarizar ácido clorhídrico.

Diagramas **entalpía—concentración**

Los equilibrios binarios vapor-líquido **también** pueden graficarse utilizando como coordenadas la entalpía vs. concentración a presión constante. Las entalpías de solución del líquido incluyen tanto el calor sensible como el **calor** de mezclado de los componentes

$$H_L = C_L(t_L - t_0)M_{av} + \Delta H_S \quad (9.10)$$

en donde C_L es la capacidad calorífica de la solución, **energía/mol °C** y ΔH_S es el calor de disolución en t_0 ; la concentración predominante se refiere a los **componentes** líquidos puros, **energía/mol solución**. Para líquidos saturados, t_L es el punto de **formación** de la burbuja correspondiente a la concentración del líquido a la presión predominante. Los datos de calor de disolución varían de forma y tal vez se necesite **algún** ajuste de las unidades de los datos tabulados. Si se desprende calor durante el mezclado, ΔH_S **será** negativa; para las soluciones ideales es cero. Para soluciones ideales, la capacidad calorífica es el promedio medido para la capacidad calorífica de los componentes puros.

Respecto de los objetivos presentes, las entalpías del vapor saturado se pueden calcular adecuadamente suponiendo que los líquidos, sin mezclar se calientan por **separado** como líquidos a la temperatura del gas t_G (el punto de formación de rocío), evaporando cada uno de ellos a esta temperatura y mezclando los vapores

$$H_G = y[C_{L, A}M_A(t_G - t_0) + \lambda_A M_A] + (1 - y)[C_{L, B}M_B(t_G - t_0) + \lambda_B M_B] \quad (9.11)$$

en donde λ_A, λ_B = calores latentes de evaporación de las sustancias puras en t_G , **energía/mol**.

$C_{L, A}, C_{L, B}$ = capacidades caloríficas de los líquidos puros, **energía/mol °C**.

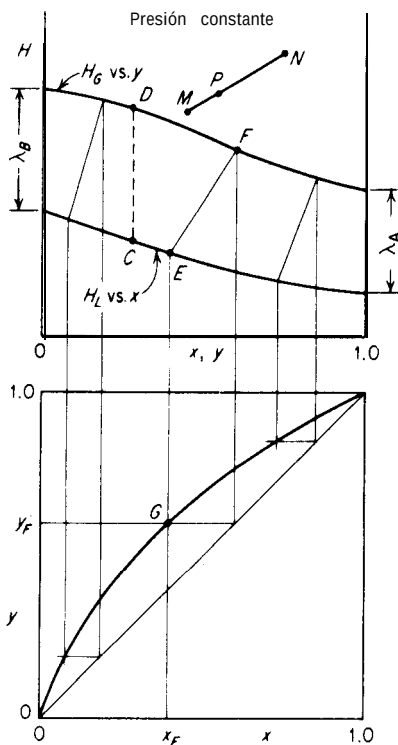


Figura 9.11 Coordenadas de **entalpía-concentración**.

En la parte superior de la figura 9. 11, que representa una mezcla binaria típica, se han **graficado** las entalpías de los vapores saturados en sus puntos de formación de rocío vs. y ; las entalpías de los líquidos saturados se **graficaron** en sus puntos de **formación** de burbuja vs. x . Las distancias verticales entre las dos curvas a $x = 0$ y 1 **representan, respectivamente**, los calores latentes molares de B y A. El calor necesario para evaporar completamente la solución C es $H_D - H_C$ **energía/mol** solución. Los líquidos y vapores en el equilibrio pueden unirse mediante líneas de unión, de las cuales, la línea **EF** es típica. La relación entre este diagrama de fases en el equilibrio y la curva **xy** se muestra en la parte inferior de la figura 9. 11. Aquí, el punto G representa la línea de unión **EF**, localizada en la curva inferior en la forma mostrada. Otras líneas de unión, cuando se proyectan hasta la curva **xy**, producen la curva de **distribución** completa en el equilibrio.

Características de los diagramas H_{xy} y xy [46] Supóngase que el punto **M** sobre la figura 9. 11, representa **M** moles de una mezcla con **entalpía H_M** y concentración **z_M** , en forma similar, sea N, N moles de una mezcla con propiedades **H_N, z_N** .

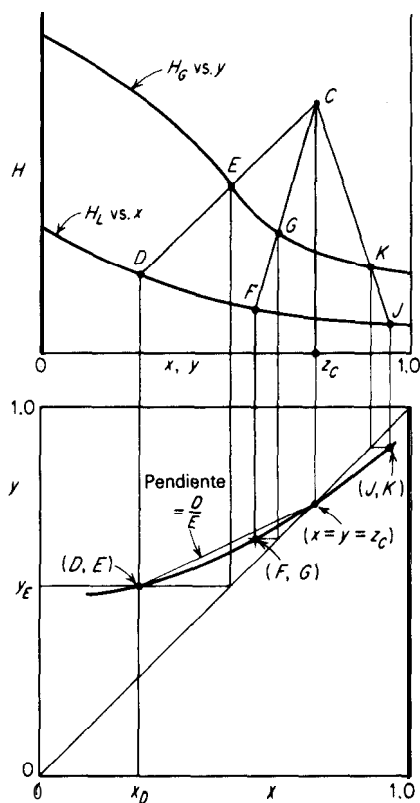


Figura 9.12 Relación entre los diagramas.

El mezclado **adiabático** de M y N producirá P moles de una mezcla con entalpía H_P y concentración z_P . Un balance de materia es

$$M + N = P \quad (9.12)$$

y un balance para el componente A es

$$Mz_M + Nz_N = Pz_P \quad (9.13)$$

Un balance de entalpía es

$$MH_M + NH_N = PH_P \quad (9.14)$$

La **eliminación** de P entre las ecuaciones (9.12) y (9.13) y entre (9.12) y (9.14) da

$$\frac{M}{N} = \frac{z_N - z_P}{z_P - z_M} = \frac{H_N - H_P}{H_P - H_M} \quad (9.15)$$

Esta es la ecuación de una línea recta sobre la gráfica de **concentración-entalpía**, que pasa a **través** de los puntos (H_M, z_M) , (H_N, z_N) y (H_P, z_P) . Por lo tanto, el punto **P** está sobre la línea recta **MN**, localizado de forma que $M/N = \text{línea } NP / \text{línea } PM$. En forma similar, si la mezcla **N** se *elimina* adiabáticamente de la mezcla **P**, se obtendría la mezcla **M**.

Considérese ahora la mezcla $C(H_C, z_C)$ en la figura 9.12. Es útil describir una mezcla de este tipo en función de los líquidos y vapores saturados, puesto que en la destilación se trabaja principalmente con este tipo de mezclas. **C** puede considerarse el resultado de eliminar adiabáticamente el líquido saturado **D** del vapor saturado **E** (**DE** no es una línea de **unión**); x_D y y_E pueden localizarse sobre el diagrama inferior, como se muestra. Sin embargo, se puede considerar en forma igualmente adecuada que **C** se produjo restando adiabáticamente **F** de **G**, o **J** de **K**, o bien mediante una combinación de los **líquidos** y vapores saturados, como la dada por cualquier línea desde **C** que intersecte las curvas de entalpía a saturación. Estas, cuando se proyectan en el diagrama inferior, forman la curva que ahí se muestra. Por lo tanto, cualquier punto **C** sobre el diagrama **Hxy** puede representarse por la diferencia entre los líquidos y los vapores saturados y también por una curva sobre la gráfica **xy**. Para la combinación $E - D = C$, un balance de materia muestra

$$\frac{D}{E} = \frac{z_C - y_E}{z_C - x_D} = \frac{\text{línea } CE}{\text{línea } CD} \quad (9.16)$$

Esta es la ecuación sobre el diagrama **xy** de la cuerda de pendiente **D/E** trazada entre el punto (y_E, x_D) y $y = x = z_C$ sobre la línea a 45°. En forma similar, se mostrarán las relaciones **F/G** y **J/K** por las pendientes de las cuerdas trazadas desde estos puntos hasta $y = x = z_C$.

Al considerar la geometría del diagrama, se observa fácilmente lo siguiente:

1. Si las curvas H_{Gy} y H_{Lx} son líneas paralelas rectas (lo cual sucede cuando los calores latentes molares de **A** y **B** son iguales, cuando las capacidades caloríficas son constantes sobre el rango predominante de temperatura y cuando no hay calor de disolución), entonces $D/E = F/G = J/K$ para la diferencia **adiabática**, puesto que entonces las relaciones entre los segmentos de las líneas son iguales; además, la curva sobre **xy** que representa a **C** se vuelve una línea recta.
2. Si el punto **C** se mueve hacia arriba, la curva sobre **xy** se vuelve más pronunciada y coincide finalmente con la línea a 45°, cuando **C** se encuentra a entalpía infinita.
3. Si el punto **C** está sobre la curva H_{Gy} , la curva sobre **xy** se vuelve una línea recta horizontal; si la línea **C** está sobre la curva H_{Lx} , la curva sobre **xy** se vuelve una línea recta vertical.

Estos conceptos serán útiles para entender las aplicaciones de estos diagramas.

Sistemas de multicomponentes

Los sistemas no ideales de tres componentes pueden visualizarse gráficamente, utilizando coordenadas triangulares para expresar las composiciones como en el Capítulo 10; no obstante, para mas de tres componentes, la evaluación gráfica se vuelve muy compleja. En la actualidad, el conocimiento acerca de los sistemas no ideales de este tipo es extremadamente limitado; mas **aún**, son relativamente pocos los datos que se han reunido. Muchos de los sistemas de multicomponentes de importancia industrial pueden considerarse casi ideales en la fase líquida para todos los fines prácticos. Esto es particularmente cierto para mezclas de hidrocarburos de la misma serie homóloga, como las mezclas de la serie **parafinica** o los hidrocarburos aromáticos de bajo punto de **ebullición**[†]. En estos casos, puede aplicarse la Ley de Raoult o su equivalente en función de las fugacidades y calcular el equilibrio a partir de las propiedades de los componentes puros. Sin embargo, generalmente no es seguro predecir el comportamiento detallado de un sistema de multicomponentes a partir, únicamente, de la consideración de los componentes puros, ni siquiera del conocimiento de los sistemas binarios simples que pueden formarse a partir de los componentes. Por ejemplo, algunas veces los sistemas de tres componentes forman azeotropos ternarios, cuyo vapor y liquido en el equilibrio tienen composiciones idénticas. Sin embargo, el hecho de que existan uno, dos o tres azeotropos binarios entre los componentes no asegura la formación de un azeotropo ternario; además, un azeotropo ternario no coincide necesariamente con la composición a la temperatura del punto **mínimo** o máximo de burbuja para el sistema a presión constante. La complejidad de los sistemas hace que las computadoras digitales sean útiles para manejar los datos ^[44].

En particular, para los sistemas de multicomponentes se acostumbra describir los datos en el equilibrio mediante el coeficiente de distribución m [‡]. Para el componente J ,

$$m_J = \frac{y_J^*}{x_J} \quad (9.17)$$

en donde m_J depende por lo general de la temperatura, presión y composición de la mezcla. La volatilidad relativa α_{IJ} del componente 1 con respecto a J es

$$\alpha_{IJ} = \frac{y_I^*/x_I}{y_J^*/x_J} = \frac{m_I}{m_J} \quad (9.18)$$

[†] Sin embargo, los hidrocarburos de estructura molecular diferente forman con frecuencia soluciones ideales en las que ocurre el azeotropismo, como por ejemplo, en los sistemas binarios **hexano-metilciclopentano**, **hexano-benceno** y **benceno-ciclohexano**.

[‡] Generalmente se utiliza K en lugar de m para denotar el coeficiente de distribución, pero aquí se va a utilizar K para el coeficiente global de transferencia de masa.

Para soluciones *ideales* a presión moderada, m , es independiente de la composición y sólo depende de la temperatura (puesto que ésta afecta a la presión de vapor) y la presión total

$$m_J = \frac{p_J}{P} \quad (9.19)$$

$$\alpha_{IJ} = \frac{p_I}{p_J} \quad (9.20)$$

Punto de burbuja Para el vapor en el punto de burbuja,

$$\sum y_i^* = 1.0 \quad (9.21)$$

$$m_A x_A + m_B x_B + m_C x_C + \dots = 1.0 \quad (9.22)$$

Con el componente J como componente de referencia

$$\frac{m_A x_A}{m_J} + \frac{m_B x_B}{m_J} + \frac{m_C x_C}{m_J} + \dots = \frac{1.0}{m_J} \quad (9.23)$$

$$\alpha_{AJ} x_A + \alpha_{BJ} x_B + \alpha_{CJ} x_C + \dots = \sum \alpha_{i,J} x_i = \frac{1}{m_J} \quad (9.24)$$

La composición del vapor en el punto de burbuja en el equilibrio esta dada por

$$y_i = \frac{\alpha_{i,J} x_i}{\sum \alpha_{i,J} x_i} \quad (9.25)$$

Habiendo fijado la composición del líquido y la presión total, el cálculo de la temperatura se hace por ensayo hasta satisfacer la ecuación (9.24). La convergencia es rápida, puesto que las α sólo varían lentamente al cambiar la temperatura (véase ejemplo 9.3).

Punto de rocío Para el líquido en el punto de rocío,

$$\sum x_i^* = 1.0 \quad (9.26)$$

$$\frac{y_A}{m_A} + \frac{y_B}{m_B} + \frac{y_C}{m_C} + \dots = 1.0 \quad (9.27)$$

Con el componente J como componente de referencia

$$\frac{m_J y_A}{m_A} + \frac{m_J y_B}{m_B} + \frac{m_J y_C}{m_C} + \dots = m_J \quad (9.28)$$

$$\frac{y_A}{\alpha_{AJ}} + \frac{y_B}{\alpha_{BJ}} + \frac{y_C}{\alpha_{CJ}} + \dots = \sum \frac{y_i}{\alpha_{i,J}} = m_J \quad (9.29)$$

La composición del líquido en el punto de rocío está dada por

$$x_i = \frac{y_i / \alpha_{i,j}}{\sum (y_i / \alpha_{i,j})} \quad (9.30)$$

En el ejemplo 9.3 se muestra el método de cálculo.

Ejemplo 9.3 Una **solución** de hidrocarburos a una **presión** total de 350 kN/m^2 ($508 \text{ lb}_f/\text{in}^2$) tiene el siguiente análisis $n\text{-C}_3\text{H}_8 = 5.0$, $n\text{-C}_4\text{H}_{10} = 30.0$, $n\text{-C}_5\text{H}_{12} = 40.0$, $n\text{-C}_6\text{H}_{14} = 25.0\%$ en mol. Calcular los puntos de burbuja y de rocío.

SOLUCIÓN Los valores de m se van a tomar de la **monografía** de DePriester [*Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, **49(7)**, 1 (1953), y de *Chem. Engrs. Handbook*, **5a.**, ed., Fig. 13-6b], que supone soluciones líquidas ideales.

Puntos de burbuja En la columna (1) se listan las composiciones en **fracción** mol. Como primera estimación del punto de burbuja, se escoge 60°C ; en la columna (2) se listan las m correspondientes a 60°C , 350 kN/m^2 . Se escoge el **pentano** como el componente de referencia. La columna (3) lista las volatilidades relativas. [$\alpha_{\text{C}_3, \text{C}_5} = 4.70/0.62 = 7.58$, etc.]. Ca.; $C_5 x_i = 1.702$ [columna (4)], de donde [Ec. (9.23)] $m_{\text{C}_5} = \text{VI.702} = 0.588$. Se repiten los **cálculos** para esta temperatura en las columnas (5)-(7). $m_{\text{C}_5} = 1/1.707 = 0.586$, **correspondiente** a $t = 56.7^\circ\text{C}$, lo cual verifica los 56.8°C supuestos. Este es el punto de burbuja; la composición correspondiente del vapor en el punto de burbuja esta dada en la columna (8) [$0.391/1.707 = 0.229$, etc.].

	x_i	m_i , 60°C	α_{i, C_5}	$\alpha_{i, \text{C}_5} x_i$	m_i , 56.8°C	α_{i, C_5}	$\alpha_{i, \text{C}_5} x_i$	y_i
	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)
$n\text{-C}_3$	0.05	4.70	7.58	0.379	4.60	7.82	0.391	0.229
$n\text{-C}_4$	0.30	1.70	2.74	0.822	1.60	2.72	0.816	0.478
$n\text{-C}_5$	0.40	0.62	1.00	0.400	0.588	1.00	0.400	0.234
$n\text{-C}_6$	0.25	0.25	0.403	0.1008	0.235	0.40	0.100	0.0586
				1.702			1.707	1.000

	y_i	m_i , 80°C	α_{i, C_5}	$y_i / \alpha_{i, \text{C}_5}$	m_i , 83.7°C	α_{i, C_5}	$y_i / \alpha_{i, \text{C}_5}$	x_i
	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)
$n\text{-C}_3$	0.05	6.30	6.56	0.00762	6.60	6.11	0.00818	0.0074
$n\text{-C}_4$	0.30	2.50	2.60	0.1154	2.70	1.90	0.400	0.1088
$n\text{-C}_5$	0.40	0.96	1.00	0.400	1.08	0.435	0.575	0.3626
$n\text{-C}_6$	0.25	0.43	0.448	0.558	0.47			0.5213
				1.081			1.103	1.000

Punto de rocío El procedimiento es similar al del punto de burbuja. La primera **estimación** es 80°C (176°F), de donde $\sum y_i / \alpha_{i, \text{C}_5} = 1.081$ [columna (4)] = m_{C_5} [Ec. (9.29)]. La temperatura correspondiente es 83.7°C (183°F). La **repetición** lleva a $m_{\text{C}_5} = 1.103$ correspondiente a 84.0°C , lo que es el punto de formación rocío. Las composiciones correspondientes del líquido en el punto de rocío se listan en la columna (8) [$0.00818/1.103 = 0.0074$, etc.].

OPERACIÓN DE UNA SOLA ETAPA-EVAPORACIÓN INSTANTÁNEA

La evaporación instantánea o destilación en el equilibrio -como algunas veces se llama-, es una operación de una sola etapa en donde se evapora parcialmente una mezcla líquida, se permite que el vapor alcance el equilibrio con el líquido residual y se separan y eliminan del aparato las fases vapor y líquido resultante. Puede llevarse a cabo por lotes o en forma continua.

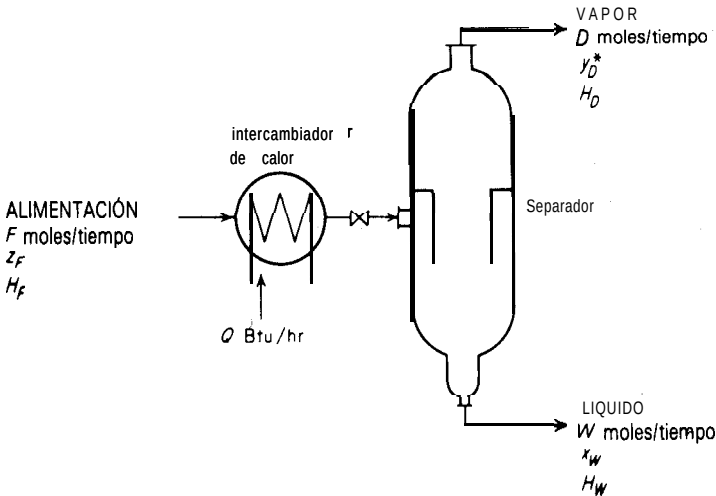


Figura 9.13 Evaporación instantánea continua.

En la figura 9.13 se muestra de modo **esquemático** un diagrama típico de flujo para la operación continua. Aquí, el líquido alimentado se calienta en un **inter**-cambiador de calor tubular tradicional o pasándolo a través de los tubos calientes de un horno de combustible. Entonces, se reduce la presión, el vapor se forma adiabáticamente a expensas del líquido y la mezcla se introduce en un tanque de separación vapor-líquido. El separador que se muestra es del tipo ciclón, en donde la alimentación se introduce tangencialmente en un espacio anular cubierto. La parte líquida de **la mezcla** se arroja mediante fuerza centrífuga hacia la pared externa y sale por el fondo, mientras que el vapor sube a través de la chimenea central y sale por la parte superior. Entonces, el vapor puede pasar a un condensador, el cual no se muestra en la figura. En particular para la evaporación instantánea de una sustancia volátil a partir de una sustancia relativamente no volátil, la operación en el separador puede llevarse a cabo a presión reducida, pero no tan baja que el agua ordinaria de enfriamiento no condense el producto evaporado.

El producto, **D moles/tiempo**, más rico en la sustancia **más** volátil, es en este caso totalmente un vapor. El balance de materia y el de entalpía son:

$$F = D + W \quad (9.31)$$

$$Fz_F = Dy_D + Wx_w \quad (9.32)$$

$$FH_F + Q = DH_D + WH, \quad (9.33)$$

Resolviendo estas ecuaciones simultáneamente, se tiene

$$-\frac{W}{D} = \frac{y_D - z_F}{x_w - z_F} = \frac{H_D - (H_F + Q/F)}{H_w - (H_F + Q/F)} \quad (9.34)$$

Sobre el diagrama Hxy esto representa una línea recta a través de los puntos de coordenadas (H_D, y_D) que representan a D , (H_w, x_w) que representan a W y $(H_F + Q/F, z_F)$ que representa la mezcla de **alimentación** después que abandona el **intercambiador** de calor de la figura 9.13. En la parte superior de la **figura** 9.14

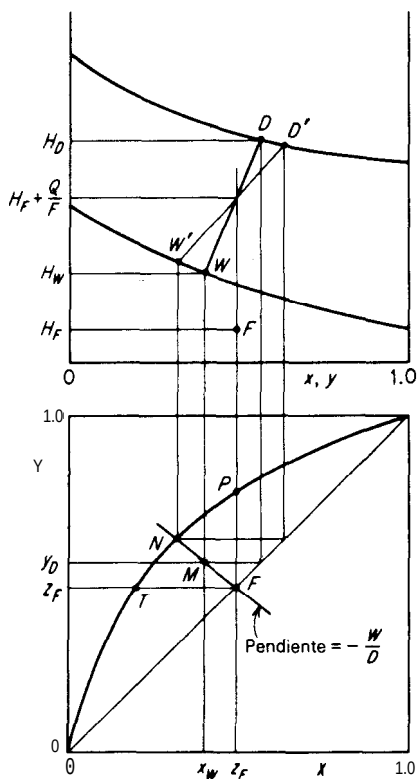


Figura 9.14 Evaporación instantánea.

esto se muestra como la línea **D W**. Los dos miembros del lado izquierdo de la ecuación (9.34) representan la línea usual de **operación** en una sola etapa sobre las coordenadas de distribución, con pendiente negativa como para todas las operaciones de una sola etapa (a corriente paralela) (véase el capítulo 5), pasando a través de las composiciones que representan a las corrientes entrante y saliente, puntos **F** y **M** sobre la figura inferior. Si las corrientes efluentes estuviesen en equilibrio, el dispositivo sería una etapa ideal y los productos **D'** y **W'** estarían sobre una línea de unión en la figura superior y sobre la curva en el equilibrio en **N** en la figura inferior. El vapor más rico, pero en cantidad infinitesimal, es el correspondiente a **P** en el punto de burbuja de la mezcla alimentada; y el líquido más pobre, también en cantidad infinitesimal, es el correspondiente a **T** en el punto de rocío de la mezcla alimentada. Las composiciones de los productos reales estarán entre estos límites, según el grado de **evaporación** de la mezcla alimentada y la eficiencia de la etapa.

Condensación parcial

Todas las ecuaciones se aplican igualmente bien para el caso en que la mezcla alimentada sea un vapor y en que se tome como negativo Q , el calor eliminado en el **intercambiador** de calor para producir la condensación incompleta. En la parte superior de la figura 9.14, el punto **F** es entonces o bien un vapor saturado, o bien un vapor sobrecalentado.

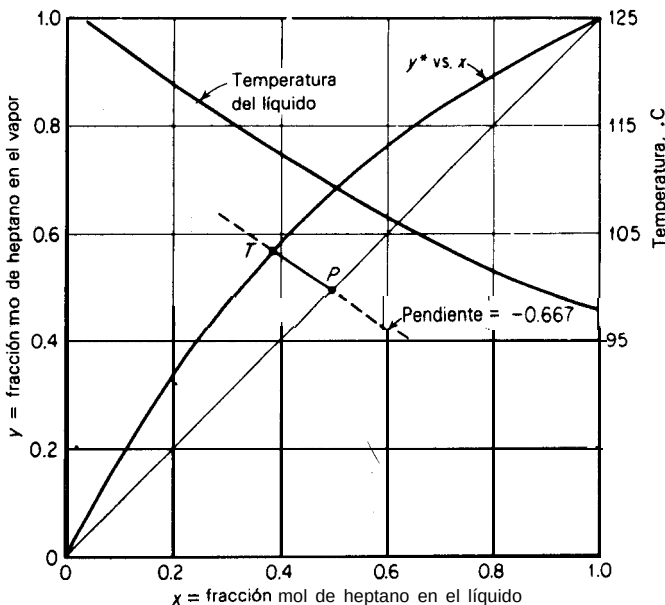


Figura 9.15 Solución al ejemplo 9.4.

Ejemplo 9.4 Una mezcla líquida que contiene 50% **mol** de n-heptano (A), 50% **mol** de n-octano (B) a **30 °C**, se va a evaporar instantánea y continuamente a 1 atm para evaporar 60% **mol** de la mezcla. ¿Cuál será la **composición** del vapor y del líquido y la temperatura en el separador para una etapa ideal?

SOLUCIÓN Bases: $F = 100$ moles mezcla, $z_F = 0.50$. $D = 60$ moles, $W = 40$ moles. $-W/D = -40/60 = -0.667$.

Los datos en el equilibrio se determinaron en el ejemplo 9.1 y se **graficaron** en la figura 9.15. El punto que representa la composición de la mezcla se **graficó** en **P** y la línea de operación se trazó con una pendiente de -0.667 hasta intersectar la curva en el equilibrio en **T**, en donde $y_B^* = 0.575$ fracción **mol** de heptano y $x_W = 0.387$ fracción **mol** de heptano. La temperatura en **T** es **113 °C**.

Sistemas de multicomponentes. Soluciones ideales

Para mezclas que al salir de una etapa ideal contienen los componentes A, B, C, etc., la relación en el equilibrio para cualquier componente J puede escribirse como

$$y_{J,D}^* = m_J x_{J,W} \quad (9.35)$$

También se aplica la ecuación (9.34) para cada uno de los componentes; combinada con la **ecuación (9.35)**, también se aplica a cualquier componente J para una etapa ideal

$$\frac{W}{D} = \frac{m_J x_{J,W} - z_{J,F}}{z_{J,F} - x_{J,W}} = \frac{y_{J,D}^* - z_{J,F}}{z_{J,F} - y_{J,D}^*/m_J} \quad (9.36)$$

Esta ecuación proporciona la siguiente, útil para la evaporación en el equilibrio,

$$y_{J,D}^* = \frac{z_{J,F}(W/D + 1)}{1 + W/Dm_J} \quad (9.37)$$

$$\sum y_D^* = 1.0 \quad (9.38)$$

y para la condensación

$$x_{J,W} = \frac{z_{J,F}(W/D + 1)}{m_J + W/D} \quad (9.39)$$

$$\sum x_W = 1.0 \quad (9.40)$$

Por lo tanto, la ecuación (9.37) puede utilizarse para cada uno de los componentes con los valores adecuados de m y z_F ; la suma de las y_B^* , calculada de esta forma, debe ser igual a la unidad si se escogieron las condiciones correctas de W/D , temperatura y presión. Se utiliza una interpolación similar para las ecuaciones

(9.39) y (9.40). Estas expresiones se reducen en el límite hasta el punto de burbuja ($W/D = \infty$) y el punto de rocío ($W/D = 0$), ecuación (9.22) y (9.30), respectivamente.

Ejemplo 9.5 Un líquido que contiene 50% en mol de benceno (A), 25% en mol de tolueno (B) y 25% en mol de o-xileno (C) se evapora **instantáneamente** a 1 atm de presión y 100 °C. Calcular la cantidad de producto líquido y vapor y sus composiciones. Las soluciones siguen la Ley de Raoult.

SOLUCIÓN Por la Ley de Raoult, $y^* = px/p_v = mx$, de forma que para cada componente $m = p/p_v$. $p_v = 760$ mm Hg. En la tabla siguiente, en la columna 2, se listan las presiones de vapor p a 100 °C para cada sustancia; en la columna 3 se listan el valor correspondiente de m . La **composición** de la mezcla se lista en la columna 4. Se escoge arbitrariamente un valor de W/D de 3.0, y se utiliza la **ecuación** (9.37) para calcular las y_B^* de la columna 5. Puesto que la suma de las y_B^* no es 1, se escoge un nuevo valor de W/D hasta que finalmente (columna 6) se ve que $W/D = 2.08$ es correcto.

Buses: $F = 100$ moles

$$100 = W + D \quad \frac{W}{D} = 2.08$$

Por lo tanto $D = 32.5$ mol $W = 67.5$ mol

La **composición** del líquido residual se puede encontrar mediante un balance de materia o por una **relación** de equilibrio, como en la columna 7.

Sustancia	p = presión de vapor mm Hg	$m = \frac{p}{760}$	z_F	$\frac{W}{D} \approx 3.0$	$\frac{W}{D} = 2.08$	$x_W = \frac{Fz_F - Dy_D^*}{W}$
				$\frac{z_F(W/D + 1)}{1 + W/D_m}$	y_D^*	$y_D^* = \frac{y_B^*}{m}$
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)
A	1370	1.803	0.50	$\frac{0.5(3+1)}{1+3/1.803} = 0.750$	0.715	0.397
B	550	0.124	0.25	0.1940	0.1983	0.274
C	200	0.263	0.25	0.0805	0.0865	0.329
				$\Sigma = 1.0245$	0.9998	1.000

Las evaporaciones instantáneas sucesivas se pueden hacer sobre los líquidos residuales mediante una serie de operaciones en una sola etapa; de esta manera, la separación será mejor que la **obtenida** si se formara la misma cantidad de vapor en una sola operación. Al ir siendo menor la cantidad de vapor formado en cada etapa y mayor el número total de evaporaciones, la operación tiende en el límite a la destilación diferencial.

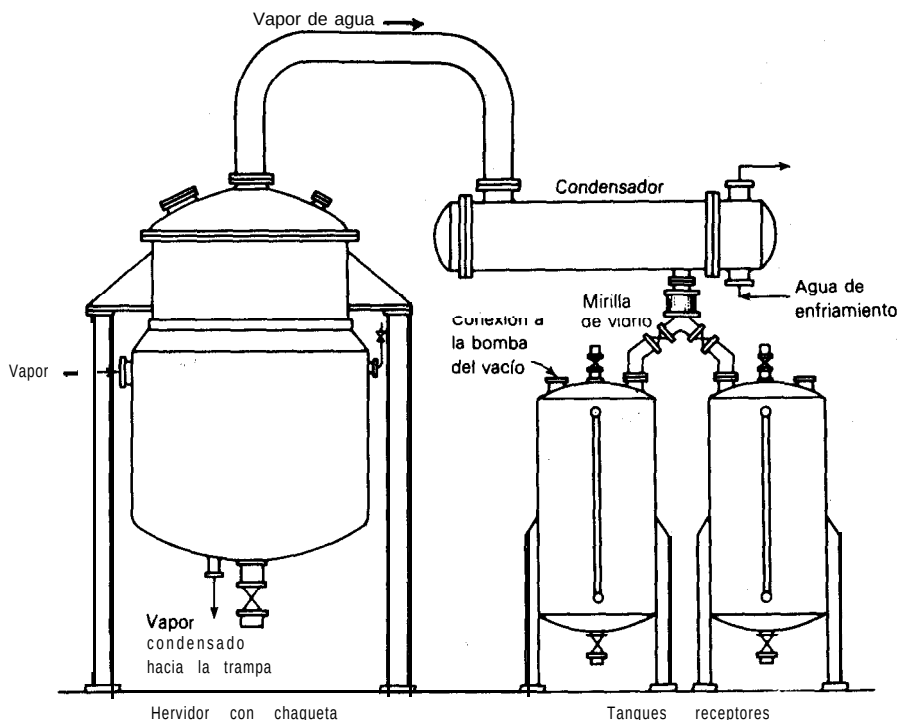


Figura 9.16 Olla de destilación por lotes.

DESTILACIÓN DIFERENCIAL O SENCILLA

Si durante un número infinito de evaporaciones **instantáneas** sucesivas de un líquido, **sólo** se evapora instantáneamente una porción infinitesimal del líquido cada vez, el resultado neto sería equivalente a una **destilación** diferencial o sencilla.

En la práctica, esto sólo puede ser aproximado. Un lote de líquido se carga en una caldera o destilador equipado con algún tipo de dispositivo de calentamiento; por ejemplo, con una chaqueta de vapor, como en la figura 9.16. La carga se hierve lentamente y los vapores se descargan en un condensador tan pronto como se forman; aquí se licúan y el condensado (destilada) se almacena en el colector. El aparato es básicamente una réplica a gran escala del matraz y refrigerante de destilación ordinario de laboratorio. La primera porción del destilado será la mas rica en la sustancia más **volátil**; conforme continua la destilación el producto evaporado se va empobreciendo. Por lo tanto, el destilado puede recolectarse en varios lotes separados, llamados "fracciones"; se obtiene **así** una serie de

productos destilados de diferente pureza. Por ejemplo, si una mezcla ternaria contiene una pequeña cantidad de una sustancia muy volátil A, una sustancia principal de volatilidad intermedia y una pequeña cantidad de C de baja volatilidad, la primera fracción, que será pequeña, contendrá la mayor parte de A. La segunda fracción contendrá la mayor parte de B razonablemente puro, aunque contaminado con A y C; el residuo que queda en la caldera será principalmente C. Aun cuando las tres fracciones contendrán las tres sustancias, se habrá logrado cierta separación.

Si con una operación de este tipo se quieren lograr, aun cuando sea aproximadamente, las características teóricas de una destilación diferencial, se tendrá que proceder en forma infinitamente lenta, para que el valor desprendido del líquido esté en cualquier momento en equilibrio con dicho líquido. Debe eliminarse todo arrastre y no debe existir enfriamiento ni condensación del vapor antes de que entre en el condensador. No obstante que estas condiciones son básicamente imposibles de lograr, es útil estudiar los resultados limitados que produce una destilación diferencial como estándar para la comparación.

Mezclas binarias

El vapor que se desprende en una destilación diferencial verdadera esta en cualquier momento en equilibrio con el líquido del cual se forma, pero cambia continuamente de composición. Por lo tanto, la aproximación matemática debe ser diferencial. Supóngase que en cualquier momento durante el desarrollo de la destilación hay L moles de líquido en el destilador con una composición x fracción mol de A y que se evapora una cantidad dD moles del destilado, de composición y^* fracción mol en equilibrio con el líquido. Entonces, se tiene el siguiente balance de materia:

	Materia total	Componente A
Moles entrantes	0	0
Moles salientes	dD	$y^* dD$
Moles acumulados	dL	$d(Lx) = Ldx + x dL$
Entrada-salida = acumulación	$0 - dD = dL$	$0 - y^* dD = Ldx + x dL$

Las dos últimas ecuaciones/ se vuelven:

$$y^* dL = Ldx + x dL \quad (9.41)$$

$$\int_w^F \frac{dL}{L} = \ln \frac{F}{W} = \int_{x_w}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \quad (9.42)$$

en donde F son los moles cargados de composición x_F y W los moles de líquido residual de composición x_w . Esta ecuación se conoce como la ecuación de Rayleigh, puesto que Lord Rayleigh fue el primero que la obtuvo. Puede utilizarse para de-

terminar F , W , x_F o x_W cuando se conocen tres de ellas. La integración del lado derecho de la ecuación (9.42), a menos que se cuente *con* una relación algebraica en el equilibrio entre y^* y x , se lleva a cabo gráficamente con $1/(y^* - x)$ como ordenada contra x como abscisa y determinando el área bajo la curva entre los límites indicados. Los datos para lo anterior se toman de la **relación** en el equilibrio vapor-líquido. La composición **compuesta** del destilado y_D , **pr** puede determinarse mediante un sencillo balance de materia:

$$Fx_F = Dy_{D,av} + Wx_W \quad (9.43)$$

Condensación diferencial

Esta es una **operación** similar en la cual un vapor se condensa lentamente bajo las condiciones en el equilibrio y en que el condensado se descarga tan rápidamente como se forma. Como en el caso de la **destilación**, los resultados sólo pueden aproximarse en la práctica. Una deducción parecida a la anterior lleva a

$$\ln \frac{F}{D} = \int_{y_F}^{y_D} \frac{dy}{y - x^*} \quad (9.44)$$

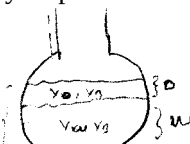
en donde F son los moles de vapor alimentado de composición y_F y D el residuo de vapor de composición y_D .

Volatilidad relativa constante

Si la ecuación (9.2) puede describir la **relación** en el equilibrio a presión constante mediante el uso de alguna volatilidad relativa promedio α sobre el rango considerado de concentración, esta ecuación puede sustituirse en la ecuación (9.42) para dar

$$\ln \frac{F}{W} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \frac{x_F(1 - x_W)}{x_W(1 - x_F)} + \ln \frac{1 - x_W}{1 - x_F} \quad (9.45)$$

y se puede evitar la integración gráfica. Esto puede reorganizarse en otra forma útil



$$\log \frac{Fx_F}{Wx_W} = \alpha \log \frac{F(1 - x_F)}{W(1 - x_W)} \quad (9.46)$$

la cual relaciona el número de moles de A que **quedan** en el residuo Wx_W , con las moles que quedan de B, $W(1 - x_W)$. Es más probable que estas expresiones sean válidas para mezclas ideales, para las cuales α es casi constante.

Ejemplo 9.6 Supóngase que el líquido del ejemplo 9.4 [50% en mol de n -heptano (A), 50% en mol de n -octano (B)] se sujeta a una destilación diferencial a presión **atmosférica** y que se destila el **60%** en mol del líquido. Calcular la composición del destilado compuesto y del residuo.

SOLUCIÓN Buses: $F = 100$ moles, $x_F = 0.50$, $D = 60$ moles, $W = 40$ moles. **Ecuación (9.42)**

$$\ln \frac{100}{40} = 0.916 = \int_{x_W}^{0.50} \frac{dx}{y^* - x}$$

Los datos en el equilibrio se dan en los ejemplos 9.1 y 9.4. A partir de estos, se pueden calcular los datos siguientes:

x	0.50	0.46	0.42	0.38	0.34	0.32
y^*	0.689	0.648	0.608	0.567	0.523	0.497
$1/(y^* - x)$	5.29	5.32	5.32	5.35	5.50	5.65

x como abscisa se calcula contra $1/(y^* - x)$ como ordenada; el área bajo la curva se obtiene empezando en $x_F = 0.50$. Cuando el área es igual a 0.916, se detiene la **integración**; esto sucede en $x_W = 0.33$ fracción mol de heptano en el residuo. La composición del destilado compuesto se obtiene mediante la **ecuación (9.43)**,

$$100(0.50) = 6y_{D, pr} + 40(0.33)$$

$$y_{D, pr} = 0.614 \text{ fracción mol de heptano}$$

Obsérvese que para el mismo porcentaje de evaporación, la **separación** en este caso es mejor que la **obtenida** por evaporación **instantánea**; con otras palabras, cada producto es más puro en su componente principal.

En forma alternativa, puesto que en este sistema la α promedio = 2.16 a 1 atm (ejemplo 9.1), Ecuación (9.46):

$$\log \frac{100(0.5)}{40x_W} = 2.16 \log \frac{100(1 - 0.5)}{40(1 - x_W)}$$

de donde por el método al tanteo $x_W = 0.33$.

Sistemas de multicomponentes. Soluciones ideales

Para los sistemas de multicomponentes que forman soluciones ideales, la ecuación (9.46) puede escribirse para cualquier par de componentes. De ordinario se escoge un componente para basar las volatilidades relativas; entonces, la ecuación (9.48) se escribe una vez para cada uno de los demás componentes. Por ejemplo, para la sustancia J, con volatilidad relativa basada en la sustancia B,

$$\log \frac{F x_{J, F}}{W x_{J, W}} = \alpha_{JB} \log \frac{F x_{B, F}}{W x_{B, W}} \quad (9.47)$$

Y

$$\sum x_W = 1.0 \quad (9.48)$$

de donde $x_{J, F}$ es la fracción mol de J en la carga y $x_{J, W}$ la del residuo.

Ejemplo 9.7 Un líquido que contiene 50% en mol de benceno (A), 25% en mol de tolueno (B) y 25% en mol de o-xileno (C) se destila diferencialmente a 1 atm. con evaporación del 32.5% en mol de la carga. Se aplica la Ley de Raoult. Calcular la composición del destilado y del residuo. **Obsérvese** que se tiene el mismo grado de **evaporación** que en el ejemplo 9.5.

SOLUCIÓN La temperatura promedio va a ser ligeramente superior que el punto de burbuja de la carga (95 °C, véase el ejemplo 9.3), pero se desconoce. Se va a tomar como 100 °C. Las correcciones pueden hacerse posteriormente calculando el punto de burbuja del residuo y repitiendo el trabajo a la temperatura promedio, pero α varía poco con cambios moderados de temperatura. A continuación, se tabulan las presiones de vapor a 100 °C y las se calculan en función del tolueno,

Sustancia	P = presión de vapor, 100 °C, mm Hg	α	x_F
A	1370	$1370/550 = 2.49$	0.50
B	550	1.0	0.25
C	200	0.364	0.25

Bases: $F = 100$ moles, $D = 32.5$ moles, $W = 67.5$ moles. Ecuación (9.47):

$$\text{Para A:} \quad \log \frac{100(0.50)}{67.5 x_{A,W}} = 2.49 \log \frac{100(0.25)}{67.5 x_{B,W}}$$

$$\text{Para C:} \quad \log \frac{100(0.25)}{67.5 x_{C,W}} = 0.364 \log \frac{100(0.25)}{67.5 x_{B,W}}$$

Ecuación (9.48):

$$x_{A,W} + x_{B,W} + x_{C,W} = 1.0$$

Resolviendo estas ecuaciones **simultáneamente**, suponiendo valores de $x_{B,W}$, calculando $x_{A,W}$ y $x_{C,W}$ y verificando su suma **hasta** que sea igual a 1, se obtiene $x_{A,W} = 0.385$, $x_{B,W} = 0.285$, $x_{C,W} = 0.335$. La suma es 1.005, la cual se considera satisfactoria.

La composición del destilado compuesto se calcula mediante balances de materia

$$\text{Para A, } 100(0.50) = 32.5 y_{A,D,pr} + 67.5(0.385) y_{A,D,pr} = 0.742$$

En forma similar,

$$y_{B,D,pr} = 0.178 \text{ Y } y_{C,D,pr} = 0.075$$

Nótese que se mejoró la **separación** con respecto a la **obtenida** por evaporación instantánea (ejemplo 9.5).

RECTIFICACIÓN CONTINUA. MEZCLAS BINARIAS

La rectificación continua, o fraccionamiento, es una operación de destilación a contracorriente en varias etapas. Por lo general, para una **solución** binaria, con

algunas excepciones, es posible separar mediante este método la solución de sus componentes y recuperar cada componente en el estado de pureza que se desee,

Probablemente, la rectificación es el **método** de separación utilizado con mayor frecuencia, aunque es relativamente nuevo. Mientras que la destilación simple se conocía en el primer siglo A.D., y tal vez antes, no fue hasta 1830 que **Aeneas Coffey** de Dublin inventó el rectificador a contracorriente en multietapas para destilar etanol a partir de granos molidos fermentados^[56]. La caldera estaba unida a platos y vertederos; se obtenía un destilado con más del 95% de etanol, la composición del azeótropo. Actualmente no se puede lograr nada mejor, excepto mediante métodos especiales.

La operación de destilación fraccionada

Con la finalidad de entender **cómo** se lleva a cabo esta operación, recuérdese el análisis de los absorbedores-rehervidores efectuado en el capítulo 8 y la figura 8.28. Como el líquido que sale por el fondo de un absorbedor está, en el mejor de los casos, en equilibrio con la mezcla de alimentación y puede, por lo tanto, contener concentraciones elevadas del componente volátil, los platos en los **absorbedores-rehervidores**, instalados debajo del punto de **alimentación**, se proveían con vapor generado en un rehervidor para **desorber** el componente volátil del líquido. Este componente entraba en el vapor y abandonaba la torre por la parte superior. La **sección** superior de la torre servía para lavar el gas y eliminar el componente menos volátil, el cual entraba en el líquido y abandonaba la torre por el fondo.

Lo mismo ocurría con la destilación. Obsérvese la figura 9.17. Aquí, la mezcla de alimentación se introduce de modo más o menos centrado en una cascada vertical de etapas. El vapor que se eleva en la sección arriba del alimentador (llamada la sección de *absorción, enriquecedora o rectificadora*) se lava con el líquido para eliminar o absorber el componente menos volátil. Como en este caso no se agrega ningún material **extraño**, como en el caso de la absorción, el líquido de lavado se obtiene condensando el vapor que sale por la parte superior, enriquecido con el componente más **volátil**. El líquido devuelto a la parte superior de la torre se llama **reflujo** y el material que se elimina permanentemente es el **destilado**, que puede ser un vapor o un líquido, enriquecido con el componente más volátil. En la **sección** debajo del alimentador (**sección desorbedora o agotamiento**), el líquido se **desorbe** del componente volátil mediante vapor que se produce en el fondo por la evaporación parcial del líquido en el fondo en el rehervidor. El líquido eliminado, **enriquecido** con el componente menos volátil, es el **residuo o fondos**. Dentro de la torre, los líquidos y los vapores siempre están en sus puntos de burbuja y de rocío, respectivamente, de manera que las temperaturas más elevadas se encuentran en el fondo y las menores en la parte superior. Todo el arreglo se conoce como **fraccionador**.

Las purzas obtenidas **para** los dos productos separados dependen de las **relaciones líquido/gas** utilizadas; debe establecerse el número de platos ideales suministrados por las dos secciones de la torre y la **relación** entre éstos. Sin **embar-**

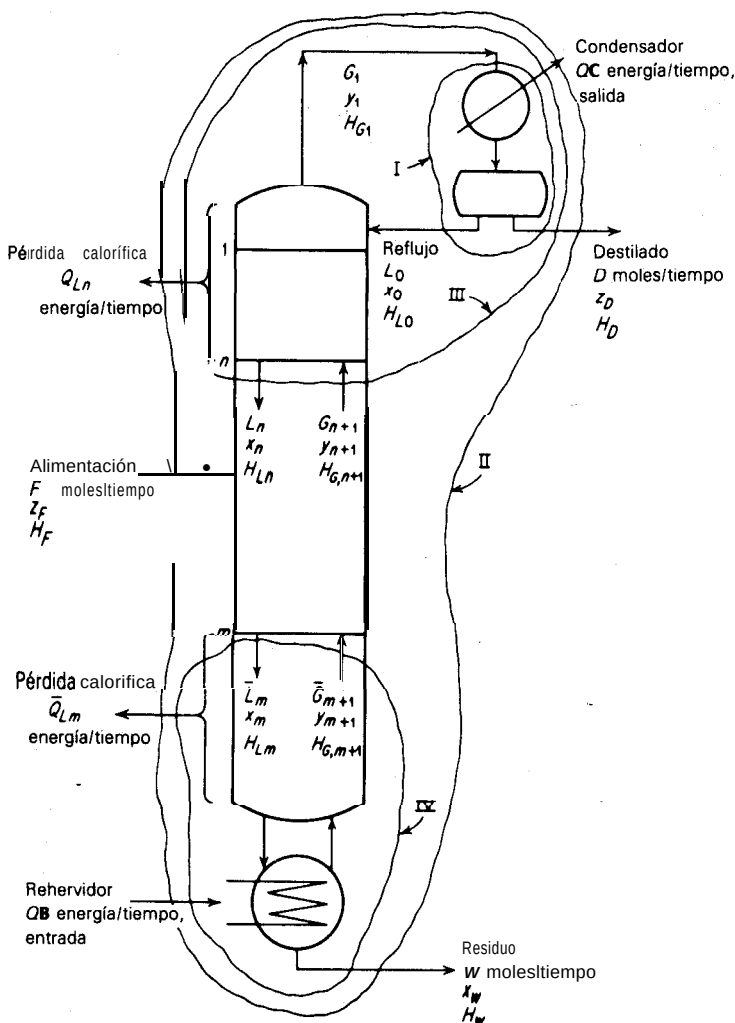


Figura 9.17 Balances de materia y entalpía de un fraccionador.

go, el área de la **sección** transversal de la torre depende completamente de la cantidad de los materiales que se manejen, de acuerdo con los principios del capítulo 6.

Balance de entalpía total

En la figura 9.17, los platos ideales están numerados desde la parte superior hacia abajo; generalmente, los subíndices indican el plato a partir del cual se origina la corriente: por ejemplo, L_n es moles de **líquido/tiempo** que caen del plato n . Una

línea sobre esta cantidad indica que se refiere a la sección de la columna debajo del punto de alimentación. El producto destilado puede ser líquido, vapor o una mezcla. Sin embargo, el reflujo debe ser líquido. La relación molar entre el reflujo y el destilado separado es la **relación de** reflujo, algunas veces llamada **relación** de reflujo externo,

$$R = \frac{L_0}{D} \quad (9.49)$$

que se especifica de acuerdo con los principios que se establezcan **posteriormente**.

Considérese el condensador, entorno 1 (figura 9.17). Un balance total de materia es:

$$G_1 = D + L_0 \quad (9.50)$$

$$G_1 = D + RD = D(R + 1) \quad (9.51)$$

Para la sustancia *A*

$$G_1 y_1 = Dz_D + L_0 x_0 \quad (9.52)$$

Las ecuaciones (9.50) a (9.52) establecen las concentraciones y cantidades en la parte superior de la torre. Un balance de entalpía, entorno 1,

$$G_1 H_{G1} = Q_C + L_0 H_{L0} + D H_D \quad (9.53)$$

$$Q_C = D[(R + 1)H_{G1} - R H_{L0} - H_D] \quad (9.54)$$

proporciona la carga **térmica** del condensador. Entonces, el calor del rehervidor se obtiene mediante un balance completo de entalpía en todo el aparato, entorno II,

$$Q_B = D H_D + W H_v + Q_C + Q_L - F H_F \quad (9.55)$$

en donde Q_L es la suma de todas las pérdidas de calor. Frecuentemente, la economía de calor se obtiene mediante un intercambio de calor entre el residuo que sale como producto, y que sale de la columna en su punto de, burbuja, y la mezcla alimentadora, con el fin de **precalentar** dicha mezcla. La ecuación (9.55) aún se aplica, siempre y cuando cualquier **intercambiador** esté incluido en el entorno II.

Se van a utilizar dos métodos para desarrollar la relación entre los números de platos, las relaciones líquido/vapor y las composiciones del producto. El primer método, el método de **Ponchon** y Savarit^[41, 46, 50] es riguroso y puede usarse

† Algunas veces, a la relación L/G se le llama la relación de reflujo interno; también se utiliza L/F para algunas correlaciones de reflujo.

en todos los casos, pero requiere datos detallados de entalpía para poderse aplicar. El segundo, el método de **McCabe Thiele** ^[36], una simplificación que sólo requiere los equilibrios de concentración, es menos riguroso pero adecuado para muchos fines.†

TORRES DE VARIAS ETAPAS (PLATOS). EL MÉTODO DEPONCHONYSAVARIT

Este método se va a desarrollar inicialmente para el caso en que se tengan pérdidas despreciables de calor.

La sección de enriquecimiento

Considérese la sección enriquecedora a través del plato n , entorno III, figura 9.17. El plato n es cualquier plato en esta sección. Los balances de materia para la sección, para la materia total, son

$$G_{n+1} = L_n + D \quad (9.56)$$

y para el componente A,

$$G_{n+1}y_{n+1} = L_nx_n + Dz_D \quad (9.57)$$

$$G_{n+1}y_{n+1} - L_nx_n = Dz_D \quad (9.58)$$

El lado izquierdo de la ecuación (9.58) representa la diferencia en el **flujo** del componente A, de arriba hacia abajo, o el flujo neto hacia arriba. Puesto que el lado derecho es constante para una **destilación** dada, se tiene que la diferencia, o flujo neto de A hacia arriba, es constante, independientemente del número de platos en esta sección de la torre; además, es igual al flujo permanentemente eliminado en la parte superior.

Un balance de entalpía, entorno III, con *pérdida despreciable de calor*, es

$$G_{n+1}H_{G_{n+1}} = L_nH_{L_n} + Q_C + DH_D \quad (9.59)$$

Sea Q' el calor eliminado en el condensador y el destilado eliminado permanentemente, por mol de destilado. Entonces

$$Q' = \frac{Q_C}{D} = \frac{Q_C}{D} + H_D \quad (9.60)$$

y

$$G_{n+1}H_{G_{n+1}} - L_nH_{L_n} = DQ' \quad (9.61)$$

† El tratamiento de cada método es completo en sí mismo, independientemente del otro. Con fines didácticos, ambos métodos pueden considerarse en cualquier orden, o cualquiera de los dos puede omitirse completamente.

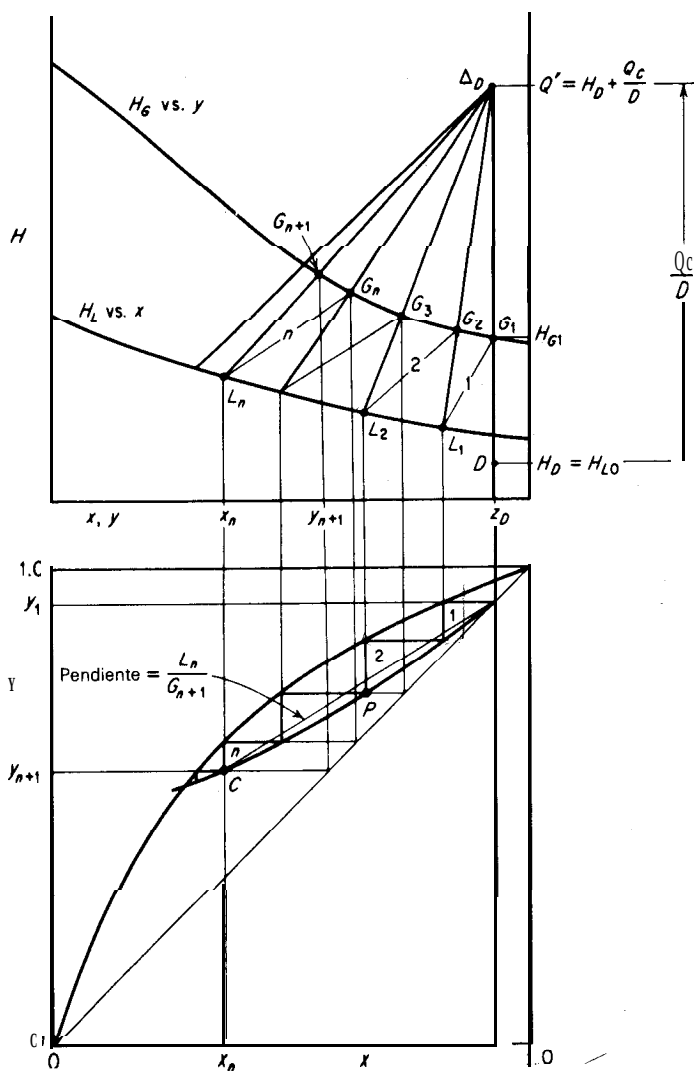


Figura 9.18 Sección de enriquecimiento, condensador total, reflujo debajo del punto de formación de burbuja.

zarse sobre la curva de vapor saturado mediante una línea trazada desde L_1 hasta Δ_D ; la línea de unión 2 a través de G_2 localiza L_2 , etc. Por lo tanto, las líneas de unión alternadas (cada una representa a los efluentes de un plato ideal) y las líneas de construcción a través de Δ_D proporcionan los cambios graduales de concentración que ocurren en la sección enriquecedora. Las intersecciones de las líneas que salen de Δ_D con las curvas de entalpía a saturación, como los puntos G_3 y L_2 , cuando se proyectan en el diagrama inferior, producen puntos tales como P .

Estos a su vez, producen la curva de operación **CP**, que pasa a través de $y = x = z_D$. Las líneas de unión, cuando se proyectan hacia abajo, producen la curva de distribución en el equilibrio; entonces se vuelve obvia la naturaleza gradual de los cambios en la concentración con el número de platos. El punto de diferencia Δ_D se utiliza de esta forma para todos los platos en la sección enriquecedora y se trabaja en forma descendente hasta que se alcance el plato alimentador.

Por tanto, los platos enriquecedores se pueden localizar únicamente sobre el diagrama **Hxy** alternando las líneas de construcción a Δ_D con las líneas de unión, ya que cada línea de unión representa un plato ideal. Como alternativa, se pueden trazar líneas al azar que salgan de Δ_D ; luego se **grafican** sus intersecciones con las curvas **H_Gy** y **H_Lx** sobre el diagrama xy para producir la curva de operación; por último, se determinan los platos mediante la construcción por pasos, típica de estos diagramas.

En cualquier plato **n** (compárese la figura 9.12), la relación L_n/G_{n+1} está dada por la **relación** entre las longitudes de las líneas $\Delta_D G_{n+1}/\Delta_D L_n$ en el diagrama superior de la figura 9.18 o por la pendiente de la cuerda, como se muestra en el diagrama inferior. La eliminación de G_{n+1} entre las ecuaciones (9.56) y (9.62) da

$$\frac{L_n}{D} = \frac{Q' - H_{G_{n+1}}}{H_{G_{n+1}} - H_{L_n}} = \frac{z_D - y_{n+1}}{y_{n+1} - x_n} \quad (9.64)$$

Aplicando esta **ecuación** al plato superior, se obtiene la **relación** de reflujo externo, que es el que generalmente se especifica:

$$R = \frac{L_0}{D} = \frac{Q' - H_{G_1}}{H_{G_1} - H_{L_0}} = \frac{\text{línea } \Delta_D G_1}{\text{línea } G_1 L_0} = \frac{\text{línea } \Delta_D G_1}{\text{línea } G, D} \quad (9.65)$$

Para una relación de reflujo dada, la relación entre las longitudes de las líneas en la ecuación (9.65) se puede utilizar para localizar Δ_D de modo vertical en la figura 9.18; entonces puede utilizarse la ordenada Q' para calcular la carga térmica del condensador.

En algunos casos, se utiliza un **condensador parcial**, como en la figura 9.19. Aquí, se elimina un vapor saturado **D** que se obtiene como destilado; el condensado proporciona el reflujo. Esto se hace con frecuencia cuando resulta muy elevada la presión que se requiere para la condensación total del vapor **G₁** a temperaturas razonables del condensador. La Δ_D se **grafica** a una abscisa y_D correspondiente a la composición del **destilado** ~~parado~~. Suponiendo que se realiza una condensación en el equilibrio, el reflujo **L₀** está al final de la línea de unión C. **G₁** se localiza mediante la línea de construcción **L₀Δ_D**, etc. En el diagrama inferior, la línea MN resuelve el problema de condensación en el equilibrio (compárese con la figura 9.14). La relación de reflujo $R = L_0/D = \text{línea } \Delta_D G_1 / \text{línea } G_1 L_0$, mediante la

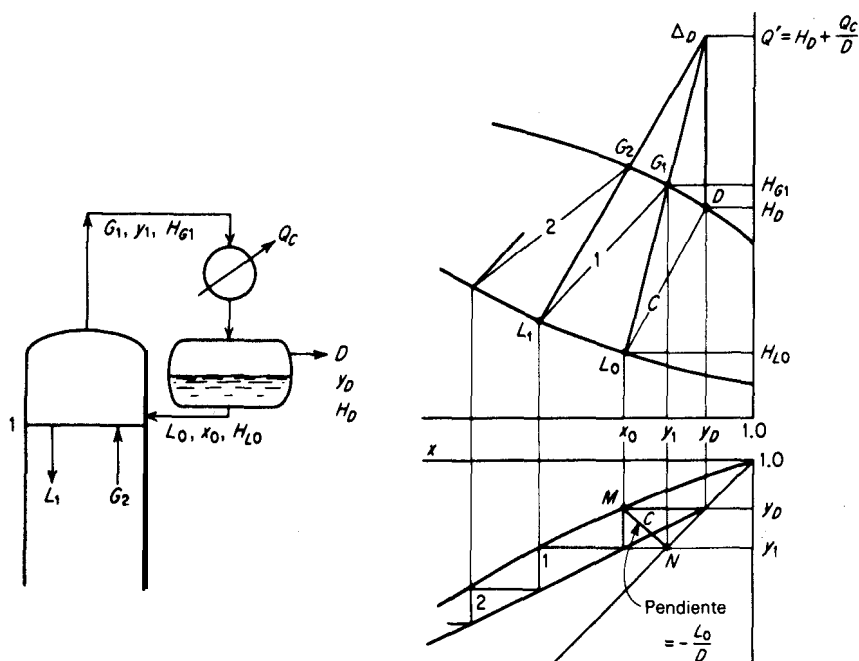


Figura 9.19 Condensador parcial.

ecuación (9.65). Se ve que el condensador parcial en el equilibrio proporciona un plato ideal digno de **rectificación**. Sin embargo, es más seguro no **confiar** en este enriquecimiento completo mediante el condensador, sino colocar en la torre los platos equivalentes para todas las etapas requeridas.

La sección de agotamiento

Considérese el entorno IV, figura 9.17, en donde el plato m es cualquier plato en la sección de agotamiento. Un balance de materia total es

$$\bar{L}_m = \bar{G}_{m+1} + W \quad (9.66)$$

y para el componente A

$$\bar{L}_m x_m = \bar{G}_{m+1} y_{m+1} + W x_w \quad (9.67)$$

$$\bar{L}_m x_m - \bar{G}_{m+1} y_{m+1} = W x, \quad (9.68)$$

El lado izquierdo de la **ecuación** (9.68) representa la diferencia en el flujo del componente A, de abajo hacia arriba, o el flujo neto hacia abajo. Puesto que el lado derecho es una constante para una cierta **destilación**, la diferencia es **inde-**

pendiente del número de platos en esta sección de la torre e igual a el flujo de eliminación permanente de A en el fondo. Un balance de entalpía es

$$\bar{L}_m H_{L_m} + Q_B = \bar{G}_{m+1} H_{G_{m+1}} + W H_W \quad (9.69)$$

Sea Q'' el flujo neto de calor saliente en el fondo, por mol de residuo

$$Q'' = \frac{W H_W - Q_B}{W} = H_W - \frac{Q_B}{W} \quad (9.70)$$

de donde

$$\bar{L}_m H_{L_m} - \bar{G}_{m+1} H_{G_{m+1}} = W Q'' \quad (9.71)$$

El lado izquierdo de la ecuación (9.71) es la diferencia en el flujo **de calor**, de abajo hacia arriba, que entonces es igual al flujo neto constante de calor saliente en el fondo para todos los platos de esta sección.

Eliminando W entre las ecuaciones (9.66) y (9.67) y entre las ecuaciones (9.66) y (9.71) se obtiene

$$\frac{m \bar{L}}{\bar{G}_{m+1}} - \frac{y_{m+1} - x_W}{x_m - x_W} = \frac{H_{G_{m+1}} - Q''}{H_{L_m} - Q''} \quad (9.72)$$

Sobre el diagrama **Hxy**, la **ecuación** (9.72) es una línea recta que pasa a través de $(H_{G_{m+1}}, y_{m+1})$ en $\bar{G}_{m+1}$, (H_{L_m}, x_m) en $\bar{L}_m$, y (Q'', x_W) en Δ_W . Δ_W es un punto de diferencia, cuyas coordenadas significan

$$\Delta_W \begin{cases} Q'' = \frac{\text{diferencia en flujo de calor, de abajo hacia arriba}}{\text{moles netas de sustancia total saliente}} = \frac{\text{calor neto saliente}}{\text{moles netas salientes}} \\ x_W = \frac{\text{diferencia en flujo del componente A, de abajo hacia arriba}}{\text{moles netos de sustancia total salientes}} = \frac{\text{moles salientes de A}}{\text{moles netos salientes}} \end{cases}$$

Por lo tanto, Δ_W es una **corriente** ficticia, de igual cantidad que el flujo neto saliente (en este caso, W), de propiedades (Q'', x_W) ,

$$\bar{L}_m - \bar{G}_{m+1} = \Delta_W \quad (9.73)$$

En el diagrama **xy**, la ecuación (9.72) es una línea recta de pendiente $\bar{L}_m / \bar{G}_{m+1}$, que pasa a través de (y_{m+1}, x_m) y $y = x = x_W$. Estas líneas rectas se **grafican** en la figura 9.20 para los dos diagramas.

Puesto que la ecuación (9.72) se aplica a todos los platos en la sección de agotamiento, la línea en la gráfica **Hxy** de la figura 9.20, desde $\bar{G}_{N+1}$ (vapor que abandona el rehervidor y entran en el plato inferior N_p de la torre) hasta Δ_W inter-

seca la curva de entalpía del líquido a saturación en $\bar{L}_{N_p}$, el líquido que abandona el plato inferior. El vapor $\bar{G}_{N_p}$ que sale del plato inferior está en el equilibrio con el líquido $\bar{L}_{N_p}$ y está **localizado sobre** la línea de unión N_p . Las proyecciones de las líneas de **unión** hasta el diagrama xy producen puntos sobre la curva en el equilibrio y las líneas a **través** de Δ_w proporcionan puntos como T sobre la curva de **operación**. Sustituyendo la **ecuación** (9.66) en la (9.72), se tiene

$$\frac{\bar{L}_{m+1}}{W} = \frac{H_{G_{m+1}} - Q''}{H_{G_{m+1}} - H_{L_m}} = \frac{x_w}{y_{m+1} - x_m} \quad (9.74)$$

Los diagramas se trazaron para el tipo de rehervidor que se muestra en la figura 9.17, en donde el vapor que sale del rehervidor está en equilibrio con el residuo; por lo tanto, el rehervidor proporciona una etapa ideal de enriquecimiento (línea de unión B , figura 9.20). Posteriormente, se consideraran otros métodos de **aplicación** de calor en el fondo de la caldera.

Así, los platos de la sección de agotamiento se pueden determinar completamente en el diagrama Hxy alternando las líneas de construcción hasta Δ_w y las líneas de unión; en el diagrama, cada una de estas líneas de unión representa una etapa ideal. Alternativamente, es posible trazar las líneas al azar que salen de Δ_w , **graficar** sus intersecciones con las curvas H_Gy y H_Lx en el diagrama xy para producir la curva de operación y determinar las etapas mediante la **construcción** gradual acostumbrada.

La torre de destilación fraccionada completa

Puede utilizarse el entorno II de la figura 9.17 para obtener los balances de materia en el aparato completo

$$F = D + W \quad (9.75)$$

$$Fz_F = Dz_D + Wx_w \quad (9.76)$$

La ecuación (9.55) es un balance completo de entalpía. Si, en ausencia de pérdidas de calor ($Q_L = 0$), se sustituyen las definiciones de Q' y Q'' en la ecuación (9.55), se tiene

$$FH_F = DQ' + WQ'' \quad (9.77)$$

Si se elimina F en las ecuaciones (9.75) a (9.77), resulta

$$\frac{D}{W} = \frac{z_F - x_w}{z_D - z_F} = \frac{H_F - Q''}{Q' - H_F} \quad (9.78)$$

Esta es la ecuación de una línea recta en el diagrama Hxy , que pasa a través de (Q', z_D) a Δ_D , (H_F, z_F) a F y (Q'', x_w) a Δ_w , como en el diagrama de la figura 9.21. En otras palabras,

$$F = \Delta_D + \Delta_w \quad (9.79)$$

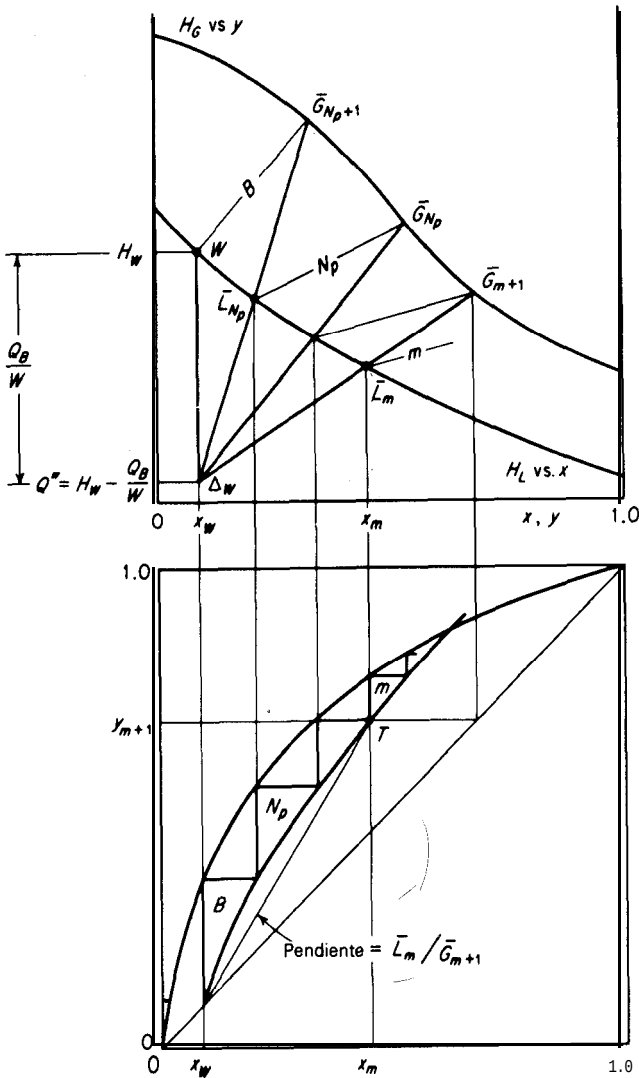


Figura 9.20 Sección de agotamiento.

En la figura 9.21, la ubicación de F , que representa la mezcla de **alimentación**, muestra que en este caso la mezcla de **alimentación** en un líquido debajo del punto de burbuja. En otros casos, F puede estar en la curva de líquido saturado, en la curva de vapor saturado, entre ellas o arriba de la curva de vapor saturado. De todas maneras, los dos puntos A y F deben caer sobre una única línea recta.

Ahora es clara la construcción para los platos. Después de localizar F y las abscisas para las concentraciones x_D y x_W que corresponden a los productos en el

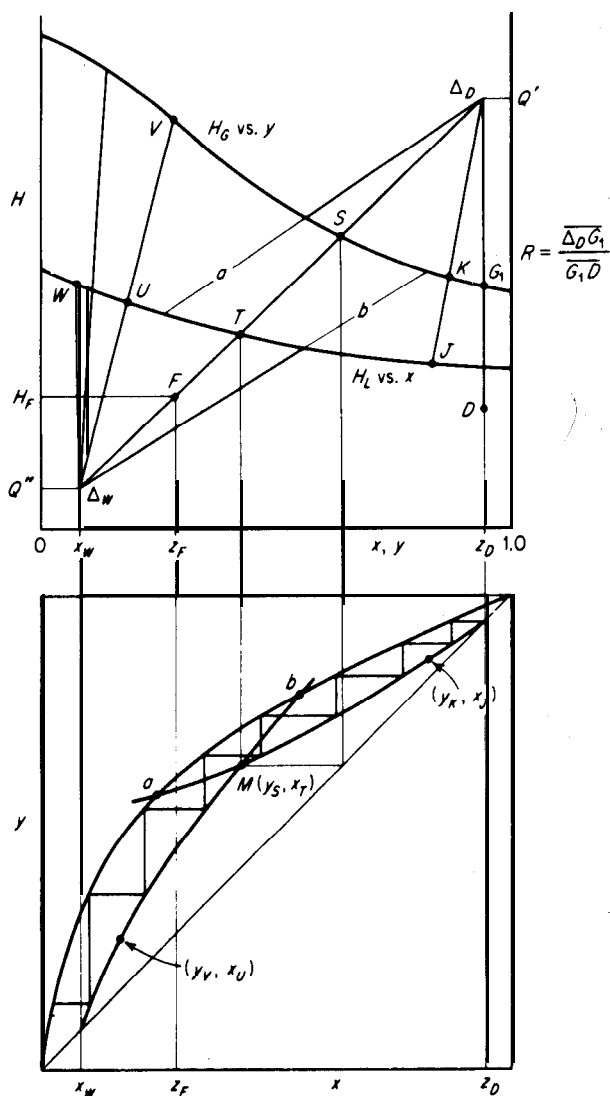


Figura 9.21 El fraccionador completo Alimentación debajo del punto de burbuja y un condensador total.

diagrama Hxy , se localiza Δ_D en forma vertical en la línea $x = z_D$, calculando Q' o, utilizando la relación de reflujo dada R , mediante la relación entre las longitudes de las líneas de la ecuación (9.65). La línea $\Delta_D F$ extendida hasta $x = x_W$ ubica Δ_W , cuya ordenada puede utilizarse para calcular Q_B . Las líneas al azar, como $\Delta_D J$, se trazan desde Δ_D para localizar la curva de operación de la sección de enriquecimiento en el diagrama xy ; las líneas al azar, como $\Delta_W V$ se utilizan para

localizar la curva de operación de la **sección** de agotamiento en el diagrama inferior. Las curvas de operación se intersecan en **M**, con base en la línea $\Delta_D F \Delta_W$ en la forma mostrada. Intersecan a la curva en el equilibrio en **a** y **b**, que corresponde a las líneas de unión en el diagrama **Hxy**, el cual, cuando se extiende, pasa a través de Δ_D y Δ_W , respectivamente, como se muestra. Los pasos se trazan, en el diagrama **xy**, entre las curvas de operación y la curva en el equilibrio; generalmente se empieza en $x = y = z_D$ (o si se desea en $x = y = x_W$); cada paso representa una etapa o plato ideal. Se efectúa un cambio desde la curva de **operación** en el enriquecimiento hasta aquella en el agotamiento en **el plato sobre el cual se introduce la mezcla de alimentación**. En el caso mostrado, la mezcla de **alimentación** se introduce en el plato cuyo paso indica el punto **M**. Entonces, se continúa la construcción por pasos hasta $x = y = x_W$.

Los flujos del líquido y del vapor pueden calcularse en todo el fraccionador a partir de las relaciones entre las longitudes de las líneas [ecuación (9.62), (9.64), (9.72) y (9.74)] en el diagrama **Hxy**.

Localización del plato de alimentación

Los balances de materia y de entalpía a partir de los cuales se obtienen las curvas de operación, indican que la construcción por pasos de la figura 9.21 debe cambiar las líneas de operación en el plato en que se está introduciendo la mezcla de alimentación. Obsérvese la figura 9.22, en donde se reproducen las curvas en el equilibrio y de operación de la figura 9.21. Al ir descendiendo paso a paso desde la parte superior del fraccionador es claro que, como se muestra en la figura 9.22a, la curva de enriquecimiento podría haberse utilizado en una posición lo más cerca que se hubiera querido al punto **a**. Sin embargo, al irse aproximando al punto **a**, el cambio en la composición producido por cada plato disminuye y en **a** se produce un **adelgazamiento**. Como se muestra, el platofes el plato de alimentación. En forma alternativa, pudo utilizarse la curva de **operación** de agotamiento en la primera oportunidad después de haber pasado el punto **b**, para proporcionar el plato de alimentación **f** de la figura 9.22b. (Si la **construcción** hubiese empezado en x_W , la **introducción** de la mezcla de alimentación hubiera podido efectuarse lo más cerca que se hubiese querido del punto **b**, lo cual hubiese producido un **adelgazamiento** en **b**).

En el **diseño** de@ fraccionador, se desea el menor número de platos para las condiciones dadas. Esto requiere que la distancia entre las curvas de operación y en el equilibrio siempre se mantenga tan grande como sea posible; esto se consigue si el plato de alimentación se toma como el plato que dirige la intersección de la curva de operación en **M**, como en la figura 9.21. El número total de platos, tanto en la figura 9.22a como en la 9.22b, es necesariamente mayor. La entrada retrasada o adelantada de la mezcla de **alimentación**, como se muestra en estas figuras, se utiliza **sólo** en los casos en que se está adaptando una separación a una torre que está equipada con una boquilla de entrada al plato de **alimentación** sobre un plato particular, que debe entonces utilizarse.

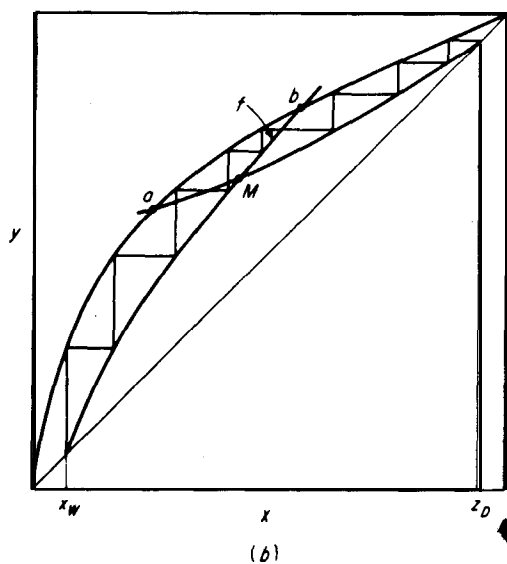
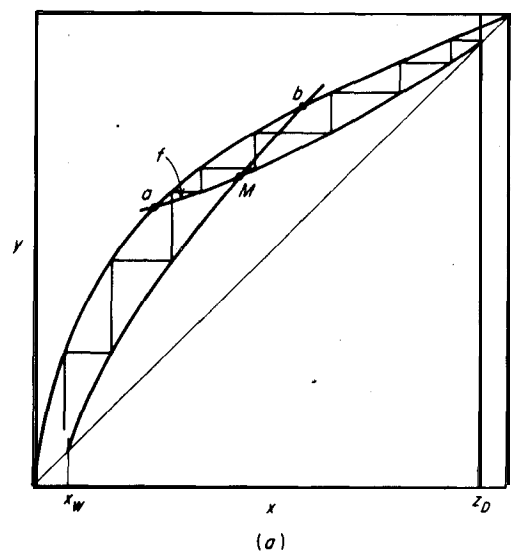


Figura 9.22 Entradas de la alimentación retardada y adelantada.

Considérese nuevamente el plato de alimentación de la figura 9.21. Se sobreentiende que si toda la mezcla de **alimentación** es líquida, se introduce encima del plato, de forma que entre al plato junto con el líquido del plato superior. Y a la inversa, si toda la mezcla de alimentación es vapor, se introduce por debajo del plato de alimentación. Si la mezcla de alimentación fuese una mezcla de líquido y vapor, en principio éstos deberían separarse fuera de la columna; asimismo, la

parte líquida debería introducirse arriba del plato de alimentación y la parte vapor por debajo. Esto se hace rara vez, ya que generalmente la mezcla de alimentación se introduce sin **separación** previa por razones **económicas**. Esto apenas modifica el número de platos requeridos [6].

Incremento en la relación de reflujo

Al aumentar la relación de reflujo $R = L_0/D$, el punto de diferencia Δ_D en la figura 9.21 deberá localizarse en valores mayores de Q' . Puesto que Δ_D , Fy y Δ_w están siempre sobre la misma línea, al aumentar la **relación** de reflujo se disminuye la **ubicación** de Δ_w . Estos cambios inducen valores más grandes de $L_n/G_n +$, y valores mas **pequeños** de $\bar{L}_m/\bar{G}_m +$, y las curvas de **operación** en el diagrama xy se **acercan a** la diagonal a 45° . Entonces, se necesitan menos platos, pero Q_c , Q_w , L , $\bar{L}$, G y $\bar{G}$ aumentan; las superficies del condensador y del rehervidor y la sección transversal de la torre se deben aumentar para acomodar cargas mayores.

Reflujo total

Finalmente, cuando $R = \infty$, $L_n/G_n + = \bar{L}_m/\bar{G}_m + = 1$, las curvas de operación coinciden con la línea a 45° en la gráfica xy , los puntos A están en el infinito en la gráfica Hxy y el número de platos requeridos es el valor mínimo, N_m . Esto se muestra en la figura 9.23. La condición puede comprenderse de manera practica devolviendo en forma de reflujo todo el destilado al plato superior y volviendo a hervir el residuo, porque así debe detenerse la alimentación a la torre.

Volatilidad relativa constante

Una expresión analítica **útil** para el número **mínimo** de etapas **teóricas** puede obtenerse en los casos en que la volatilidad relativa es razonablemente constante [13, 63]. Aplicando la ecuación (9.2) al producto residual

$$\frac{y_w}{1 - y_w} = \alpha_w \frac{x_w}{1 - x_w} \quad (9.80)$$

en donde α_w es la volatilidad relativa en el rehervidor. En el reflujo total, la línea de operación coincide con la diagonal a 45° , de forma que $y_w = x_{N_m}$. Por lo tanto,

$$\frac{x_{N_m}}{1 - x_{N_m}} = \alpha_w \frac{x_w}{1 - x_w} \quad (9.81)$$

En forma similar, para el último plato de la columna, al cual pertenece α_{N_m} ,

$$\frac{y_{N_m}}{1 - y_{N_m}} = \alpha_{N_m} \frac{x_{N_m}}{1 - x_{N_m}} = \alpha_{N_m} \alpha_w \frac{x_w}{1 - x_w} \quad (9.82)$$

Este procedimiento puede continuarse ascendiendo por la columna, hasta que finalmente

$$\frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{x_D}{1 - x_D} = \alpha_1 \alpha_2 \cdots \alpha_{N_m} \alpha_w \frac{x_w}{1 - x_w} \quad (9.83)$$

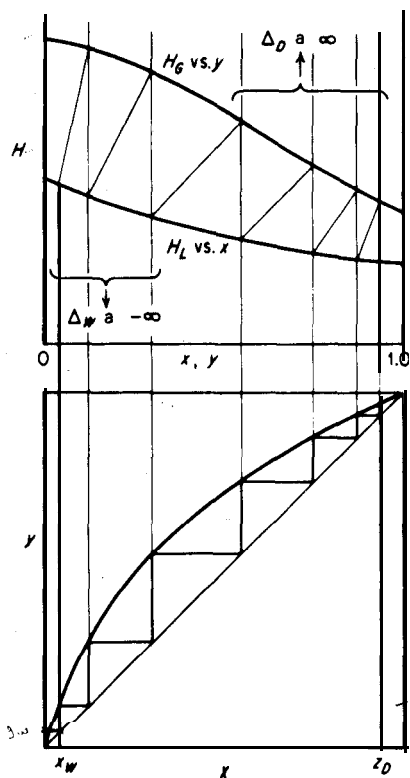


Figura 9.23 Reflujo total y etapas mínimas.

Si puede utilizarse alguna volatilidad relativa promedio α_{pr} ,

$$\frac{x_D}{1-x_D} = \alpha_{pr}^{N_m+1} \frac{x_W}{1-x_W} \quad (9.84)$$

$$N_m + 1 = \frac{\log \frac{x_D}{1-x_D} \frac{1-x_W}{x_W}}{\log \alpha_{pr}} \quad (9.85)$$

lo cual se conoce como la ecuación de **Fenske**. El número total **mínimo** de etapas teóricas para producir los productos x_D y x_W es $N_m + 1$, que entonces incluye al rehervidor. Para variaciones **pequeñas** en α , se puede tomar a α_{pr} como el promedio geométrico de los valores para $\sqrt{\alpha_1 \alpha_w}$. Sólo puede utilizarse la **expresión** para mezclas casi ideales, para las cuales a es casi constante.

Relación **mínima** de reflujo

La relación de reflujo mínimo R_m es la relación **máxima** que requerirá un número infinito de platos para lograr la separación deseada; corresponde a la carga térmica mínima del rehervidor y de enfriamiento del condensador para la separación.

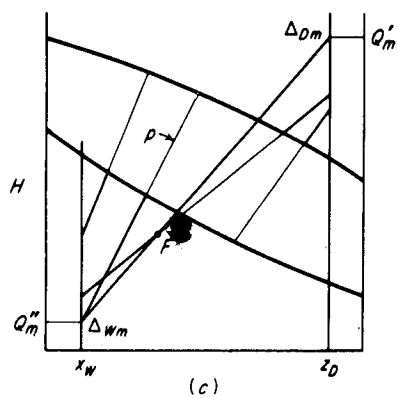
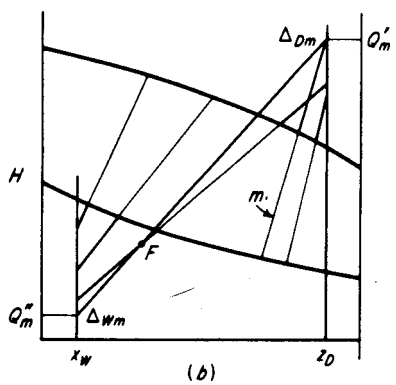
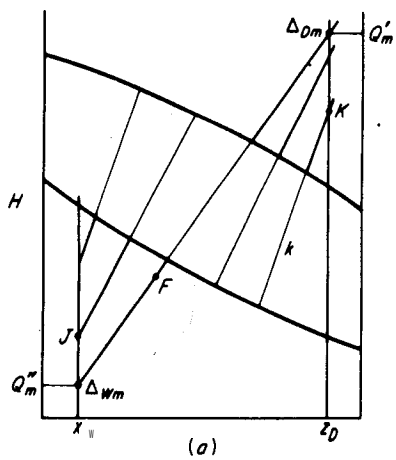


Figura 9.24 Relación de reflujo mínimo.

Obsérvese la figura 9.24a, en donde las líneas trazadas suavemente son líneas de unión que se han extendido hasta intersectar las líneas $x = z_D$ y $x = x_w$. Es claro que si Δ_D estuviese ubicada en el punto K , las líneas de unión alternadas y las líneas de construcción hasta Δ_D en la línea de unión k coincidirían y se requeriría un número infinito de etapas para alcanzar la línea k desde la parte superior de la torre. Lo mismo es cierto si Δ_w está ubicado en el punto J . Puesto que la relación de flujo se incrementa cuando Δ_D se mueve hacia arriba y Δ_w hacia abajo, la definición de reflujo mínimo requiere que Δ_{Dm} y Δ_{wm} para la relación de reflujo mínimo estén ubicados tal como se muestra, con Δ_{Dm} en la **intersección** superior con la línea de unión y Δ_{wm} en la intersección inferior con la línea de **unión**. En este caso, es la línea de unión la que, cuando se extiende, pasa a **través** de la alimentación, la cual determina a ambos y se representa por F . Esto sucede siempre que la curva de distribución en el equilibrio es en todos sus puntos cóncava hacia abajo.

Para algunas mezclas que se desvían positivamente y tienden a formar un azeotropo, y para todos los sistemas cercanos a la condición crítica del componente más **volátil** ^[66], la línea de unión en la **sección** enriquecedora m , en la figura 9.24b, da la **intersección** superior con $x = z_D$, y no la que pasa a través de F . Tal como sucede en la figura 9.24c con respecto a algunas mezclas que se desvían negativamente, así también una línea de **unión** en la **sección** de agotamiento da la intersección inferior con $x = x_w$. Entonces, estas líneas gobiernan la ubicación de Δ_D , como se **muestra**. Para la **relación** de reflujo mínimo, o Δ_D está localizada en la **intersección** superior de una línea de unión en la **sección enriquecedora** con $x = z_D$, o Δ_w está en la intersección inferior de una línea de unión en la **sección** de agotamiento con $x = x_w$, lo cual es congruente con los requerimientos de que Δ_{Dm} , Δ_{wm} y F estén todos sobre la misma línea recta y de que Δ_D esté en la posición más elevada que produzca un adelgazamiento. Se necesitan consideraciones especiales para la **fraccionación** con alimentación y corrientes laterales múltiples ^[52].

Una vez que se determina Q_m , puede calcularse la relación de reflujo mínimo mediante la ecuación (9.65). Obviamente debe utilizarse una **relación** de reflujo algo mayor en casos prácticos, en donde Δ_D está ubicada arriba de Δ_{Dm}



Relación óptima de reflujo

Cualquier relación de reflujo entre el mínimo y el infinito proporcionará la **separación** deseada; lógicamente, el número respectivo de platos teóricos necesarios variará desde lo infinito hasta el número mínimo, como en la figura 9.25a. Por lo general, la determinación del número de platos a distintos valores de R , junto con los valores limitantes de N_m y R_m , permitirá **graficar** toda la curva con suficiente exactitud para la mayoría de los fines. El sistema de coordenadas de la figura 9.25b ^[17] permitirá ubicar fácilmente los puntos finales de la curva y evitará las incómodas asíntotas; Se ha tratado empíricamente, en diversas formas, de generalizar las curvas de la figura 9.25, ^[5, 10, 12, 17, 35] pero las gráficas obtenidas sólo dan

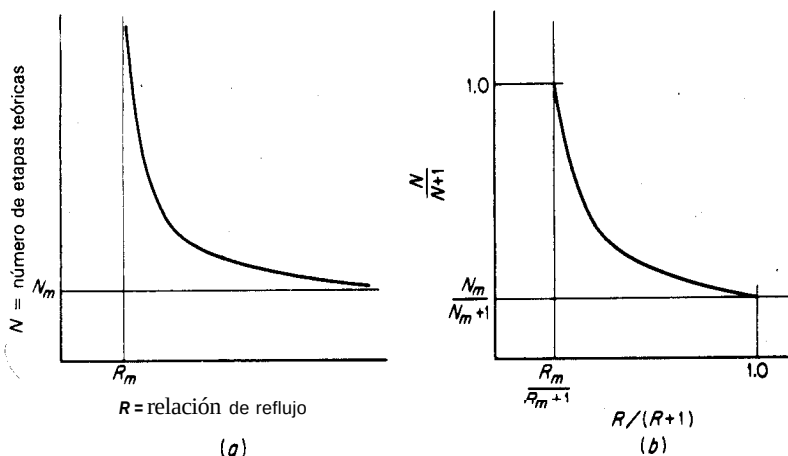


Figura 9.25 Relación entre relación de reflujo-etapa.

resultados aproximados. Se posee una relación exacta para destilaciones binarias, que también puede aplicarse a mezclas de multicomponentes [59].

La relación de reflujo que debe utilizarse para un nuevo **diseño** debe ser la óptima, o la relación de reflujo más económica, para la cual el costo sea mínimo. Remítase a la figura 9.26. En la relación de reflujo mínimo, la columna requiere un número infinito de platos; en consecuencia, el costo fijo es infinito, pero son mínimos los costos de operación (calor para el rehervidor, agua de enfriamiento, para el condensador, potencia para la bomba de reflujo). Al ir aumentando R , el número de platos decrece rápidamente, pero el diámetro de la columna crece debido a las cantidades mayores de líquido y vapor recirculados por cantidad **unita-**

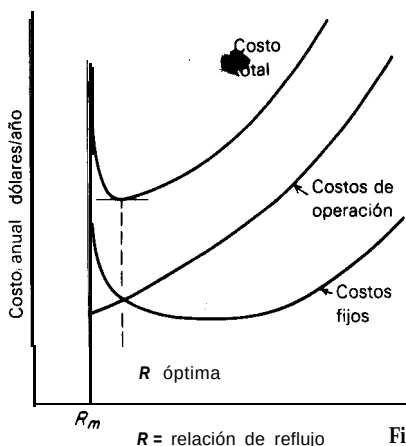


Figura 9.26 Relación de reflujo más económica (bptima).

ria de **alimentación**. El condensador, la bomba de reflujo y el rehervidor también deben ser mayores. Por lo tanto, los costos fijos disminuyen hasta un mínimo y crecen nuevamente hasta infinito en el reflujo total. Los requerimientos de calor y enfriamiento aumentan casi directamente con la relación de reflujo, como se muestra. Por lo tanto, el costo total, que es la suma del costo de operación y el costo fijo, debe pasar por un mínimo en la relación de reflujo óptimo. Con frecuencia, pero no siempre, esto sucederá en una relación de reflujo cercana al valor mínimo ($1.2R_m$ hasta $1 SR_m$, probablemente en el promedio cerca del límite inferior). Se tiene un método menos empírico para calcular el óptimo [34].

Ejemplo 9.8 Cinco mil kilogramos por hora de una solución de metanol (A)-agua (B) que contiene 50% en peso de metanol a 26.7°C (80°F) se va a rectificar continuamente a 1 atm de presión para producir un destilado que contenga 95% de metanol y un residuo que contenga 1% de metanol (en peso). La mezcla de **alimentación** se va a **precalentar** mediante intercambio de calor con el residuo, el cual abandonará el sistema a 37.8°C (100°F). El destilado se va a condensar totalmente hasta un líquido y el reflujo se va a regresar en el punto de burbuja. El destilado obtenido se va a enfriar por separado antes de almacenarse. Se va a utilizar una **relación** de reflujo de 1.5 veces el mínimo. Determinar: (a) la cantidad de los productos, (b) la **entalpía** de la mezcla de alimentación y de los productos, (c) la relación de reflujo mínimo, (d) el número mínimo de platos teóricos. (e) la carga calorífica del condensador y del rehervidor para la **relación de reflujo** especificada. (f) el número de platos **teóricos** para la relación de reflujo especificada y la cantidad de líquido y vapor dentro de la torre.

SOLUCIÓN (a) Peso molecular del metanol = 32.04, peso molecular del agua = 18.02. **Bases:** 1 h. Definir las cantidades en función de **kmol/h**.

$$F = \frac{5000(0.50)}{32.04} + \frac{5000(0.50)}{18.02} = 78.0 + 138.8 = 216.8 \text{ kmol/h}$$

$$z_F = \frac{78}{216.8} = 0.360 \text{ fracción mol de metanol}$$

$$M_{pr} \text{ para la mezcla de alimentación} = \frac{5000}{216.8} = 23.1 \text{ kg/kmol}$$

$$x_D = \frac{95/32.04}{95/32.04 + 5/18.02} = \frac{2.9317}{3.217} = 0.915 \text{ fracción mol de metanol}$$

$$M_{pr} \text{ para el destilado} = \frac{100}{3.217} = 31.1 \text{ kg/kmol}$$

$$x_W = \frac{1/32.04}{1/32.04 + 99/18.02} = \frac{0.0312}{5.53} = 0.00565 \text{ fracción mol de metanol}$$

$$M_{pr} \text{ para el residuo} = \frac{100}{5.53} = 18.08 \text{ kg/kmol}$$

Ecuación (9.75):

$$216.8 = D + W$$

Ecuación (9.76):

$$216.8(0.360) = D(0.915) + W(0.00565)$$

Resolviendo por simultáneas,

$$D = 84.4 \text{ kmol/h} \quad 84.4(31.1) = 2620 \text{ kg/h}$$

$$W = 132.4 \text{ kmol/h} \quad 132.4(18.08) = 2380 \text{ kg/h}$$

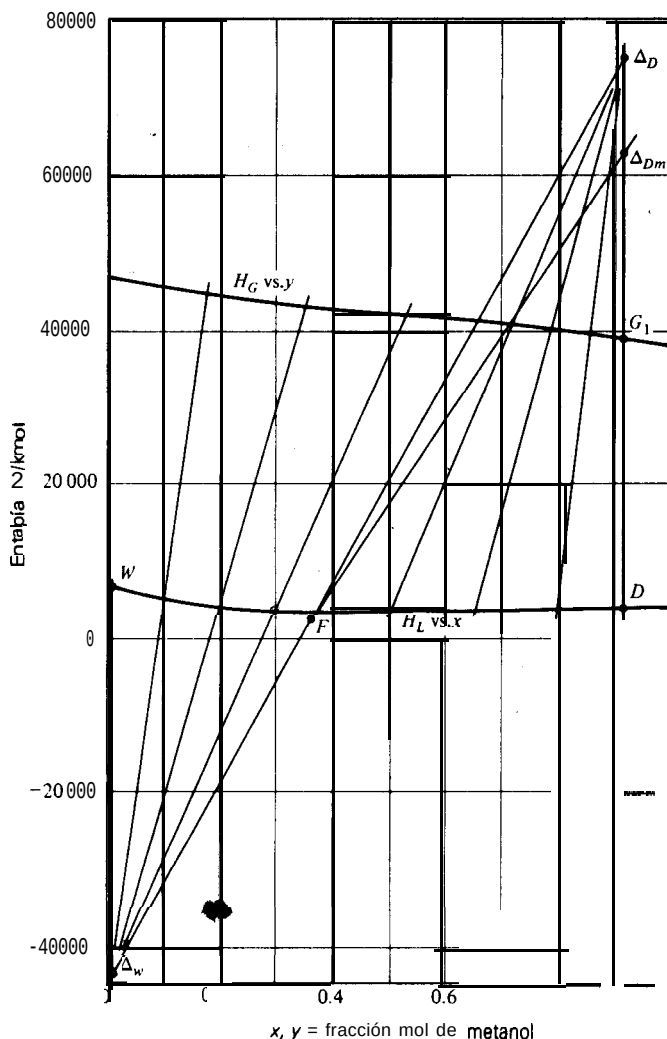
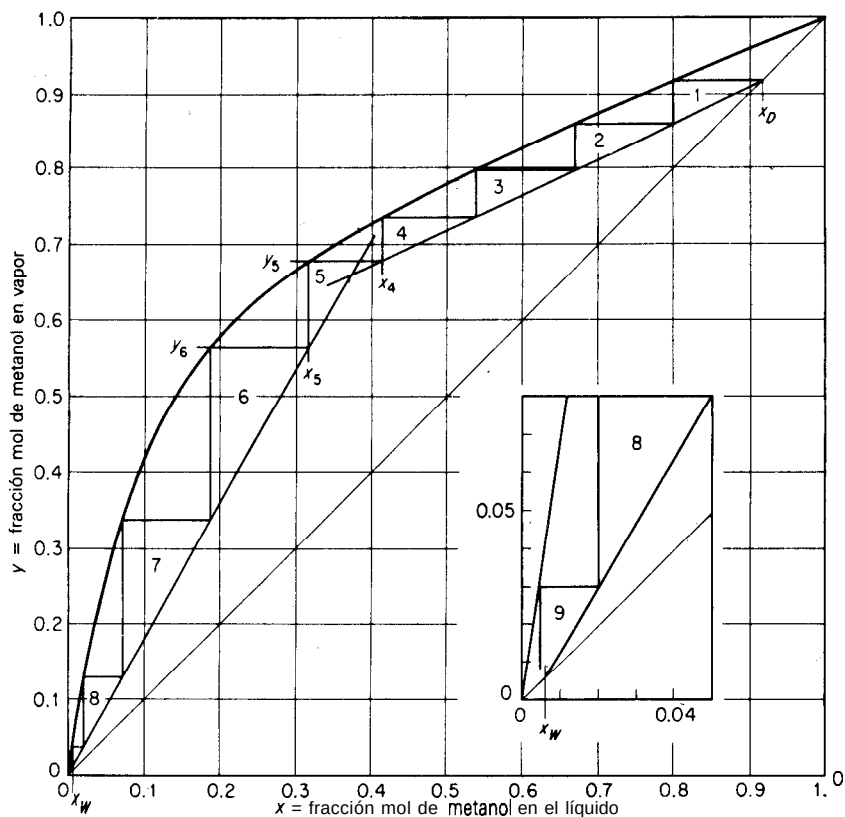


Figura 9.27 Diagrama de entalpía-concentración para el ejemplo 9.8.

- b) El equilibrio vapor-líquido a 1 atm de presión **está** dado por Cornell y Montana, *Ind. Eng. Chem.*, 25, 1331(1933) y por el *Chemical Engineers' Handbook*, 4a. ed., p. 13-5. Las capacidades caloríficas de las soluciones líquidas están en el *Handbook*, 5a. ed., p. 3-136, y los calores latentes de evaporación del metanol en la p. 3-116. Los calores de **solución** se encuentran en los *International Critical Tables*, vol. V, p. 159, a 19.69 °C, que se utilizará como t_0 , la temperatura base para calcular las entalpías.

Para calcular las **entalpías** de los líquidos saturados, considérese el caso de $x' = 0.3$ fracción mol de metanol, $M_w = 22.2$. El punto de burbuja = 78.3 °C; capacidad calorífica = 3 852 J/kg · K; el calor de solución = 3 055 kJ desprendidos/kmol metanol.

Figura 9.28 Diagrama xy para el ejemplo 9.8.

$$\Delta H_s = -3\,055(0.3) = -916.5 \text{ kJ/kmol solución.}$$
 Por lo tanto, ecuación (9.10):

$$H_f = 3.852(78.3 - 19.69)22.2 - 916.5 = 4095 \text{ kJ/kmol}$$

Para calcular la entalpía de los vapores saturados, considérese el caso de $y = 0.665$ fracción mol de metanol. El punto de rodo es 78.3°C . A esta temperatura, el calor latente del metanol es $1\,046.7\text{ kJ/kg}$; el del agua es $2\,314\text{ kJ/kg}$. La capacidad calorífica del metano1 es $2\,583$; la del agua, $2\,323\text{ J/kg} \cdot \text{K}$. La ecuación (9.11):

$$\begin{aligned}
 H_G &= 0.665[2.583(32.04)(78.3 - 19.69) + 1046.7(32.04)] \\
 &\quad + (1 - 0.665)[2.323(18.02)(78.3 - 19.69) + 2314(18.02)] \\
 &= 40\,318 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

Los datos de entalpía de la figura 9.27 se calcularon de esta forma.

A partir de **los** equilibrios vapor-líquido, el punto de burbuja del residuo es 99 °C. La capacidad calorífica del residuo es 4 179; el de la mezcla de **alimentación** es 3 852 J/kg · K. El balance de entalpía del intercambio para **precalentar** la mezcla de **alimentación**:

$$5000(3852)(t_F - 26.7) = 2380(4179)(99 - 37.8)$$

$t_F = 58.3$ °C, temp. 3 la cual la mezcla de **alimentación** entra en la torre

(Nota: El punto de burbuja de la mezcla de alimentación es 76.0 °C. Si t_F como se calculó antes, hubiese sido mayor que el punto de burbuja, el balance de entalpía anterior se hubiera tenido que descartar y hacer de acuerdo con los métodos de evaporación **instantánea**). Para 13 mezcla de alimentación, $AH_i = -902.5$ kJ/kmol. La entalpía de la mezcla de alimentación a 58.3 °C es

$$H_F = 3.852(58.3 - 19.69)(23.1) - 902.5 = 2533 \text{ kJ/kmol}$$

A partir de la figura 9.27, $H_D = H_{L0} = 3\ 640$, $H_w = 6\ 000$ kJ/kmol.

- c) Puesto que el **diagrama xy** (figura 9.28) es en todas partes cóncavo hacia abajo, la relación de reflujo mínima se establece mediante la línea de unión de la figura 9.27 ($x = 0.37$, $y = 0.71$); esa línea, cuando se extiende, pasa a través de **F**, la mezcla de alimentación. A Δ_D , $Q_m = 62\ 570$ kJ/kmol. $H_{G1} = 38\ 610$ kJ/kmol. La ecuación (9.65):

$$R^m = \frac{-}{6385600386400} = 0.685$$

- d) El número **mínimo** de platos se **determinó** sobre el diagrama **xy** de la misma forma que la parte inferior de la figura 9.23; se obtuvieron 4.9 etapas ideales, incluyendo el **rehervidor**. $N_m = 4.9 - 1 = 3.9$.

- e) Para $R = 1.5(0.685) = 1.029$. La ecuación (9.65) se vuelve

$$1.029 = \frac{Q' - 38\ 610}{38\ 610 - 3640}$$

$$Q' = 74\ 595 = H_D + \frac{Q_C}{D} = 3640 + \frac{Q_C}{84.4} \quad Q_C = 5\ 990\ 000 \text{ kJ/h} = 1664 \text{ kW}$$

Ecuación (9.77): $216.8(2\ 533) = 84.4(74\ 595) + 132.4Q''$

$$Q'' = -43\ 403 = H_w - \frac{Q_B}{W} = 6000 - \frac{Q_B}{132.4}$$

$$Q_B = 6\ 541\ 000 \text{ kJ/h carga térmica del rehervidor} = 1\ 817 \text{ kW}$$

- f) En la figura 9.27, se graficaron Δ_D en ($x_D = 0.915$, $Q' = 74\ 595$) y Δ_w en ($x_w = 0.00565$, $Q'' = -43\ 403$) se graficaron. Las líneas al azar desde los puntos A, como se muestra, se intersectan en las curvas de vapor saturado y líquido saturado a valores dey y x , respectivamente, correspondientes a puntos sobre la curva de operación (nótese que para obtener resultados exactos se necesita una curva a mayor escala y un **lápiz** afilado). Estos valores se **grafican** sobre la figura 9.28 para obtener las curvas de operación, que son casi, pero no completamente, rectas. Tal como se muestra, se requiere un total de nueve etapas ideales, incluyendo el rehervidor, u ocho platos ideales en la torre, cuando el plato de alimentación es el óptimo (No. 5).

En la parte superior de la torre,

$$G_1 = D(R + 1) = 84.4(1.029 + 1) = 171.3 \text{ kmol/h}$$

$$L_0 = DR = 84.4(1.029) = 86.7 \text{ kmol/h}$$

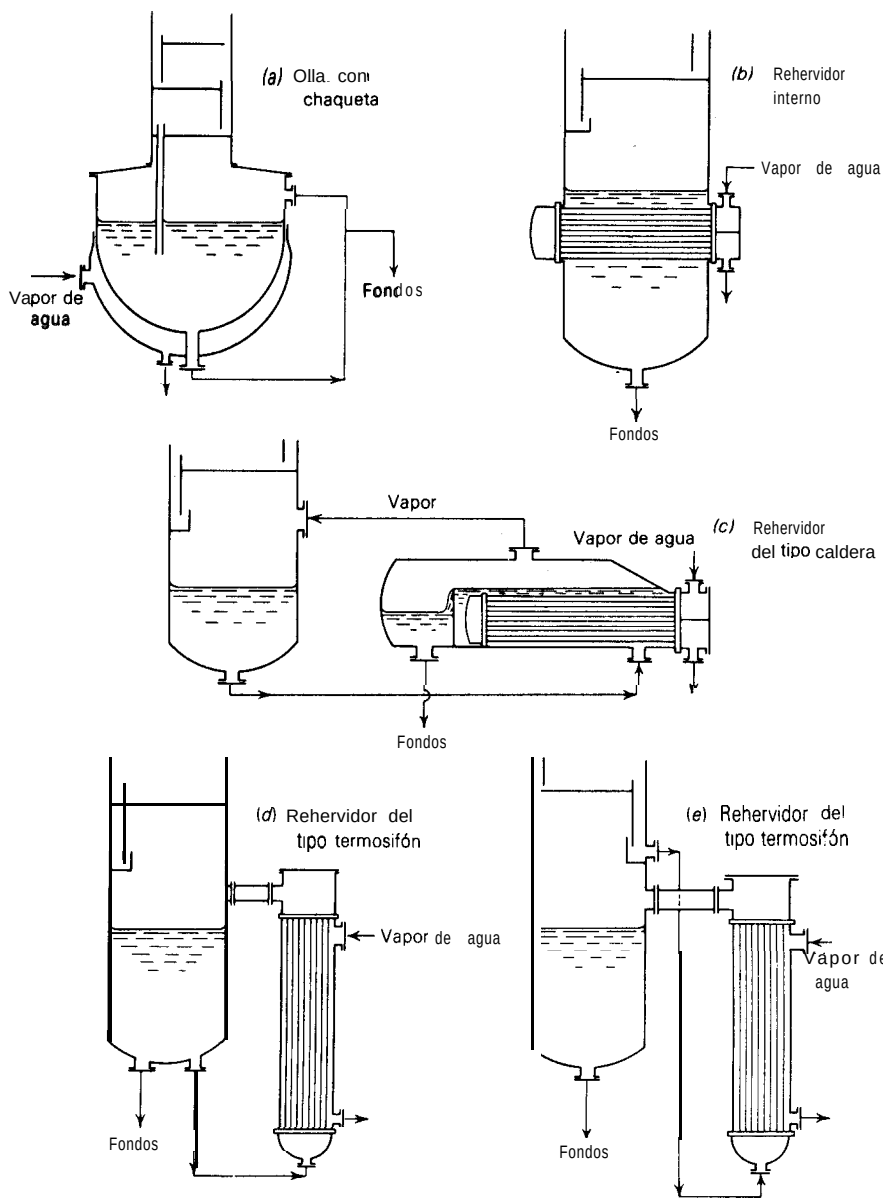


Figura 9.29 Arreglos para el rehervidor (esquemáticos).

Ecuación (9.64):

$$\frac{L_4}{D} = \frac{L_4}{84.4} = \frac{0.915 - 0.676}{0.676 - 0.415} \quad y \quad L_4 = 77.2 \text{ kmol/h}$$

Ecuación (9.62):

$$\frac{L_5}{G_5} = \frac{77.2}{G_5} = \frac{0.915 - 0.676}{0.915 - 0.415} \quad y \quad G_5 = 161.5 \text{ kmol/h}$$

Ecuación (9.74):

$$\frac{\bar{L}}{\bar{W}} = \frac{\bar{L}}{132.4} = \frac{0.554 - 0.00565}{0.554 - 0.310} \quad y \quad \bar{L}_5 = 308 \text{ kmol/h}$$

Ecuación (9.72):

$$\frac{L_6}{G_6} = \frac{308}{G_6} = \frac{0.554 - 0.00565}{0.554 - 0.00565} \quad y \quad G_6 = 175.7 \text{ kmol/h}$$

En el fondo de la torre, ecuación (9.66):

$$\bar{L}_N = \bar{G}_W + W \quad \bar{L}_8 = \bar{G}_W + 132.4$$

Más aún, $y_w = 0.035$, $x_s = 0.02$ (figura 9.28) Ecuación (9.72):

$$\frac{\bar{L}_8}{\bar{G}_W} = \frac{0.035 - 0.00565}{0.02 - 0.00565}$$

Resolviendo por simultaneas. $\bar{G}_W = 127.6$, $\bar{L}_8 = 260 \text{ kmol/h}$.

Rehervidores

Los arreglos que el intercambiador de calor necesita para proporcionar el calor necesario y devolver el vapor al fondo del **fraccionador** pueden tomar diferentes formas. Los fraccionadores **pequeños** utilizados en el trabajo de plantas piloto tal vez requieran simplemente de una olla con chaqueta, como se muestra **esquemáticamente** en la figura 9.29a, pero necesariamente será **pequeña** la superficie de transferencia de calor y la capacidad correspondiente de generación de vapor. El intercambiador de calor tubular construido en el fondo de la torre (figura 9.29b) es una variación que proporciona una superficie mayor, pero su limpieza requiere que se cancele la operación de destilación. Este tipo también puede construirse con una cabeza flotante interna. Estos dos arreglos proporcionan un vapor que entra en el plato del fondo básicamente en equilibrio con el producto residual, de forma que la última etapa de los cálculos previos representa el enriquecimiento debido al rehervidor.

Los rehervidores externos de diferentes variedades se utilizan comúnmente para instalaciones grandes y pueden arreglarse con espacios para la limpieza. El rehervidor de paila (figura 9.29c) con el medio de calentamiento dentro de los tubos, envía un vapor a la torre que está **básicamente** en equilibrio con el producto residual, y entonces se comporta como una etapa ideal. El rehervidor de termosifón vertical de la figura 9.29d, con el medio de calentamiento afuera de los tubos, puede manejarse para evaporar todo el líquido que entra para producir un vapor

de la misma composición que el producto residual, en cuyo caso no se logra enriquecimiento. Sin embargo, debido a la forma en que los tubos se ensucian con este tipo de operación, se acostumbra producir sólo la **evaporación** parcial; la mezcla que sale del rehervidor contendrá tanto líquido como vapor. El rehervidor de la figura 9.29e recibe líquido de la trampa del plato del fondo; este líquido se evapora parcialmente. **También** se conocen los rehervidores horizontales ^[8]. Se poseen arreglos de las tuberías ^[27], una revisión ^[37] y métodos detallados de **diseño** ^[14, 49]. Es más seguro no suponer que una etapa ideal necesitada de **fraccionación** ocurrirá con los rehervidores de termosifón; en lugar de esto es mejor proporcionar las etapas necesarias en la misma torre. En la figura 9.29, el recipiente en la base de la torre generalmente mantiene un flujo de líquido de 5 a 10 **min** para lograr una **operación** relativamente continua del rehervidor.

Los rehervidores pueden calentarse mediante vapor, aceite que transfiere calor, u otros fluidos calientes. Para algunos líquidos de punto de ebullición elevado, el rehervidor puede ser una caldera calentada con combustible.

Uso de vapor vivo

Cuando se fracciona una solución acuosa en la cual el componente más volátil es el no acuoso, de forma que el agua se elimina como producto residual, el calor requerido puede proporcionarse admitiendo vapor directamente en el fondo de la torre. Entonces el rehervidor se puede eliminar. Para una relación específica de reflujo y una determinada composición del destilado, generalmente se requieren más platos en la torre, pero éstos son generalmente más baratos que el rehervidor reemplazado y sus costos de limpieza.

Remítase a la figura 9.30. A pesar de que la sección de enriquecimiento de la torre no es afectada por el uso de vapor vivo y aunque no se muestra dicha **sección** los balances globales de materia y entalpía sí se modifican. Así, en ausencia de pérdidas caloríficas importantes,

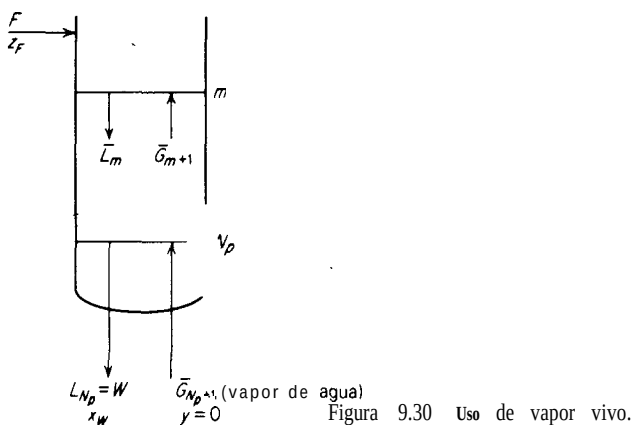
$$F + \bar{G}_{N_p+1} = D + W \quad (9.86)$$

$$Fz_F = Dz_D + Wx_W \quad (9.87)$$

$$FH_F + \bar{G}_{N_p+1}H_{G, N_p+1} = WH_W + DH_D + Q_C \quad (9.88)$$

en donde $\bar{G}_{N_p+1}$ es el flujo molar de introducción del vapor. En el diagrama **Hxy**, el punto de diferencia Δ_D se encuentra de la forma usual. En la sección de agotamiento, Δ_W tiene su significado usual: una corriente ficticia del mismo **tamaño** que el flujo neto saliente

$$\Delta_W = \bar{L}_m - \bar{G}_{m+1} = W - \bar{G}_{N_p+1} \quad (9.89)$$



de coordenadas

$$\Delta_w \left\{ \begin{aligned} x_{\Delta w} &= \frac{\text{moles netos salientes de A}}{\text{moles netos salientes}} = \frac{Wx_w}{W - \bar{G}_{N_p+1}} \\ Q'' &= \frac{\text{calor neto saliente}}{\text{moles netos salientes}} = \frac{WH_w - \bar{G}_{N_p+1}H_{G, N_p+1}}{W - \bar{G}_{N_p+1}} \end{aligned} \right.$$

en donde H_{G, N_p+1} , es la entalpía del vapor. El punto se muestra en la figura 9.31. Entonces,

$$\bar{L}_m x_m - \bar{G}_{m+1} y_{m+1} = \Delta_w x_w \quad (9.90)$$

$$\bar{L}_m H_{L_m} - \bar{G}_{m+1} H_{G_{m+1}} = \Delta_w Q'' \quad (9.91)$$

$$Y \quad \frac{H \bar{L}_{m+1}}{\bar{G}_{m+1}} = \frac{y_{m+1} - x_{\Delta w}}{x_m - x_{\Delta w}} = \frac{Q''}{H_{L_m} - Q''} \quad (9.92)$$

La construcción se muestra en la figura 9.31. La ecuación (9.92) es la pendiente de una cuerda (que no se muestra) entre el punto P y T. Aquí, el vapor introducido se muestra ligeramente sobrecalentado ($H_{G, N_p+1} >$ entalpía saturada); si se hubiese utilizado vapor saturado, $\bar{G}_{N_p+1}$, se localizaría en el punto M. Obsérvese que la curva de **operación** sobre el **diagrama x,y** pasa a través de la diagonal a 45° en $T(x = x_{\Delta w})$ y a través del punto $(x_w, y = 0)$ correspondiente a los fluidos que se pasan uno al otro en el fondo de la torre.

Ejemplo 9.9 Se va a utilizar vapor vivo, saturado inicialmente a 69 kN/m^2 ($10 \text{ lb}_f/\text{in}^2$) **manométricas de presión**, para el **fraccionador** de metanol del ejemplo 9.8, con el mismo flujo y composición del destilado y la misma relación de reflujo. Suponiendo que la mezcla de alimentación

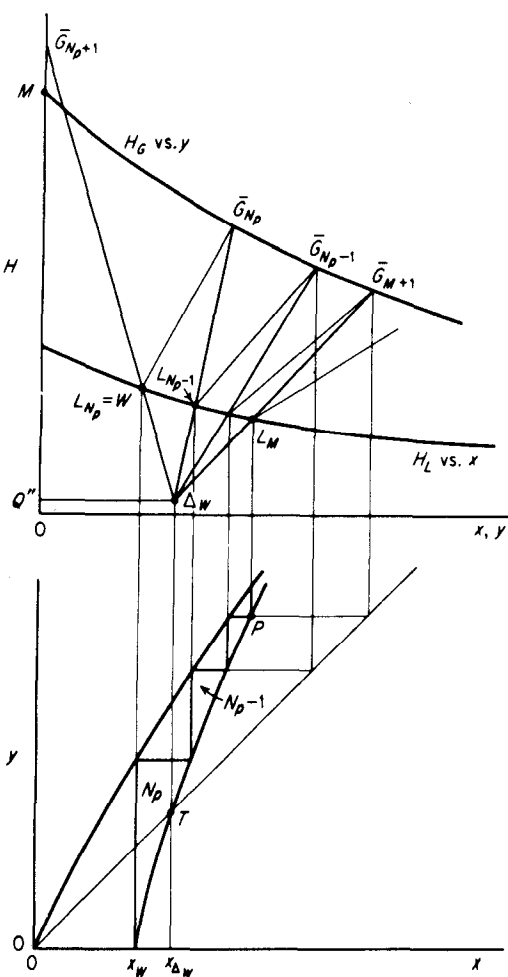


Figura 9.31 Uso de vapor vivo.

entra a la torre a la misma entalpia que en el ejemplo 9.8, determinar el flujo del vapor, la composición del residuo y el número de platos ideales.

SOLUCIÓN Del ejemplo 9.8, $F = 216.8$ kmol/h, $z_r = 0.360$, $H_r = 2\,533$ kJ/kmol, $D = 84.4$, $z_D = 0.915$, $H_D = 3\,640$ y $Q_c = 5\,990\,000$ kJ/h. De acuerdo con las tablas de vapor, la entalpia del vapor saturado a 69 kN/m² = $2\,699$ kJ/kg con referencia al agua liquida a 0°C . Durante la **expansión adiabática** a través de la **válvula** de control hasta la presión de la torre, se sobrecalentara a la misma entalpia. La entalpia del agua liquida a 19.7°C (t_0 en el ejemplo 9.8) = 82.7 kJ/kg con referencia a 0°C . Por lo tanto, $H_{G, N_p+1} = (2\,699 - 82.7)(18.02) = 47\,146$ kJ/kmol.

Ecuación (9.86):

$$216.8 + \bar{G}_{N_p+1} = 84.4 + W$$

Ecuación (9.87):

$$216.8(0.360) = 84.4(0.915) + Wx_W$$

Ecuación (9.88):

$$216.8(2533) + 47\,146\bar{G}_{N_r+1} = WH_W + 84.4(3640) + 5\,990\,000$$

Puesto que el residuo sera **básicamente** agua pura, H_W se calcula tentativamente como la **entalpía** del agua saturada (figura 9.27), 6 094 kJ/kmol. Resolviendo **simultáneamente** las ecuaciones con este valor de H_W , se **obtiene** el flujo del vapor como $\bar{G}_{N_r+1} = 159.7$ y $W = 292.1$ kmol/h, con $x_W = 0.00281$. La **entalpía** de esta solución en su punto de burbuja es 6 048, valor aceptable porque es **suficientemente** cercano al valor 6 094 antes supuesto. (Obsérvese que si se hubiese **utilizado igual** intercambio de calor entre el residuo y la mezcla de **alimentación** que **el utilizado** en el ejemplo 9.8, con el residuo descargado a 37.8 °C, la entalpía de la mezcla de **alimentación** hubiese cambiado.) Para Δw ,

$$\begin{aligned} x_{\Delta W} &= \frac{Wx_W}{W - \bar{G}_{N_r+1}} = \frac{292.1(0.00281)}{292.1 - 159.7} = 0.0062 \\ Q'' &= \frac{WH_W - \bar{G}_{N_r+1}H_{G, N_r+1}}{W - \bar{G}_{N_r+1}} \\ &= \frac{292.1(6048) - 159.7(47\,146)}{292.1 - 159.7} = -43\,520 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Los diagramas H_{xy} y xy para la sección de enriquecimiento son los mismos que en el ejemplo 9.8. Para la **sección** de agotamiento, se parecen a la figura 9.31. El numero de etapas ideales es $N_r = 9.5$, y todas deben estar incluidas en la torre.

Condensadores y acumuladores de reflujo

El reflujo puede fluir por gravedad hacia la torre; en este caso, el **condensador** y el tanque de reflujo (acumulador) deben colocarse arriba del nivel del plato superior de la torre. Alternativamente, en especial con la idea de obviar la necesidad de plataformas y soportes elevados necesarios cuando hay que quitar el tubo del condensador para limpiarlo, el arreglo puede colocarse a ras del suelo y bombear el líquido de reflujo hasta el plato superior. Kern^[28] describe el arreglo.

Generalmente, los acumuladores de reflujo son tanques horizontales, longitud/diámetro = 4 a 5, con un tiempo de **retención** del líquido del orden de 5 min. Con base en consideraciones de arrastre, la velocidad permisible del vapor a través de la **sección** transversal vertical del espacio arriba del líquido puede especificarse como [55] †

$$V = 0.04 \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} \quad (9.93)$$

Alimentaciones múltiples

Hay ocasiones en que dos o más mezclas de alimentación, compuestas de las mismas sustancias pero con diferentes concentraciones, requieren destilación para

† En la ecuación (9.93), V se expresa en m/s. Para Yen ft/s, el coeficiente es 0.13.

dar los mismos productos destilados y residuales. Entonces, un **único fraccionador** es suficiente para todos.

Considérese el **fraccionador** de doble alimentación de la figura 9.32. La construcción sobre el diagrama *Hxy* para las secciones de la columna arriba de F_1 y abajo de F_2 es igual que para la columna de una sola **alimentación**, con los puntos Δ_D y Δ_W ubicados en la forma usual. En la sección media entre las alimentaciones, el punto de diferencia Δ_W puede localizarse considerando los balances de materia y entalpía ya sea hacia la parte superior, como se indica en el entorno que se muestra en la figura 9.32, o hacia el fondo; el resultado neto será el mismo. Considérese el entorno que se muestra en la figura, donde Δ_M representan una corriente ficticia de cantidad igual que el flujo neto ascendente y saliente

$$G'_{r+1} - L'_r = D - F_1 = \Delta_M \quad (9.94)$$

cuyas coordenadas son

$$\Delta_M \begin{cases} x_{\Delta M} = \frac{\text{moles netos salientes de A}}{\text{moles netos salientes}} = \frac{Dz_D - F_1z_{F1}}{D - F_1} \\ Q_M = \frac{\text{calor neto saliente}}{\text{moles netos salientes}} = \frac{Q_C + DH_D - F_1H_{F1}}{D - F_1} \end{cases}$$

Δ_M puede ser una cantidad positiva o negativa.

La ecuación (9.94) puede utilizarse como una base para los balances del componente A y de entalpía

$$G'_{r+1}y_{r+1} - L'_rx_r = \Delta_M x_{\Delta M} \quad (9.95)$$

$$G'_{r+1}H_{G_{r+1}} - L'_rH_{L_r} = \Delta_M Q_M \quad (9.96)$$

entonces

$$\frac{L'_r}{G'_{r+1}} = \frac{y_{r+1} - x_{\Delta M}}{x_r - x_{\Delta M}} = \frac{H_{G_{r+1}} - Q_M}{H_{L_r} - Q_M} \quad (9.97)$$

Puesto que

$$F_1 + F_2 = D + W = \Delta_D + \Delta_W \quad (9.98)$$

de donde

$$\Delta_M = F_2 - W \quad (9.99)$$

La construcción (de las dos mezclas de alimentación líquidas) se muestra en la figura 9.33, en donde Δ_M cae sobre la línea Δ_DF_1 [ecuación (9.94)] y sobre la línea Δ_WF_2 [ecuación (9.99)]. Una solución que representa la mezcla de **alimentación** compuesta, con

$$z_{F, \text{ pr}} = \frac{F_1z_{F1} + F_2z_{F2}}{F_1 + F_2} \quad H_{F, \text{ pr}} = \frac{F_1H_{F1} + F_2H_{F2}}{F_1 + F_2}$$

debe caer sobre la línea $\Delta_D\Delta_W$ [ecuación (9.98)]. También es posible que Δ_M caiga abajo y a la izquierda de Δ_W . La curva de **operación** para la sección media sobre el

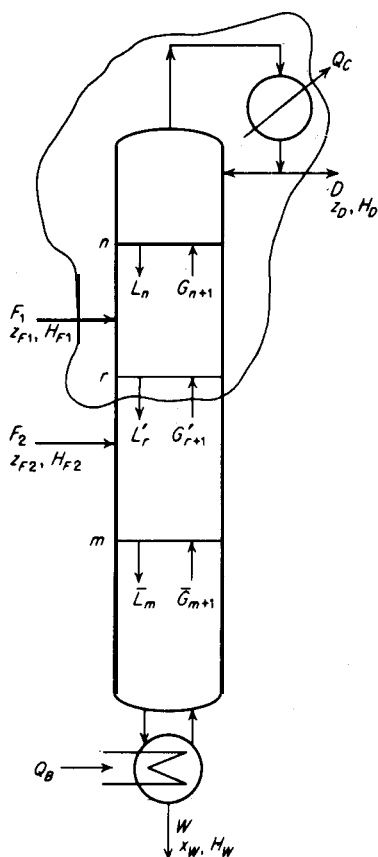


Figura 9.32 Fraccionador con dos alimentadores.

diagrama xy se localiza mediante líneas como $\Delta_m K$, como se muestra. Los platos se trazan mejor en la forma usual, paso a paso, en el diagrama xy ; para ubicación óptima, los platos de **alimentación** corren las intersecciones de las curvas de operación, como se muestra.

Corrientes laterales

Las corrientes laterales son productos de composición intermedia eliminados en los platos intermedios de la columna. Se utilizan frecuentemente en la destilación de productos derivados del petróleo, cuando se desean propiedades intermedias que no se obtienen simplemente mezclando el destilado o el residuo con la mezcla de alimentación. Sólo se utilizan, con poca frecuencia, en el caso de mezclas binarias; no se tratan aquí (véase el problema 9.17).

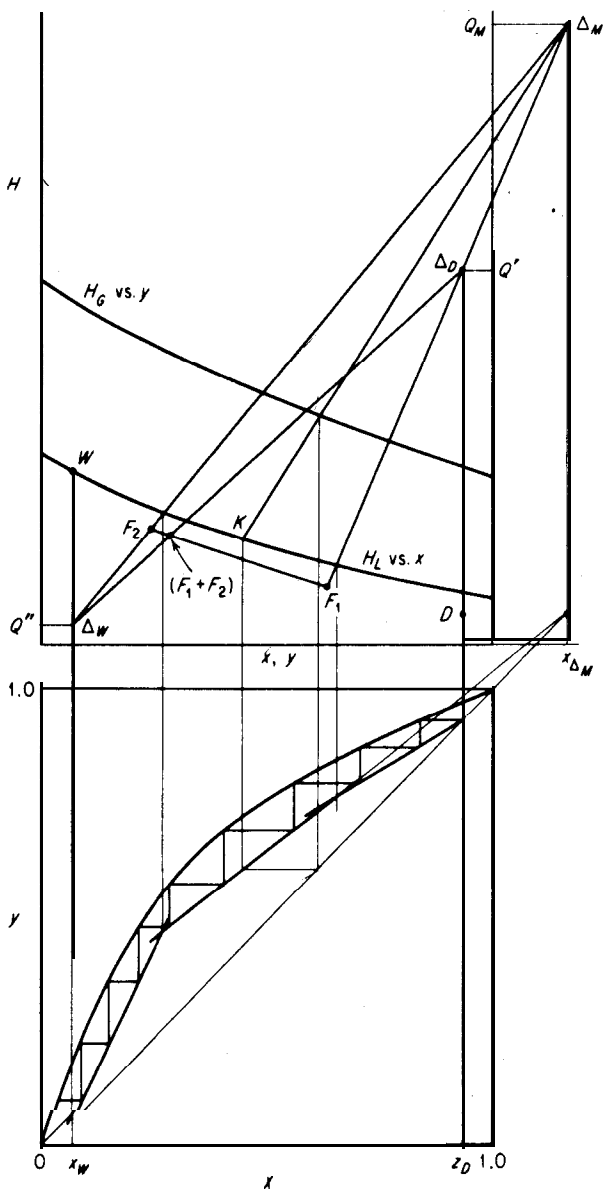


Figura 9.33 Construcción para dos alimentadores.

Pérdidas de calor

La mayoría de los fraccionadores operan arriba de la temperatura ambiente; así que las pérdidas de calor a lo largo de la columna son inevitables, puesto que los materiales aislantes tienen una conductividad térmica finita. La importancia de las pérdidas caloríficas y su efecto sobre los fraccionadores tienen que analizarse ahora.

Considérese el **fraccionador** de la figura 9.17. Un balance de material para los n platos superiores de la sección enriquecedora (entorno III) que incluye la pérdida calorífica es [9]

$$G_{n+1}H_{G_{n+1}} = Q_C + DH_D + L_n H_{L_n} + Q_{L_n} \quad (9.100)$$

en donde Q_{L_n} es la pérdida calorífica para los platos desde el 1 hasta el n . Definiendo

$$Q'_L = \frac{Q_C + DH_D + Q_{L_n}}{D} = Q' + \frac{Q_{L_n}}{D} \quad (9.101)$$

se tiene

$$G_{n+1}H_{G_{n+1}} - L_n H_{L_n} = DQ'_L \quad (9.102)$$

Q'_L es una variable puesto que depende de cuántos platos se incluyen en el balance de calor. Si sólo se incluye el plato superior ($n = 1$), la pérdida de calor es **pequeña** y Q'_L es casi igual a Q' . Al irse incluyendo más platos, Q_{L_n} y Q'_L aumentan, finalmente y alcanzan sus valores más altos cuando se incluyen todos los platos de la **sección** de enriquecimiento. Por lo tanto, se necesitan puntos de diferencia separados para cada plato.

Para la sección de agotamiento hasta el plato m (entorno IV, figura 9.17),

$$\bar{L}_m H_{L_m} + Q_B = WH_W + \bar{G}_{m+1} H_{G_{m+1}} + \bar{Q}_{L_m} \quad (9.103)$$

Si

$$Q''_L = \frac{WH_W - Q_B + \bar{Q}_{L_m}}{W} = Q'' + \frac{\bar{Q}_{L_m}}{W} \quad (9.104)$$

se tiene

$$\bar{L}_m H_{L_m} - \bar{G}_{m+1} H_{G_{m+1}} = WQ''_L \quad (9.105)$$

Si el balance de calor sólo incluye el plato inferior, la pérdida de calor es pequeña y Q''_L es casi igual a Q'' . Al irse incluyendo más platos, $\bar{Q}_{L_m}$ y por lo tanto Q''_L aumentan; alcanzan sus valores más elevados cuando el balance se hace sobre toda la sección de agotamiento. Se necesitan puntos de diferencia separados para cada plato. Un balance de entalpía para toda la torre es

$$FH_F = D\left(H_D + \frac{Q_C}{D} + \frac{Q_L}{D}\right) + W\left(H_W - \frac{Q_B}{W} + \frac{\bar{Q}_L}{W}\right) \quad (9.106)$$

en donde Q_L y $\bar{Q}_L$ son las pérdidas totales de calor para las secciones de enriquecimiento y de agotamiento, respectivamente. Cuando se resuelve la ecuación (9.106) con los balances de materia, ecuaciones (9.75) y (9.76), el resultado es

$$\frac{D}{W} = \frac{z_F - x_W}{z_D - z_F} = \frac{H_F - (H_W - Q_B/W + \bar{Q}_L/W)}{(H_D + Q_C/D + Q_L/D) - H_F} \quad (9.107)$$

Esta es la ecuación de la línea *BFT* de la figura 9.34.

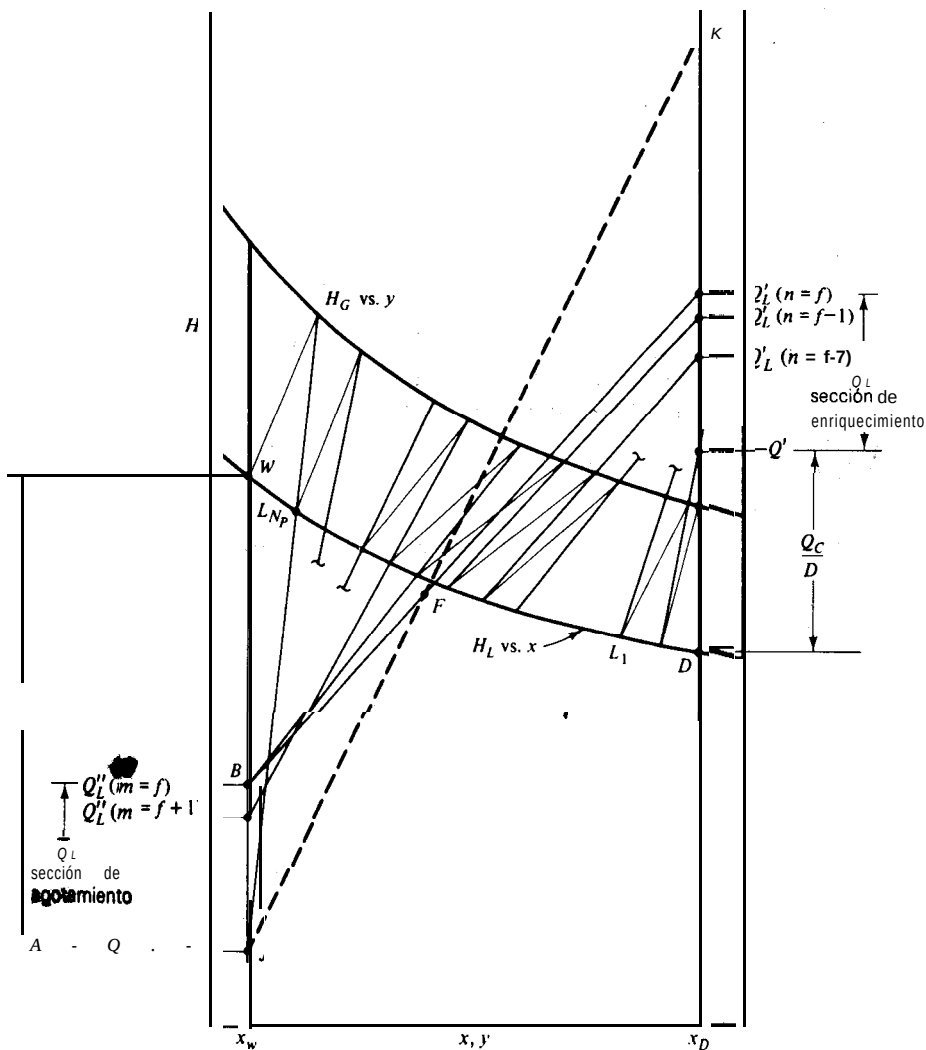


Figura 9.34 Pérdidas de calor.

El procedimiento para el **diseño** es al tanteo. Por ejemplo, como primera prueba, pueden despreciarse las pérdidas de calor y calcular los platos con puntos de diferencia fijos; luego, determinado el tamaño de la columna resultante, puede hacerse la primera estimación de las pérdidas de calor para las dos secciones de la columna mediante los métodos usuales de cálculo de transferencia de calor. Entonces, las pérdidas de calor pueden distribuirse entre los platos y volverse a determinar con los puntos de diferencia apropiados. Esto lleva a una segunda aproximación de la pérdida de calor, etcétera.

Como se muestra en la figura 9.34, las pérdidas de calor aumentan la relación de reflujo interno; también se muestra que con respecto a una carga **térmica de un condensador dado**, se requieren menos platos para una separación dada (recuerde que cuanto mayor es el punto de diferencia de la sección enriquecedora y menor el punto de diferencia de la sección de agotamiento, menos son los platos). Sin embargo, el rehervidor debe proporcionar no sólo el calor eliminado en el condensador, sino también las pérdidas de calor. En consecuencia, para la **misma** carga térmica del rehervidor, como se muestra en la figura 9.34 pero con aislamiento total contra pérdidas caloríficas, todo el calor será eliminado en el condensador, todos los platos de agotamiento utilizarán el punto **J** y todos los platos de enriquecimiento utilizarán el punto **K**, como sus puntos respectivos de diferencia. Por lo tanto, se tiene que para **una carga térmica dada del rehervidor, se** requieren menos platos para una **separación** determinada si se eliminan las pérdidas de calor. Por esta **razón**, generalmente los fraccionadores están bien aislados.

Productos de alta pureza y eficiencia de los platos

Los métodos para solucionar estos problemas se consideran después del método de **McCabe-Thiele** y se aplican en la misma forma a los cálculos de **Ponchon-Savarit**.

TORRES DE VARIAS ETAPAS (PLATOS). EL MÉTODO DE MCCABE-THIELE

Este método, aunque menos riguroso que el de **Ponchon** y **Savarit**, es muy útil, puesto que no requiere datos detallados de entalpía. Si estos datos se tienen que aproximar a partir de información fragmentaria, se pierde mucha de la exactitud del método de Ponchon-Savarit, en cualquier caso. Excepto cuando las pérdidas de calor o los calores de **solución** son extraordinariamente grandes, el método de **McCabe-Thiele** se **adecua** a la mayoría de los fines. Su adecuación depende de que, como aproximación, las líneas de operación sobre el diagrama **xy** puedan considerarse rectas para cada **sección** de un **fraccionador** entre puntos de adición o **eliminación** de corrientes.

Flujo equimolal y vaporización

Considere la **sección** enriquecedora del fraccionador de la figura 9.17. En ausencia de pérdidas de calor, que pueden hacerse (y generalmente se hacen) muy **pequeñas** mediante aislamiento **térmico**, la ecuación (9.61) puede escribirse así (si no por otra razón, por economía)

$$\frac{L_n}{G_{n+1}} = 1 - \frac{H_{G_{n+1}} - H_{L_n}}{Q' - H_{L_n}} \quad (9.108)$$

en donde Q' incluye la carga térmica del condensador y la entalpia del destilado, por mol de destilado. Generalmente, la entalpia del líquido H_{L_n} es **pequeña** en comparación con Q' . puesto que la carga **térmica** del condensador debe incluir al menos el calor latente de **condensación** del líquido de reflujo. Entonces, si $H_{G_{n+1}} - H_{L_n}$ es **básicamente** constante, L_n/G_{n+1} , **también** será constante para un **frac-**
cionador dado⁽⁴⁸⁾. De la ecuación (9. 11).

$$H_{G_{n+1}} = [y_{n+1}C_{L,A}M_A + (1 - y_{n+1})C_{L,B}M_B](t_{n+1} - t_0) + y_{n+1}\lambda_A M_A + (1 - y_{n+1})\lambda_B M_B \quad (9.109)$$

en donde t_{n+1} es la temperatura del vapor desde el plato $n + 1$ y las λ son los calores latentes de evaporación a esta temperatura. Si la desviación del ideal de las soluciones líquidas no es grande, **el** primer **término** entre parentesis cuadrados de la ecuación (9.109) es

$$y_{n+1}C_{L,A}M_A + (1 - y_{n+1})C_{L,B}M_B \approx C_L M_{pr} \quad (9.110)$$

De la ecuación (9.10)

$$H_{L_n} = C_L(t_n - t_0)M_{pr} + \Delta H_S \quad (9.111)$$

$$y \quad H_{G_{n+1}} - H_{L_n} = C_L M_{pr}(t_{n+1} - t_n) + y_{n+1}\lambda_A M_A + (1 - y_{n+1})\lambda_B M_B - \Delta H_S \quad (9.112)$$

Para todos los casos, excepto algunos pocos usuales, los (micos **términos** importantes de la ecuación (9.112) son los que contienen los calores latentes. El cambio de temperatura entre platos adyacentes es generalmente **pequeño**, de forma que el termino de calor sensible es insignificante. En la **mayoría** de los casos, los calores de **solución** pueden medirse en **términos** de cientos de kJ/kmol de solución. mientras que los calores latentes a presiones ordinarias son comúnmente del orden de diez mil kJ/kmol. Por lo tanto, para todos los **finés** practicos,

$$H_{G_{n+1}} - H_{L_n} = (\lambda M)_{pr} \quad (9.113)$$

en donde el ultimo termino es el promedio ponderado de los calores latentes **molales**. Para muchos pares de sustancias, **los** calores latentes **molales** son casi idénticos, de modo que no es necesario promediar. Si su desigualdad es lo único que impide la aplicación de estos supuestos para simplificar, puede asignarse un peso molecular imaginario a uno de los componentes, a fin de que entonces los calores latentes **molales** sean forzosamente iguales (si se hace esto, todo el calculo debe hacerse con el peso molecular imaginario, incluyendo las líneas de **operación** y los datos en el equilibrio). Sin embargo, esto rara vez es necesario. †

Es claro que, a no ser en casos excepcionales, la **relación** L/G en la **sección** enriquecedora de fraccionador es básicamente constante. Puede aplicarse el mismo razonamiento a cualquier sección

† Si los únicos datos **disponibles** de entalpia son los calores latentes de evaporación de los componentes puros, sera mejor utilizar un diagrama aproximado de Savarit-Ponchon que use estos calores latentes y las líneas rectas H_L vs. x y H_G vs. y , que suponer iguales los calores latentes.

de un fraccionador entre puntos de **adición** o **eliminación** de corrientes, aunque cada **sección tendrá** su propia relación.

Ahora **considérense** dos platos adyacentes n y r , entre los cuales no hay ni **adición** ni **eliminación** de materia en la torre. Un balance de materia da

$$L_{r-1} + G_{n+1} = L_n + G_r \quad (9.114)$$

Puesto que $L_{r-1}/G_r = L_n/G_{n+1}$, se tiene que $L_n = L_{r-1}$ y $G_{n+1} = G_r$, lo cual es el “principio de flujo equimolar y **vaporización**”. El flujo del líquido en cada plato en una sección de la torre es constante en base molar; empero, como el peso molecular promedio cambia con el **número** del plato, los flujos en peso son diferentes.

Debe observarse que, como se muestra en el **análisis** de la figura 9.12, si las líneas H_{Oy} y H_Lx en el diagrama Hxy son rectas y paralelas, entonces, en ausencia de pérdidas de calor, la relación L/G para una **sección** de la torre dada sera constante, sin importar el **tamaño** relativo de H_{L_n} y Q' en la ecuación (9.108).

Los supuestos generales **implícitos** en lo anterior se conocen generalmente como “las suposiciones simplificadoras usuales”.

Sección de enriquecimiento

Considérense una sección del fraccionador totalmente debajo del punto de introducción de la mezcla de alimentación, tal como se muestra **esquemáticamente** en la figura 9.35a. El **condensador** elimina todo el calor latente del vapor principal, pero no enfría más el líquido resultante. Por lo tanto, los productos del reflujo y destilado son líquidos en el punto de burbuja y $y_1 = y_D = x_0$. Puesto que el

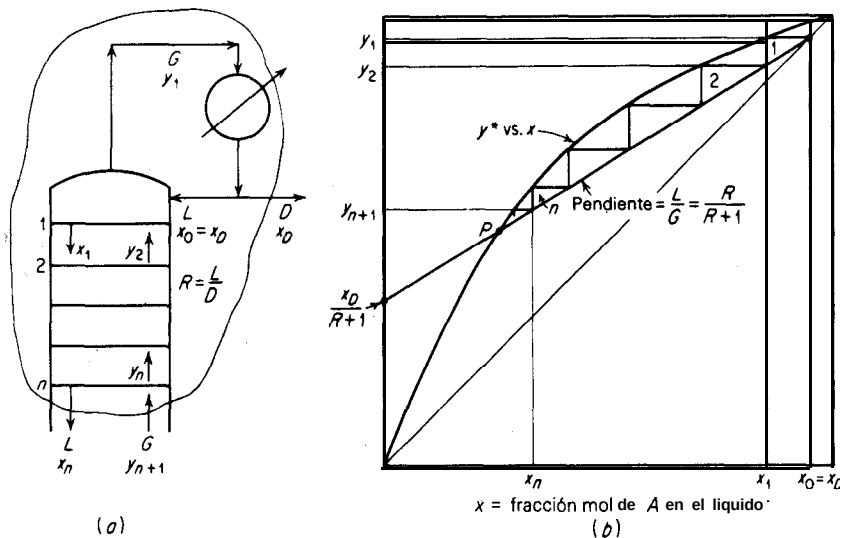


Figura 9.35 Sección de enriquecimiento.

líquido, L moles/h, que cae de cada plato y el vapor, G moles/h, que asciende de cada plato son constantes si se mantienen las suposiciones simplificadoras usuales, no se necesitan los subíndices para identificar la fuente de estas corrientes. Sin embargo, las composiciones cambian. Los platos que se muestran son platos teóricos, de forma que la composición y_n del vapor del plato n -simo está en equilibrio con el líquido de composición x_n que sale del mismo plato. Por lo tanto, el punto (x_n, y_n) sobre coordenadas x, y , cae sobre la curva en el equilibrio.

Un balance total de materia para el entorno en la figura es

$$G-L + D = D(R + 1) \quad R \approx \frac{L}{D} \quad (9.115)$$

Para el componente A,

$$Gy_{n+1} = Lx_n + Dx_D \quad (9.116)$$

de donde la línea de **operación** de la sección de enriquecimiento es

$$y_{n+1} = \frac{L}{L+D} x_n + \frac{D}{L+D} x_D \quad (9.117)$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad (9.118)$$

Esta es la **ecuación** de una línea recta sobre coordenadas x, y (figura 9.3%) de pendiente $L/G = R/(R+1)$ y con **una y** igual a $x_D/(R+1)$. Haciendo $x_n = x_D$ se tiene $y_{n+1} = x_D$, de manera que la línea pasa a través del punto $y = x = x_D$ sobre la diagonal a 45° . Este punto, junto con la y , permite construir fácilmente la línea. Se muestra la concentración de los líquidos y vapores para cada plato de acuerdo con los principios del capítulo 5; se ve que la **construcción** usual de “escalera” entre la línea de operación y la curva en el equilibrio proporciona la variación teórica de la concentración del plato. Obviamente, la **construcción** no puede continuarse después del punto R .

Al **graficar** la curva de equilibrio en la figura, generalmente se supone que la presión es constante en toda la torre. Si es necesario, se puede permitir la **variación** de la **presión** de plato a plato después de determinar el número de platos reales, pero esto requiere de un procedimiento de prueba y error. Generalmente no es necesario, excepto para la operación a presiones muy bajas.

Sección de agotamiento

Ahora considérese una sección del **fraccionador** abajo del punto de **introducción** de la mezcla de alimentación, tal como se muestra en forma esquemática en la figura 9.3a. Nuevamente, los platos son platos teóricos. Los flujos de $\bar{L}$ y $\bar{G}$ son constantes de plato a plato, pero no necesariamente iguales a los valores en la **sección** de enriquecimiento. Un balance total de materia

$$\bar{L} = \bar{G} + W \quad (9.119)$$

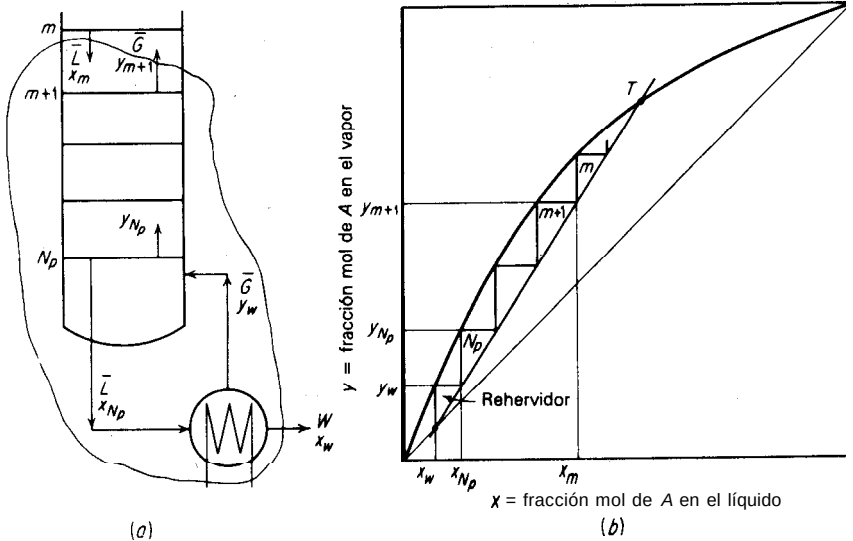


Figura 9.36 Sección de agotamiento.

y para el componente A,

$$\bar{L}x_m = \bar{G}y_{m+1} + Wx_w \quad (9.120)$$

Estas ecuaciones proporcionan la ecuación de la línea de operación de la **sección** de agotamiento,

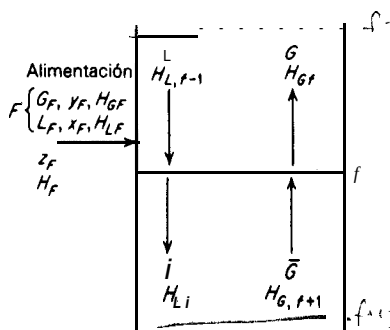
$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{G}} x_m - \frac{W}{\bar{G}} x_w \quad (9.121)$$

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} - \bar{W}} x_m - \frac{W}{\bar{L} - \bar{W}} x_w \quad (9.122)$$

Esta es una línea recta de pendiente $\bar{L}/\bar{G} = \bar{L}/(\bar{L} - W)$ y puesto que cuando $x_m = x_w$, $y_{m+1} = x_w$, esa línea pasa a través de $x = y = x_w$ sobre la diagonal a 45° (figura 9.36b). Si el vapor rehervido y_w está en equilibrio con el residuo x_w , el primer escalón en la construcción de escalera representa al rehervidor. Los pasos no se pueden llevar más allá del punto T.

Introducción de la mezcla de alimentación

Antes de continuar es conveniente establecer cómo la introducción de la mezcla de alimentación modifica al cambio en la pendiente de las líneas de operación cuando se pasa de la sección de enriquecimiento a la de agotamiento del fraccionador.

Figura 9.37 Introducción de la **alimentación**.

Considérese la sección de la columna en el plato en que se está introduciendo la mezcla de alimentación (figura 9.37). Las cantidades de las corrientes de líquido y vapor cambian abruptamente en este plato, puesto que la mezcla de alimentación puede constar de líquido, vapor o una mezcla de ambos. Por ejemplo, si la mezcla de alimentación es un líquido saturado, $\bar{L}$ será mayor que L por la cantidad del líquido alimentado agregado. Para establecer la **relación** general, un balance de materia global en esta sección es

$$F + L + \bar{G} = G + \bar{L} \quad (9.123)$$

y un balance de entalpía,

$$FH_F + LH_{L,f-1} + \bar{G}H_{G,f+1} = GH_{G_f} + \bar{L}H_{L_f} \quad (9.124)$$

Todos los vapores y los líquidos dentro de la torre están saturados; además, las entalpías **molales** de todos los vapores saturados en esta sección son básicamente idénticas, ya que' los cambios de temperatura y de **composición** sobre un plato son **pequeños**. Lo mismo es cierto de las entalpías **molales** de los líquidos saturados, de forma que $H_{G,f+1} = H_{G_f} = H_G$ y $H_{L,f-1} = H_{L_f} = H_L$. Entonces, la ecuación (9.124) se vuelve

$$(\bar{L} - L)H_L = (\bar{G} - G)H_G + FH_F \quad (9.125)$$

Al combinarla con la ecuación (9.123),

$$\frac{\bar{L} - L}{F} = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L} = q \quad (9.126)$$

Entonces se ve que la cantidad q es el **calor necesario** para convertir 1 mol de la mezcla de **alimentación** de su condición H_F hasta un vapor saturado, dividido por el calor latente molar $H_G - H_L$. La mezcla de alimentación puede introducirse en cualquiera de las diferentes condiciones térmicas, **desde** un líquido muy por **deba-**

jo de su punto de burbuja hasta un vapor sobrecalentado; para cada una de esas condiciones, el valor de q será diferente. Las circunstancias típicas están listadas en la tabla 9.1, con el rango correspondiente de valores de q . Combinando las ecuaciones (9.123) y (9.126),

$$\bar{G} - G = F(q - 1) \quad (9.127)$$

que proporciona un método conveniente para determinar $\bar{G}$.

El punto de intersección de las dos líneas de operación ayudará a localizar la línea de operación de la sección de agotamiento. Este puede establecerse de la siguiente forma. Reescribiendo las ecuaciones (9.117) y (9.121) sin los subíndices de los platos

$$yG = Lx + Dx_D \quad (9.128)$$

$$y\bar{G} = \bar{L}x - Wx_W \quad (9.129)$$

Restando

$$(\bar{G} - G)y = (\bar{L} - L)x - (Wx_W + Dx_D) \quad (9.130)$$

Más aún, mediante un balance global de materia

$$Fz_F = Dx_D + Wx_W \quad (9.76)$$

Sustituyendo esta ecuación y las ecuaciones (9.126) y (9.127) en (9.130),

$$y = \frac{q}{q - 1} x - \frac{z_F}{q - 1} \quad (9.131)$$

El lugar de intersección de las líneas de operación (la línea q), en una línea recta de pendiente $q/(q - 1)$ y puesto que $y = z_F$ cuando $x = z_F$, pasa a través del punto $x = y = z_F$ sobre la diagonal a 45°. El intervalo de los valores de la pendiente $q/(q - 1)$ está listado en la tabla 9.1; la interpretación gráfica para casos típicos se muestra en la figura 9.38. Aquí se muestra la intersección de la línea de **operación** para un caso particular de alimentación, como la mezcla de un líquido y un vapor. Es claro que, para una **condición** dada de alimentación, el hecho de fijar la relación de reflujo en la parte superior de la columna establece **automáticamente** la relación **líquido/vapor** en la sección de agotamiento y la carga térmica del rehervidor

Localización del plato de alimentación

La línea q es útil para simplificar la localización gráfica de la línea de agotamiento, pero el punto de intersección de las dos líneas de operación no establece **necesari-**

Tabla 9.1 Condiciones térmicas de la mezcla de alimentación

Condición de la mezcla de alimentación	G_F , mol/(área)(tiempo)	L_F , mol/(área)(tiempo)	H_{GF} , energía/mol	H_{LF} , energía/mol	H_F , energía/mol	$q = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L}$	$q - 1$
líquido debajo del punto de burbuja †	0	F		H_F	$H_F < H_L$	> 1.0	> 1.0
líquido saturado	0	F		H_F	H_L	1.0	∞
Mezcla de líquido y vapor	G_F $F = G_F + L_F$	L_F	H_G	H_L	$H_G > H_F > H_L$	$\frac{L_F}{F}$ $1.0 > q > 0$	$\frac{L_F}{L_F - F}$
vapor saturado	F	0	H_F		H_G	0	0
vapor sobrecalentado	F	0	H_F		$H_F > H_G$	< 0	$1.0 > \frac{q}{q - 1} > 0$

† En este caso, la **intersección** de la **línea** q con la curva en el equilibrio da las composiciones del líquido y el vapor en el equilibrio **que** forman la mezcla de alimentación. La **línea** q es la línea de operación de la evaporación **instantánea** para la mezcla de alimentación.

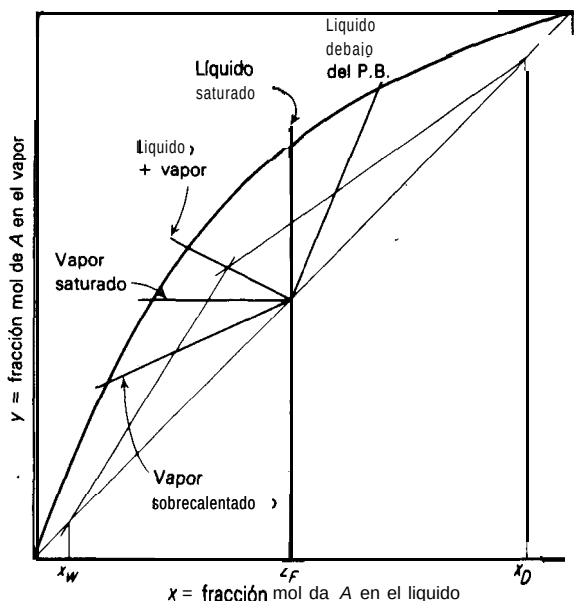
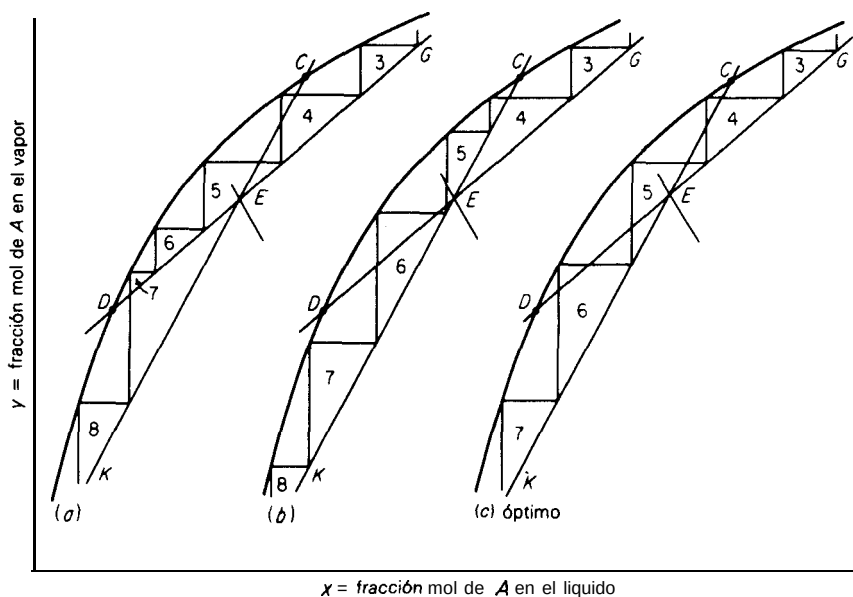
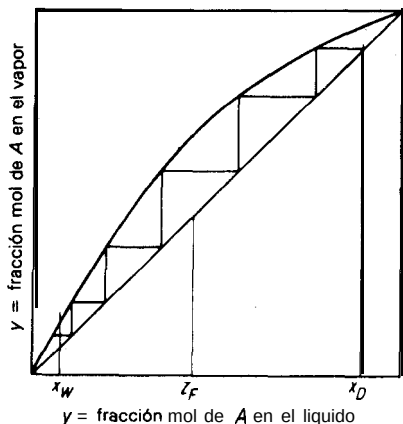


Figura 9.38 Localización de la línea q para condiciones típicas de alimentación.

riamente la delimitación entre las secciones de enriquecimiento y de agotamiento de la torre. **Más** bien, es la introducción de la mezcla de alimentación la que gobierna el cambio de una línea de operación a la otra y establece la delimitación; además, en el **diseño** de una nueva columna, por lo menos, se tiene cierta amplitud en la introducción de la alimentación. Por ejemplo, **considérese** la **separación** que se muestra parcialmente en la figura 9.39. Para una alimentación dada, quedan fijas z_F y la línea q . Para un producto principal y un producto residual particulares, x_D y x_W quedan fijos. Si se especifica la **relación** de reflujo, la **localización** de la línea de enriquecimiento DG queda fija y la **línea** de agotamiento KC debe pasar a través de la línea q en E . Si la mezcla de alimentación se introduce desde el **séptimo** plato hasta el plato superior (figura 9.39a), se utiliza la línea DG para los platos, desde el 1 hasta el 6; del séptimo plato en adelante, se debe utilizar la línea KC . Si, por otro lado, se **introduce** la mezcla de **alimentación** a partir del cuarto plato hasta el plato superior (figura 9.39b), se utiliza la **línea** KC para todos los platos debajo del cuarto. Es claro que debe hacerse una transición de una línea de **operación** a la otra en **algún** lugar entre los puntos C y D ; **servirá** cualquier lugar entre esos límites. Se **obtendrá** el menor número de platos si en el diagrama se mantienen los pasos tan grandes como sea posible, o si se hace la transición en la primera oportunidad, después de pasar la **intersección** de la línea de operación, tal como se muestra en la figura 9.39c. Esta es la práctica que debe seguirse en el **diseño** de una nueva columna.



Al adaptar una columna ya existente a una nueva separación, el punto de introducción de la alimentación **está** limitado por la ubicación de las boquillas existentes en la pared de la columna. Entonces, la pendiente de las líneas de operación (o relación de reflujo) y las composiciones de los productos que se quieren obtener deben determinarse por prueba y error, a fin de obtener, en las dos secciones de la columna, el número de platos **teóricos** congruentes con el número de platos reales en cada sección y con la eficiencia prevista del plato.



Reflujo total o relación de reflujo infinito

Al irse aumentando la relación de reflujo $R = L/D$, la relación L/G aumenta, hasta que finalmente, cuando $R = \infty$, $L/G = 1$ y las líneas de operación de las dos secciones de la columna coinciden con la diagonal a 45° , como en la figura 9.40. En la práctica, esto puede lograrse regresando nuevamente como reflujo (reflujo total) todo el producto principal a la columna y rehiriendo todo el producto residual; por ello, el flujo de alimentación fresca enviado debe reducirse a cero. En forma alternativa, esta condición puede interpretarse como la necesidad de poseer calor para el rehervidor y capacidad de enfriamiento del condensador infinitos para un flujo dado de alimentación.

Cuando las líneas de **operación** se alejan de la curva en el equilibrio al aumentar la relación de reflujo, el número de platos teóricos que se requieren para producir una separación dada son menos; en el reflujo total, el número de platos llega a ser N_m , es decir, el mínimo.

Si la volatilidad relativa es constante o casi constante, se puede utilizar la expresión analítica de Fenske, ecuación (9.85).

Relación mínima de reflujo

La **relación** de reflujo mínimo R_m es la relación **máxima** que requerir8 de un número infinito de platos para lograr la separación deseada; corresponde al mínimo calor del rehervidor y a la mínima capacidad de enfriamiento del condensador con respecto a la separación. Obsérvese la figura 9.41a. Al ir decreciendo la relación de reflujo, la pendiente de la línea de operación de enriquecimiento va siendo menor, al tiempo que aumenta el número de platos requeridos. La **línea de operación** MN, que pasa a **través** del punto de **intersección** de la línea **q** y la curva de equilibrio, corresponde a la **relación** de reflujo mínimo; **se** requerir8 entonces un número infinito de platos para alcanzar el punto N desde cualquiera de las puntas de la torre. En algunos casos, como en la figura 9.41b, la **línea** de operación del reflujo mínimo será tangente a la curva en el equilibrio en la sección de enriquecimiento, como en el punto **P**, mientras que una línea a **través** de **K** claramente representará una relación de reflujo muy **pequeña**. Se ha **señalado** que todos los sistemas muestran diagramas **xy** cóncavos hacia arriba cerca de la condición crítica del componente **más volátil** [66]. Debido a la interdependencia de las relaciones líquido/vapor en **las** dos secciones de la columna, una línea de operación tangente en la sección de agotamiento también puede fijar la relación de reflujo mínimo, como en la figura 9.41c.

Cuando la curva en el equilibrio siempre es **cóncava** hacia arriba, la **relación** de reflujo mínimo puede calcularse convenientemente en forma **analítica** [63]. La **relación** requerida puede obtenerse resolviendo simultáneamente las ecuaciones (9.118) y (9.132), para obtener las coordenadas (x , y) del punto de intersección de la línea de operación de enriquecimiento y la línea **q**. Abandonando la **designación** del número del plato en la ecuación (9.118), estas coordenadas son

$$x_a = \frac{x_D(q-1) + z_F(R+1)}{R+q} \quad y_a = \frac{Rz_F + qx_D}{R+q} \quad (9.132)$$

En la **relación** de reflujo mínimo R_m , estas **coordenadas** son valores en el equilibrio, puesto que **aparecen** sobre la curva en el equilibrio. **Sustituyéndolas** en la **definición** de α , **ecuación** (9.2),

$$\frac{R_m z_F + q x_D}{R_m(1 - z_F) + q(1 - x_D)} = \frac{\alpha[x_D(q - 1) + z_F(R_m + 1)]}{(R_m + 1)(1 - z_F) + (q - 1)(1 - x_D)} \quad (9.133)$$

Esta **puede** resolverse en forma conveniente para R_m , para cualquier valor de q . Así, por ejemplo,

$$R_m = \begin{cases} \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1 - x_D)}{1 - x_F} \right] & q = 1 \text{ (líquido de alimentación en el punto de burbuja)} \\ \frac{1}{\alpha - 1} \left(\frac{\alpha x_D}{y_F} - \frac{1 - x_D}{1 - y_F} \right) - 1 & q = 0 \text{ (vapor de alimentación en el punto de rocío)} \end{cases} \quad (9.134)$$

(9.135)

En los dos casos, la α es la que predomina en la intersección de la **línea** q y de la curva de equilibrio.

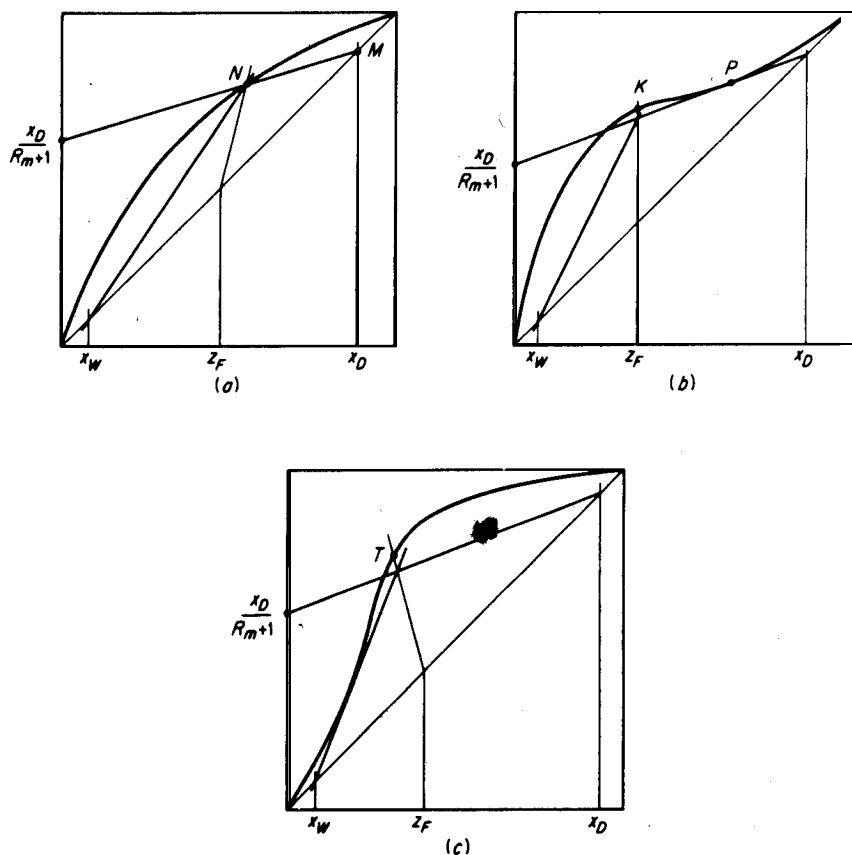


Figura 9.41 Relación de reflujo mínimo y etapas infinitas.

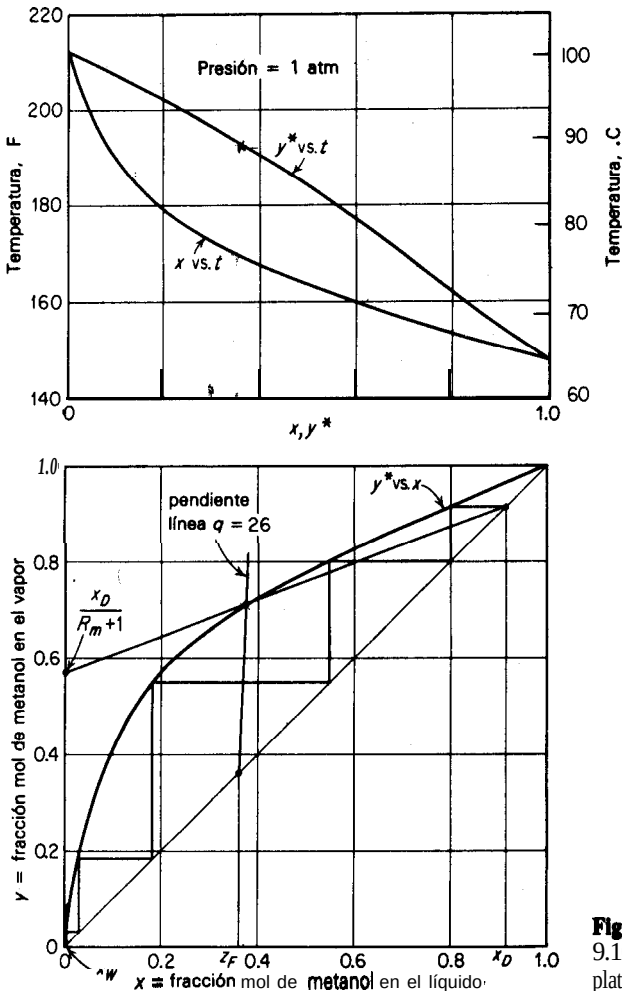


Figura 9.42 Solución al ejemplo 9.10. Relación mínima de reflujo y platos mínimos.

Relación óptima de reflujo

Se aplica el análisis dado en el método de Ponchon-Savarit.

Ejemplo 9.10 Rediseñar el fraccionador de metanol-agua del ejemplo 9.8, utilizando las suposiciones simplificadoras del método de McCabe-Thiele. Las condiciones son:

Alimentación: 5 000 kg/h, 216.8 kmol/h, $Z_F = 0.360$ fracción mol de metanol, pero molec. pr. = 23.1, temperatura de entrada al fraccionador = 58.3 °C.

Destilado: 2 620 kg/h, 84.4 kmol/h, $x_D = 0.915$ fracción mol de metanol, líquido en el punto de burbuja.

Residuo: 2 380 kg/h, 132.4 kmol/h, $x_W = 0.00565$ fracción mol de metanol.
Relación de reflujo: 1.5 veces el mínimo.

SOLUCIÓN Obsérvese la figura 9.42. Del diagrama txy , el punto de burbuja de la mezcla de **alimentación** a 0.360 fracción mol de metanol es 76.0 °C y su punto de rocío es 89.7 °C. Los calores latentes de **evaporación** a 76.0 °C son $\lambda_A = 1\,046.7$ kJ/kg para el **metanol**, $\lambda_B = 2\,284$ kJ/kg para el agua. Calor específico del metanol líquido = 2 721, del agua líquida = 4 187, de la **solución de alimentación** = 3 852 J/kg K. Ignorando los calores de solución, como se **acostumbra** con el método de **McCabe-Thiele**, la entalpía de la mezcla de **alimentación** a 76.0 °C (el punto de burbuja), con referencia a 58.3 °C (la temperatura de **alimentación**), es

$$3.852(23.1)(76.0 - 58.3) = 1575 \text{ kJ/kmol}$$

La entalpía del vapor saturado a 89.7 °C, con referencia a los **líquidos** a 58.3 °C, es

$$\begin{aligned} & 0.36[2.721(32.04)(89.7 - 58.3) + 1046.7(32.04)] \\ & + (1 - 0.36)[4.187(18.02)(89.7 - 58.3) + 2284(18.02)] \\ & = 40\,915 \text{ kJ/kmol} \\ q = & \frac{\text{calor convertir a saturado}}{\text{par calor de vaporización}} = \frac{40\,915 - 0}{40\,915 - 1575} = 1.04 \end{aligned}$$

(Básicamente se obtiene el mismo valor si se considera el calor de solución).

$$\frac{q}{q - 1} = \frac{1.04}{1.04 - 1} = 26$$

En la figura 9.42, x_D , x_w y z_r están ubicados sobre la diagonal a 45 ° y la línea q se traza con una pendiente = 26. En este caso, la **línea de operación** para la **relación de reflujo mínimo** pasa a través de la intersección de la **línea q** y la curva en el **equilibrio**, como se muestra.

$$\frac{x_D}{R_m + 1} = \frac{0.915}{R_m + 1} = 0.57$$

$$R_m = 0.605 \text{ mol reflujo/mol } D$$

El **número** mínimo de platos ideales se determina utilizando la diagonal a 45 ° como línea de **operación** (figura 9.42). Se determinan las etapas **teóricas** hasta la número 4.9, incluyendo el rehervidor.

Para $R = 1.5R_m = 1.5(0.605) = 0.908$ mol **reflujo/mol D** y para el flujo equimolal y **vaporización**,

Ecuación (9.49):

$$L = L_0 = RD = 0.908(84.4) = 76.5 \text{ kmol/h}$$

Ecuación (9.115):

$$G = D(R + 1) = 85.4(0.908 + 1) = 160.9 \text{ kmol/h}$$

Ecuación (9.126):

$$\tilde{L} = qF + L = 1.04(216.8) + 76.5 = 302.5 \text{ kmol/h}$$

Ecuación (9.127):

$$\bar{G} = F(q - 1) + G = 216.8(1.04 - 1) + 160.9 = 169.7 \text{ kmol/h}$$

$$\frac{x_D}{R + 1} = \frac{0.915}{0.908 + 1} = 0.480$$

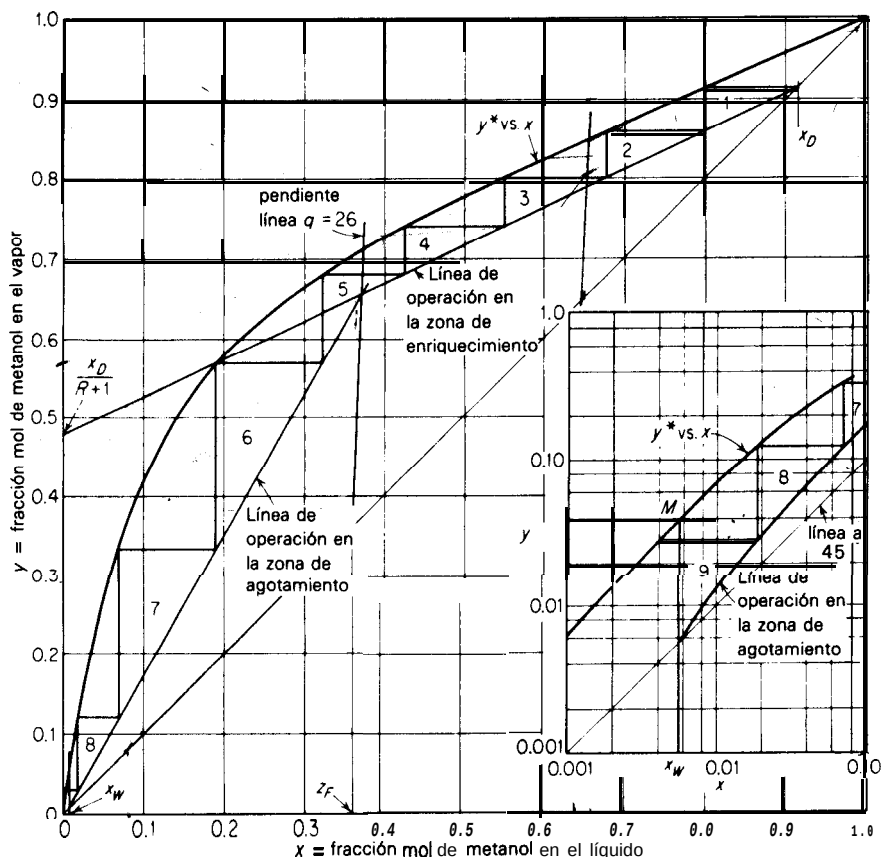


Figura 9.43 Solución al ejemplo 9.10. $R = 0.0908$ mol de reflujo/mol producto destilado.

Obsérvese la figura 9.43. Se **grafican** la **intersección** y 0.480 y las líneas de operación de enriquecimiento y de agotamiento. Se trazan los pasos para determinar el **número** de platos ideales, como se muestra. La **línea de operación** de agotamiento se utiliza inmediatamente **después** de cruzar la intersección con la línea de operación; por lo tanto, se va a introducir la **alimentación** en el quinto plato ideal a partir de la parte superior. Se requiere un total de 8.8 platos ideales, incluyendo el rehervidor; por lo tanto, la torre debe contener 7.8 platos ideales. Se puede **obtener** un número entero mediante un ajuste muy ligero de la relación de reflujo; sin embargo, como se tienen que aplicar aún la eficiencia del plato para obtener el número de **platos reales**, no es necesario calcular aquel número entero.

Cuando la composición del residuo es muy **pequeña**, será necesario agrandar la escala de la parte izquierda inferior del diagrama, con el fin de obtener el número de platos. En algunos casos, la **determinación gráfica** puede aun ser **difícil**, debido a lo cerca **que se** encuentran la línea de agotamiento y la curva en el equilibrio. Entonces, pueden utilizarse coordenadas logarítmicas para mantener una **separación** satisfactoria de las líneas, como en la inserción de la figura 9.43. En una **gráfica** de este tipo, para valores muy **pequeños** de x , la curva en el equilibrio **estará** dada **básicamente** por $y^* = \alpha x$, que es una línea recta de pendiente unitaria. Sin embargo, la línea de

operación de agotamiento sera curva y **deberá graficarse** mediante su ecuación. En este ejemplo, la **ecuación** es [ecuación (9.121)],

$$y = \frac{302.5}{169.7}x - \frac{132.4}{169.7}0.00565 = 1.785x - 0.0044$$

Los **pasos** que representan las etapas ideales se construyen en la forma **usual** sobre estas **coordenadas** y se **continúan** hacia abajo a partir del ultimo paso que se hizo sobre las coordenadas aritméticas (**véase también** la **página** 422).

El **diámetro** de la torre y el **diseño** de los platos se establecen mediante los **métodos** del **capítulo** 6. **Obsérvese** las cargas sustancialmente diferentes de **liquido** en las secciones de enriquecimiento y de agotamiento. Por lo general, se desea una columna de **diámetro** constante en todas las secciones debido a que resulta **más** simple de construir y de menor costo. Sin embargo, si la **discrepancia** entre las cantidades de liquido y vapor en las dos secciones es considerable, y en particular si se esta **utilizando** una **aleación** cara o un metal no ferroso, se pueden lograr **diámetros** diferentes **para** las dos secciones.

Los **cálculos** para otras relaciones de reflujo son **fáciles** y **rápidos**, una vez que se han establecido el **diagrama** y las ecuaciones para un valor de **R**. Estos proporcionan datos para determinar la **R** **más** económica. En la siguiente tabla se listan las cantidades importantes para esta **separación** a diferentes **valores** de **R**.

R	L	G	i	Ḡ	No. de etapas ideales
R_m = 0.605	51.0	135.4	277	144.1	∞
1.5 0.70	59.0	143.4	285	152.1	11.5
1.5 2 0.80	67.5	151.9	294	160.6	10
1.5 0.908	76.5	160.9	303	169.7	8.8
1.7 1.029	86.7	171.3	313	180	8.3
2.0 2.0	168.8	253	395	262	6.5
4.0 4.0	338	422	564	431	5.5
∞ ∞	∞	∞	∞	∞	4.9 = N_m + 1

En la tabla se incluyen los datos para el método de **McCabe-Thiele** a **R** = 1.029, la **relación** de reflujo que se **utilizó** en el ejemplo 9.8 para el calculo **exacto** de Ponchon-Savarit. En el ejemplo 9.8 se obtuvieron 9 etapas ideales. Es importante **señalar** que para cada uno de los **métodos** se usa 1.5 veces el valor respectivo de **N_m**, y el numero de etapas es **básicamente** el mismo; los flujos **máximos** que deben **utilizarse** para obtener el **diseño mecánico** de la torre son lo suficientemente **similares** como para que se obtenga el mismo **diseño** final.

Uso de vapor vivo

Generalmente, se aplica calor a la base de la torre mediante un **intercambiador** de calor (**véase** la figura 9.29). Sin embargo, cuando una solución acuosa se **fracciona** para obtener el soluto no acuoso como el destilado y cuando el agua se elimina como producto residual, el calor que se requiere puede proporcionarse mediante el uso de vapor vivo en el fondo de la torre. En este caso, puede eliminarse el rehervidor. Sin embargo, para una **relación** de reflujo y una composición principal dadas, se **requerirán más** platos en la torre.

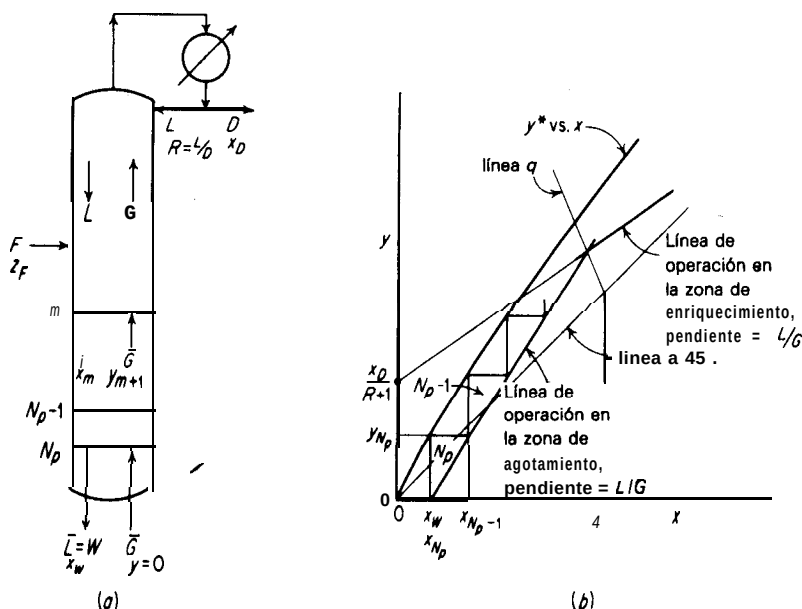


Figura 9.44 Uso de vapor vivo.

Remítase a la figura 9.44. Los balances globales de materia para los dos componentes y para la sustancia **más** volátil son

$$F + \bar{G} = D + W \quad (9.136)$$

$$Fz_F = Dx_D + Wx_w, \quad (9.137)$$

en donde $\bar{G}$ es moles/h de vapor utilizado, suponiéndolo saturada a la presión de la torre. La línea de operación de enriquecimiento se localiza como siempre; la pendiente de la línea de agotamiento $\bar{L}/\bar{G}$ está relacionada con L/G y con las condiciones de alimentación, en la misma forma que antes. Un balance de material para la sustancia **más** volátil debajo del plato m en la sección de agotamiento es

$$\bar{L}x_m + \bar{G}(0) = \bar{G}y_{m+1} + Wx_w, \quad (9.138)$$

y puesto que en este caso, $\bar{L} = W$,

$$\frac{L}{\bar{G}} = \frac{y_{m+1}}{x_m - x_w} \quad (9.139)$$

Por lo tanto, la línea de agotamiento pasa a través del punto ($y = 0, x = x_w$) como se muestra en la figura 9.443. Por lo tanto, la construcción gráfica de los platos debe continuarse hasta el eje x del diagrama.

Si el vapor que entra en la torre, $\bar{G}_{N_p+1}$, está sobrecalentado, vaporizará líquido sobre el plato N_p con la extensión necesaria para llevarlo a **saturación**, $\bar{G}_{N_p+1}(H_{G, N_p+1} - H_{G, \text{sat}})/\lambda M$, en donde $H_{G, \text{sat}}$ es la entalpía del vapor saturado y λM es el calor latente molar a la presión de la torre

$$\bar{G} = \bar{G}_{N_p+1} \left(1 + \frac{H_{G, N_p+1} - H_{G, \text{sat}}}{\lambda M} \right) \quad (9.140)$$

$$\bar{L} = \bar{G} - \bar{G}_{N_p+1} + \bar{L}_{N_p} \quad (9.141)$$

de donde puede calcularse la relación interna $\bar{L}/\bar{G}$.

Condensadores

Generalmente los condensadores son intercambiadores de calor tubulares tradicionales, arreglados de ordinario en forma horizontal, con el enfriador dentro de los tubos, aunque **también** en forma vertical con el enfriador en cualquiera de los lados de los tubos ^[27]. El condensador puede colocarse encima de la torre cuando el flujo por gravedad del reflujo está condensado hacia el plato superior. Sin embargo, comúnmente es más conveniente, desde el punto de vista de la construcción y la limpieza, colocar el condensador cerca del suelo y regresar el reflujo desde un tanque acumulador ^[59] hasta la parte superior mediante bombeo. Este procedimiento también proporciona mayor caída de presión para la operación de las válvulas de control en la línea de reflujo.

El fluido de enfriamiento del condensador generalmente es agua. Entonces, la presión de la destilación debe ser lo suficientemente elevada para que el agua disponible de enfriamiento pueda condensar el vapor principal con una diferencia de temperatura adecuada para proporcionar **rapideces** razonablemente elevadas de transferencia de calor. Sin embargo, el costo del **fraccionador** aumentará al aumentar la presión de **operación**; en el caso de destilados muy volátiles, se puede utilizar como fluido de enfriamiento **algún** refrigerante de baja temperatura.

Si el condensado sólo se enfría hasta su punto de burbuja, el destilado separado debe generalmente enfriarse después en un **intercambiador** de calor separado, para evitar pérdidas por evaporación durante el almacenamiento.

Condensadores parciales

A veces se desea separar un producto destilado en estado de vapor, especialmente cuando el bajo punto de ebullición del destilado hace que la condensación total sea difícil. En este caso, el vapor principal se enfría lo suficiente para condensar el líquido necesario de reflujo; el vapor residual proporciona entonces el producto, como en la figura 9.45.

Un condensador parcial puede producir diferentes resultados. (1) Si el tiempo de contacto entre el producto vapor y el reflujo líquido es suficiente, los dos

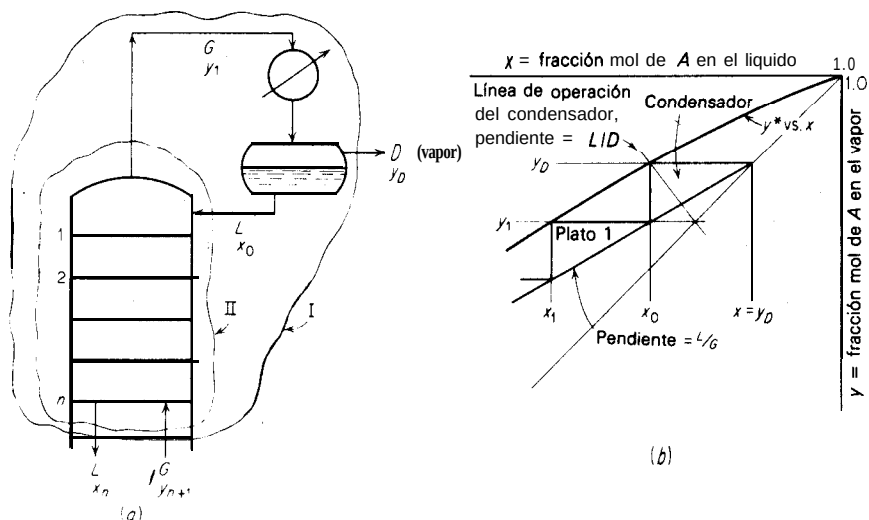


Figura 9.45 Condensador en el equilibrio parcial.

estarán en equilibrio uno con respecto al otro, y el condensador proporcionará una condensación en el equilibrio. (2) Si el condensado se separa tan rápidamente como se **forma**, puede ocurrir una condensación diferencial. (3) Si el enfriamiento es muy rápido, se tendrá poca transferencia de masa entre el vapor y el condensado, y los dos tendrán, **básicamente** la misma **composición**.

Cuando se obtiene el primer resultado, el condensador actúa como una etapa teórica para la separación. Las composiciones y_D y x_0 pueden calcularse mediante los métodos de **condensación** en el equilibrio, como se muestra en la figura 9.45b. Entonces, la **línea** de operación de enriquecimiento estará dada, como siempre, por balances de materia.

Entorno 1

$$G = L + D \quad (9.142)$$

$$Gy_{n+1} = Lx_n + Dy_D \quad (9.143)$$

Entorno II

$$Gy_{n+1} + Lx_n = Gy_1 + Lx_0 \quad (9.144)$$

En el diseño de un nuevo equipo es más seguro ignorar el enriquecimiento que puede obtenerse mediante un condensador parcial e incluir los platos **teóricos** adicionales en la columna, puesto que es **difícil** asegurar que ocurrirá la condensación en el equilibrio.

Reflujo subenfriado

Si el vapor principal se condensa y se enfria debajo del punto de burbuja, de modo que el reflujo líquido **esté frío**, la cantidad de vapor G_1 que asciende del plato superior sera menor que para el resto de la sección enriquecedora, porque algo se requerir8 para condensar y calentar el reflujo hasta su punto de burbuja. El reflujo externo L_0 requerir8 calor en grado $L_0 C_{L0} M_{pr}(t_{bp, R} - t_R)$, en donde $t_{bp, R}$ y t_R son el punto de burbuja del reflujo y las temperaturas reales, respectivamente. Una cierta cantidad de vapor, $L_0 C_{L0} M_{pr}(t_{bp, R} - t_R)/(\lambda M)_{pr}$ se condensará para proporcionar el calor; el vapor condensado se suma a L_0 para dar L , el flujo del líquido por debajo del plato superior. Por lo tanto,

$$L = L_0 + \frac{L_0 C_{L0} M_{pr}(t_{bp, R} - t_R)}{(\lambda M)_{pr}} = RD \left[1 + \frac{C_{L0} M_{pr}(t_{bp, R} - t_R)}{(\lambda M)_{pr}} \right] \quad (9.145)$$

en donde R es la relación de reflujo externo usual, L_0/D . Definiendo una relación de reflujo **aparente** R' por

$$R' = \frac{L}{D} = \frac{L}{G - L} \quad (9.146)$$

da

$$R' = R \left[1 + \frac{C_{L0} M_{pr}(t_{bp, R} - t_R)}{(\lambda M)_{pr}} \right] \quad (9.147)$$

La línea de operación de enriquecimiento se vuelve

$$Y_{n+1} = \frac{R'}{R' + 1} x_n + \frac{x_D}{R' + 1} \quad (9.148)$$

y se **grafica** a través de $y = x = x_D$, con una intersección y en $x_D/(R' + 1)$ y una pendiente $R'/(R' + 1)$.

Rectificación de mezclas azeotrópicas

Las mezclas azeotrópicas de punto de ebullición mínimo y **máximo** del tipo mostrado en las figuras 9.7 y 9.10 pueden tratarse mediante los métodos que ya se describieron; no obstante, será imposible obtener dos productos de composiciones que caigan en lados opuestos de la **composición** azeotrópica. En la rectificación de un azeotropo de punto de ebullición mínimo (figura 9.7), por ejemplo, el producto destilado puede estar lo mas cerca que se desee de la composición azeotrópica. Sin embargo, el producto residual **estará** mas enriquecido con A con B, según que la alimentación este más enriquecida o mas empobrecida en A que la mezcla azeotrópica. En el caso de mezclas de punto de ebullición **máximo** (figura 9. 10), el producto residual siempre se acercará a la composición **azeo-**

trópica. Algunas veces, estas mezclas pueden separarse completamente agregando una tercera sustancia, como se describirá posteriormente.

Sin embargo, es fácil separar por completo las mezclas insolubles que forman **azeotropos** de dos fases líquidas, siempre y cuando se utilicen dos **fraccionadores**. Esto depende de que el destilado condensado forme dos soluciones líquidas en lados opuestos de la composición azeotrópica. Considérese la separación de la mezcla cuyo diagrama en el equilibrio vapor-líquido se muestra en la figura 9.46, en donde la alimentación tiene una composición z_F y los límites de solubilidad son $x_{R,I}$ y $x_{R,II}$ en el punto de ebullición. Si la alimentación se introduce en el fraccionador 1 de la figura 9.47, es evidente que el producto residual de composición $x_{W,I}$ puede ser B tan puro como se desee. La sección enriquecedora puede contener suficientes platos para producir un vapor principal que se acerque a la composición azeotrópica M , como el vapor $y_{D,I}$. Este vapor, cuando esté totalmente condensado en una mezcla K en su punto de ebullición, formará dos líquidos insolubles de composición $x_{R,I}$ y $x_{R,II}$, que pueden decantarse como se muestra. La capa que **está más** rica en B se regresa al plato superior de la columna 1 como un reflujo. Entonces, la línea de **operación** de enriquecimiento pasa a través del punto ($y = y_{D,I}$, $x = x_{R,I}$), como se muestra en la figura 9.46, y su pendiente será la relación **líquido/vapor** en la sección de enriquecimiento.

La capa rica en A del decantador (figura 9.47) se manda al plato superior del fraccionador II, que contiene sólo una sección de agotamiento. De la figura 9.46

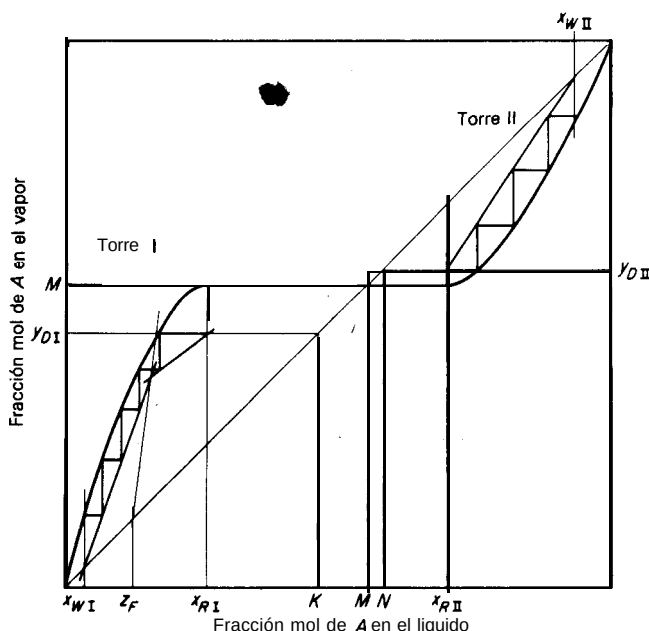


Figura 9.46 Fraccionamiento de mezclas parcialmente solubles.

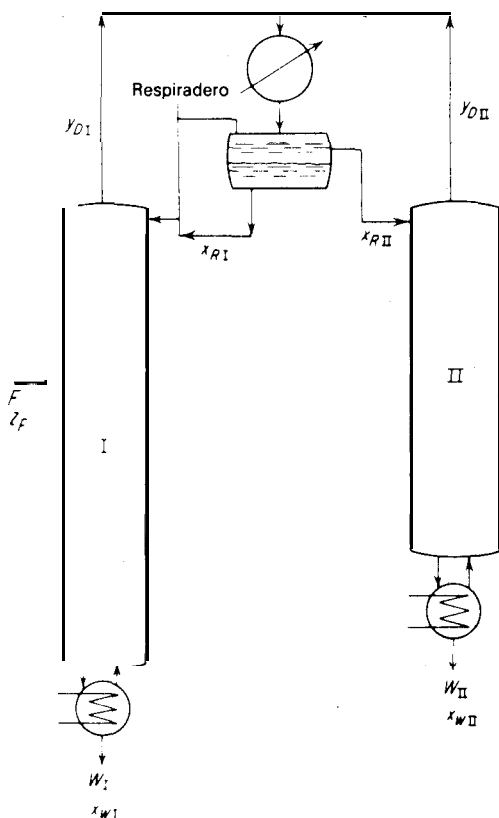


Figura 9.47 Sistema de dos torres para mezclas parcialmente solubles.

se deduce claramente que la composición del producto residual $x_{w II}$ puede ser A tan puro como se desee (véase la figura de cabeza, para que aparezca como de costumbre). El vapor principal de la torre II tendrá composición $y_{D II}$, el cual, cuando se condensa totalmente como la mezcla N , produce los mismos dos líquidos insolubles que el primer destilado. En consecuencia, se puede utilizar un condensador común para las dos torres.

En la práctica es deseable enfriar el destilado debajo de su punto de burbuja, para prevenir la pérdida excesiva de vapor a través del respiradero del decantador. Esto cambia ligeramente las composiciones $x_{R I}$ y $x_{R II}$ y proporciona relaciones algo mayores de reflujo interno. Si la alimentación en sí consta de dos líquidos insolubles, puede alimentarse al decantador; entonces, los dos fraccionadores constarán sólo de las secciones de agotamiento. Cuando se desean eliminar las últimas trazas de agua de una sustancia tal como un hidrocarburo, es práctica común utilizar solamente una torre en donde el hidrocarburo seco se separa como el producto residual. La capa rica en hidrocarburo del decantador se regresa

como reflujo, pero la capa acuosa, que contiene muy poco hidrocarburo, generalmente se desecha.

También puede utilizarse el método de Ponchon-Savarit ^[46], pero los datos de entalpía necesarios para estos sistemas rara vez se consiguen.

Alimentaciones múltiples

Si se van a fraccionar dos soluciones de concentraciones diferentes para obtener los mismos productos, las dos pueden manejarse en el mismo **fraccionador**. El diagrama de **McCabe-Thiele** para una columna de alimentación doble se parecerá a la parte inferior de la figura 9.33, con líneas de operación rectas. Cada una de las alimentaciones se considera por separado (como si ninguna de ellas “supiese” de la presencia de la otra). La línea de operación superior se localiza en la forma usual. La línea de operación intermedia, para la sección de la columna entre las alimentaciones, interseca a la línea de enriquecimiento en la línea q para la alimentación más rica y tiene una pendiente dada por las cantidades L y G calculadas mediante las ecuaciones (9.127) y (9.128). La línea de **operación** más baja interseca a la intermedia en la línea q para la alimentación menos rica. Para el número mínimo de etapas a una relación de reflujo dada, cada una de las alimentaciones se introduce en la etapa cuya construcción en el diagrama **señala** su línea q respectiva.

Productos de alta pureza

En el ejemplo 9.10 se mostró que para concentraciones muy bajas de la sustancia más volátil en el residuo, la construcción **gráfica** para los platos de la sección de agotamiento pueden **completarse** sobre coordenadas logarítmicas. Esto se hace **fácilmente**, puesto que a **concentraciones** muy bajas la curva en el equilibrio es **básicamente** lineal y está dada por $y^* = \alpha x$. Esta ecuación se grafica como una línea recta a 45° sobre coordenadas logarítmicas; α se toma para concentraciones muy bajas. Sin embargo, la línea de operación es curva en una gráfica de este tipo y debe graficarse a partir de su ecuación (9.121). Para destilados muy puros puede construirse una gráfica logarítmica similar poniendo de cabeza el papel y volviendo a **señalar** las coordenadas como (1 – marca impresa) ^[26]. Así, la impresión 0.0001 se **señala** como 0.9999, **etcétera**. En una gráfica de este tipo, la curva en el equilibrio también es recta a 45° para concentraciones elevadas, pero la línea de operación es curva y debe graficarse a partir de su ecuación (9.118).

Como alternativa de estos métodos, los cálculos se pueden hacer analíticamente utilizando las ecuaciones de Kremser (5.50) a (5.57) o la figura 5.16, puesto que aun para los sistemas en que las suposiciones de **McCabe-Thiele** no son generalmente aplicables, las líneas de operación son rectas en las concentraciones extremas que se están considerando. La **sección de agotamiento** se considera como un desorbedor para el componente más **volátil**, en donde, para un rehervidor de tipo caldera,

$$N_p - m + 1 = \frac{\log \left[\frac{x_m - x_w/\alpha}{x_w - x_w/\alpha} (1 - \bar{A}) + \bar{A} \right]}{\log(1/\bar{A})} \quad (9.149)$$

en donde x_m es la composición del líquido que abandona el plato m , el último plato ideal obtenido mediante el trabajo **gráfico**, y $\bar{A} = \bar{L}/\alpha \bar{G}$. Para un rehervidor de tipo termosifón que evapora totalmente el líquido, el lado izquierdo de la ecuación (9.149) es $N_p = m$. Para vapor vivo, el lado izquierdo es $N_p = m$; x_w/α se omite ($y_{N_p+1} = 0$). La **sección de enriquecimiento** se considera como un **absorbedor** para el componente menos **volátil**.

$$n - 1 = \frac{\log \left[\frac{(1 - y_n) - (1 - x_0)/\alpha}{(1 - y_1) - (1 - x_0)/\alpha} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\log A} \quad (9.150)$$

en donde y_n es el vapor que abandona el plato n , el **último** plato ideal obtenido por **construcción** gráfica ascendente a partir de la alimentación; x_0 es la **composición** del reflujo y $A = \alpha L/G$.

Para la mayoría de los líquidos ideales, en donde a es casi constante para todas las concentraciones, los **cálculos analíticos** de Smoker ^[58] se aplican al **fraccionador** completo.

Eficiencia de los platos

Los métodos para calcular la eficiencia de los platos se analizaron en el capítulo 6. Las eficiencias del vapor de Murphree se utilizan más sencillamente en forma gráfica sobre el diagrama **xy**, ya sea que éste se **obenga** a partir del cálculo exacto de Ponchon-Savarit o mediante las suposiciones simplificadoras, como se muestra en el ejemplo 9.11. Estrictamente, las eficiencias globales **E_o** sólo tienen significado cuando la eficiencia de Murphree para todos los platos es la misma y cuando las líneas en el equilibrio y de **operación** son rectas en las concentraciones consideradas. El último requisito sólo puede cumplirse en un rango de concentraciones limitado en la destilación; no obstante, la correlación empírica de la figura 6.25 es útil para estimaciones generales, si no es que es útil también para el diseño final, con la excepción de que los valores de **E_o** para soluciones acuosas son generalmente mayores de lo que muestra la correlación.

Ejemplo 9.11 En el desarrollo de un nuevo proceso, va a ser necesario fraccionar 910 **kg/h** de una solución etanol-agua que contiene 0.3 **fracción** mol de etanol y que se encuentra en su punto de burbuja. Se desea producir un destilado que contenga 0.80 fracción mol de etanol, con una pérdida **básicamente** despreciable de etanol en el residuo.

Se posee una torre que contiene 20 platos perforados de flujo transversal **idénticos**, 760 mm **diám.**, con ajustes para introducir la **alimentación únicamente** en el **decimotercer** plato a partir de la parte superior. La torre se utiliza adecuadamente a una presión de **1 atm**. El espaciamiento

entre los platos es de 450 mm, el derramadero en cada plato tiene 530 mm de longitud y se extiende 60 mm por encima de la base del plato; el **área** de las perforaciones es 0.0462 **m²/plato**.

Determinar una **relación** de reflujo que se use adecuadamente con esta torre y calcular la pérdida correspondiente de etanol suponiendo que se va a utilizar vapor vivo a **69 kN/m²** (10 **lb_f/in²**) **manométricas** para calentar, y que se va a proporcionar una capacidad adecuada del condensador.

SOLUCIÓN Se va a utilizar el método de **McCabe-Thiele**. **Peso molec.** del etanol = 46.05, del agua = 18.02. **z_p** = 0.030.

Bases: 1 hora. La composición de la alimentación corresponden a 52.27% en peso de etanol. La alimentación contiene 910 **(0.5227)/46.05** = 10.33 kmol de etanol y **910(1 - 0.5227)/18.02** = 24.10 kmol agua, total = 34.43 kmol. Si se va a eliminar **básicamente** todo el etanol del residuo, el destilado **$D = 10.33/0.80 = 12.91$ kmol/h** o 522.2 **kg/h**. Los datos de equilibrio vapor-líquido se encuentran en **The Chemical Engineers' Handbook, 4a. ed.**, p. 13-5 y en Carey y Lewis: **Ind. Eng. Chem.**, 24, 882(1932).

Los **cálculos** preliminares **indican** que la capacidad de la torre esta gobernada por el flujo del vapor arriba. En el plato 1, **peso molec. pr.** del vapor = **0.8(46.05) + 0.2(18.02)** = 40.5 **kg/mol**, temp. = 78.2 °C. Utilizando la notación del capítulo 6,

$$\rho_G = \frac{40.5}{22.41} \frac{273}{273 + 78.2} = 1.405 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_L = 744.9 \text{ kg/m}^3 \quad \sigma = 0.021 \text{ N/m (est)}$$

Tabla 6.2: para $t = 0.450$, $\alpha = 0.0452$, $\beta = 0.0287$. El **área** de la sección transversal de la torre = **$A_t = \pi(0.760)^2/4 = 0.4536$ m²** y para **$W = (530/760)T = 0.70T$** (Tabla 6.1). el **área** del vertedero **$A_v = 0.0808(0.4536) = 0.0367$ m²**. El **área** activa **$A = 0.4536 - 2(0.0367) = 0.380$ m²**. Con **$A_v = 0.0462$ m²**, y tomando tentativamente **$(L'/G')(q_G/q_L)^{0.5} = 0.1$** , la ecuación (6.30) da **$C_r = 0.0746$** y la ecuación (6.29) muestra **$V_r = 1.72$ m/s** cuando la velocidad de inundación del gas basada en **$A_n = A_t - A_v = 0.4169$ m²**.

Los **cálculos** se **harán** para una **relación** de reflujo correspondiente a **$G = D(R + 1) = 12.91(3 + 1) = 51.54$ kmol/h** de vapor en la parte superior, o

$$\frac{51.64(22.41)}{3600} \frac{273}{273 + 78.2} = 0.414 \text{ m}^3/\text{s}$$

Entonces, la velocidad del vapor es **0.414/0.4169 = 0.993 m/s**, o 58% de la velocidad de inundación (ampliamente segura). **$L = 3(12.91) = 38.73$ kmol/h** o 1 567 **kg/h**. Por lo tanto,

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{1567}{0.414(3600)(1.405)} \left(\frac{1.405}{744.9} \right)^{0.5} = 0.0325$$

Puesto que para valores de esta cantidad menores de 0.1, la **ecuación** (6.29) sigue utilizando 0.1, el valor calculado de **C_r** es correcto.

Puesto que la **alimentación** se encuentra en el punto de burbuja, **$q = 1$** y la **ecuación** (9.126):

$$\dot{I} = L + qF = 38.73 + 1(34.43) = 73.2 \text{ kmol/h}$$

Ecuación (9.127):

$$\bar{G} = G + F(q - 1) = G = 51.64 \text{ kmol/h}$$

La **entalpía** del vapor saturado, con referencia a 0 °C a 69 **kN/m²** = 2 699 **kNm/kg** y **esta** será su **entalpía** cuando entre en la torre si se expande **adiabáticamente** hasta la **presión** de la torre. La **entalpía** del vapor saturado a 1 atm (despreciando la caída de presión de la torre) = 2 676 **kN · m/kg** y el calor latente = 2 257 **kN · m/kg**. **Ecuación** (9.140):

$$51.64 = \bar{G}_{N_p+1} \left[1 + \frac{(26.99 - 26.76)(18.02)}{2257(18.02)} \right]$$

$$\bar{G}_{N_p+1} = 51.1 \text{ kmol vapor/h}$$

Ecuación (9.141):

$$73.2 = 51.64 - 51.1 + L_{N_p}$$

$$L_{N_p} = W = 72.7 \text{ kmol Residuo/h}$$

Eficiencia de los platos Considere la situación en $x \approx 0.5$, $y^* = 0.652$, $t = 79.8$ °C. que es la sección de enriquecimiento. Aquí (notación del capítulo 6) $Q_L = 791$, $Q_G = 1.253 \text{ kg/m}^3$, m (de los datos en el equilibrio) $= 0.42$ y mediante los métodos del capítulo 2, $Sc_G = 0.930$, $D_L = 2.065(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$. Para $L = 38.73 \text{ kmol/h}$, $q = 4.36(10^{-4}) \text{ m}^3/\text{s}$ y para $G = 51.64 \text{ kmol/h}$, $V_L = 1.046 \text{ m/s}$. A partir de las dimensiones del plato, $z = 0.647 \text{ m}$, $Z = 0.542 \text{ m}$ y $h_w = 0.060 \text{ m}$.

Ecuación (6.61): $N_{iL} = 0.89$

Ecuación (6.38): $h_L = 0.0380 \text{ m}$

Ecuación (6.64): $\theta_L = 30.3 \text{ s}$

Ecuación (6.62): $N_{iL} = 22.8$

Ecuación (6.52): $N_{iOG} = 0.871$

Ecuación (6.51): $E_{OG} \approx 0.581$

Ecuación (6.63): $D_E = 1.265 \times 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$

Ecuación (6.59): $Pe = 7.66$

Ecuación (6.57): $E_{MG} = 0.72$

El arrastre es despreciable. En forma similar

x	0	0.1	0.3	0.5	0.7
E_{MG}	0.48	0.543	0.74	0.72	0.72

Cálculos de los platos La intersección de la línea de operación $= x_D/(R+1) = 0.8/(3+1) = 0.2$, $q(q-1) = \infty$. La línea de operación para la sección de enriquecimiento y la línea q se localizan en la forma usual (figura 9.48). La línea de operación de la sección de agotamiento, en esta escala de la gráfica y para todos los propósitos prácticos, pasa a través del origen. La línea punteada se localiza de tal forma que, en cada concentración, las distancias verticales correspondientes a las líneas BC y AC estén en la relación E_{MG} . Se utiliza esta curva en lugar de la curva en el equilibrio para localizar los platos reales, como se muestra. El plato de alimentación es el decimotercero.

Debajo del plato 14, los cálculos se deben realizar sobre coordenadas logarítmicas, como en el ejemplo 9.10; sin embargo, esto requiere la ubicación al tanteo de la línea de operación, puesto que se desconoce x_w . Es más sencillo proceder de la siguiente manera:

De acuerdo con la figura 9.48, $x_{14} \approx 0.0150$; a partir de esta concentración hacia abajo, la curva en el equilibrio es básicamente recta ($\alpha = m = 8.95$), $E_{MG} \approx 0.48 = \text{const.}$, $\bar{A} = \bar{L}/\alpha \bar{G} = 73.2/8.95(51.64) \approx 0.1584$. Entonces, la ecuación (8.16) proporciona la eficiencia global del plato para los 6 platos del fondo:

$$E_O = \frac{\log[1 + 0.48(1/0.1584 - 1)]}{\log(1/0.1584)} = 0.688$$

Los 6 platos reales corresponden a $6(0.688) = 4.13$ platos reales hasta el fondo de la torre, de donde la ecuación (9.149) da, para vapor vivo,

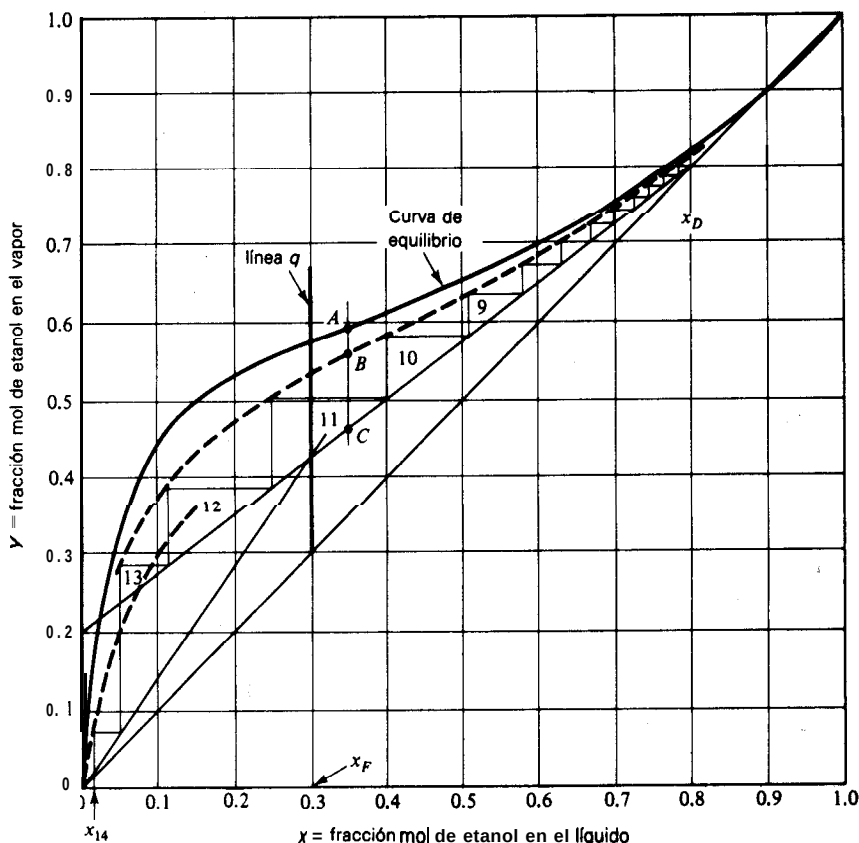


Figura 9.48 Solución al ejemplo 9. II.

$$4 \ 13 = \frac{\log[(0.015/x_w)(1 - 0.1584) + 0.1584]}{\log(1/0.1584)}$$

$$x_w = 6.2(10^{-6}) \text{ fracción mol de etanol en el residuo}$$

Esto corresponde a una pérdida de etanol de 0.5 kg/día. Relaciones mayores de reflujo reducirían la pérdida, pero a causa del costo de vapor adicional probablemente no valdrían la pena esas relaciones. Obsérvese que este es tema de consideraciones de tipo económico y que existe una relación de reflujo óptimo. Se deben considerar los valores de R menores, con el correspondiente costo reducido del vapor y mayor pérdida de etanol, pero se debe tener cuidado en asegurarse de que las velocidades del vapor estén por encima de la velocidad de florqueo, ecuación (6.46).

EQUIPO DE CONTACTO CONTINUO (TORRES EMPACADAS)

Las torres llenas con diferentes tipos de empaques descritos en el capítulo 6, frecuentemente compiten en costo con los platos; son particularmente útiles cuando la caída de presión debe ser pequeña, como en las destilaciones a baja presión, y cuando la retención del líquido debe ser **pequeña**, como en la destilación de **materiales** sensibles al calor cuya exposición a temperaturas elevadas se debe minimizar. También existen empaques extremadamente efectivos que se emplean en trabajo a nivel laboratorio y que son capaces de producir el equivalente a muchas etapas en altura de empaque de sólo unos cuantos pies ^[40].

La unidad de transferencia

Al igual que los absorbedores empacados, los cambios de **concentración** con la altura producidos por estas torres son continuos y no graduales, como en las torres de platos. El procedimiento de cálculo debe tomar esto en consideración. En la figura 9.49a se muestra un dibujo **esquemático** de un **fraccionador** de torre **empacada**. Como en el caso de las torres de platos, debe poseer un rehervidor en el fondo (**también** se puede utilizar vapor vivo si se va a producir un residuo acuoso), un condensador, medios para regresar el reflujo y vapor rehervido y medios para introducir la alimentación. Estos últimos pueden lograrse mediante una pequeña sección sin empacar en la entrada de la alimentación, con una distribución adecuada del líquido sobre la parte superior de la sección de agotamiento (véase el **capítulo 9**).

El diagrama de operación, figura 9.493, se determina exactamente en la misma forma que en el caso de torres de platos: se utilizan o bien el método de Ponchon-Savarit, o bien, cuando se puedan aplicar, las suposiciones simplificadoras de **McCabe-Thiele**. Tanto las ecuaciones para las líneas de operación como los balances de entalpía que se obtuvieron antes para platos, son aplicables directamente, con la excepción de que deben omitirse los subíndices que se refieren al número del plato. Entonces, las líneas de operación son simplemente la relación entre x y y , las composiciones **del líquido** total y del gas, que predominan en cada una de las secciones horizontales **de la torre**. Como antes, el cambio de las líneas de operación de la sección **enriquecedora** a la de agotamiento, se hace en el punto en donde la **alimentación** se **está efectuando** realmente; para **diseños** nuevos, se obtiene una columna **más** corta, **para una** relación dada de **reflujo**, si la alimentación se hace en la intersección **de las líneas** de operación. A continuación se adopta esta **práctica**.

Para torres empacadas, los flujos se basan en la unidad de área de la sección transversal de la torre, **mol/tiempo(área)**. Como para los absorbedores, en el volumen diferencial dZ , figura 9.49a, la superficie interfacial es $a dZ$, en donde a es la a_A del capítulo 6. La cantidad de sustancia A en el vapor que pasa a través de la **sección** diferencial es G_y **mol/tiempo(área)**, y la rapidez de transferencia de masa

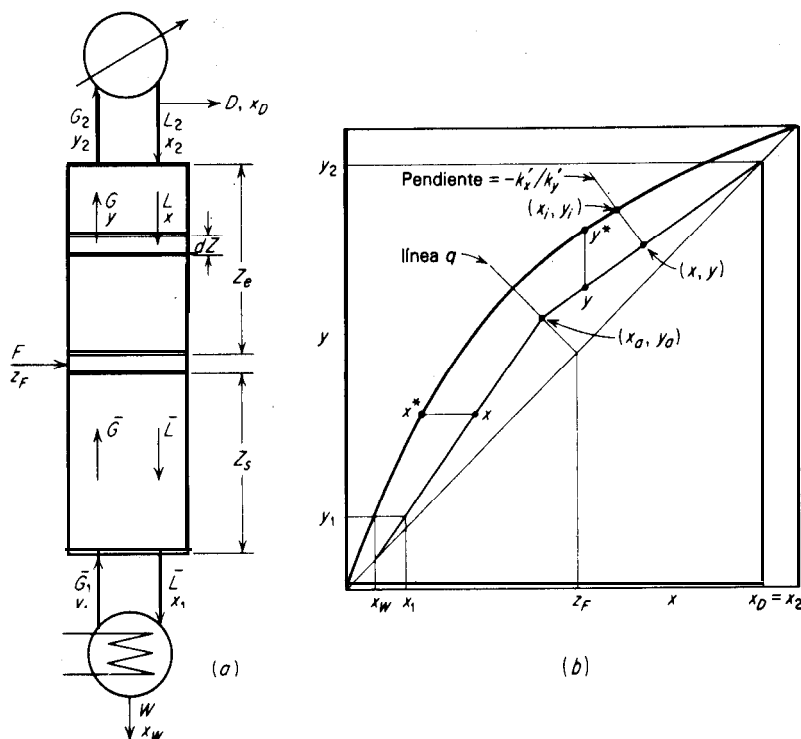


Figura 9.49 Fraccionamiento en una torre empacada.

es $d(Gy)$ moles A/(h)(volumen diferencial). En forma similar, la rapidez de transferencia de masa es $d(Lx)$. Aun en aquellos casos en que las suposiciones simplificadoras usuales no son estrictamente aplicables, G y L son, dentro de una sección de la columna, lo suficientemente constantes para que la contradifusión equimolar entre fases sea prácticamente cierta: $N_A = -N_B$. En consecuencia (véase la tabla 3. 1), $F_c k'_y, F_u = k'_x$ y el flux de transferencia de masa es

$$N_A = \frac{d(Gy)}{a \, dZ} = k'_y(y_i - y) = \frac{d(Lx)}{a \, dZ} = k'_x(x - x_i) \quad (9.151)$$

Por lo tanto

$$Z_e = \int_0^{Z_e} dZ = \int_{(Gy)_a}^{(Gy)_2} \frac{d(Gy)}{k'_y a (y_i - y)} = \int_{(Lx)_a}^{(Lx)_2} \frac{d(Lx)}{k'_x a (x - x_i)} \quad (9.152)$$

Una **expresión** similar, con los límites apropiados de integración, se aplica para la sección de agotamiento.

Para cualquier punto (x, y) sobre la **línea** de operación, el punto **correspondiente** (x_i, y_i) sobre la curva en el equilibrio se obtiene en la intersección con una línea de pendiente $-k'_x/k'_y = -k'_x a/k'_y a$ trazada desde (x, y) , como se muestra en la figura 9.496. Para $k'_x > k'_y$, de forma que la resistencia principal a la transferencia de masa resida en el vapor, $y_i = y$ se lee más exactamente que $x = x_i$. Entonces, se utiliza mejor la integral central de la ecuación (9.152), **evaluada** gráficamente como el brea bajo una curva con $1/k'_y a(y_i - y)$ como ordenada, Gy como abscisa, dentro de los límites apropiados. Para $k'_x \ll k'_y$, es mejor utilizar la **última** integral. De esta forma, **se** trabaja fácilmente con las variaciones en G , L , los coeficientes y con el **área** interfacial con localización sobre las líneas de operaciones.

Para los casos en que se pueden aplicar las suposiciones simplificadoras usuales, G y L dentro de cualquier sección de la torre son constantes; las alturas de las unidades de transferencia

$$H_{IG} = \frac{G}{k'_y a} \quad H_{iL} = \frac{L}{k'_x a} \quad (9.153)$$

son algunas veces lo suficientemente constantes (también se pueden utilizar valores promedio para la sección), de forma que la ecuación (9.152) puede escribirse

$$Z_e = H_{IG} \int_{y_a}^{y_2} \frac{dy}{y_i - y} = H_{IG} N_{IG} \quad (9.154)$$

$$Z_e = H_{iL} \int_{x_a}^{x_2} \frac{dx}{x - x_i} = H_{iL} N_{iL} \quad (9.155)$$

con expresiones similares para Z_e . El número de unidades de transferencia N_{IG} y N_{iL} **está** dado por las integrales de las ecuaciones (9.154) y (9.155). Debe recordarse, sin embargo, que el **área** interfacial a y los coeficientes de transferencia de masa dependen de los flujos de masa, los cuales, debido al cambio de los pesos moleculares promedio con la concentración, pueden variar considerablemente, aun si los **flujos** molares son constantes. Por lo tanto, sin verificación, no debe suponerse que H_{IG} y H_{iL} son constantes.

Por lo general, la curva en el equilibrio para **cualquier sección de la torre** experimenta en la pendiente el cambio suficiente para que **no puedan utilizarse** los coeficientes de transferencia de masa globales ni las alturas de las unidades de transferencia. Sin embargo, si la curva es básicamente recta, **se puede escribir**

$$Z_e = H_{iOG} \int_{y_a}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y} = H_{iOG} N_{iOG} \quad (9.156)$$

$$Z_e = H_{iOL} \int_{x_a}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*} = H_{iOL} N_{iOL} \quad (9.157)$$

en donde

$$H_{iOG} = \frac{G}{K'_y a} \quad H_{iOL} = \frac{L}{K'_x a} \quad (9.158)$$

Aquí, y^* — y es una “fuerza motriz” global en función de las composiciones de vapor y $x = x^*$ es la correspondiente para el líquido (**véase** figura 9.49b). En estos casos, pueden utilizarse las ecuaciones (8.48), (8.50) y (8.51), para determinar el número de unidades de transferencia globales sin necesidad de integración gráfica. Como se muestra en el capítulo 5, con las F iguales a las k correspondientes,

$$\frac{1}{K'_y} = \frac{1}{k'_y} + \frac{m}{k'_x} \quad (9.159)$$

$$\frac{1}{K'_x} = \frac{1}{mk'_y} + \frac{1}{k'_x} \quad (9.160)$$

$$H_{iOG} = H_{iG} + \frac{mG}{L} H_{iL} \quad (9.161)$$

$$H_{iOL} = H_{iL} + \frac{L}{mG} H_{iG} \quad (9.162)$$

en donde, en las ecuaciones (5.27) y (5.28), $m = m' = m''$ = pendiente de una curva recta en el equilibrio.

Aunque prácticamente todos los datos significativos sobre los coeficientes de transferencia de masa en empaques se obtuvieron a temperaturas relativamente bajas, las limitadas pruebas indican que pueden utilizarse **también** para la destilación, en donde normalmente las temperaturas son relativamente elevadas. Como se **señaló** en el capítulo 6, se ha observado un alejamiento cuando la tensión superficial cambia con la concentración. En el caso de sistemas de “**tensión** superficial positiva”, en donde el componente mas volátil tiene la tensión superficial menor, la tensión superficial aumenta al descender en el empaque, la película de líquido en el empaque se vuelve más estable y **las rapidezces** de transferencia de masa se vuelven mayores. Para sistemas con “tensión superficial negativa”, en donde ocurre el cambio opuesto en la tensión superficial, los resultados son todavía impredecibles. La **investigación** en esta área es muy necesaria.

Ejemplo 9.12 Determinar **cuáles** son **las** dimensiones adecuadas que las secciones empacadas de una torre deben tener para separar ~~met~~anol-agua ~~del~~ ejemplo 9.8; la torre utiliza anillos de Raschig de 1.5 in.

SOLUCIÓN Las cantidades de vapor y líquido en toda la torre, calculadas como en el ejemplo 9.8, con las ecuaciones (9.62), (9.64), (9.72) y (9.74) son:

x	$t_L, ^\circ\text{C}$	Y	$t_G, ^\circ\text{C}$	Vapor		Líquido	
				kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h

Sección de enriquecimiento

0.915	66	0.915	68.2	171.3	5303	86.7	2723
0.600	71	0.762	74.3	164.0	4684	79.6	2104
0.370	76	0.656	78.7	160.9	4378	76.5	1779

Sección de agotamiento

0.370	76	0.656	78.7	168.6	4585	301	7000
0.200	82	0.360	89.7	161.6	3721	294	6138
0.100	87	0.178	94.7	160.6	32%	293	5690
0.02	96.3	0.032	99.3	127.6	2360	260	4767

Los valores de x y y son los que **están** sobre la línea de operación (figura 9.28). Las temperaturas son los puntos de burbuja y de rodo para los **líquidos** y vapores., respectivamente. Las líneas de operación se intersecan en $x = 0.370$, el punto que divide las secciones de enriquecimiento y de agotamiento.

El **diámetro** de la torre se determina mediante las condiciones en la parte superior de la sección de agotamiento, debido al elevado flujo del líquido en este punto. **Aquí** (notación del capítulo 8),

$$\rho_G = \frac{4585}{168.6(22.41)} \frac{273}{273 + 78.7} = 0.942 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_L = 905 \text{ kg/m}^3$$

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{7000}{4185} \left(\frac{0.942}{905} \right)^{0.5} = 0.054$$

Sobre la **figura** 6.34, escójase una **caída** de presión del gas de $450 \text{ (N/m}^2\text{)/m}$, de donde la ordenada es 0.0825. Tabla 6.3: $C_f = 95$. $\mu_L = 4.5(10^{-4}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$, $J = 1$, $g_c = 1$.

$$G' = \left[\frac{0.0825(0.942)(905 - 0.942)}{95(4.5 \times 10^{-4})^{0.1}} \right]^{0.5} = 264 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

El **área** de la sección transversal de la torre = $4 \frac{185}{3600} (1.264) = 0.92 \text{ m}^2$, que corresponde a un **diámetro** de 1.1 m . $L' = 7000/3600(0.92) = 1.94 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$.

Se van a calcular los coeficientes de transferencia de masa para la misma **ubicación**. Tabla 6.4: $m = 36.5$; $n = 4.69(10^{-3})$; $p = 0.274$; $a_{AW} = 42.36 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Tabla 6.5: $d_s = 0.0530$; $m \cdot \beta = 0.499$; $\phi_{LW} = 0.0086$; $\phi_{LW} = 0.0279$; $\phi_{LW} = 0.0193$; $\phi_{LW} = 0.00362$ (con $\mu_L = 0.00045 \text{ kg/m} \cdot \text{s}$, $\sigma = 0.029 \text{ N/m}$); $H = 0.91$; $\phi_{Lo} = 0.0175$; $\phi_{Li} = 0.0211$.

Ecuación (6.73): $a_A = 38.0 \text{ m}^2/\text{m}^3 = a$. Tabla 6.3: $\epsilon = 0.71$; **ecuación** (6.71): $\epsilon_0 = 0.71 - 0.0211 = 0.689$. Mediante los **métodos** del capítulo 2, $Sc_G = 1.0$; $G = 0.0466 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$; $\mu_G = 2.96(10^{-5}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$; mediante la **ecuación** (6.70). $F_a = k'_f = 1.64(10^{-3}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ (fracción mol).

$$D_L = 4.80 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s} \quad Sc_L = 103.5$$

Ecuación (6.72): $k_L = 2.66(10^{-4}) \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol/m}^3)$. Puesto que la densidad molar del agua a 76°C es 53.82 kmol/m^3 , $F_L = k'_f = 53.82(2.66)(10^{-4}) = 0.0143 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ (fracción mal).

En forma similar, los valores a otras concentraciones son:

x	G	a	$k'_y \times 10^3$	k'_x
0.915	0.0474	20.18	1.525	0.01055
0.600	0.0454	21.56	1.542	0.00865
0.370	0.0444	21.92	1.545	0.00776
0.370	0.0466	38.00	1.640	0.0143
0.200	0.0447	32.82	1.692	0.0149
0.100	0.0443	31.99	1.766	0.0146
0.02	0.0352	22.25	1.586	0.0150

La figura 9.50 muestra la curva en el equilibrio y las curvas de operación que se determinaron en el ejemplo 9.8. En $x \approx 0.2$, $y = 0.36$, sobre la línea de **operación**, se **trazó** la línea AB con pendiente $= -k'_x/k'_y = 0.0149/1.692(10^{-3}) = -8.8$. Entonces, el punto **B** proporciona el valor de $y = 0.36$. En forma similar, las líneas se levantaron en cada uno de los valores de x de la tabla. Los puntos como C y **D están** unidos por la curva **CD**. Entonces, en cualquier punto **M**, la y , correspondiente en N se localiza **fácilmente**. La inserción agrandada de la figura muestra y_1 para el vapor que entra en la sección empacada en equilibrio con el líquido del rehervidor x_w . Puesto que $k'_x > k'_y$, se va a **utilizar** la integral del centro de la ecuación (9.152). Los siguientes valores de y , se determinaron en la forma descrita, con valores de G , k'_y y a obtenidos de una **gráfica** de estos contra y .

y	y_i	$\frac{1}{k'_y a (y_i - y)}$	Gy
$y_2 = 0.915$	0.960	634.0	$0.0433 = (Gy)_2$
0.85	0.906	532.8	0.0394
0.80	0.862	481.1	0.0366
0.70	0.760	499.1	0.0314
$y_a = 0.656$	0.702	786.9	$0.0292 = (Gy)_a$
$y_a = 0.656$	0.707	314.7	$0.0306 = (Gy)_a$
0.50	0.639	124.6	0.0225
0.40	0.580	99.6	0.01787
0.30	0.500	89.0	0.01340
0.20	0.390	92.6	0.00888
0.10	0.230	154.5	0.00416
$y_1 = 0.032$	0.091	481.0	0.001124 = (Gy)_1

La integración gráfica (no se muestra), de acuerdo con la ecuación (9.152), da $Z_s = 7.53$ m para la sección de enriquecimiento, $Z_r = 4.54$ m para la sección de agotamiento.

Las sillas de Berl del mismo **tamaño**, debido a que proporcionan un **área** interfacial sustancialmente mayor, llevan a profundidades del empaque iguales a aproximadamente seis décimas de estos valores, con aproximadamente una **reducción** del 30% en la caída de presión del gas por metro, con la misma masa velocidad (aunque en este caso, la caída de presión no importa). La

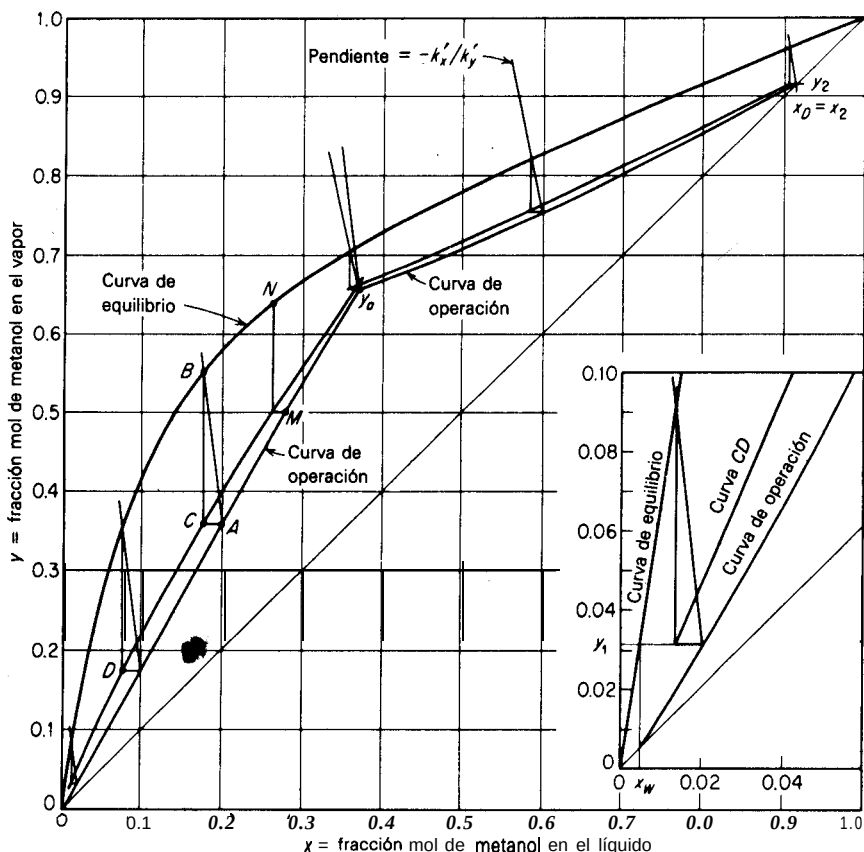


Figura 9.50 Solución al ejemplo 9.12.

elección entre empaques como éstos, anillos de Pall, sillas de Intalox y similares depende de su costo relativo, no por metro cúbico, sino por la torre completa.

En el ejemplo anterior, H_{OG} para la sección de agotamiento varía de $0.0466 / 1.640(10^{-3})(38.0) = 0.748$ m en la parte superior hasta 0.997 m en el fondo. La ecuación (9.154), con una H_{OG} promedio = 0.873 , da $Z_r = 4.66$ m y no 4.54 , como se calculó inicialmente. La pendiente de la curva en el equilibrio varía tanto que no se recomienda el uso de H_{OG} o de los coeficientes globales de transferencia de masa.

SISTEMAS DE MULTICOMPONENTES

Muchas de las destilaciones en la **industria** emplean más de dos componentes. No obstante que los principios establecidos para soluciones binarias se aplican generalmente a estas destilaciones, se introducen nuevos problemas de diseño que requieren consideración especial.

Considérese la separación continua de una solución ternaria que consta de los componentes A, B y C, cuyas volatilidades relativas va en ese mismo orden (A es el más **volátil**). Con el fin de obtener básicamente puras a las tres sustancias, se puede utilizar cualquiera de los esquemas de la figura 9.5 1. De acuerdo con el esquema (u), la primera columna se utiliza para separar C como un residuo del resto de la solución. El residuo necesariamente está contaminado con una pequeña cantidad de B y con una cantidad aún **más** pequeña de A, aunque si las volatilidades

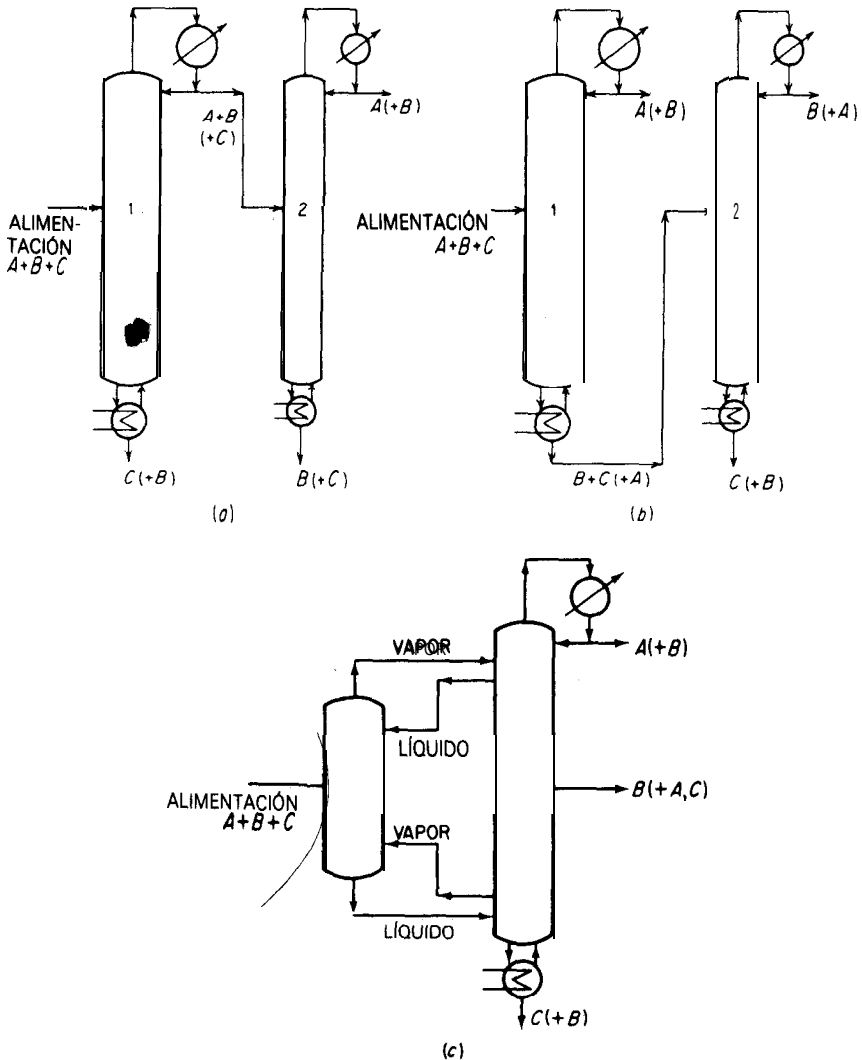


Figura 9.51 Separación de un sistema ternario.

relativas son razonablemente grandes, la cantidad de este último será extremadamente pequeña. El destilado, que necesariamente está contaminado al menos con una **pequeña** cantidad de C, se fracciona en una segunda columna para dar A y B casi puros. De acuerdo con el esquema **(b)**, la primera torre produce directamente a A casi puro y el residuo se separa en la segunda. Se muestra un tercer esquema en (c). Cual de estos esquemas se utilice, depende del costo, que puede depender de las dificultades relativas de la separación [38]. Generalmente, el esquema **(b)** será más económico que el esquema **(a)**, puesto que sólo requiere una evaporación de la sustancia A. En general, el esquema (c) será más **económico** que cualquiera de los otros dos [60].

Un principio importante que debe acentuarse es que un **único fraccionador** no puede separar más de un componente en forma razonablemente pura a partir de una **solución** de varios componentes, sino que se requerirá un total de $n - 1$ fraccionadores para lograr la separación completa de un sistema de n componentes. Por ejemplo, al principio puede pensarse que el componente de volatilidad intermedia B tenderá a concentrarse en forma relativamente pura en la parte central de la primera torre, de donde, al separarse como una **corriente lateral**, permitiría que se separaran A puro y C puro como destilado y residuo, respectivamente. Pero esto no puede suceder. Por ejemplo, el plato de alimentación de la columna 1, esquema **(a)**, necesariamente contendrá los tres componentes en proporciones no lejanas de las predominantes en la misma alimentación. Por lo tanto, los platos que están inmediatamente encima del plato de alimentación también contendrán cantidades apreciables de las tres sustancias; por su parte, la proporción de C irá disminuyendo gradualmente conforme se ascienda en la sección de enriquecimiento. En forma similar, los platos que están inmediatamente debajo del plato de alimentación necesariamente contienen proporciones elevadas de todas las sustancias, pero las cantidades de A y B decrecen conforme se penetra más profundamente en la sección de agotamiento. Aun cuando algunas veces se separan efectivamente corrientes laterales en las torres de fraccionamiento, estas corrientes deben sufrir un procesamiento posterior si se quieren obtener productos puros.

Los principios generales de diseño de los accionadores de **multicomponentes** son los mismos en muchos aspectos que aquellos para sistemas binarios, pero la escasez de adecuados datos en el equilibrio vapor-líquido impone severas restricciones a su aplicación. Estos datos se necesitan especialmente para líquidos no ideales; debe acentuarse el peligro de usar nuevos diseños sin los datos **adecuados** de equilibrio o sin los estudios en planta piloto para estas soluciones. Otro serio problema que aún no se resuelve son los métodos inadecuados de manejar la eficiencia de los platos en los sistemas de multicomponentes.

Puesto que los cálculos del **diseño** implican métodos prolongados al tanteo, las computadoras de alta velocidad se emplean con mucha frecuencia [1, 24]. Sin embargo, excepto en casos extraordinarios, los cálculos pueden realizarse manualmente, lo cual tal vez sea necesario cuando sólo se van a hacer unos cuantos **diseños**. A continuación, se van a realizar los cálculos manualmente; así se

tendrá, de todas maneras, una introducción a los **métodos** computacionales. El procedimiento de **diseño** más seguro es el de Thiele y Geddes [62]. Este método supone que, para una alimentación dada, se conocen desde el principio el número de platos, la **posición** del plato de alimentación, la relación líquido/vapor y la temperatura en cada plato; en consecuencia, procede a calcular el producto destilado y el residuo resultante. Por supuesto, en la mayoría de los casos, al principio de los cálculos se desconocen las cantidades necesarias. El esquema que se señala aquí empieza por obtener, con un mínimo de pruebas, la información necesaria para utilizar el método Thiele-Giddes, que entonces proporciona el **diseño** final. Se han elaborado técnicas de computación de alta velocidad mediante la agrupación de ecuaciones en etapas en el equilibrio y resolviendo iterativamente por etapa, con base en el método de Lewis y Matheson y el de Thiele y Geddes. Hace poco se preparó, especialmente para alimentación múltiple, un esquema para agrupar las ecuaciones para cada componente.

Sobre las **limitaciones** de las especificaciones

Inicialmente se va a suponer que ya se establecieron al menos las siguientes especificaciones:

1. Temperatura, presión, composición y flujo de la alimentación.
2. **Presión** de la destilación (con frecuencia fijada por la temperatura del agua disponible de enfriamiento, con la cual debe poderse condensar el vapor destilado para proporcionar el reflujo).
3. La alimentación se va a introducir en el plato que tenga como resultado el número total menor de platos (localización óptima del plato de alimentación).
4. Pérdidas de calor (aun si se supone que son cero).

En estas condiciones, se ha demostrado [30] que sólo le quedan al diseñador tres puntos adicionales que puede especificar. Escogidos los tres, todas las demás características del **fraccionador** quedan fijas. El **diseñador** sólo puede calcular cuáles serán; arbitrariamente puede asignarles valores provisionales, con el fin de realizar los **cálculos** por prueba y error y verificarlos posteriormente. De la siguiente lista pueden **escogerse** los tres puntos; cada uno de los puntos cuenta por uno:

1. Número total **de platos**.
2. Relación de **reflujo**.
3. Relación del **rehervidor**, o sea, relación entre el vapor producido por el **rehervidor** y el residuo separado.
4. Concentración de un componente en un producto (puede escogerse un **máximo** de dos).
5. Relación entre el flujo de un componente en el destilado y el flujo del mismo componente en el residuo, o "separación" del componente (puede escogerse un máximo de dos).
6. Relación entre el destilado total y el residuo total.

A continuación se **supondrá** que ya se especificó la relación de reflujo y la separación de dos componentes. Son fáciles de hacer las modificaciones de los procedimientos para otros casos. Evidentemente, con más de dos componentes en la alimentación, no se conocen ni las composiciones completas ni flujos de cualquiera de los productos.

Componentes clave ,

Conviene, al principio, listar los componentes de la alimentación siguiendo el orden de su **volatilidad** relativa. A los componentes más volátiles se les llama “ligeros” y a los menos volátiles “pesados”. Con frecuencia habrá un componente, el **componente clave ligero**, que esta presente en el residuo en cantidades importantes, mientras que los componentes **más** ligeros que el clave ligero se encuentran en **pequeñas** cantidades. Si todos los componentes tienen concentraciones importantes en el residuo, entonces el **más** volátil es el clave ligero. En forma similar, en el destilado **habrá** de ordinario una cantidad importante de un componente, el **componente clave pesado**; por el contrario, los componentes más pesados que el clave pesado están presentes sólo en pequeñas cantidades. Si en el destilado hay concentraciones importantes de todos los componentes, entonces el menos volátil es el clave pesado.

La dificultad de la separación, medida por el número de platos que se requieren para una relación de reflujo dada, esta determinada por las concentraciones de los componentes clave en los productos. Por lo tanto es importante establecer cuales son los componentes clave; éstos pueden ser o no aquellos cuyas separaciones se han especificado.

Las volatilidades relativas siempre pueden especificarse con respecto al clave pesado

$$\alpha_J = \frac{m_I}{m_{hk}} \quad (9.163)$$

en donde J representa cualquier componente y **hk** el clave pesado. Entonces, $\alpha_{hk} = 1$, las α para los componentes más ligeros que el clave pesado son mayores que 1, y para los componentes más pesados son menores que 1.

Relación mínima de reflujo

Esta es la relación de reflujo máxima que requiere un número infinito de platos para separar los componentes clave.

Con un número infinito de platos, es posible excluir del destilado todos los componentes más pesados que el clave pesado. Puesto que todos los componentes **están** presentes en el plato de alimentación y como se necesitan varios platos de enriquecimiento para que se vuelva insignificante la **concentración** de estos **com-**

ponentes pesados, el “adelgazamiento” para estos componentes, arriba del cual su **concentración** es cero, cae en algún lugar encima del plato de **alimentación**. En forma similar, un número infinito de platos permite excluir del residuo todos los componentes mas ligeros que el clave ligero, y hay un “adelgazamiento” para estos platos debajo del plato de alimentación. Por lo tanto, la **situación** es diferente que en la destilación binaria, en donde **sólo** hay un adelgazamiento en la relación de reflujo mínimo, generalmente en el plato de alimentación.

Debido a la posibilidad de excluir componentes de los productos, los **cálculos** en la relación de reflujo mínimo ayudan a decidir cuales son los componentes clave. Los componentes que se consideren clave con respecto a la volatilidad, se encuentran en cantidad importante en los dos productos y se dice que se “distribuyen”. Shiras et al.^[34] mostraron que en la relación de reflujo mínima, aproximadamente

$$\frac{x_{j,D}D}{z_{j,F}F} = \frac{\alpha_j - 1}{\alpha_{lk} - 1} \frac{x_{lk,D}D}{z_{lk,F}F} + \frac{\alpha_{lk} - \alpha_j}{\alpha_{lk} - 1} \frac{x_{hk,D}D}{z_{hk,F}F} \quad (9.164)$$

Para $x_{j,D}D/z_{j,F}F$ menor de -0.01 o mayor de 1.01 , probablemente el componente j no se **distribuirá**. Para $x_{j,D}D/z_{j,F}F$ entre 0.01 y 0.99 , sin duda alguna el componente j se distribuirá. Los **cálculos** se realizan con las primeras estimaciones sobre cuales son los componentes clave; después se corrige, si es necesario.

Se han propuesto muchos métodos para calcular la relación de reflujo mínimo R_m , la **mayoría** de los cuales son tediosos y no necesariamente muy exactos. No se requiere un valor exacto de R_m , puesto que el único propósito al obtenerla es calcular las composiciones de los productos en R_m y **asegurar** que la R especificada sea razonable. El método de Underwood que utiliza α promedio constantes y supone L/G constante, no es exacto, pero proporciona valores razonables sin demasiado esfuerzo; se recomienda ese método (**véase** los artículos originales para la deducción, que es bastante larga). Se pueden resolver dos ecuaciones:

$$\sum \frac{\alpha_j z_{j,F} F}{\alpha_j - \phi} = F(1 - q) \quad (9.165)$$

$$\sum \frac{\alpha_j x_{j,D} D}{\alpha_j - \phi} = D(R_m + 1) \quad (9.166)$$

La primera de estas ecuaciones fue escrita para todos los componentes j y se resuelve para los valores necesarios de ϕ . Estos son los valores que caen entre las α de los componentes distribuidos. Por lo tanto, se requiere un valor mas de ϕ que el número de **componentes** entre los clave; estos valores **caerán** entre α_{lk} y $\alpha_{hk} = 1$. Entonces, la ecuación (9.166) se escribe una vez para cada valor de ϕ obtenido, incluyendo el clave pesado y todos los componentes más ligeros en las sumas. **Es-**

tas se resuelven **simultáneamente** para R_m y las incógnitas $x_{j,D}$. Si resulta que $x_{j,D}$ es negativo o mayor que $z_{j,F}$, el componente j no se distribuirá y los componentes clave se **habrán escogido** en forma incorrecta.

Todas las α se calculan en el promedio del punto de rocío del destilado y el punto de burbuja del residuo, lo cual puede requerir algunas estimaciones al tanteo. El **método** se ha ampliado a columnas con **alimentación múltiple** [2].

Ejemplo 9.13 Se va a fraccionar la siguiente alimentación. a 82°C (180°F), $1\,035\text{ kN/m}^2$ ($150\text{ lb}_f/\text{in}^2$), para que a esa presión el destilado en forma de vapor contenga 981 de C_3H_8 y únicamente 1% de C_5H_{12} :

Componente	CH_4	C_2H_6	$n\text{-C}_3\text{H}_8$	$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$	$n\text{-C}_6\text{H}_{14}$
z_F , fracción mol	0.03	0.07	0.15	0.33	0.30	0.12

Calcule la **relación** mínima de reflujo y los productos correspondientes.

	86°F 30°C	140°F 60°C	191 90°C	248 120°C
C_1 :		0.995-0.005	2.20-5.70-2.2	
m	16.1	19.3	21.8	24.0
H_G	12 790	13 910	15 000	16 240
H_L	9 770	11 160	12 790	14 370
C_2 :				
m	3.45	4.90	6.25	8.15
H_G	22 440	24 300	26 240	28 140
H_L	16 280	18 140	19 890	21 630
C_3 :				
m	1.10	2.00	2.90	4.00
H_G	31 170	33 000	35 800	39 000
H_L	16 510	20 590	25 600	30 900
C_4 :				
m	0.35	0.70	1.16	1.78
H_G	41 200	43 850	46 500	50 400
H_L	20 350	25 120	30 000	35 400
C_5 :				
m	0.085	0.26	0.50	0.84
H_G	50 500	54 000	57 800	61 200
H_L	24 200	32 450	35 600	41 400
C_6 :				
m	0.030	0.130	0.239	0.448
H_G	58 800	63 500	68 150	72 700
H_L	27 700	34 200	40 900	48 150

SOLUCIÓN Los componentes se van a identificar como C_1 , C_2 , etc. Los subíndices en las m , α , etc., son temperaturas, $^{\circ}C$, si son mayores de 25; si no lo son representan el número de los platos. Se supone que las soluciones líquidas son ideales. Los valores de m se tomaron de Depricster; *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, 49(7), 1 (1953). Los valores de H , todos en kJ/kmol con referencia al líquido saturado a $-129^{\circ}C$ ($-200^{\circ}F$), se tomaron de Maxwell, *Data Book on Hydrocarbons*, D. Van Nostrand Company, Inc., Princeton, N. J., 1950. En el caso de H_a para temperaturas abajo del punto de rocío, la entalpía es la del vapor saturado. En el caso de H_L para temperaturas mayores de la crítica, la entalpía es la del gas en solución. Los valores de m están convenientemente graficados como $\log m$ vs. t PC para la interpolación. La entalpía puede graficarse vs. t sobre coordenadas aritméticas.

Bases: 1 kmol de alimentación en todo punto.

Evaporación instantánea de la alimentación Utilizar la ecuación (9.37). Después de varias pruebas, suponer $G_r/F = 0.333$. $L_r/G_r = 0.667/0.333 = 2.0$.

Componente	z_F	m_{82}	$y = \frac{z_F(2+1)}{1+2/m}$
C_1	0.03	21.0	0.0829
C_2	0.07	5.90	0.1578
C_3	0.15	2.56	0.2530
C_4	0.33	1.00	0.3300
C_5	0.30	0.42	0.1559
C_6	0.12	0.19	0.0312
	1.00		1.0108

Σ y está lo suficientemente cerca de 1.0. Por lo tanto, $q = L_r/F = 0.67$. Tentativamente supóngase C_3 = clave ligero, C_5 = clave pesado. Por lo tanto, las especificaciones requieren $x_{100}D = 0.98(0.15) = 0.1470$ kmol, $x_{100}B = 0.01(0.30) = 0.0030$ kmol. Suponer que la temperatura promedio es $80^{\circ}C$ (por verificar).

Componente	$z_F F$	m_{80}	α_{80}
C_1	0.03	21.0	53.2 = 21.0/0.395
C_2	0.07	5.90	14.94
$lk C_3$	0.15	2.49	6.30
C_4	0.33	0.95	2.405
$hk C_5$	0.30	0.395	1.0
C_6	0.12	0.180	0.456

La ecuación (9.164) se va a utilizar para C_1 , C_2 y C_6 ; los demás se distribuyen en R_m . Utilícese $y_{j,D}$ en lugar de $x_{j,D}$, puesto que el destilado es un vapor.

$$C_1: \frac{y_{D,D}}{z_F F} = \frac{53.2 - 1 \cdot 0.1470}{6.30 - 1 \cdot 0.15} + \frac{6.30 - 53.2 \cdot 0.0030}{6.30 - 1 \cdot 0.30} = 9.761$$

En forma similar, para C_3 y C_6 los valores son 2.744 y ≈ 0.0892 , respectivamente. Ninguno de estos componentes se distribuirá en R_m , y los componentes clave escogidos serán correctos. El destilado contiene 0.03 kmol C_1 , 0.07 kmol Cr y nada de C_6 , únicamente se desconoce la distribución de C_4 en los productos. La ecuación (9.165):

$$\frac{53.2(0.03)}{53.2 - \phi} + \frac{14.94(0.07)}{14.94 - \phi} + \frac{6.30(0.15)}{6.30 - \phi} + \frac{2.405(0.33)}{2.405 - \phi} + \frac{1.0(0.30)}{1.0 - \phi} + \frac{0.456(0.12)}{0.456 - \phi} = 1(1 - 0.67)$$

Esta ecuación se va a resolver para los dos valores de ϕ que caen entre α_{C_3} y α_{C_4} , y α_{C_4} y α_{C_6} . Por lo tanto, $\phi = 4.7769$ y 1.4177. Entonces, la ecuación (9.166) se escribe para cada valor de ϕ y para los componentes C_1 hasta C_6 . Para $\phi = 4.776$,

$$\frac{53.2(0.03)}{53.2 - 4.776} + \frac{14.94(0.07)}{14.94 - 4.776} + \frac{6.30(0.1470)}{6.30 - 4.176} + \frac{2.405(y_{C_4}D)}{2.405 - 4.776} + \frac{1.0(0.0030)}{1.0 - 4.776} = D(R_m + 1)$$

Esto se repite con $\phi = 0.4177$ y las dos se resuelven simultáneamente. $y_{C_4}D = 0.1306$ kmol C_4 en el destilado, $D(R_m + 1) = 0.6099$. Para el destilado, tratar un punto de rodo $= 46^\circ\text{C}$.

$$m = y/x$$

Componente	$y_D D$	y_0	m_{46}	α_{46}	$\frac{y_D}{\alpha_{46}}$
C_1	0.03	0.0789	18.0	1.00	0.000789
C_2	0.07	0.1840	4.2	23.3	0.00789
$lk C_3$	0.1470	0.3861	1.50	8.34	0.0463
C_4	0.1306	0.3431	0.500	2.78	0.1234
$hk C_5$	0.0030	0.0079	0.180	1.0	0.0079
	$D = 0.3806$	1.0000			0.1863

$m_{hk} \approx m_{C_5} \approx 0.1863$ a 46.6°C y los 46°C supuestos son satisfactorios. Para el residuo, tratar con un punto de burbuja $\approx 113^\circ\text{C}$. La cantidad de residuo se obtiene a partir de $x_1, W = z_1, F = y_1, D$:

Componente	$x_W W$	x_W	m_{113}	α_{113}	$\alpha_{113} x_W$
$lk C_3$	0.0030	0.00484	3.65	5.00	0.0242
C_4	0.1994	0.3219	1.60	2.19	0.7050
$hk C_5$	0.2970	0.4795	0.730	1.00	0.4800
C_6	0.1200	0.1937	0.380	0.521	0.1010
	$W = 0.6194$	1.0000			1.3102

$m_{hk} \approx m_{C_5} \approx 1/1.3102 = 0.763$ a 114°C ; los 113°C supuestos están bastante cercanos.

Temperatura promedio $= (114 + 46.6)/2 = 80.3^\circ\text{C}$ (bastante cerca de los 80°C supuestos). Por lo tanto,

$$D(R_m + 1) = 0.3806(R_m + 1) = 0.6099$$

$$R_m = 0.58 \text{ mol reflujo/mol destilado}$$

Reflujo total

Las composiciones del producto cambian con la relación de reflujo; los **cálculos** en el reflujo total ayudarán a decidir las composiciones finales.

La ecuación de Fenske (9.85) no está limitada a mezclas binarias y puede aplicarse a los componentes clave para determinar el número mínimo de platos,

$$N_m + 1 = \frac{\log[(x_{lkD}D/\dot{x}_{hkD}D)(x_{hkW}W/x_{lkW}W)]}{\log \alpha_{lk,av}} \quad (9.167)$$

en donde $N_m + 1$ es el número total de etapas ideales incluyendo el rehervidor (y un condensador parcial si se toma en cuenta su capacidad de fraccionamiento). Entonces, la **ecuación** puede aplicarse para determinar la **distribución** de otros componentes en el reflujo total,

$$\frac{x_{j,D}D}{x_{j,W}W} = \alpha_{j,av}^{N_m+1} \frac{x_{hkD}D}{x_{hkW}W} \quad (9.168)$$

La α promedio es la media geométrica de los valores en el punto de rocío del destilado y el punto de burbuja del residuo, que puede requerir varias pruebas antes de que pueda calcularse. Winn [68] sugiere un método para reducir el número necesario de pruebas.

Una vez obtenidas N_m y R , se puede hacer referencia a cualquiera de las diferentes correlaciones empíricas que se mencionaron antes [5, 10, 11, 17, 35], para calcular el número de platos en la relación de reflujo R . Sin embargo, estas **correcciones** pueden ser poco seguras; particularmente si la mayoría de los platos se encuentran en la sección de agotamiento de la torre. Una relación que es exacta para mezclas binarias y que puede aplicarse a sistemas de multicomponentes proporciona mejores resultados en este caso [59]. El resultado de esta estimación puede ser una base razonable para proceder directamente con el **método** de Thiele y Geddes.

Ejemplo 9.13 (continúa) Calcular el número de platos ideales en el reflujo total y los productos correspondientes.

SOLUCIÓN En forma tentativa se van a suponer las mismas temperaturas del destilado y del residuo que las obtenidas para la relación de reflujo **mínimo**.

Componente	$\alpha_{46.6}$	α_{114}	$\alpha_{pr} = (\alpha_{46.6}\alpha_{114})^{0.5}$
C ₁	100	31.9	56.4
C ₂	23.3	10.43	15.6
lk C ₃	8.34	5.00	6.45
C ₄	2.78	2.19	2.465
hk C ₅	1.0	1.0	1.0
C ₆	0.415	0.521	0.465

Ecuación (9.167)

$$N_m + 1 = \frac{\log[(0.147/0.003)(0.297/0.003)]}{\log 6.45} = 4.55$$

Ecuación (9.168) para C_4 :

$$\frac{y_{C_4D} D}{x_{C_4W} W} = (2.465)^{4.55} \frac{0.003}{0.297} = 0.611$$

Un balance de C_4 :

$$y_{C_4D} D + x_{C_4W} W = z_{C_4F} F = 0.33$$

Resolviendo **simultáneamente**,

$$y_{C_4D} D = 0.1255 \text{ kmol} \quad x_{C_4W} W = 0.2045 \text{ kmol}$$

En forma similar

$$C_1: \quad x_{C_1W} W \approx 0 \quad y_{C_1D} D = 0.03$$

$$C_2: \quad x_{C_2W} W \approx 0 \quad y_{C_2D} D = 0.07$$

$$C_6: \quad y_{C_6D} D = 0.00003 \text{ (despreciable; suponerlo 0)} \quad x_{C_6W} W = 0.12$$

Por lo tanto, en el reflujo total,

Componente	$y_D D$	$x_W W$
C_1	0.03	Nulo
C_2	0.07	Nulo
C_3	0.1470	0.0030
C_4	0.1255	0.2045
C_5	0.0030	0.2970
C_6	Nulo	0.12
	0.3755 = D	0.6245 = W

Se calcula que el punto de rocío del destilado es 46.3°C y 113°C el punto de burbuja del residuo. Por consecuencia los 46 y 114 supuestos **están** lo suficientemente cercanos.

Composiciones de los productos

Para los componentes entre los componentes clave, se puede obtener una estimación razonable de sus distribuciones en la relación de reflujo R mediante una **interpolación** lineal de $x_{j,D} D$ entre R_m y el reflujo total, de acuerdo con $R/(R+1)$. Para los componentes más ligeros que el clave ligero y más pesados que el clave pesado, es mejor en este momento suponer que no se distribuyen, a menos que exista una clara indicación de **distribución** importante en el reflujo total y a menos que R sea muy grande. Aun cantidades muy pequeñas de los componentes ligeros en el residuo o de los componentes pesados en el destilado modifican enormemente los **cálculos** que siguen.

Ejemplo 9.13 (continúa) Se va a **utilizar** una **relación** de reflujo $R = 0.8$. Calcular las composiciones de los productos en esta relación de reflujo.

SOLUCIÓN Puesto que C_1 y C_2 no entran apreciablemente en el residuo (ni C_1 en el destilado) ya sea en el reflujo total o en la relación de reflujo **mínimo**, se supone que no lo **harán** en $R = 0.8$. Las distribuciones de C_3 y C_5 **están** fijas por las especificaciones. Sólo falta calcular C_4 .

R	$\frac{R}{R + 1}$	$y_{C_4,D}$
∞		
0.8	0.4451.0	0.1255 ?
0.58	0.367	0.1306

Utilizando una interpolación lineal:

$$y_{C_4,D} = \frac{1 - 0.445}{1 - 0.367}(0.1306 - 0.1255) + 0.1255 = 0.1300$$

Por lo tanto, para el destilado,

Componente	$y_{D,D}$	y_D	y_D a 46.6	$x_0 = \frac{y_D/\alpha}{\sum y_D/\alpha}$
C_1	0.03	0.0789	0.00079	0.00425
C_2	0.07	0.1842	0.0079	0.0425
<i>lk</i> C_3	0.1470	0.3870	0.0464	0.2495
C_4	0.1300	0.3420	0.1230	0.6612
<i>hk</i> C_5	0.0030	0.0079	0.0079	0.0425
$D =$	<u>0.3800</u>	<u>1.0000</u>	<u>0.1860</u>	<u>1.0000</u>

$m_{C_3} = 0.1860$; $t = 46.6\text{ }^{\circ}\text{C}$, punto de rocío del destilado. En la ultima columna de la tabla se muestra el reflujo liquido en equilibrio con el vapor destilado [Ecuación (9.30)]. Para el residuo,

Componente	$x_W W$	x_W	$\alpha_{114} x_W$	$y_{N_r+1} = \frac{\alpha x_W}{\sum \alpha x_W}$
<i>lk</i> C_3	0.003	0.00484	0.0242	0.01855
C_4	0.200	0.3226	0.7060	0.5411
<i>hk</i> C_5	0.2970	0.4790	0.4790	0.367 1
C_6	0.1200	0.1935	0.0955	0.0732
$W =$	<u>0.6200</u>	<u>1.0000</u>	<u>1.3047</u>	<u>1.0000</u>

$m_{C_3} = 1/1.3047 = 0.767$; $t = 114\text{ }^{\circ}\text{C}$, punto de burbuja del residuo. En la ultima **columna** $_{sc}$ muestra el vapor rehevrido en equilibrio con el residuo [Ecuación (9.25)].

Localización del plato de alimentación

Al igual que con mezclas binarias, el cambio de la **sección** enriquecedora a la sección de agotamiento debe hacerse tan pronto como se haya obtenido el mayor enriquecimiento. Esto, finalmente, sólo puede determinarse mediante pruebas en

los cálculos de Thiele-Geddes; mientras tanto se requiere algún tipo de guía. A **continuación** se supone **L/G constante**, se despreja la interferencia de componentes diferentes a los clave y se **supone** que el plato de alimentación óptimo ocurre en la **intersección** de las líneas de **operación** de los componentes clave ^[48].

Omitiendo la designación del número del plato, la **ecuación (9.116)**, la línea de **operación** para la sección de enriquecimiento, puede escribirse para cada uno de los componentes clave

$$x_{lk} = y_{lk} \frac{G}{L} - \frac{D}{L} x_{lkD} \quad \text{en la línea de operación} \quad (9.169)$$

$$x_{hk} = y_{hk} \frac{G}{L} - \frac{D}{L} x_{hkD} \quad \text{en la línea de operación} \quad (9.170)$$

Eliminando L se tiene

$$y_{lk} = \frac{x_{lk}}{x_{hk}} \left(y_{hk} - \frac{D}{G} x_{hkD} \right) + \frac{D}{G} x_{lkD} \quad (9.171)$$

En forma similar, la **ecuación (9.120)** para la sección de agotamiento da

$$y_{lk} = \left(y_{hk} + \frac{W}{G} x_{hkW} \right) - \frac{W}{G} x_{lkW} \quad (9.172)$$

En la intersección con la línea de operación, y_{lk} de la ecuación (9.171) y de la (9.172) **son iguales, como lo son y_{hk} y x_{lk}/x_{hk}** . Entonces, igualando los lados derechos de las dos expresiones da

$$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_{\text{intersección \%}} = \frac{W x_{lkW} / \bar{G} + D x_{lkD} / G}{W x_{hkW} / \bar{G} + D x_{hkD} / G} \quad (9.173)$$

La **combinación** de las ecuaciones (9.76) y (9.128) para el clave ligero da

$$\frac{W}{G} x_{lkW} + \frac{D}{G} x_{lkD} = \frac{GFz_{lkF} - DF(1-q)x_{lkD}}{[G - F(1-q)]G} \quad (9.174)$$

y se obtiene un resultado similar para el clave pesado. Sustituyendo estas ecuaciones en la ecuación (9.173), con $G/D = R + 1$,

$$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_{\text{intersección \%}} = \frac{z_{lkF} - x_{lkD}(1-q)/(R+1)}{z_{hkF} - x_{hkD}(1-q)/(R+1)} \quad (9.175)$$

De acuerdo con el tratamiento de las mezclas binarias, se recordará que el plato de alimentación f es el paso más alto sobre la línea de **operación** de la sección de agotamiento y que el paso de **alimentación** raramente coincide exactamente con la intersección de la línea de **operación**. Entonces, la localización del plato de **alimentación** esta dada por

$$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_{f-1} > \left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_{\text{intersección \%}} \geq \left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_f \quad (9.176)$$

Se ha propuesto un método para escoger el plato de alimentación; se basa en reducir al mínimo la irreversibilidad resultante (o en aumentar la entropía ^[53]). Finalmente, la mejor localización del plato de alimentación se obtiene mediante los cálculos de Thiele-Geddes.

Método de cálculo de Lewis y Matheson ^[31]

Este **método** establece la primer (y generalmente la última) estimación del número requerido de platos. Aunque es posible considerar, mediante balances simultáneos de entalpía plato a plato, las variaciones en la relación L/G con el número de platos, es mejor omitir este refinamiento puesto que todavía no se establecen los productos firmemente.

Con L/G constantes, se pueden aplicar a cada componente las líneas de operación de **McCabe-Thiele**, que son simplemente balances de materia. Por lo tanto, para la sección de enriquecimiento, la **ecuación** (9.116) es

$$y_{J, n+1} = \frac{L}{G} x_{J, n} + \frac{D}{G} z_{J, D} \quad (9.177)$$

Esta ecuación se utiliza en forma alternativa con los cálculos del punto de rocío (equilibrio) a fin de calcular plato por plato para cada componente, desde la parte superior hacia abajo hasta el plato de alimentación. Para componentes más pesados que el clave pesado, no se cuenta con $z_{J, D}$ y estos componentes no pueden incluirse.

Para la sección de agotamiento, es conveniente resolver para x la ecuación (9.120):

$$x_{J, m} = y_{J, m+1} \frac{\bar{G}}{L} + \frac{W}{L} x_{J, W} \quad (9.178)$$

Esta se utiliza en forma alternativa con los cálculos del punto de burbuja (equilibrio) a fin de calcular plato por plato para cada componente, desde el fondo hacia arriba hasta el plato de alimentación. No hay valores de $x_{J, W}$ para componentes más ligeros que el clave ligero; por ello, no pueden incluirse.

Si en la primera estimación de las composiciones de los productos se encuentra que un producto contiene todos los componentes (lk = más volátil o hk = menos volátil de la alimentación), los cálculos pueden iniciarse con este producto y continuarse después del plato de alimentación hasta el otro lado de la columna. Por supuesto, deben utilizarse las ecuaciones de la línea de operación adecuadas para cada sección. Esto evitará las correcciones a la **composición**, que se expondrán posteriormente.

SOLUCIÓN Para localizar el plato de alimentación, ecuación (9.175):

$$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_{\text{intersección}} = \frac{0.15 - 0.3870(1 - 0.67)/1.8}{0.30 - 0.0079(1 - 0.67)/1.8} = 0.264$$

Sección enriquecedora:

$$D = 0.3800 \quad L = RD = 0.8(0.3800) = 0.3040 \quad G = L + D = 0.3040 + 0.3800 = 0.6840$$

$$\frac{L}{G} = \frac{0.3040}{0.6840} = 0.445 \quad \frac{D}{G} = \frac{0.3800}{0.6840} = 0.555$$

Ecuación (9.177):

$$c, : \quad y_{n+1} = 0.445x_n + 0.555(0.0789) = 0.455x_n + 0.0438$$

En forma similar,

$$C_2: \quad y_{n+1} = 0.455x_n + 0.1022$$

$$c, : \quad y_{n+1} = 0.445x_n + 0.2148$$

$$c, : \quad y_{n+1} = 0.445x_n + 0.1898$$

$$C_3: \quad y_{n+1} = 0.445x_n + 0.0044$$

t_1 estimada = 57 °C. (para P , P_{10} , P_{20} , P_{30} , P_{40} , P_{50} , P_{60} , P_{70} , P_{80} , P_{90} , P_{100})

Componente	x_0	y_1 [Ecuación (9.177), $n = 0$]	α_{57}^*	$\frac{y_1}{a}$	$x_1 = \frac{y_1/\alpha}{\sum y_1/\alpha}$
C_1	0.00425	0.0457	79.1	0.00058	0.00226
C_2	0.0425	0.1211	19.6	0.00618	0.0241
$lk \ C_3$	0.2495	0.3259	7.50	0.0435	0.1698
C_4	0.6612	0.4840	2.66	0.1820	0.7104
$hk \ C_5$	0.0425	0.0233	1.00	0.0239	0.0933
	1.0000	1.0000		0.2562	1.0000

$m_{C_1} = 0.2562$, $t_1 = 58.4$ °C. El líquido x_1 está en equilibrio con y_1 . $(x_{lk}/x_{hk})_1 = 0.1698/0.0933 = 1.82$. El plato 1 no es el plato de alimentación. t_2 estimada = 63 °C.

Componente	y_2 [Ecuación (9.177), $n = 1$]	α_{63}^*	$\frac{y_2}{a}$	$x_2 = \frac{y_2/\alpha}{\sum y_2/\alpha}$
C_1	0.0448	68.9	0.00065	0.0022
C_2	0.1129	17.85	0.00632	0.0214
$lk \ C_3$	0.2904	6.95	0.0418	0.1419
C_4	0.5060	2.53	0.02000	0.6787
$hk \ C_5$	0.0459	1.00	0.0459	0.1557
	1.0000		0.2947	1.0000

$m_{C_1} = 0.2947$, $t_2 = 65$ °C. $(x_{lk}/x_{hk})_2 = 0.1419/0.1557 = 0.910$. Los cálculos de los platos se continúan de esta forma hacia abajo. Los resultados para los platos 5 y 6 son:

Componente	x_5	x_6
C_2	0.00930	0.00874
$lk\ C_3$	0.1125	0.1045
$hk\ C_3$	0.4800	0.4247
C_5	0.3859	0.4509
$t, ^\circ C$	75.4	79.2
x_{lk}/x_{hk}	0.292	0.232

$$\frac{0.1045}{0.4509} = 0.232$$

$$0.232 \times 0.73 = 0.169$$

Aplicando la **ecuación (9.176)**, se ve que el plato 6 es el plato de **alimentación. Sección** de agotamiento:

$$\bar{L} = L + qF = 0.3040 + 0.67(1) = 0.9740 \quad \bar{G} = i - W = 0.9740 - 0.6200 = 0.3540$$

$$\frac{\bar{G}}{i} = \frac{0.3540}{0.9740} = 0.364 \quad \frac{W}{\bar{L}} = \frac{0.6200}{0.9740} = 0.636$$

Ecuación (9.178):

$$C_3: \quad x_m = 0.364y_{m+1} + 0.636(0.00484) = 0.364y_{m+1} + 0.00308$$

En forma similar.

$$C_4: \quad x_m = 0.364y_{m+1} + 0.2052$$

$$C_5: \quad x_m = 0.364y_{m+1} + 0.3046$$

$$C_6: \quad x_m = 0.364y_{m+1} + 0.1231$$

t_{N_6} estimada = 110 °C.

Componente	y_{N_p+1}	x_{N_p} [Ecuación (9.178), $m = N_p$]	α_{110}	αx_{N_p}	$y_{N_p} = \frac{\alpha x_{N_p}}{\sum \alpha x_{N_p}}$
$lk\ C_3$	0.01855	0.00983	5.00	0.0492	0.0340
C_4	0.5411	0.4023	2.20	0.885	0.6118
$hk\ C_5$	0.367 1	0.4382	1.0	0.4382	0.3028
C_6	0.0732	0.1497	0.501	0.0750	0.0514
	<u>1.0000</u>	<u>1.0000</u>		<u>1.4474</u>	<u>1.0000</u>

$m_{C_3} = 1/1.447 = 0.691$, $t_{N_6} = 107.9 ^\circ C$. y_{N_6} en equilibrio con x_{N_6} . $(x_{lk}/x_{hk})_{N_6} = 0.00983/0.4382 = 0.0224$. N_6 no es el plato de alimentación. En forma similar, x_{N_6} , se obtiene de y_{N_6} con la ecuación (9.178); los **cálculos** se continúan hacia arriba de la torre. Los resultados para los platos $N_6 - 7$ a $N_6 - 9$ son:

Componente	x_{N_p-7}	x_{N_p-8}	x_{N_p-9}
$lk\ C_1$	0.0790	0.0915	0.1032
C_4	0.3994	0.3897	0.3812
$hk\ C_5$	0.3850	0.3826	0.3801
C_6	0.1366	0.1362	0.1355
$t, ^\circ C$	95.2	94.1	93.6
x_{lk}/x_{hk}	0.205	0.239'	0.272

La aplicación de la **ecuación** (9.176) muestra que **el** plato $N_p - 8$ es el plato de **alimentación**. Los datos para $N_p - 9$ se **descartan**. Entonces, $N_p - 8 = 6$ y $N_p = 14$ platos.

Correcciones a la composición

Los **cálculos** previos proporcionaron que la alimentación debe ser en dos platos calculados a partir de direcciones opuestas, que no coinciden. No obstante, en la mayoría de los casos el número de platos será satisfactorio; por ende para **cálculos** subsecuentes (Thiele-Geddes) sólo se necesita estimar aproximadamente las temperaturas y las relaciones L/G , si se van a utilizar **métodos** por computadora. Si se desean particularmente mejores estimaciones cerca del plato de alimentación, se explica el siguiente **método** a continuación, debido a Undenwood, que es razonablemente satisfactorio [63].

Empezando con el líquido del plato de alimentación, tal como se calculó respecto de la sección de enriquecimiento, que no presenta componentes pesados, todas las fracciones mol se reducen proporcionalmente, de forma que su suma, mas las fracciones mol de los componentes que faltan sea 1 (según se muestra en la composición del plato de alimentación calculada en la sección de agotamiento). Entonces, se vuelve a calcular el punto de burbuja. La justificación de este procedimiento, un tanto arbitrario, es que las concentraciones *relativas* de los componentes ligeros en el vapor permanecerán aproximadamente iguales mientras no cambien sus concentraciones relativas en el líquido.

A continuación se calculan las concentraciones de los componentes pesados faltantes sobre los platos arriba del plato de alimentación. Para estos, $z_{j,D}$ debe ser muy **pequeño** y la ecuación (9.177) muestra

$$\frac{y_{j,n+1}}{y_{hk,n+1}} \frac{Lx_{j,n}/G + Dz_{j,D}/G}{Lx_{hk,n}/G + Dz_{hk,D}/G} \approx \frac{x_{j,n}}{x_{hkn}} \quad (9.179)$$

Puesto que

$$\frac{y_{j,n+1}}{y_{hk,n+1}} = \frac{m_{j,n+1}x_{j,n+1}}{m_{hk,n+1}x_{hk,n+1}} = \frac{\alpha_{j,n+1}x_{j,n+1}}{x_{hk,n+1}} \quad (9.180)$$

entonces

$$x_{j,n} = \frac{\alpha_{j,n+1}x_{j,n+1}x_{hkn}}{x_{hk,n+1}} \quad (9.181)$$

Por tanto, las fracciones mol de líquido sobre el plato n determinadas con anterioridad se reducen proporcionalmente para ajustar las fracciones de los **compo-**

nentes pesados; se calcula entonces un nuevo punto de burbuja. Así se continúa en forma ascendente hasta que ya no cambien en forma importante las concentraciones antes calculadas en los platos superiores.

Los componentes ligeros faltantes se suman a los platos debajo del plato de alimentacibn en la misma forma. Entonaes, la ecuación (9.178) para éstos, da

$$\frac{y_{J, m+1}}{y_{lk, m+1}} = \frac{x_{J, m} - Wx_{J, w} / \bar{L}}{x_{lk, m} - Wx_{lk, w} / \bar{L}} \approx \frac{x_{J, m}}{x_{lk, m}} \quad (9.182)$$

en donde se aprovecha el hecho de que $x_{J, w}$ debe ser **pequeña** para estos componentes. Como antes,

$$\frac{y_{J, m+1}}{y_{lk, m+1}} = \frac{m_{J, m+1} x_{J, m+1}}{m_{lk, m+1} x_{lk, m+1}} = \frac{\alpha_{J, m+1} x_{J, m+1}}{\alpha_{lk, m+1} x_{lk, m+1}} \approx \frac{\alpha_{Jm} x_{J, m+1}}{\alpha_{lk, m} x_{lk, m+1}} \quad (9.183)$$

La última aproximación resulta de suponer que la relación de las α permanece razonablemente constante con cambios pequeños de temperatura. Entonces

$$x_{J, m+1} = \frac{x_{J, m} \alpha_{lk, m} x_{lk, m+1}}{\alpha_{J, m} x_{lk, m}} \quad (9.184)$$

Las fracciones mol de los componentes sobre el plato inferior se reducen proporcionalmente para acomodar los componentes ligeros; se vuelve a calcular el punto de burbuja.

Ejemplo 9.13 (continúa) En las primeras dos columnas se listan las composiciones en el plato de alimentacibn como se determinaron previamente. Las antiguas x_{θ} se reducen para acomodar a C_6 de $N_p = 8$ y se determinan las nuevas x_{θ} . El nuevo punto de burbuja es 86.4 °C.

Componente	$x_{N_p=8}$	x_{θ} antiguas	$x_{\theta}(1 - 0.1362)$	x_{θ} nuevas	$\alpha_{86.4}$
C_1		0.00204	0.00176	0.00176	46.5
C_2		0.0187	0.0162	0.0162	13.5
$lk \ C_3$	0.0915	0.1045	0.0903	0.0903	5.87
C_4	0.3897	0.4247	0.3668	0.3668	2.39
$hk \ C_5$	0.3826	0.4500	0.3887	0.3887	1.00
C_6	0.1362			0.1362	0.467
	<u>1.0000</u>	<u>1.0000</u>	<u>0.8638</u>	<u>1.0000</u>	

Para el plato 5, x_{C_6} se calcula mediante la **ecuación (9.181)**,

$$x_{C_6, 5} = \frac{0.467(0.1362)(0.3859)}{0.3887} = 0.0631$$

en donde 0.3859 es la **concentración** del clave pesado sobre el plato 5, como se calculó **pre-**viamente. Todas las x_i antiguas se reducen **multiplicándolas** por 1 = 0.0631, puesto que su nueva suma **más** 0.0631 para C_4 debe ser igual a 1. El nuevo plato 5 tiene un punto de burbuja de 80 °C; puede obtenerse su vapor en el equilibrio a partir del calculo del punto de burbuja, como siempre. En forma similar, los **cálculos** se **continúan hacia** arriba. Los resultados para los platos superiores y el destilado son:

Componente	x_2	y_2	x_1	y_1	x_0	y_D
C_1	0.00221	0.0444	0.00226	0.0451	0.00425	0.0789
C_2	0.0214	0.1111	0.0241	0.1209	0.0425	0.1842
C_3	0.1418	0.2885	0.1697	0.3259	0.2495	0.3870
C_4	0.6786	0.5099	0.7100	0.4840	0.6611	0.3420
C_5	0.1553	0.0458	0.0932	0.0239	0.0425	0.0079
C_6	0.00262	0.00034	0.00079	0.00009	0.00015	0.00001
$t, ^\circ\text{C}$	66		58.5		46.6	

A fin de corregir el plato $N_p - 7$ = plato 7, se utiliza la ecuación (9.184) para determinar las concentraciones de C_1 y C_r sobre el plato 7. $x_{ik, m+1}$ se toma de la antigua $N_p = 7$.

$$x_{C_1}' = \frac{0.00176(5.87)(0.0790)}{46.5(0.0903)} = 0.000194 \quad x_{C_2}' = \frac{0.0162(5.87)(0.0790)}{13.5(0.0903)} = 0.00615$$

La x_{N_p-7} antigua debe reducirse **multiplicándola** por 1 = 0.000194 = 0.60615. Los valores ajustados, junto con los anteriores, constituyen las nuevas x_r . El nuevo punto de burbuja es 94 °C.

Los **cálculos** se **continúan** hacia abajo en la misma forma. El nuevo plato 6 tiene $x_{C_1} = 0.000023$, $x_{C_2} = 0.00236$. Es claro que las concentraciones para estos componentes se reducen tan **rápidamente** que no hay necesidad de continuar.

Relaciones líquido/vapor

Con las temperaturas y composiciones corregidas, ahora es posible calcular razonablemente bien las relaciones L/G sobre los platos.

Para la sección de enriquecimiento, se puede resolver la ecuación (9.59) simultáneamente con la ecuación (9.56) para obtener

$$G_{n+1} = \frac{Q_C + D(H_D - H_{L_n})}{H_{G_{n+1}} - H_{L_n}} \quad (9.185)$$

Entonces, la ecuación (9.56) proporciona L_n ; G_n se calcula mediante otra aplicación de la ecuación (9.185); así se obtiene L_n/G_n . En forma similar, para la sección de agotamiento, las ecuaciones (9.66) y (9.69) proporcionan

$$\bar{G}_{m+1} = \frac{Q_B + W(H_{L_m} - H_W)}{H_{G_{m+1}} - H_{L_m}} \quad (9.186)$$

y la ecuación (9.66) da el flujo del líquido. Generalmente, es necesario calcular sólo unas cuantas de estas relaciones en cada sección e interpolar el resto de una gráfica de L/G vs. número de platos.

Debe recordarse que si las entalpías se calculan a partir de las temperaturas y concentraciones tomadas de los datos de Lewis-Matheson, aun cuando se corrigieron en la forma que se mostró antes, las relaciones L/G no dejarán de ser simples estimaciones, puesto que los datos en que se basan suponen que L/G es constante en cada sección.

Ejemplo 13.9 (continúa) Calcule las cargas térmicas del condensador y del rehervidor y las relaciones L/G .

SOLUCIÓN La carga térmica del condensador está dada por la ecuación (9.54). Los valores de x_0 , y_D , y y_1 se toman de las concentraciones obtenidas y corregidas previamente.

Componente	H_D , vapor, 46.6°C	$y_D H_D$	H_{L0} , 46.6°C	$x_0 H_{L0}$	H_{G1} , 58.8°C	$y_1 H_{G1}$
C ₁	13 490	1 065	10 470	44.4	13 960	629
C ₂			17 210	732	24 190	2 926
C ₃	380 100	12 405 420	18 610	4643	37 260	10 840
C ₄	42 330	14 470	22790	15 100	43 500	21 050
C ₅	52 570	415	27 100	1 151	53 900	1 291
C ₆	61 480	0.7	31050	4.7	63 500	9.5
		32 680 = H_D		21 675 = H_{L0}		36 745 = H_{G1}

Ecuación (9.54):

$$Q_C = 0.3800[(0.8 + 1)(36\,745) - 0.8(21\,675)] = 32\,680 \\ = 6130 \text{ kJ/kmol alimentación}$$

En forma similar, $H_w = 39\,220$, $H_r = 34\,260$ y Q_R [ecuación (9.55)] = 8 606 kJ-kmol alimentación.

Para el plato $n = 1$, $G_1 = L_0 + D = 0.3800(1.8) = 0.684$ kmol. Con x_1 y y_1 de las composiciones corregidas,

Componente	H_{G2} , 66°C	$H_{G2} y_2$	H_{L1} , 58.5°C	$H_{L1} x_1$
C ₁	14 070	624.5	11 160	25.4
C ₂			17 910	432
C ₃	800	240 970	20 470	3 473
C ₄	44 100	22 470	24 900	17 680
C ₅	54 780	2 510	29 500	2 750
C ₆	64 430	21.9	33 840	26.7
		38 136 = H_{G2}		24 380 = H_{L1}

Ecuación (9.185):

$$G_2 = \frac{6130 + 0.38(32\,680 - 24\,380)}{38\,136 - 24\,380} = 0.675 \text{ kmol}$$
$$L_2 = G_2 - D = 0.675 - 0.380 = 0.295 \text{ kmol}$$
$$\frac{L_2}{G_2} = \frac{0.295}{0.675} = 0.437$$

En forma similar, se pueden hacer los cálculos para los otros platos. en la sección de enriquecimiento. Para el plato $N_p = 14$,

Componente	$H_{G,15}$ 113.3°C	$y_{15}H_{G,15}$	$H_{L,14}$ 107.9°C	$x_{14}H_{L,14}$
C ₁		Nulo		Nulo
C ₂		Nulo		Nulo
C ₃	38 260	709	29 310	287.7
C ₄	49 310	26 700	31 870	12 790
C ₅	60 240	22 100	37 680	16 510
C ₆	71 640	5 245	43 500	6 470
		54 750 = $H_{G,15}$		36 058 = $H_{L,14}$

En forma similar, $H_{L,13} = 36\,790$ y $H_{G,14} = 52\,610$

Ecuación (9.186):

$$\bar{G}_{15} = \frac{8606 + 0.62(36\,058 - 39\,220)}{54\,750 - 39\,220} = 0.358$$
$$\bar{L}_{14} = W + \bar{G}_{15} = 0.620 + 0.358 = 0.978$$
$$\bar{G}_{14} = \frac{8606 + 0.62(36\,790 - 39\,220)}{52\,610 - 36\,790} = 0.448$$
$$\frac{\bar{L}_{14}}{\bar{G}_{14}} = \frac{0.978}{0.448} = 2.18$$

y en forma similar para los demás platos de la sección de agotamiento. Entonces,

Plato no.	$\frac{L}{G}$ or $\frac{\bar{L}}{\bar{G}}$	$t, ^\circ\text{C}$	Plato no.	$\frac{L}{G}$	$t, ^\circ\text{C}$
Condensador	0.80	46.6	8	3.25	96.3
1	0.432	58.4	9	2.88	97.7
2	0.437	66	10	2.58	99
3	0.369	70.4	II	2.48	100
4	0.305	74	12	2.47	102.9
5	0.310	80.3	13	2.42	104.6
6	1.53	86.4	14	2.18	107.9
7	4.05	94.1	Rehervidor	1.73	113.5

Estos valores no son definitivos. Están dispersos en forma errática debido a que se basan en las temperaturas y concentraciones que se calcularon suponiendo- L/G constante.

Método de Thiele y Geddes

Con el número de platos, posición del plato de **alimentación**, temperaturas y relaciones L/G , el **método** de Thiele-Geddes procede a calcular los productos que **resultarán**; permite así una verificación final de todos los **cálculos** previos. A continuación se expone una variación de Edmister ^[11] del original ^[62].

Todas las ecuaciones que siguen se aplican por separado a cada componente; se omiten las designaciones de los componentes. Para la **sección** de enriquecimiento, **considérese** inicialmente el condensador.

$$G_1 y_1 = L_0 x_0 + Dz_D \quad y_1 = L_0 x_0 + Dz_D \quad (9.187)$$

$$\frac{G_1 y_1}{Dz_D} = \frac{L_0 x_0}{Dz_D} + 1 \quad (9.188)$$

Para un condensador total, $x_0 = z_0 = x_D$ y $L_0/D = R$. Por lo tanto

$$\frac{G_1 y_1}{Dz_D} = R + 1 = A_0 + 1 \quad (9.189)$$

Para un condensador parcial que se comporta como una etapa ideal, $z_D = y_D$, $z_D/x_0 = y_D/x_0 = m_0$, y

$$\frac{G_1 y_1}{Dz_D} = \frac{R}{m_0} + 1 = A_0 + 1 \quad (9.190)$$

Por lo tanto A_0 es o R o R/m_0 según el tipo de condensador. Para el plato 1,

$$\frac{L_1 x_1}{G_1 y_1} = \frac{I_1}{G_1 m_1} = A_1 \quad L_1 y_1 = L_0 x_0 + Dz_D \quad (9.191)$$

en donde A_1 es el factor de absorción para el plato 1. Entonces

$$L_1 x_1 = A_1 G_1 y_1 \quad (9.192)$$

Para el plato 2,

$$G_2 y_2 = L_1 x_1 + Dz_D \quad (9.193)$$

$$\frac{G_2 y_2}{Dz_D} + \frac{A_1 G_1 y_1}{Dz_D} = \frac{A_1 G_1 y_1}{Dz_D} + 1 = A_1(A_0 + 1) + 1 = A_0 A_1 + A_1 + 1 \quad (9.194)$$

Generalmente, para cualquier plato,

$$\frac{G_n y_n}{Dz_D} + \frac{A_{n-1} G_{n-1} y_{n-1}}{Dz_D} + 1 = A_0 A_1 A_2 \cdots A_{n-1} + A_1 A_2 \cdots A_{n-1} + \cdots + A_{n-1} + 1 \quad (9.195)$$

y para el plato de alimentación,

$$\frac{G_f y_f}{Dz_D} = A_0 A_1 A_2 \cdots A_{f-1} + A_1 A_2 \cdots A_{f-1} + \cdots + A_{f-1} + 1 \quad (9.196)$$

Ahora considérese la sección de agotamiento. Para un rehervidor de tipo de olla

$$\frac{\bar{G}_{N_f+1} y_{N_f+1}}{W x_w} = \frac{\bar{G}_{N_f+1} m_w}{W} = S_w \quad (9.197)$$

en donde S_w es el factor de **desorción** del rehervidor. Puesto que

$$L_{N_p} x_{N_p} = \bar{G}_{N_p+1} y_{N_p+1} + W x_w \quad (9.198)$$

entonces

$$\frac{\bar{L}_{N_p} x_{N_p}}{W x_w} = \frac{\bar{G}_{N_p+1} y_{N_p+1}}{W x_w} + 1 = S_w + 1 \quad (9.199)$$

Para un rehervidor de tipo **termosifón**, $y_{N_p+1} = x_w$, y

$$S_w = \frac{\bar{G}_{N_p+1}}{W} \quad (9.200)$$

Por lo tanto, S_w esta definido tanto por la ecuación (9.197) como (9.200), según el tipo del rehervidor. Para el plato inferior,

$$\frac{\bar{G}_{N_p} y_{N_p}}{\bar{L}_{N_p} x_{N_p}} = \frac{\bar{G}_{N_p} m_{N_p}}{\bar{L}_{N_p}} = S_{N_p} \quad (9.201)$$

$$G_{N_p} y_{N_p} = S_{N_p} L_{N_p} x_{N_p} \quad (9.202)$$

Entonces,

$$\bar{L}_{N_p-1} x_{N_p-1} = \bar{G}_{N_p} y_{N_p} + W x_w \quad (9.203)$$

y

$$\frac{\bar{L}_{N_p-1} x_{N_p-1}}{W x_w} = \frac{\bar{G}_{N_p} y_{N_p}}{W x_w} + 1 = \frac{S_{N_p} \bar{L}_{N_p} x_{N_p}}{W x_w} + 1 = S_{N_p} (S_w + 1) + 1 = S_{N_p} S_w + S_{N_p} + 1 \quad (9.204)$$

En general, para cualquier plato,

$$\begin{aligned} \frac{\bar{L}_m x_m}{W x_w} &= \frac{S_{m+1} \bar{L}_{m+1} x_{m+1}}{W x_w} + 1 = S_{m+1} \cdot \dots \cdot S_{N_p-1} S_{N_p} S_w + S_{m+1} \cdot \dots \cdot S_{N_p-1} S_{N_p} \\ &+ S_{m+1} \cdot \dots \cdot S_{N_p-1} + \dots + S_{m+1} + 1 \end{aligned} \quad (9.205)$$

y en el plato de alimentación.

$$\frac{\bar{L}_f x_f}{W x_w} = S_{f+1} \cdot \dots \cdot S_{N_p} S_w + S_{f+1} \cdot \dots \cdot S_{N_p} + \dots + S_{f+1} + 1 \quad (9.206)$$

Edmister [11] proporciona modos abreviados que involucran las A y las S “efectivas” que han de usarse tanto en las ecuaciones (9.196) y (9.206) como en la absorción de gases.

$$A_f = \frac{\bar{L}_f}{G_f m_f} = \frac{\bar{L}_f x_f}{G_f y_f} \quad (9.207)$$

y

$$\frac{W x_w}{D z_D} = \frac{\bar{L}_f x_f}{G_f y_f} \frac{G_f y_f / D z_D}{\bar{L}_f x_f / W x_w} = A_f \frac{G_f y_f / D z_D}{\bar{L}_f x_f / W x_w} \quad (9.208)$$

Puesto que

$$F z_D = W x_w + D z_D \quad (9.209)$$

$$D z_D = \frac{F z_F}{W x_w / D z_D + 1} \quad (9.210)$$

Entonces, para cada componente se utilizan las ecuaciones (9.196) y (9.2%) para **calcular** el numerador y el denominador, **respectivamente**, del término entre paréntesis de la **ecuación (9.208)**, de donde se obtiene $W x_w / D z_D$, o la separación del componente. Entonces, la **ecuación (9.210)** da $D z_D$ y la **ecuación (9.209)**, $W x_w$.

Por lo tanto, los productos que se acaban de calcular concuerdan por completo con el número de platos, posición del plato de **alimentación y relación** de reflujo utilizada, siempre y cuando las **A** y las **S** (o las **L/G** y temperaturas) sean correctas. Para verificarlo es necesario utilizar las ecuaciones generales (9.195) y (9.205) para cada plato en la sección apropiada de la torre. Con el fin de verificar el plato **n** de la sección de enriquecimiento,

$$\frac{G_n y_n}{D z_D} \frac{D z_D}{G_n} = y_n \quad (9.211)$$

que se puede obtener a partir de los datos acumulados. Si $\sum y_{j,n} = 1$, la temperatura es satisfactoria. Si no, se obtiene una nueva temperatura ajustando proporcionalmente las **y** hasta que su suma sea uno y calculando el punto de rocío correspondiente. Para verificar un plato en la sección de agotamiento,

$$\frac{\bar{L}_m x_m}{W x_w} \frac{1}{\bar{L}_m} = x_m \quad (9.212)$$

que se puede obtener a partir de los datos. Si $\sum x_{j,m} = 1$, la temperatura es correcta. Si no, las **x** se ajustan para que su suma sea uno y se calcula el punto de burbuja. Las nuevas temperaturas y composiciones permiten nuevos balances de entalpía para obtener **L / G corregidas para** cada plato, y puede volverse a realizar el cálculo de Thiele-Geddes. Holland [24], Lyster *et al.* [33] y Smith [57] consideran los problemas de convergencia de este procedimiento por prueba y error.

La localización real **óptima** del plato de alimentación se obtiene por prueba y error, alternando la localización y observando qué localización produce el número menor de platos para **los** productos deseados.

Ejemplo 9.13 (concluye) Estimar de nuevo los productos mediante el método de Thiele-Geddes.

SOLUCIÓN Se van a utilizar los perfiles de temperatura y de **L / G** que se calcularon previamente. Los **cálculos** se presentan **únicamente** para un componente, **C₄**; todos los **demás** componentes se tratan en **la** misma forma.

Utilizando las temperaturas **de** los platos para obtener **m**, se calculan **A = L / mG** para los platos de enriquecimiento y **S = mG / L** para los platos de agotamiento. Puesto que se **está** usando un condensador parcial. **A₀ = R / m₀**. Para el rehervidor **de tipo de olla S_w = G₁₃ m_w / W**. Entonces, para **C₄**,

Plato	Condensador	1	2	3	4	5	6	=	f
m									
A	0.50 1.600	0.66 0.655	0.504 0.75	0.81 0.455	0.355 0.86	0.95 0.326	1.07 1.431		

Plato	7 = f + 1	8	9	10	11	12	13	14	Rehervidor
m	1.22	1.27	1.29	1.30	1.32	1.40	1.45	1.51	1.65
S	0.301	0.390	0.447	0.503	0.532	0.566	0.599	0.693	0.954

Con estos datos

Ecuación (9.1%):

$$\frac{G_f y_f}{D z_D} = 1.5778$$

Ecuación (9.2%):

$$\frac{L_f x_f}{W x_W} = 1.5306$$

Ecuación (9.208):

$$\frac{W x_W}{D z_D} = 1.431 \frac{1.5778}{1.5306} = 1.475$$

Ecuación (9.210):

$$D y_D = \frac{0.33}{1.475 + 1} = 0.1335$$

Ecuación (9.209):

$$W x_W = 0.33 = 0.1335 = 0.1965$$

En forma similar,

Componente	$\frac{G_f y_f}{D z_D}$	$\frac{L_f x_f}{W x_W}$	$\frac{W x_W}{D y_D}$	$D y_D$	$W x_W$
C₁	1.0150	254x 10 ⁶	288 x 10 ⁻¹⁰	0.03	Nulo
C₂	1.0567	8750	298 x 10 ⁻⁵	0.07	Nulo
C₃	1.1440	17.241	0.0376	0.144 7	0.0053
C₄	1.5778	1.5306	1.475	0.133 5	0.1965
C₅	15.580	1.1595	45.7	0.006 43	0.29357
C₆	1080	1.0687	7230	0.000 016 6	0.11998
				0.3846 = D	0.6154 = W

Estos valores muestran que **0.1447(100)/0.15 = 96.3%** del **C₃** y 2.14% del **C₃** están en el destilado. Estos componentes no cumplen exactamente con las especificaciones iniciales. Sin embargo, **todavía** se tienen que corregir las temperaturas y las **L /G**. Por lo tanto, para el plato 2 y el componente **C₄**, la ecuación (9.195) da **G₂y₂/Dz_D = 2.705**. Para los balances de **entalpía**, **G₂ = 0.675**. Por lo tanto, mediante la ecuación (9.211).

$$y_2 = \frac{2.705(0.1335)}{0.675} = 0.5349$$

En forma similar.

Componente	$\frac{G_2 y_2}{D z_D}$	Y2	y ₂ ajustada
C ₁	1.0235	0.0454	0.0419
C ₂	1.1062	0.1147	0.1059
C ₃	1.351	0.28%	0.2675
C ₄	2.705	0.5349	0.4939
C ₅	10.18	0.0970	0.08%
C ₆	46.9	0.00115	0.00106
		1.0828	1.0000

Puesto que Σy_2 no es igual a 1, la temperatura original es incorrecta. Después de ajustar las y para que sumen 1 como se **mostró**, el punto de rodo = 71 °C en lugar de los 66 °C utilizados. En forme similar, se deben corregir todas las composiciones de los **platos** y las temperaturas; asimismo deben repetirse las nuevas **L/G obtenidas** a partir de **balances de entalpía** con las nuevas composiciones, las temperaturas, **L /G** y d **cálculo de Thiele-Geddes**.

Las aplicaciones más complejas del fraccionamiento de varios componentes se realizan en el campo de la **refinación** del petróleo. Los productos del petróleo como gasolinas, naftas kerosenos, aceites de gasolina, aceites de combustible y aceites lubricantes son mezclas de cientos de hidrocarburos, tantos que su identidad y número real no pueden determinarse **fácilmente**. Por fortuna, como generalmente no son sustancias específicas las que se desean en estos productos, sino más bien **propiedades**, se pueden establecer especificaciones acerca del rango de ebullición, densidad, viscosidad y similares. Los fraccionadores para estos productos no pueden **diseñarse** mediante los detallados **métodos** que se acaban de describir, sino que deben basarse en estudios de laboratorio en equipo **a pequeña escala**. Como ejemplo que ilustra la naturaleza compleja de algunas de estas separaciones, Considérese el diagrama **esquemático** de una planta para la destilación inicial de un aceite crudo (figura 9.52). El aceite crudo, **después** de un intercambio de calor preliminar con varios de los productos de la planta, se pasa **a través** de los tubos de un horno de gas, el calentador de caldera tubular. **Aquí** se evapora una parte del aceite, parte que es algo mayor en cantidad que la que finalmente se toma como productos evaporados. Luego, la mezcla de líquido **y vapor** entra en la gran torre de platos. Se introduce vapor vivo en el fondo para **desorber** las **últimas** trazas de las sustancias **volátiles** del producto residual y este vapor sube por la columna, en donde disminuye la presión efectiva y por ende la temperatura de la destilación. El vapor y las sustancias más volátiles (gasolina cruda) que salen del plato superior se condensan, el agua se separa y la gasolina se almacena. En el esquema que se muestra aquí, el reflujo se logra separando una porción del líquido en el plato superior y **regresándolo** después de que se ha enfriado. El líquido frío condensa parte de los vapores ascendentes para proporciona? el reflujo interno. Una corriente lateral que contenga los hidrocarburos característicos del producto de nafta deseado, puede separarse varios platos abajo de la parte **supe-**

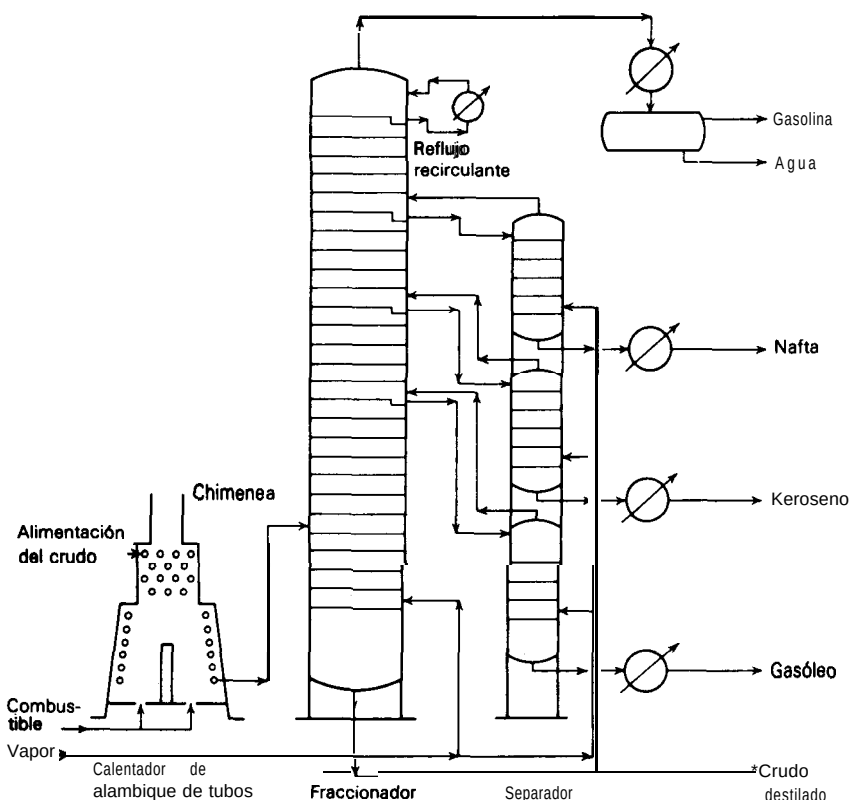


Figura 9.52 Arreglo esquemático, planta cubierta para petróleo.

rior de la torre. Puesto que en este punto también están presentes los componentes de la gasolina más volátil, el líquido se **desorbe** con vapor en una **pequeña** torre auxiliar de platos, y el vapor y la gasolina evaporada se envían de regreso al **fraccionador** principal. Entonces, la nafta desorbida se separa para ser almacenada. En forma similar se pueden separar el keroseno y el aceite de gasolina, pero cada uno de ellos tiene que ser desorbido separadamente con vapor. Como se muestra, los desorbedores de vapor individuales se construyen con frecuencia en un único grupo, por razones de economía; por tanto, desde el exterior es **difícil** apreciar los **múltiples** propósitos que tiene la torre menor. Por lo común, los productos separados deben procesarse posteriormente antes de considerar que se ha terminado.

El **diseño, método** de operación y número de productos de las unidades de **refinación** de este tipo pueden variar considerablemente de refinería a refinería.

Efectivamente, para tener una flexibilidad de **operación** máxima, cualquier unidad individual puede construirse, por ejemplo, con boquillas múltiples que introduzcan la alimentación en diferentes platos, y con boquillas de separación de diferentes corrientes laterales que permitan variaciones en la naturaleza de la **alimentación** y de los productos por preparar.

Destilación azeotrópica

Este es un caso especial de destilación de multicomponentes ^[23], que se utiliza en la separación de aquellas mezclas binarias muy **difíciles** o imposibles de separar mediante el fraccionamiento ordinario. Si la volatilidad relativa de una mezcla binaria es muy baja, la rectificación continua de la mezcla para obtener productos casi puros exigirá relaciones de reflujo elevadas y requerimientos **caloríficos** correspondientes elevados, torres de **sección** transversal grande y gran número de platos. En otros casos, la **formación** de un azeotropo binario puede imposibilitar la **producción** de productos casi puros mediante fraccionamiento ordinario. En estas condiciones, un tercer componente, algunas veces llamado “arrastrador”, puede agregarse a la mezcla binaria, para formar un nuevo azeotropo de bajo punto de **ebullición** con aquel componente original, que gracias a su volatilidad, pueda separarse fácilmente del otro componente original.

Como ejemplo de una **operación** de este tipo, considerese el diagrama de flujo de la figura 9.53 para la separación **azeotrópica** de soluciones de ácido **acético**-agua, en que se utiliza acetato de **butilo** como arrastrador ^[39]. El ácido acético puede separarse del agua mediante métodos ordinarios, pero sólo con gran trabajo, debido a que los componentes, no obstante su amplia diferencia en puntos de ebullición a presión atmosférica, son de baja volatilidad relativa (nbp **ácido acético** = 118.1 °C, nbp agua = 100 °C). El acetato de **butilo** es sólo ligeramente soluble en agua; en consecuencia, forma un heteroazeotropo con ella (p.e. = 90.2 °C). Por lo tanto, si se agrega el suficiente acetato de **butilo** en la parte superior de la columna de destilación **(1)**, para formar el azeotropo con toda el agua de la mezcla de alimentación binaria, el azeotropo puede destilarse fácilmente separándolo del ácido acético de alto punto de ebullición que queda como producto residual. Durante la **condensación** el heteroazeotropo forma dos capas líquidas insolubles: una que es agua casi pura, aunque saturada con el éster: la otra, **éster** casi puro, aunque saturado con agua. La segunda capa se regresa a la parte superior de la columna y es la fuente del arrastre en la misma. La primera capa puede desorberse de su **pequeño** contenido en el arrastrador, en una segunda columna **pequeña** **(2)**. La separación del heteroazeotropo del ácido acético se realiza **fácilmente**, de forma que se necesitan relativamente pocos platos en la torre principal. Por otra parte, se debe proporcionar calor no **sólo** para evaporar el agua en el destilado principal, sino también para evaporar el arrastrador. La operación también puede llevarse a cabo por lotes; en ese caso, se carga suficiente arrastrador en la caldera, junto con la alimentación, para formar el azeotropo con el agua. Entonces, el azeotropo se destila.

En otros casos, el nuevo azeótropo que se forma no se separa en dos líquidos insolubles, así que deben usarse **métodos** especiales para separarlos (la extracción líquida, por ejemplo), pero esto es menos adecuado.

Es obvio que la elección del arrastrador es muy importante. La sustancia agregada debe formar de preferencia un azeotropo de bajo punto de ebullición con uno solo de los componentes de la mezcla binaria que se desea separar (se prefiere que lo forme con el componente que se encuentra en menor cantidad, con el fin de reducir los requerimientos caloríficos del proceso). El nuevo azeotropo debe ser lo suficientemente **volátil** para que se pueda separar con facilidad del componente restante, de forma que aparezcan cantidades mínimas del **arrastrador** en el producto residual. Si es posible, debe contener poca cantidad del arrastrador, a fin de reducir la cantidad de evaporación necesaria en la destilación. Es preferible que sea del tipo líquido **heterogéneo**, el cual simplifica bastante la recuperación del arrastrador. Además, un arrastrador satisfactorio debe ser (1) barato y obtenible con facilidad, (2) químicamente estable e inactivo frente a la solución que se va a separar, (3) no corrosivo frente a los materiales comunes de construcción, (4) no tóxico, (5) de bajo calor latente de evaporación, (6) de bajo punto de congelamiento, para facilitar el almacenamiento y el manejo en exteriores, y (7) de baja viscosidad para que proporcione eficiencia elevada de los platos.

Se aplican los métodos generales de **diseño**; la principal dificultad es la escasez de datos vapor-líquido en el equilibrio para estas mezclas tan poco ideales [23]. Existen programas de computadora [4].

Destilación extractiva

Este es un método de **rectificación** de multicomponentes, cuyo propósito es similar al de la **destilación azeotrópica**. A una mezcla binaria que es **difícil** o imposible

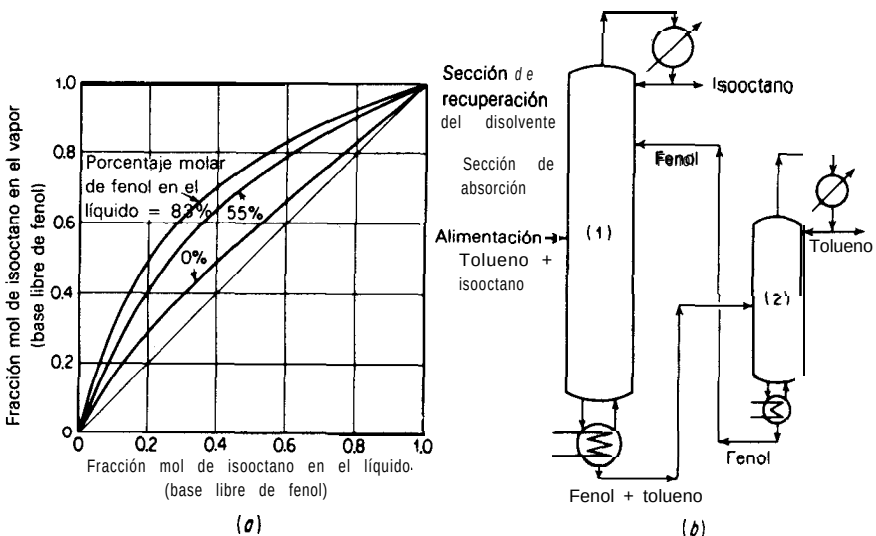


Figura 9.54 Destilación extractiva de **tolueno-isooctano** con **fenol** [equilibrios vapor-líquido de Drickamer, Brown y White: *Trans. AIChE*, 41, 555 (1945)].

de separar por los métodos ordinarios, se le agrega un tercer componente, conocido como “disolvente”, el cual altera la **volatilidad** relativa de los componentes originales y permite, de esa forma, la separación. Sin embargo, el disolvente agregado es de baja volatilidad; ni siquiera se evapora de modo apreciable en el **fraccionador**.

Como ejemplo de esta operación, considérese el proceso de la figura 9.54. La separación de tolueno ($p_e = 110.8\text{ }^{\circ}\text{C}$) de hidrocarburos parafínicos del mismo peso molecular aproximadamente, es o bien muy **difícil** o bien imposible debido a la volatilidad relativamente baja o azeotropismo; sin embargo, esta separación es necesaria para recuperar tolueno a partir de ciertas mezclas de hidrocarburos del petróleo. Utilizando isooctano ($p_e = 93\text{ }^{\circ}\text{C}$) como ejemplo de un hidrocarburo parafínico, en la figura **9.54a** se muestra que el isooctano es el **más** volátil en esta mezcla, pero la separación es obviamente difícil. Sin embargo, en presencia de fenol ($p_e = 181.4\text{ }^{\circ}\text{C}$), la volatilidad relativa del isooctano aumenta, de forma que la separación del tolueno es relativamente sencilla con aproximadamente 83 % en mol de fenol en el **líquido**. En la figura **9.54b** se muestra un diagrama de flujo para lograr la separación. En ese diagrama, la mezcla binaria se introduce **más** o menos en el centro de la torre de destilación extractiva (1); el fenol, como disolvente, se introduce cerca de la parte superior, a fin de que posea concentraciones elevadas en la **mayoría** de los platos en la torre. En estas condiciones, el isooctano se destila fácilmente como producto principal, mientras que el tolueno y el fenol se separan como residuo. Aunque el fenol tiene un punto de ebullición relativamente elevado, su presión de vapor es suficiente para que pueda evitarse su presencia en el producto principal. La sección de recuperación del disolvente en la torre, que puede ser relativamente corta, sirve para separar el fenol del isooctano. **El** residuo de la torre debe rectificarse en una torre auxiliar (2), para separar el tolueno del fenol que se recircula; **ésta** es una **separación** relativamente sencilla. En la práctica, el hidrocarburo parafínico es una mezcla y no isooctano puro, pero el principio de la separación es el mismo.

Un proceso de este tipo depende de la diferencia del alejamiento del ideal entre el disolvente y los componentes de la mezcla binaria que se va a separar. En el ejemplo dado, tanto el tolueno como el isooctano por separado forman soluciones líquidas no ideales con el fenol, pero la no idealidad es mayor con el **isooctano** que con el tolueno. Por **lo** tanto, con las tres sustancias presentes, el tolueno y el isooctano se comportan como una mezcla no ideal y su volatilidad relativa se vuelve más alta. Las consideraciones de este tipo forman las bases para la **elección** de un disolvente para la destilación extractiva. Por ejemplo, si una mezcla de acetona ($p_e = 56.4\text{ }^{\circ}\text{C}$) y metanol ($p_e = 64.7\text{ }^{\circ}\text{C}$), los cuales forman un azeotropo binario, se van a separar por destilación extractiva, probablemente se puede escoger un disolvente adecuado entre el grupo de alcoholes **alifáticos**. El butanol ($p_e = 117.8\text{ }^{\circ}\text{C}$), puesto que es un miembro de la misma serie **homóloga**, pero no muy alejado, forma soluciones básicamente ideales con el metanol, las cuales se separan fácilmente. Sin embargo, formará soluciones que se desvían positivamente del ideal con la acetona; por lo tanto, los equilibrios vapor-líquido

acetona-metano¹ se alteraran sustancialmente en mezclas ternarias. Si el butano¹ no forma un azeotropo con la acetona y si altera el equilibrio vapor-líquido de la mezcla acetona-metano¹ lo suficiente para destruir el azeotropo en este sistema, servirá como un disolvente para la destilación extractiva. Cuando las dos sustancias de la mezcla binaria que se va a separar son muy parecidas químicamente, será necesario un disolvente de naturaleza química completamente distinta. Por ejemplo, la acetona y el furfural son útiles como disolventes en la destilación extractiva para separar los hidrocarburos **2-butano** y n-butano.

Generalmente, las cualidades de un disolvente para la destilación extractiva son [16, 51, 61]:

1. Alta selectividad, o habilidad para alterar de tal modo el equilibrio **vapor-líquido** de la mezcla original que permita su fácil **separación**, pero que **utilice**, sin embargo, **pequeñas** cantidades del disolvente.
2. Elevada capacidad para disolver a los componentes de la mezcla que van a separarse. Con frecuencia, sucede que las sustancias que son completamente inmiscibles con la mezcla son muy selectivas; empero, sí no se pueden lograr concentraciones suficientemente elevadas del disolvente en la fase líquida, la capacidad para la separación no puede desarrollarse completamente.
3. Baja volatilidad, con el fin de prevenir la **evaporación** del disolvente con el producto principal y de mantener una concentración elevada en la fase líquida. Son especialmente útiles las sales no volátiles [15].
4. Separatibilidad. El disolvente debe poder separarse con facilidad de la mezcla a la cual se adicionó; en particular, no debe formar azeotropos con las sustancias originales.
5. Se aplican las mismas consideraciones de costo, toxicidad, **carácter** corrosivo, estabilidad química, punto de congelamiento y viscosidad que para los arrastradores en la **destilación** azeotrópica.

Se aplican los métodos generales de diseño de la destilación de **multicomponentes**. Puesto que en la **mayoría** de los casos todos los componentes de las corrientes de alimentación se encuentran en los residuos, puede utilizarse el método de Lewis y Matheson; se empieza en el fondo y se continúa el cálculo hasta la parte superior. Habrá un flujo óptimo de circulación del disolvente: los flujos pequeños de disolvente requieren muchos platos, pero los diámetros de la columna son pequeños; las relaciones grandes requieren menos platos, pero necesitan diámetros mayores de la columna; también los costos de circulación del disolvente son mayores.

Comparación entre la destilación azeotrópica y la extractiva

Generalmente es cierto que la adición **de** una sustancia **extraña** a un proceso, como un arrastrador o disolvente, no es deseable. Puesto que nunca puede **elimini-**

narse completamente, dicha sustancia agrega una impureza inesperada a los productos. Hay pérdidas inevitables (generalmente) del orden de 0.1% del flujo de circulación del disolvente); estas pérdidas pueden ser grandes, ya que las relaciones **disolvente/alimentación** frecuentemente deben ser mayores de 3 o 4 para que sean efectivas. Se debe mantener un inventario y una fuente de suministro. Además de que los costos de recuperación del disolvente pueden ser elevados, se introducen nuevos problemas en la elección de materiales de construcción. Por lo tanto, estos procesos sólo se deben considerar si, a pesar de todos estos problemas, el proceso resultante es menos costoso que la destilación tradicional.

De ordinario, la destilación extractiva se considera más deseable que la destilación **azeotrópica**, puesto que (1) se tiene una elección más amplia del componente adicionado debido a que el proceso no depende de la formación accidental de un azeotropo (2) generalmente se deben volatilizar cantidades menores de disolvente. Sin embargo, la última ventaja puede desaparecer si la impureza volatilizada es un componente menor de la alimentación y si la composición del **azeotropo** es favorable, o sea, baja composición en disolvente. Por lo tanto, en la deshidratación de etanol a partir de una solución etanol-agua al 85.6% en mol, es más económico formar un azeotropo entre el agua y n-pentano como arrastrador que utilizar etilenglicol como disolvente en la destilación extractiva ^[3]. Quizá suceda lo contrario con una **alimentación** más diluida de alcohol.

DESTILACIÓN AL VACÍO

Muchas sustancias orgánicas no pueden calentarse ni siquiera a temperaturas **próxi-**mas a sus puntos normales de ebullición, porque se descompondría químicamente. Entonces, si estas sustancias se van a separar por **destilación**, se deben mantener bajas la temperatura correspondiente y la presión. El tiempo de exposición de las sustancias a la temperatura de destilación **también** debe mantenerse en el mínimo, puesto que de esta forma se reducirá la **descomposición** térmica. Para destilaciones a presiones absolutas del orden de 7 a 35 kN/m^2 (1 a 5 lb_f/in^2), se deben utilizar torres empacadas, se pueden **diseñar** platos de capucha y perforados con caídas de presión cercanas a 350 N/m^2 (0.05 lb_f/in^2 , o 2.6 mm Hg); también se utilizan diseños más sencillos, como la torre de aspersión de la figura 6.18, para los cuales las caídas de presión son del orden de 0.015 psi (0.75 mm Hg). Las columnas de **aspersión** agitadas mecánicamente y las de paredes mojadas proporcionan caídas de presión aún más pequeñas ^[45].

En la destilación de muchos productos naturales, como en la separación de vitaminas a partir de aceites animales y de pescado, lo mismo que en la separación de muchos productos sintéticos industriales (como plastificantes), la temperatura no puede exceder los 200 a 300 $^{\circ}\text{C}$, aproximadamente; a estas temperaturas, las presiones de vapor de las sustancias pueden ser de una **fracción** de milímetro de mercurio. Por supuesto, el equipo tradicional es completamente inadecuado para estas separaciones, no **sólo** porque la caída de presión provocaría temperaturas

elevadas en el fondo de las columnas, sino **también** porque el largo tiempo de exposición a las temperaturas predominantes induciría una elevada **retención**.

Destilación molecular

Esta es una forma de destilación a presión muy baja, que se lleva a cabo **industrialmente** a presiones absolutas del orden de 0.3 a 3 N/m^2 (0.003 a 0.3 mm Hg); es adecuada para las sustancias sensibles al calor que se describieron antes.

La rapidez a la cual ocurre la evaporación en una superficie líquida esta dada por la ecuación de Langmuir,

$$N_A = 1006 \bar{p}_A \left(\frac{1}{2\pi M_A R' T} \right)^{0.5} \quad (9.213)$$

en donde R' es la constante gaseosa. A presiones ordinarias, sin embargo, la rapidez neta de evaporación es mucho menor que ésta, debido a que las moléculas evaporadas regresan al líquido después de que ocurren choques en el vapor. Reduciendo la presión absoluta a valores utilizados en la destilación molecular, la trayectoria media libre de las moléculas se vuelve muy grande, del orden de 1 cm. Entonces, si la superficie de condensación se coloca tan sólo a unos cuantos centímetros de la superficie líquida que se esta evaporando, muy pocas moléculas regresaran al líquido y la rapidez neta de evaporación de cada sustancia en una mezcla binaria se aproximará a la dada por la ecuación (9.213). Ahora, la composición del vapor, o la **composición** del destilado, será diferente de la proporcionada por una evaporación ordinaria en el equilibrio y la relación de los componentes en el destilado se aproximara a

$$\frac{N_A}{N_B} = \frac{\text{moles de A}}{\text{moles de B}} = \frac{\bar{p}_A / M_A^{0.5}}{\bar{p}_B / M_B^{0.5}} \quad (9.214)$$

Sin embargo, si esta relación se va a mantener, la superficie del líquido debe renovarse rápidamente, porque de lo contrario la relación de los componentes en la superficie cambiará al continuar la **evaporación**. La agitación o ebullición vigorosas durante las destilaciones ordinarias no ocurren en las condiciones de la **destilación** molecular; en muchos aparatos se obliga al líquido a fluir a manera de una delgada película sobre una superficie **sólida**; de esta forma se renueva continuamente la superficie y al mismo tiempo se mantiene una baja **retención** del líquido.

En la figura 9.55 se muestra un aparato utilizado industrialmente para lograr una destilación molecular [19, 65]. El líquido degasificado que se va a destilar se introduce continuamente en el fondo de la superficie interna de un rotor, una superficie cónica giratoria. El diámetro del rotor puede ser de 1.5 m en la parte superior y puede girar a velocidades de 400 a 500 rpm. Entonces, una película

muy delgada del **líquido** que se va a destilar, de 0.05 a 0.1 mm de espesor, se extiende sobre la superficie interna y viaja rápidamente hasta la parte periférica superior bajo la **acción** de la fuerza centrífuga. Se proporciona calor al líquido a través del rotor mediante calentadores eléctricos y el material evaporado se condensa sobre el condensador con forma de persiana y enfriado con agua. Este se mantiene a temperaturas lo suficientemente bajas para evitar la reevaporación o el retorno al líquido de las moléculas evaporadas. El residuo líquido se recoge en la trampa de **recolección** en la parte superior del rotor; el destilado se deja escurrir por los canales de recolección en el condensador. Cada producto se bombea desde el cuerpo de la caldera, que está evacuada a las presiones bajas necesarias para la destilación molecular; el tiempo que las sustancias permanecen en la caldera es muy corto, del orden de un segundo o menos. Un aparato de este tipo es capaz de manejar de $5(10^{-5})$ a $25(10^{-5})\text{m}^3/\text{s}$ del líquido que se va a destilar y da una separación del 80 al 95% de la indicada en la **ecuación** (9.214). Se requieren destilaciones múltiples para las separaciones de varias etapas [20, 32].

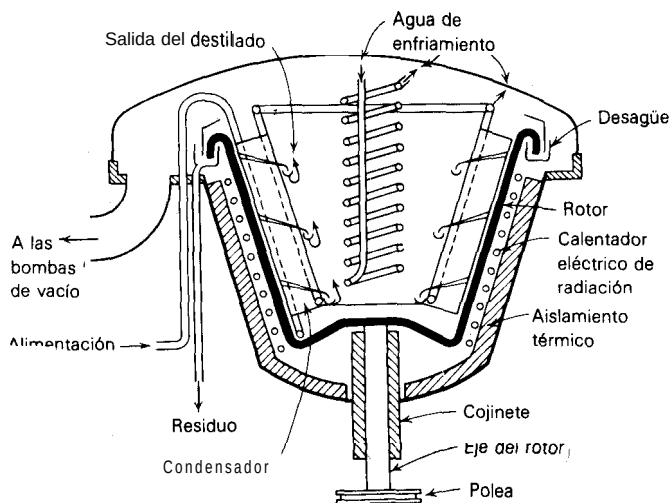


Figura 9.55 Sección esquemática, caldera centrífuga molecular de Hickman [19].

Las calderas de película descendente están formadas por dos tubos verticales concéntricos. El tubo interior se calienta internamente y el líquido que se va a destilar fluye como una película delgada y en forma descendente por la pared exterior del tubo interior. El tubo exterior es el condensador, y el espacio anular está al vacío. Algunos arreglos de este tipo exigen la limpieza continua de la **película** mediante una **hoja** giratoria.

NOTACIÓN DEL CAPÍTULO 9

Se puede utilizar cualquier conjunto consistente de unidades.

a	área interfacial específica, L^2/L^3
A	componente más volátil de una mezcla binaria factor de absorción = L/mG , adimensional
B	componente menos volátil de una mezcla binaria
C	capacidad calorífica molar a presión constante. $FL/mol\ T$
d	operador diferencial
D	flujo del destilado, mol/θ para torres de platos, $mol/L^2\theta$ para torres empacadas
E_O	eficiencia global del plato, fraccionaria
E_{MG}	eficiencia del plato de vapor de Murphree, fraccionaria
F	flujo de alimentación, mol/θ para torres de platos, $mol/L^2\theta$ para torres empacadas
	cantidad de alimentación, destilación por lotes. mol
	(con subíndices G o L) coeficientes de transferencia de masa, $mol/L^2\theta$
g_c	factor de conversión, $ML/F\theta^2$
G	flujo del vapor, sección de enriquecimiento, mol/θ para torres de platos, $mol/L^2\theta$ para torres empacadas
g	flujo del vapor, sección de agotamiento, mol/θ para torres de platos, $mol/L^2\theta$ para torres empacadas
H	entalpía molar, FL/mol
H_{IG}	altura de la unidad de transferencia del gas, L
H_{IL}	altura de la unidad de transferencia del líquido, L
H_{IOG}	altura de una unidad de transferencia global del gas, L
H_{IOL}	altura de una unidad de transferencia global del líquido, L
ΔH_S	calor integral de solución por mol de solución, FL/mol
I, J	componente I, J
k'_x	coeficiente de transferencia de masa del líquido, $mol/L^2\theta(\text{fracción mol})$
k'_y	coeficiente de transferencia de masa del gas, $mol/L^2\theta(\text{fracción mol})$
K'_x	coeficiente global de transferencia de masa del líquido, $mol/L^2\theta(\text{fracción mol})$
K'_y	coeficiente global de transferencia de masa, del gas, $mol/L^2\theta(\text{fracción mol})$ de flujo del líquido, sección de enriquecimiento, mol/θ para torres de platos, $mol/L^2\theta$ para torres empacadas
L	flujo del líquido, sección de agotamiento, mol/θ para torres de platos, $mol/L^2\theta$ para torres empacadas
i	flujo del líquido, sección de agotamiento, mol/θ para torres de platos, $mol/L^2\theta$ para torres empacadas
L_O	flujo de reflujo externo, mol/θ para torres de platos, $mol/L^2\theta$ para torres empacadas
m	coeficiente de distribución en el equilibrio, $y^*/x, y/x^*$, adimensional
M	peso molecular, M/mol
N	flux de transferencia de masa, $mol/L^2\theta$
N_m	número mínimo de platos
N_p	número de platos ideales
N_{IG}	número de unidades de transferencia del gas
N_{IL}	número de unidades de transferencia del líquido
N_{IOG}	número de unidades globales de transferencia del gas
N_{IOL}	número de unidades globales de transferencia del líquido
P	presión de vapor, F/L^2
$\bar{P}$	presión parcial, F/L^2
Q	cantidad definida en la ecuación (9.127)
Q'	rapidez neta de calentamiento, FL/θ
Q''	cantidad definida en la ecuación (9.60), FL/mol
Q'''	cantidad definida en la ecuación (9.70), FL/mol

Q_B	calor agregado al rehervidor, FL/θ para torres de platos, FL/L²θ para torres empacadas
Q_C	calor eliminado en el condensador, FL/θ para torres de platos, FL/L²θ para torres empacadas
Q_L	pérdida calorífica, FL/θ para torres de platos, FL/L²θ para torres empacadas
R	relación de reflujo externo , mol reflujo/mol destilado , mol/mol
R'	constante del gas, FL/mol T
R_m	relación de reflujo mínimo, moles reflujo/moles destilado , mol/mol
S	factor de desorción , mG/L , adimensional
t	temperatura, T
T	temperatura absoluta, T
V	velocidad permisible del vapor, L/θ
W	flujo del residuo, mol/θ para torres de platos, mol/L²θ para torres empacadas
x	concentración (de A en mezclas binarias) en el líquido, fracción mol
x^*	x en equilibrio con y, fracción mol
Y	concentración (de A en mezclas binarias) en el gas, fracción mol
y^*	y en equilibrio con x, fracción mol
z	concentración promedio en una solución o mezcla de varias fases, fracción mol
Z	altura del empaque, L
α	volatilidad relativa, definida en la ecuación (9.2). adimensional
α_{JC}	volatilidad relativa del componente J con respecto al componente C, adimensional
γ	coeficiente de actividad, adimensional
Δ	punto de diferencia, representa una corriente ficticia, mol/θ para torres de platos, mol/L²θ para torres empacadas
λ	calor latente molar de evaporación , FL/mol
ρ	densidad, M/L³
Σ	sumatoria
φ	raíz de la ecuación (9.165)

Subíndices

a	intersección de la línea de operación
A, B	componentes A, B
D	destilado
e	sección de enriquecimiento
f	plato de alimentación
F	alimentación
G	gas
h, k	componente clave pesado
	interfase; cualquier componente
lk	componente clave ligero
L	líquido
m	plato m ; mínimo
n	plato n
pe	punto de ebullición
pr	promedio
	plato r
s	sección de agotamiento
0	corriente de reflujo; condición base para la entalpía
W	residuo
	fondo de la torre empacada; plato 1
2	parte superior de la torre de platos; plato 2

REFERENCIAS

1. **American Institute of Chemical Engineers:** Multicomponent **Distillation**, *Computer Program Manual No 8*; Complex Tower Distillation, *Computer Program Manual No. 4*; Nueva York, N.Y.
2. **Barnés**, F. J., D. N. **Hanson** y C. J. King: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, 11, 136 (1972).
3. Black, C. y D. E. Ditsler: en "Extractive and Azeotropic Distillation", *Adv. in Chem. Series*, 115, 1 (1972).
4. **Black**, C., R. A. Golding y D. E. Ditsler: En "Extractive and Azeotropic Distillation", *Adv. in Chem. Series*, 115, 64 (1972).
5. Brown, G. G. y H. Z. Martin: *Trans. AIChE*, 35, 679 (1939).
6. **Cavers**, S. D.: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 4, 229 (1965).
7. **Chu**, Ju-Chin: *Vapor-liquid Equilibrium Data*, J. W. Edwards, Ann Arbor, Mich., 1956.
8. Collins, G. K.: *Chem. Eng.*, 83, 149 (19 de julio de 1976).
9. Dodge, B.F.: *Chemical Engineering Thermodynamic*; **McGraw-Hill**; Nueva York; 1944.
10. Donnel, J. W. y C. M. Cooper: *Chem. Eng.*, 57, 121 (junio de 1950).
11. Edmister, W. C.: *AIChE J.*, 3, 165 (1957).
12. **Erbar**, J. H. y R. N. Maddox: *Petr. Refiner*, 40(5), 183 (1961).
13. Fenske, M. R.: *Ind. Eng. Chem.*, 24, 482 (1931).
14. Frank, O. y R. D. Prickett: *Chem. Eng.*, 88, 107 (3 de septiembre de 1973).
15. Furter, W. F.: en "Extractive and Azeotropic Distillation", *Adv. in Chem. Ser.*, 115, 35 (1972).
16. **Gerster**, J. A.: *Chem. Eng. Progr.*, 65(9), 43 (1969).
17. Guilliland, E. R.: *Ind. Eng. Chem.*, 32, 1220 (1940).
18. Hala, E., J. **Pick**, V. Fried y O. Velim: *Vapor-liquid Equilibria*, Elsevier, Nueva York, 1973.
19. Hickman, K. C. D.: *Ind. Eng. Chem.*, 39, 686 (1947).
20. Hickman, K. C. D.: en *The Chemical Engineers' Handbook*, 5a. ed., R. H. Perry y C. H. Chilton, eds., p. 13-55; **McGraw-Hill**; Nueva York, 1973.
21. Hildebrand, J. H., J. M. **Prausnitz** y R. L. Scott: *Regular and Related Solutions*; Van Nostrand Reinhold; Nueva York, 1970.
22. **Hirata**, M., S. **Ohe** y K. Nagakama: *Computer-aided Data Book of Vapor-liquid Equilibria*, Elsevier; Nueva York, 1975.
23. Hoffman, E.J.: *Azeotropic and Extractive Distillation*, Interscience; Nueva York, 1964.
24. **Holland**, C. D.: *Multicomponent Distillation*; **Prentice-Hall**; Englewood Cliffs: N. J.; 1963; *Fundamentals and Modeling of Separation Processes*; **Prentice-Hall**; Englewood Cliffs, N.J., 1975.
25. Horseley, L. H.: "Azeotropic Data III". *Adv. in Chem. Series*, 116 (1973).
26. Horvath, P. J. y R. F. Schubert: *Chem. Eng.*, 64, 129 (Feb., 10, 1958).
27. Kern, R.: *Chem. Eng.*, 82, 107 (4 de agosto de 1975).
28. Kern, R.: *Chem. Eng.*, 82, 129 (15 de septiembre de 1975).
29. King, M. B.: *Phase Equilibrium in Mixtures*; Pergamon Press; Nueva York, 1969.
30. Kwauk, M.: *AIChE J.*, 2, 240 (1956).
31. Lewis, W. K. y G. L. Matheson: *Ind. Eng. Chem.*, 24, 494 (1932).
32. Lohwater, R. K.: *Res/Develop.*, 22(1), 36, 38 (1971).
33. Lyster, W. N., S. L. Sullivan, D. S. Bilhngsley y C. D. Holland. *Petr. Refiner*, 38(6), 221; (7), 151; (10), 139 (1959).
34. Madsen, N.: *Chem. Eng.*, 78, 73 (1 de noviembre de 1971).
35. **Mason**, W. A.: *Petr. Refiner*, 38(5), 239 (1959).
36. **McCabe**, W. L. y E. W. Thiele: *Ind. Eng. Chem.*, 17, 605 (1925).
37. **McKee**, H. R.: *Ind. Eng. Chem.*, 62(12), 76 (1970).
38. Nishimura, H. y Y. Hiraizumi: *Int. Chem. Eng.*, 11, 188 (1971).
39. Othmer, D. F.: *Chem. Eng. Progr.*, 59 (6), 67 (1963).

40. Perry, E. S. y A. Weissberger. eds.: *Techniques of Organic Chemistry Distillation*, vol. 4. 1965; *Separation and Purification Methods*, vol. 4, 1976; Interscience; Nueva York.
41. Ponchon, M.: *Tech. Mod.*, **13**, **20**, 55 (1921).
42. Prausnitz, J. M.: *Molecular Thermodynamics of Fluid-phase Equilibria*; Prentice-Hall; Englewood Cliffs; N. J.; 1969.
43. Prausnitz, J. M. y P. L. Chueh; *Computer Calculations for High Pressure Vapor-liquid Equilibria*; Prentice-Hall; Englewood Cliffs; N. J.; 1968.
44. Prausnitz, J. M., C. A. Eckert, R. V. Orye y J. P. O'Connell: *Computer Calculations for Multi-component Vapor-liquid Equilibria*; Prentice-Hall; Englewood Cliffs; N. J.; 1967.
45. Raichle, L. y R. Billet: *Ind. Eng. Chem.*, **57**(4), 52 (1965).
46. Randall, M. y B. Longtin; *Ind. Eng. Chem.*, **30**, **1063**, 1188, 1311 (1938); 31,908, 1295 (1939); 32, 125 (1940).
47. Ricci, J. E.: *The Phase Rule and Heterogeneous Equilibria*; Van Nostrand (también Dover); Nueva York, 1951.
48. Robinson, C. S. y E. R. Gilliland: *Elements of Fractional Distillation*; 4a ed., McGraw-Hill; Nueva York, 1950.
49. Sarma, N. V. L. S., P. J. Reddy y P. S. Murti: *Ind. Eng. Process Des. Develop.*, 12,278 (1973).
50. Savarit, R.: *Arts Métiers* **1922**, **65**, 142, 178, 241, 266, 307.
51. Scheibel, E. G.: *Chem. Eng. Progr.*, **44**,927 (1948).
52. Scherman, A. D.: *Hydrocarbon Processing*, **48**(9), 187 (1969).
53. Shipman, C. W.: *AIChE J.*, 18, 1253 (1972).
54. Shiras, R., D. N. Hanson y C. H. Gibson: *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 871 (1950).
55. Sigales, B.: *Chem. Eng.* 82, 157 (marzo 3, 1975); 141 (junio 23, 1975); **5**, **87** (9 de septiembre de 1975).
56. Slater, A. W., en "A History of Technology". C. Singer, E. J. Holmyard, A. R. Hale y T. I. Wilhaus, eds., vol. 5, p. 306 Oxford; Nueva York, 1958.
57. Smith, B. D.: *Design of Equilibrium Stage Processes*; McGraw-Hill; Nueva York, 1963.
58. Smoker, E. H.: *Trans. AIChE*, **34**, 165 (1938).
59. Strangio, V. A. y R. E. Treybal: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, 13,279 (1974).
60. Stupin, W. J. y F. J. Lockhart: *Chem. Eng. Progr.*, **68**(10), 71 (1972).
61. Tassios, D. P.: "Extractive and Azeotropic Distillation"; *Adv. in Chem. Series*, **115**, **46** (1972).
62. Thiele, E. W. y R. L. Geddes: *Ind. Eng. Chem.*, **25**, 289 (1933).
63. Underwood, A. J. V.: *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, **10**, **112** (1932).
64. Underwood, A. J. V.: *Chem. Eng. Progr.*, **44**,603 (1948); 45,609 (1949).
65. Watt, P. R.: *Molecular Stills*; Reinhold; Nueva York, 1963.
66. Wichterle, I., R. Kobayashi y P. J. Chappelaar: *Hydrocarbon Process.*, **50**(11), 233 (1971).
67. Wichterle, I., J. Linek y E. Hála: "Vapor-liquid Equilibrium Data Bibliography", Supplement **I**, # 19, 76, Elsevier, Nueva York, 1973.
68. Winn, F. W.: *Petr. Refiner*, **37**, 216 (1950).

PROBLEMAS

- 9.1 Las soluciones de metanol y etanol son **básicamente** ideales.
 - a) Calcule los equilibrios vapor-líquido para este sistema a 1 y 5 atm **abs** de **presión** y **graficar** los diagramas **xy** y **txy** a cada presión.
 - b) Para cada presión, calcule las volatilidades relativas y determine un valor promedio.
 - c) Utilizando la **ecuación** (9.2) con las volatilidades promedio, compare los valores **de y*** en cada valor de **x**, obtenido de esta forma, con los valores calculados directamente **a** partir de las presiones de vapor.
- 9.2 Se va a destilar por arrastre de vapor un lote de 1 000 kg de nitrobenzono, para eliminar una **pequeña** cantidad de una impureza no volátil. insuficiente para influir sobre la presión de **va-**

por del nitrobenzeno. La **operación** se va a **realizar** en una caldera con chaqueta adaptada con un condensador y un recibidor del destilado. Se introduce vapor saturado a 35 kN/m^2 ($5.1 \text{ lb}_f/\text{in}^2$) **manométrica** en la chaqueta de la caldera como medio de calentamiento. El nitrobenzeno se carga en la caldera a 25°C y es **básicamente** insoluble en agua.

Se introducirá continuamente agua líquida a 25°C en el nitrobenzeno en la caldera, de forma que siempre se mantenga cierto nivel de agua líquida. La mezcla se destila a **presión atmosférica**. (a) **¿A qué** temperatura se lleva a cabo la destilación? (b) **¿Qué** cantidad de agua se evapora? (c) **¿Cuánto** vapor se debe condensar en la chaqueta de la caldera? Despreciese el calor necesario para que la caldera alcance la temperatura de operación. La capacidad calorífica del nitrobenzeno es $1382 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$; su calor latente de **evaporación** puede determinarse mediante los **métodos** del capítulo 7.

- 9.3 Una solución tiene la siguiente composición, expresada como fracción mol: etano, 0.0025; propano, 0.25; i-butano, 0.185; n-butano, 0.560; i-pentano, 0.0925. A **continuación**, la **presión** es de 10 **bars** ($145 \text{ lb}_f/\text{in}^2$) **abs**. Utilícense los coeficientes de **distribución** en el equilibrio del nomograma de DePriester (**véase** el ejemplo 9.3).

a) Calcule el punto de burbuja.

b) Calcule el punto de rocío.

c) La **solución** se va a evaporar instantáneamente con el fin de evaporar 40% en mol de la **alimentación**. Calcule la composición de los productos.

d) La **solución** se destila diferencialmente para producir un residuo que contenga 0.80 **fracción** mol de n-butano. Calcule la composición **total** del residuo y el porcentaje de la alimentación que se evapora.

- 9.4 Los datos vapor-líquido en el equilibrio a 1 atm **abs**, los calores de solución, las capacidades caloríficas y los calores latentes de **evaporación** para el sistema acetona-agua son:

x fracción mol de acetona en el líquido	Calor int, de sol. a 15°C , kJ/kmol sol.	y* fracción mol en equil. de acetona en vapor	temperatura vapor-líquido $^\circ\text{C}$	Capac. calor. a 17.2°C , $\text{kJ/kg sol} \cdot ^\circ\text{C}$
0.001	0	0.00	100.0	4.187
0.01		0.253	91.7	4.179
0.02	-188.4	0.425	86.6	4.162
0.05	-441.3	0.624	15.7	4.124
0.10	-668.7	0.755	66.6	4.020
0.15	-170	0.798	63.4	3.894
0.20	-786	0.815	62.2	3.810
0.30	-719	0.830	61.0	3.559
0.40	-509	0.839	60.4	3.350
0.50	-350.1	0.849	60.0	3.140
0.60	-252.6	0.859	59.5	2.931
0.70		0.874	58.9	2.163
0.80		0.898	58.2	2.554
0.90		0.935	57.5	2.387
0.95		0.963	57.0	2.303
1.00		1.00	56.5	

t, $^\circ\text{C}$	20	31.8	65.6	93.3	100
Capac. calor. acetona, $\text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$	2.22	2.26	2.34	2.43	
Calor lat. de evap., kJ/kg	1013	976	917	863	850

Calcule las **entalpías** de los **líquidos** y vapores saturados con la relación a acetona y agua a $15\text{ }^{\circ}\text{C}$ y **grafique** el diagrama de **entalpía-concentración**, a 1 atm abs. **Téngase** presente lo anterior para utilizarlo en los problemas **9.5, 9.6** y **9.9**.

- 9.5 Una mezcla líquida que contiene 60% en **mol** de acetona, 40% en mol de agua, a $26.7\text{ }^{\circ}\text{C}$, se va a evaporar instantánea y continuamente a 1 atm de **presión**, para evaporar 30% en mol de **alimentación**.

a) **¿Cuál** sera la composición de los productos y la temperatura en el separador. si se establece el equilibrio?

b) **¿Cuánto** calor, kJ/kmol de alimentación. **se** requiere?

Respuesta.: $13\ 590$.

c) **¿Si** los productos se enfrían a $26.7\text{ }^{\circ}\text{C}$, cuanto calor, kJ/kmol de **alimentación**, se tiene que eliminar para cada uno?

- 9.6 Un vapor a 1 atm de **presión**; que contiene 50% en mol de acetona y 50% en mol de agua, se sujeta a una condensación en el equilibrio para obtener **50%** en mol de la alimentación en estado líquido. Calcule las composiciones del vapor y del líquido en el equilibrio, la temperatura en el equilibrio y el calor que se tiene que eliminar, J/kmol .

- 9.7 Se destila diferencialmente la solución líquida del problema 9.5 a 1 atm de presión para evaporar 30% en mol de la alimentación. Calcule la composición del destilado y el residuo compuestos. Compare con los resultados del problema 9.5.

Respuesta: $y_D = 0.857$.

- 9.8 Una olla con chaqueta se carga originalmente con 30 moles de una mezcla que contiene 40% en mol de benceno, 60% en mol de tolueno. Los vapores de la olla pasan directamente a un condensador total y el condensado se separa. Se **está** agregando continuamente en la olla un líquido de la misma **composición** que la carga con un flujo de 15 moles/h . El calor en la olla se está regulando para generar 15 moles vapor/h , de forma que el contenido molar total en la olla permanece constante. La mezcla es ideal y la volatilidad relativa promedio es 2.51. La destilación es **básicamente** diferencial.

a) **¿Cuánto** tiempo se **tendrá** que operar la olla antes de que se produzca un vapor que contenga 50% en mol de benceno y cual es la composición del destilado compuesto?

Respuesta: 1.466 h , 0.555 fracción mol de benceno.

b) Si la rapidez con la que se proporciona calor a la caldera se regula incorrectamente de forma que se generan 18 moles/h de vapor, **¿cuánto** tiempo se tardará en producir un vapor que contenga 50% en mol de benceno?

Respuesta: 1.08 h .

- 9.9 Una olla contiene 50 kmol de una solución acuosa diluida de **metanol**, fracción mol de metanol $= 0.02$, en el punto de burbuja; se está burbujeando continuamente vapor de agua. El vapor entrante agita el contenido de la olla de forma que siempre se encuentra en una composición uniforme; el vapor producido, siempre en equilibrio con el líquido, se separa. La operación es **adiabática**. Para las concentraciones que aquí se encuentran se puede suponer que la entalpía del vapor de agua y del vapor desprendido son iguales; la entalpía del líquido en la olla es **básicamente** constante y la volatilidad relativa es constante en 7.6. Calcule la cantidad de vapor de agua que se debe introducir para reducir la concentración del metanol en el contenido de la olla hasta 0.001 fracción mol.

Respuesta: $2Q.5\text{ kmol}$.

Fraccionamiento continuo: método de **Savarit-Ponchon**.

- 9.10 Se van a fraccionar diez mil libras por hora de una solución de acetona-agua, que contiene 25% en peso de acetona, a 1 atm de presión. Se desea recuperar 99.5% de la acetona en el destilado a una **concentración** de 99% en peso. La alimentación se va a tener a $26.7\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($80\text{ }^{\circ}\text{F}$) y se va a **precalentar** mediante un intercambio de calor con el producto residual del **fraccionador**, que a su vez se va a enfriar a $51.7\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($125\text{ }^{\circ}\text{F}$). Los vapores destilados se van a condensar y **enfriar** a $37.8\text{ }^{\circ}\text{C}$ mediante agua de enfriamiento que entra a $26.7\text{ }^{\circ}\text{C}$ y sale a $40.6\text{ }^{\circ}\text{C}$. El reflujo se

va a regresar a 37.8°C con una **relación** de reflujo $L_v/D = 1.8$. Se va a **utilizar** vapor vivo, a 70kN/m^2 , en la base de la torre. La torre va a **estar aislada** para **reducir** la **pérdida** calorífica a valores despreciables. Las propiedades físicas se dan en el problema 9.4. Calcule:

- El flujo y composición del destilado y reflujo, por hora.
- La carga calorífica del condensador y el **flujo** del agua de enfriamiento, por hora.
- El flujo del vapor y del residuo y la **composición** del residuo, por hora.
- La entalpía de la **alimentación** al entrar en la torre y su **condición** (expresada cuantitativamente).
- El numero de platos ideales requerido si la **alimentación** se introduce en la óptima **ubicación**. Utilizar papel para **graficar** grande y un **lápiz** afiío.

Respuesta: 13.1.

- El flujo, **kg/h**, del líquido y del vapor en el plato superior, en $x = 0.6, 0.1, 0.025$, y en el plato inferior. Para una torre de **diámetro** uniforme, las condiciones del plato que controla el **diámetro**, si el criterio en un **límite** del **75%** a la **inundación**.

9.11 En una **destilación** binaria, el condensador de vapor principal debe mantenerse a una temperatura que requiere ligera refrigeración; la capacidad de refrigeración que se posee es muy limitada. La temperatura del rehervidor es muy alta y la fuente de calor de alta temperatura que se tiene **también** es muy limitada. Como consecuencia se adopta el esquema que se muestra en la figura 9.56, en donde el condensador intermedio **E** y el rehervidor **S** operan a temperaturas moderadas. Los condensadores **C** y **E** son condensadores totales, que llevan a los líquidos a sus puntos de burbuja. El rehervidor **S** es un evaporador total, que produce vapor saturado. Las pérdidas de calor son despreciables, $D = W$; la relación de reflujo externo $R = L_v/D = 1.0$; las demás condiciones se muestran en la figura. El sistema sigue las suposiciones de **McCabe-Thiele** (H_{Lx} y H_{Gy} son rectas y paralelas). La alimentación es un líquido en su punto de burbuja.

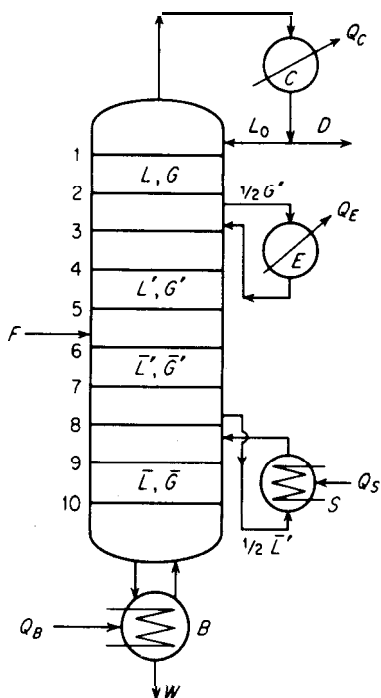


Figura 9.56 Arreglo para el Prob. 9.12.

- a) Por mol de **alimentación**, calcule el flujo de todas las corrientes, el **tamaño** relativo de las cargas **térmicas** de los dos condensadores y el **tamaño** relativo de las cargas **térmicas** de los dos evaporadores.
- b) Establezca las coordenadas de todos los puntos de diferencia. Trace el diagrama **Hxy** y localice los puntos de diferencia; muéstrase cómo **están** relacionados con la alimentación. Muestre la construcción por platos.
- 9.12 Una columna de **destilación** se opera a una temperatura inferior a la del entorno (como en la destilación de aire). Debido al imperfecto aislamiento, toda la **sección** de enriquecimiento **está** sujeta a una fuga de calor interno de Q_r J/s, mientras que en toda la **sección** de agotamiento **está** sujeta a una fuga de calor interno de Q_s J/s. Aparte de las fugas de calor, el sistema tiene todas las **características** que satisfacen los requerimientos de **McCabe-Thiele**.

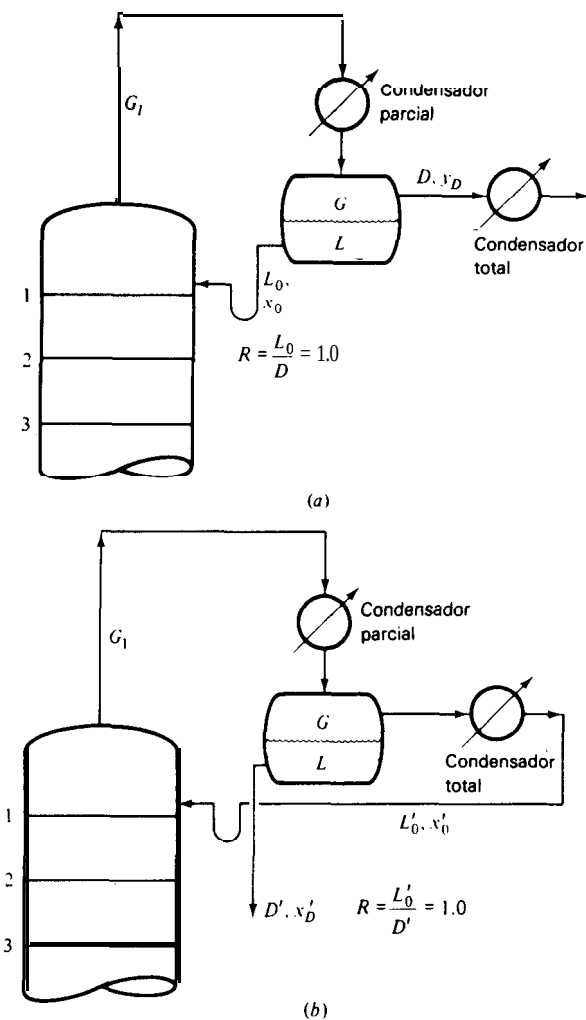


Figura 9.57 Arreglo para el Prob. 9.13.

- a) Trace los diagramas **Hxy** y **xy** y señale las coordenadas de todos los puntos significativos. Las curvas de **operación** en el diagrama **xy**, ¿son cóncavas hacia arriba o hacia abajo?
- b) Para una carga **térmica** dada del condensador, explique **qué** es mejor: **diseñar** una nueva columna que reduzca al mínimo la fuga de calor interno, o aprovechar en todo lo posible la fuga de calor. **Considérese** la carga **térmica** del rehovidor libre, obtenible del entorno.
- c) Supóngase que la columna con la fuga de calor interna se opera a la **máxima** carga térmica del rehovidor, limitada por la superficie de transferencia de calor que se posee. Entonces, la columna se aísla por completo, eliminando **básicamente** la fuga de calor, pero sin alterar la carga **térmica** del rehovidor, o bien sin alterar la **operación**. Explique que si la separación que se obtiene es mejor que, peor que o igual que antes de que se instalara el aislamiento.
- 9.13 Se **diseñó** una torre de **destilación** para una **solución** binaria con un condensador parcial, utilizando $L_0/D = 1.0$, como en la figura 9.57a. Cuando se construyó, se instaló incorrectamente la tubería, como en la figura 9.57b. Entonces, se consideró que el error habla sido afortunado, puesto que el reflujo **más rico** **proporcionaría** un destilado separado **más rico** que el previsto. La mezcla que se va a destilar tiene todas las **características** de una mezcla que obedece las suposiciones de **McCabe-Thiele**. Para una relación de reflujo $= 1.0$, el reflujo en el punto de **formación** de burbuja y para el rearrreglo de la figura 9.57b.
- a) **Trácese** los diagramas de **Ponchon-Savarit** y el **xy** para las partes de la columna que se indican en la **figura**. **Señálense** las concentraciones indicadas de vapor y líquido.
- b) **Establézcase** si en verdad el destilado sera **más rico** que el que se **planeó** originalmente.
- 9.14 En la figura 9.58a se muestran algunos de los platos superiores de un **fraccionador** tradicional. Se ha sugerido que puede obtenerse un destilado **más rico** mediante el esquema que se muestra en la figura 9.58b, debido al reflujo **más rico** en el plato 1. Todos los platos son ideales. El condensador es un condensador total, que lleva al líquido a su punto de burbuja en los dos casos. Para los dos rearrreglos, $L_0/D = L_0/L_R = 1.0$.
- a) Para una mezcla binaria que sigue en todos los aspectos las suposiciones simplificadoras de **McCabe-Thiele**, **trácese** completamente **señalados** los diagramas **Hxy** y **xy** para el esquema de la figura 9.58b. **Márquese** sobre el diagrama **Hxy** la **ubicación** de cada corriente

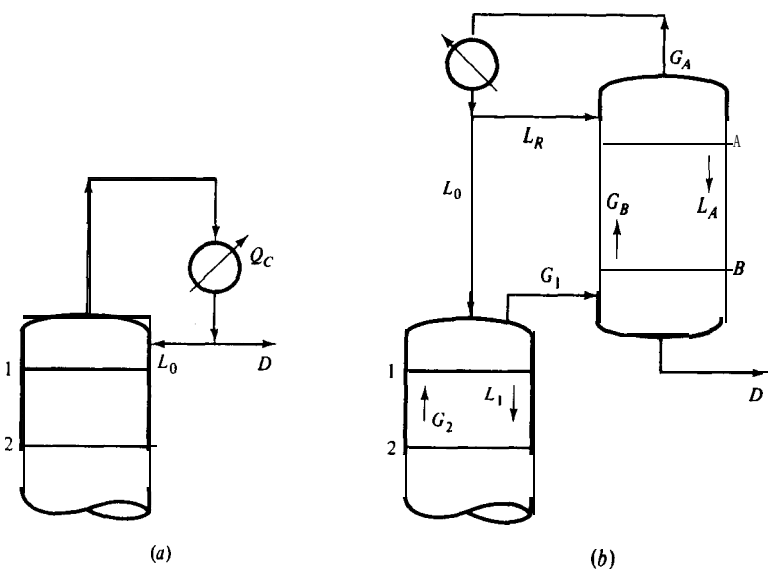


Figura 9.58 Arreglo para el Prob. 9.14.

en la **figura 9.586** y los puntos de diferencia requeridos. **Muéstrense** las líneas de **construcción** y las de unión.

- b) Respecto de todas las **demás** circunstancias similares, **demuéstrese** que de hecho el esquema de la **figura 9.586** proporciona un destilado **más pobre** que el de la **figura 9.58a**.

Fraccionamiento continuo: método de McCabe-Thiele

- 9.15 Se va a fraccionar continuamente una **solución** de tetracloruro de carbono y disulfuro de carbono que contiene 50% en peso de cada uno de ellos, a **presión** atmosférica, a un flujo de 4 000 **kg/h**. El producto destilado va a contener 95% en peso de disulfuro de carbono y el residuo 0.5%. Se va a **evaporar** 30% en **mol** de la alimentación antes de que entre en la torre. Se **utilizará** un condensador total; el reflujo va a regresarse a su punto de burbuja. Los datos en el equilibrio (*The Chemical Engineers' Handbook*, 4a. ed., p. 13-5), x , y = fracción mol de CS_2 :

$t, ^\circ\text{C}$	x	y^*	$t, ^\circ\text{C}$	x	y^*
76.7	0	0	59.3	0.3908	0.6340
74.9	0.02%	0.0823	55.3	0.5318	0.7470
73.1	0.0615	0.1555	52.3	0.6630	0.8290
70.3	0.1106	0.2660	50.4	0.7574	0.8780
68.6	0.1435	0.3325	48.5	0.8604	0.9320
63.8	0.2585	0.4950	46.3	1.090	1.000

- a) Calcule el flujo de los productos, **kg/h**.
 b) Calcule la relación de reflujo **mínimo**.
 c) Calcule el número mínimo de platos **ideales**, **gráficamente** o por la **ecuación** (9.85).
 d) Calcule el **número** de platos **teóricos** que se requieren en una relación de reflujo igual al doble del mínimo y la **posición** del plato de **alimentación**.

Respuesta: 12.5 platos ideales.

- e) Calcule la eficiencia global del plato de una torre de platos perforados de **diseño** tradicional y el número de platos reales.
 f) Utilizando la temperatura del destilado como la temperatura **base**, calcular la **entalpía** de la **alimentación**, los productos y el vapor que entra en el condensador. Calcule las cargas **térmicas** del condensador y del rehervidor. Los calores latentes y **específicos** se encuentran en *The Chemical Engineers' Handbook*, 5a. ed., pp. 3-116 y 3-129.

- 9.16 Se va a fraccionar continuamente una **solución** de tetracloruro de carbono y disulfuro de carbono que contiene **50%** en peso de cada uno, para obtener un destilado y un residuo que contengan 99.5 y 0.5% en peso, respectivamente. La **alimentación** se tiene en su punto de burbuja y el reflujo se va a regresar al punto de burbuja.

Se posee una torre de platos perforados de **diseño** tradicional, propia para ser utilizada a 1 atm **abs** de **presión**. El **diámetro** es de 0.75 m (30 in) y contiene 26 platos de flujo transversal **idénticos** con un espaciamiento de 0.50 m (20 in). **Sólo** hay una boquilla de **alimentación** en el **décimo** plato a partir de la parte superior. Cada plato contiene un derramadero recto, 0.46 m (18 in) de longitud, que se extiende 65 mm (2.5 in) del piso del plato. El **área** perforada es 12% del **área** activa de la lamina perforada. Hay un condensador y rehervidor adecuados. Los datos en el equilibrio se encuentran **enumerados** en el problema 9.15.

Los productos listados representan las purezas mínimas aceptables; no se garantizan purezas **más** altas con una carga **térmica** adicional o una capacidad menor. Calcule el **flujo máximo** de alimentación que la columna puede manejar, según se **prevé**, en forma **razonable**.

- 9.17 **Observe** la figura 9.46, el diagrama de **McCabe-Thiele** para separar mezclas parcialmente miscibles. Determine las **coordenadas** del punto de **intersección** de la línea de **operación** de la sección de enriquecimiento de la torre **I** y la diagonal a 45 ° del diagrama.
- 9.111 Se va a fraccionar continuamente una **solución** acuosa de furfural que contiene 4% en **mol** de furfural, a 1 **atm** de **presión** para obtener soluciones que contengan 0.1 y 99.5% en mol de furfural, respectivamente. La alimentación es un líquido en el punto de burbuja. Los datos en el equilibrio **están en** *The Chemical Engineers' Handbook*, 4a. **ed.**, p. 13-5. **x**, y = **fracción mol** de furfural:

t, °C	x	y*	t, °C	x	y*
100.	0	0	100.6	0.80	0.11
98.56	0.01	0.055	109.5	0.90	0.19
98.07	0.02	0.080	122.5	0.92	0.32
97.90	0.04	0.092	146.0	0.94	0.64
97.90	0.092	0.092	154.8	0.96	0.81
97.90	0.50	0.092	158.8	0.98	0.90
98.7	0.70	0.095	161.7	1.00	1.00

- a) Trace un esquema para la **separación** mediante rehervidores de tipo olla y determine el número de platos ideales necesarios para una rapidez de evaporación de 1.25 veces el mínimo para un **número** infinito de platos.
- b) Repita **a**, utilizando vapor vivo a **presión** atmosférica. a fin de que la torre produzca un producto rico en agua, con 1.25 veces el **mínimo** de rapidez del vapor y de **evaporación**.
- c) **¿En** cual de los esquemas se tiene la mayor **pérdida** de furfural hacia el producto rico en agua?
- 9.19 ge van a **desorber** con vapor mil kilogramos por hora de una solución de anilina-agua que contiene 7% en peso de anilina. en el punto de burbuja, en una torre empacada con sillas de **Berl** de 38 mm (1.5 **in**), con vapor vivo para separar el 99% de la anilina. El vapor principal condensado se va a decantar a 98.5 °C, y la capa rica en agua se va a regresar a la columna. La capa rica en anilina se va a separar como producto destilado. El flujo del vapor va a ser de 1.3 veces el mínimo. **Diseñe** la torre para una **caída de presión** de 400 (N/m²)/m en la parte superior. Nota: Para concentraciones en las cuales la curva en el equilibrio es casi recta, es posible utilizar números y alturas globales de las unidades de transferencia.
- Respuesta : 6.5 m de empaque.
- Datos: A 98.5 °C, la solubilidad de la anilina en agua es 7.02 y 89.90 % en peso de anilina. Los equilibrios vapor-líquido a 745 mm **Hg**, presión a la cual se va a operar la torre, son [Griswold et al., *Ind. Eng. Chem.*, 32, **878** (1940)]:

x = fracción mol de anilina	0.002	0.004	0.006	0.008	0.010	0.012	Dos fases líquidas, 98.5 °C
y* = fracción mol de anilina	0.01025	0.0185	0.0263	0.0338	0.03575	0.03585	0.0360

9.29 Una columna de destilación se va a alimentar con la siguiente solución:

$n\text{-C}_3\text{H}_8 = 0.06$ fracción mol
 $i\text{-C}_4\text{H}_{10} = 0.65$
 $n\text{-C}_4\text{H}_{10} = 0.26$
 $n\text{-C}_5\text{H}_{12} = \frac{0.03}{1.00}$

El destilado no debe contener **más** de 0.05 fracción mol de $n\text{-C}_3\text{H}_8$, y básicamente nada de C_3H_8 . El residuo no debe contener **más de 0.05 fracción mol** de $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ y **básicamente** nada de C_3H_8 . El vapor principal va a condensarse completamente en su punto de burbuja, 37.8 °C (100 °F), con reflujo en el plato superior a la rapidez de 2 kmol **reflujo/kmol** destilado separado. Calcule la presión de la columna que se va a **utilizar**.

9.21 Se va a fraccionar la siguiente alimentación en su punto de burbuja a 827 **kN/m²** (120 **lb_f/in²**) **abs**, para obtener no mas de 7.45% de $n\text{-C}_3\text{H}_{12}$ en el destilado y no mas de 7.6% de $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ en el residuo, con un condensador total y regresando el reflujo al punto de burbuja:

Componente	x_F	60°C	90°C	120°C
$n\text{-C}_3\text{H}_8$	0.05			
m		2.39	3.59	5.13
H_G		33 730	36 290	39 080
H_L		20 350	25 800	31 050
$i\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0.15			
H_G		40 470 1.21	43 960 1.84	47 690 2.87
H_L		24 050	28 800	34 560
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0.25			
m		0.80	1.43	2.43
H_G		43 730	46 750	50 360
H_L		24 960	30 010	35 220
$i\text{-C}_5\text{H}_{12}$	0.20			
H_G		51 870 0.39	55 270 0.72	59 430 1.29
H_L		29 080	34 610	40 470
$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$	0.35			
H_G		54 310 0.20	57 680 0.615	61 130 1.13
H_L		29 560	35 590	41710

La tabla anterior da las constantes de la Ley de Henry y las entalpias expresadas en **kJ-kmol**, de la misma fuente y con la base como en los datos del ejemplo 9.13.

Calcule la **relación** de reflujo mínimo, el número mínimo de platos ideales; para una relación de reflujo **R = 2.58**, calcular la **composición** del producto, las cargas **térmicas** del condensador y del rehervidor, flujo del vapor y del **liquido/mol** de alimentación y el número de platos ideales.

Respuesta : 8 platos ideales + rehervidor.

9.22 Se va a fraccionar la siguiente **alimentación** a 60 °C (**140 °F**), 2 070 **kN/m²** (300 **lb_f/in²**) **abs.**, para que el producto destilado evaporado contenga 0.913% del isopentano y el residuo 0.284% del isobutano!

$$\begin{array}{rcl}
 \text{CH}_4 & = & 0.50 \text{ fracción mol} \\
 \text{C}_3\text{H}_8 & = & 0.03 \\
 i\text{-C}_4\text{H}_{10} & = & 0.10 \\
 n\text{-C}_4\text{H}_{10} & = & 0.15 \\
 i\text{-C}_5\text{H}_{12} & = & 0.07 \\
 n\text{-C}_5\text{H}_{12} & = & 0.05 \\
 n\text{-C}_6\text{H}_{14} & = & 0.10 \\
 \hline
 & & 1.00
 \end{array}$$

Calcule:

- a) La relación de reflujo mínimo
- b) El número mínimo de platos
- c) En la relación de reflujo = 2.0, calcule la **composición** del producto
- d) En la relación de reflujo = 2.0, calcule el **número** de platos ideales mediante las correlaciones de Guilliland [17], Erbar y Maddox [12], Brown y Martin [5] y Strangio y Treybal [59].

TERCERA

PARTE

OPERACIONES LÍQUIDO-LÍQUIDO

La única operación en esta categoría, la **extracción** líquida, es básicamente muy similar a las operaciones de contacto gas-líquido que se describieron en la parte anterior. La creación de una nueva fase líquida insoluble por adición de un solvente a una mezcla, obtiene en muchos aspectos el mismo resultado que la creación de una nueva fase mediante la adición de calor en la operación de destilación, por ejemplo, o por la adición de un gas en las operaciones de **desorción**. Tanto las separaciones producidas por una única etapa, como el uso de las cascadas a contracorriente y el reflujo para aumentar la separación, tienen su homólogo en la extracción líquida. Dicha similitud se utilizará para explicar qué puede conseguirse con la extracción líquida.

No obstante, ciertas diferencias en la operación exigen un tratamiento separado para la extracción líquida. El cambio considerablemente mayor en la solubilidad mutua de las fases líquidas en contacto, que puede suceder durante el paso a través de una cascada de etapas, requiere técnicas de cálculo algo diferentes de las técnicas necesarias para la absorción o **desorción** de gases. Las diferencias considerablemente menores entre las fases en contacto y su tensión interfacial relativamente baja, **comparadas** con los sistemas correspondientes gas-líquido, deben ser consideradas en el **diseño** del aparato. El mayor número de variables que aparentemente modifican la rapidez de transferencia de masa en el equipo a contracorriente, hace mucho más difícil la **correlación** de los datos del diseño. Por estas razones es deseable el tratamiento por separado, al menos en este momento.

A pesar de la aplicación cada vez mayor de la extracción líquida debida a su gran adaptabilidad y no obstante la gran cantidad de investigaciones realizadas, es todavía una **operación** unitaria relativamente incipiente. Es característico de estas operaciones que el tipo del equipo cambie rápidamente; por eso, con frecuencia se proponen nuevos diseños que sirven sólo para unas cuantas aplicaciones y que son reemplazados por otros. Los principios para el diseño de este equipo nunca se han desarrollado completamente; a menudo, para efectuar nuevas instalaciones, se debe confiar en las pruebas en planta piloto.

EXTRACCIÓN LÍQUIDA

La extracción líquida, llamada algunas veces **extracción** con disolventes, es la separación de los componentes de una **solución** líquida por contacto con otro líquido insoluble. Si las sustancias que componen la solución original se distribuyen de manera distinta entre las dos fases líquidas, se puede lograr cierto grado de separación, que puede incrementarse mediante el uso de contactos múltiples o su equivalente en la forma de la absorción de gases y la destilación.

Un ejemplo sencillo indicará el propósito de la **operación** y algunas de sus características. Si una solución de ácido acético en agua se agita con un líquido como acetato de etilo, parte del ácido, pero relativamente poca agua, entrará en la fase éster. Puesto que las densidades de la capa acuosa y la del éster son diferentes en el equilibrio, se separarán **al** cesar la agitación; también se pueden separar por decantación. Puesto que ahora la relación de ácido a agua en la capa de éster es diferente de la relación de la solución original y distinta también de la relación de la **solución** acuosa residual, se ha logrado cierto grado de separación. Este es un ejemplo de contacto por etapas; puede llevarse a cabo en lotes o en forma continua. El agua residual puede extraerse repetidamente con más éster para reducir más aún el contenido de ácido, o se puede rearmar una cascada a contracorriente de etapas. Otra posibilidad es utilizar algún tipo de aparato de contacto continuo a contracorriente, en donde no se tienen etapas discretas. La **utilización** del reflujo, como en la destilación, puede mejorar más aún la separación final.

En todas las operaciones de este tipo, la solución que se va a extraer se llama **alimentación y disolvente** el líquido con el cual se pone en contacto la alimentación. El producto de la operación rico en disolvente se llama **extracto**; el líquido residual de donde se separó el soluto **es el refinado**.

En procesos más complicados se pueden utilizar dos disolventes para separar los componentes de una alimentación. Por ejemplo, una mezcla de ácido *p*-y *o*-nitrobenzoico puede separarse distribuyendo los ácidos entre cloroformo y agua, que son líquidos insolubles. El cloroformo **disuelve preferencialmente** al isómero *p* y el agua al **isómero** *o*. A esto se le llama extracción con *doble disolvente o fraccionada*.

Campos de utilidad

Las aplicaciones de la extracción líquida se clasifican en varias categorías: aquellas aplicaciones en que la extracción esta en competencia directa con otros métodos de separación y aquellas aplicaciones en que es el único método adecuado.

En **competencia con otras operaciones de transferencia de masa** Aquí, los costos relativos son importantes. La **destilación** y la evaporación son métodos directos de **separación**; los productos obtenidos están formados básicamente de sustancias puras. Por otra parte, la extracción líquida produce nuevas soluciones, que a su vez deben separarse, frecuentemente por destilación o evaporación. Por ejemplo, es **difícil** separar, por **destilación**, al ácido acético de una solución diluida con agua; en cambio, puede separarse con relativa facilidad mediante la extracción con un disolvente adecuado y la destilación posterior del extracto. En particular, para las soluciones más diluidas en las cuales el agua debe evaporarse por **destilación**, la **extracción** es **más** económica; especialmente, porque el calor de evaporación de la mayoría de los disolventes orgánicos es sustancialmente menor que el del agua. La extracción también puede resultar aconsejable como alternativa frente a la destilación al alto vacío, a temperaturas muy bajas, para evitar la descomposición térmica. Por ejemplo, **los** ácidos grasos de cadena larga pueden separarse de los aceites vegetales mediante destilación al alto vacío, pero se separan en forma más económica por extracción con propano líquido. El tantalio y el niobio se pueden separar mediante una tediosísima cristalización fraccionada de **los** fluoruros dobles con potasio; empero, su **separación** es bastante sencilla por **extracción** líquida de las soluciones de **ácido** fluorhídrico con **metil**-isobutil-cetona.

Como un sustituto de métodos químicos Los métodos **químicos** consumen reactivos y con frecuencia conducen a una costosa eliminación de los subproductos químicos. La extracción líquida, que no provoca gastos químicos o eliminación de subproductos, puede ser menos costosa. La **separación** de metales como uranio-vanadio, hafnio-zirconio, tungsteno-molibdeno y los productos de **fisión** de los procesos de energía atómica, se llevan a cabo más económicamente por extracción líquida. Aun los metales menos costosos como cobre y sustancias químicas inorgánicas como ácido **fosfórico**, ácido bórico y similares, se pueden purificar de manera económica mediante extracción líquida, a pesar de que el costo de recuperación del disolvente debe incluirse en las cuentas finales.

Para separaciones que por ahora no se pueden realizar por otros métodos En la destilación, en donde la fase vapor se crea a partir del líquido por adición de calor, el vapor y el líquido están compuestos necesariamente de las mismas sustancias; por lo tanto, son muy similares químicamente. Entonces, las separaciones producidas dependen de las presiones de vapor de las sustancias. En contraste, en el caso de la extracción líquida, los componentes principales de las dos fases son muy distintos químicamente; por esto, son posibles las separaciones de acuerdo con el tipo químico. Por ejemplo, los hidrocarburos aromáticos y parafínicos de aproximado peso molecular no se pueden separar por destilación, ya que sus presiones de vapor son casi iguales; sin embargo, pueden separarse fácilmente por extracción con distintos disolventes, como dióxido de azufre líquido, dietilenglicol o sulfolano. (Es importante observar que la destilación extractiva también es **útil** en estas operaciones, pero es simplemente la extracción de la fase *vapor* con un disolvente, mientras que la destilación líquida es la extracción de la fase *líquida*. Con frecuencia, los mismos disolventes son **útiles** en los dos casos, como era de esperarse.) Muchos productos farmacéuticos -penicilina, por ejemplo-, se producen en mezclas tan complejas que sólo la extracción líquida es un **método** adecuado de separación.

EQUILIBRIO LÍQUIDO

La extracción supone el uso de sistemas compuestos por tres sustancias cuando menos; aunque las fases insolubles son predominantemente muy distintas desde el punto de vista químico, en la mayoría de los casos los tres componentes aparecen en cierto grado en las dos fases. Se va a utilizar el siguiente esquema de notación para describir las concentraciones y cantidades de estas mezclas ternarias, con el fin de analizar tanto el equilibrio como los balances de materia.

Esquema de notación

1. A y B **son** líquidos puros básicamente insolubles; C es el soluto distribuido. Las mezclas que se van a separar por extracción **están** compuestas de A y C; B es el disolvente de extracción.
2. Se utilizará la misma letra para indicar la cantidad de una solución o mezcla y la ubicación de la mezcla en el diagrama de fases. Las cantidades se miden por libras en las operaciones por lotes y en masakiempo en las operaciones continuas. Entonces,

E = masakiempo de solución E , un extracto, que se muestra en un diagrama de fase como el punto E .

R = masakiempo de solución R , un refinado, que se muestra en un diagrama de fases como el punto R .

B = masakiempo de disolvente B .

Las cantidades libres de disolvente (libres de B) se indican mediante letras con "prima". Entonces,

$E' = \text{masa/tiempo}$ de solución libre de B, que se muestra en un diagrama de fases como el punto E .

$$E = E'(1 + N_E)$$

3. $x =$ fracción peso de C en el disolvente pobre (rico en A), o refinado, líquidos

$y =$ fracción peso de C en el disolvente rico (rico en B), o extracto, líquidos

$x' = x/(1 - x) =$ masa de C/masa no C en los líquidos refinados

$y' = y/(1 - y) =$ masa C/masa no C en los líquidos del extracto

$x =$ fracción peso de C en los líquidos refinados libres de B, masa C/(masa A + masa C)

$Y =$ fracción peso de C en los líquidos del extracto libres de B, masa C/(masa A + masa C)

$N =$ fracción peso de B con base en libre de B, masa B/(masa A + masa C)

Los subíndices identifican la solución o mezcla a la cual se refieren los términos de concentración. Las etapas se identifican mediante números. Así, $x_3 =$ fracción peso de C en el refinado de la etapa 3; $Y_3 =$ fracción peso de C (en base libre de B) en el extracto de la etapa 3, etc. Para otras soluciones identificadas mediante una letra en el diagrama de fases, se utiliza la misma letra como subíndice de identificación. Así, $x_M =$ fracción peso de C en la mezcla M . Un asterisco identifica específicamente a aquellas concentraciones en el equilibrio en donde se acentúa la condición en el equilibrio. Así, y_E^* = fracción peso de C en la solución E en el equilibrio.

4. A través de todo el análisis de equilibrios, balances de materia y cálculos por etapas, las fracciones mol, relaciones mol y kmol pueden sustituirse de modo congruente por fracciones peso, relaciones en peso y kg, respectivamente.

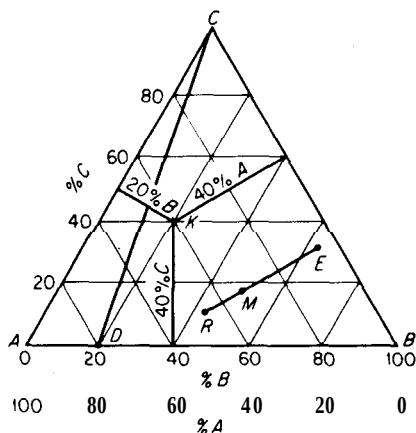


Figura 10.1 Coordenadas triangulares equiláteras.

Coordenadas triangulares equiláteras

Estas coordenadas se utilizan extensamente en la bibliografía química para describir gráficamente las concentraciones en sistemas ternarios. Una de las propiedades de un triángulo rectángulo es que la suma de las distancias perpendiculares desde cualquier punto dentro del triángulo hasta cualquiera de los tres lados, es igual a la altura del triángulo. Por lo tanto, sea la altura la composición al 100% y las distancias a los tres lados los porcentajes o fracciones de los tres componentes. Remítase a la figura 10.1. Cada vértice del triángulo representa uno de los componentes puros, como está **señalado**. La distancia perpendicular desde cualquier punto, como K_a la base AB , representa el porcentaje de C en la mezcla K ; la distancia a la base AC , el porcentaje de B ; la distancia a la base CB , el porcentaje de A . Entonces, $x_K = 0.4$. Cualquier punto sobre un lado del triángulo representa una mezcla binaria. Por ejemplo, el punto D es una mezcla binaria que contiene 80% de A , 20% de B . Todos los puntos sobre la línea DC representan mezclas que contienen la misma relación de A a B y pueden considerarse como mezclas originalmente en D , al cual se le agrego C . Si R kg de una mezcla en el punto R se agregan a E kg de una mezcla en E , la nueva mezcla se muestra sobre la línea recta RE en el punto M , tal que

$$\frac{R}{E} = \frac{\text{línea } ME}{\text{línea } RM} = \frac{x_E - x_M}{x_M - x_R} \quad (10.1)$$

En forma alternativa, la composición correspondiente al punto M puede calcularse mediante balances de materia, como se mostrará posteriormente. En forma similar, si de una mezcla en M se separa una mezcla de composición E , la nueva mezcla esta sobre la línea recta EM , que se extiende alejándose de E y que esta ubicada en R de forma que se aplica la ecuación (10.1).

La ecuación (10.1) se establece fácilmente. Obsérvese la figura (10.2). que muestra nuevamente R kg de mezcla en R agregados a E kg de mezcla E . Sea M los kg de la nueva mezcla, así como la composición sobre la figura. Línea RL = fracción peso de C en R = x_R , línea MO = fracción peso de C en M = x_M y línea ET = fracción peso de C en E = x_E . Un balance total de materia,

$$R + E = M$$

Un balance para el componente C ,

$$R(\text{línea } RL) + E(\text{línea } ET) = M(\text{línea } MO)$$

$$Rx_R + Ex_E = Mx_M$$

Eliminando M ,

$$\frac{R}{E} = \frac{\text{línea } ET - \text{línea } MO}{\text{línea } MO - \text{línea } RL} = \frac{x_E - x_M}{x_M - x_R}$$

Pero línea ET = línea MO = línea EP . y línea MO = línea RL = línea MK = línea PS . Por lo tanto,

$$\frac{R}{E} = \frac{\text{línea } EP}{\text{línea } PS} = \frac{\text{línea } ME}{\text{línea } RM}$$

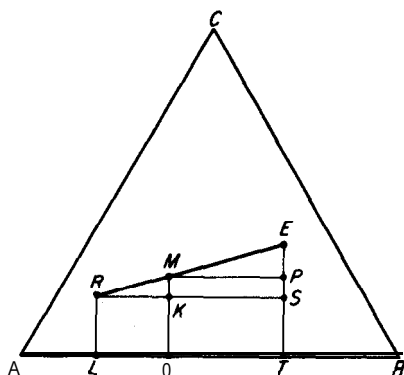


Figura 10.2 La regla de mezclado.

El siguiente **análisis** se limita a aquellos tipos de sistemas que aparecen con mayor frecuencia en las operaciones de **extracción** líquida. Para una consideración completa de los muy diversos tipos de sistemas que se pueden encontrar, el estudiante puede consultar uno de los textos más amplios sobre la regla de las fases [51].

Sistemas de tres líquidos: un par parcialmente soluble

Este es el tipo de sistema que se encuentra **más** comúnmente en la extracción; ejemplos típicos son: agua(A)-cloroformo(B)-acetona(C); benceno(A)-agua(B)- **ácido acético(C)**. Las coordenadas triangulares se utilizan como *isotermas*, o diagramas a temperatura constante. Obsérvese la figura 10.3a. El líquido C se disuelve completamente en A y B, pero A y B solo se disuelven entre sí, hasta cierto grado, para dar lugar a las soluciones líquidas saturadas en **L** (rica en A) y en **K** (rica en B). Cuanto **más** insolubles son los líquidos A y B, más cerca de los vértices del triángulo se encontrarán **L** y **K**. Una mezcla binaria **J**, en cualquier punto entre L y K, se separa en dos fases líquidas insolubles de composiciones en L y K, ya que las cantidades relativas de las fases dependen de la posición de J, de acuerdo con el principio de la ecuación (10.1).

La curva **LRPEK** es la curva binodal de solubilidad, que indica el cambio en solubilidad de las fases ricas en A y B al agregar C. Una mezcla fuera de esta curva será una solución homogénea de una fase líquida. Una mezcla ternaria por debajo de la curva, como M, forma dos fases líquidas insolubles saturadas de composiciones en el equilibrio, indicadas por R (rico en A) y E (rico en B). La línea RE que une estas composiciones en el equilibrio es una línea de unión, que necesariamente debe pasar a través del punto M que representa la mezcla como un todo. Hay un número infinito de líneas de unión en la región de dos fases, pero **sólo** se muestran unas cuantas. Rara vez son paralelas; por lo general, su **pendiente** cambia lentamente en una dirección, como se muestra. La dirección de la pendiente de la línea de unión cambia en relativamente pocos sistemas; una línea

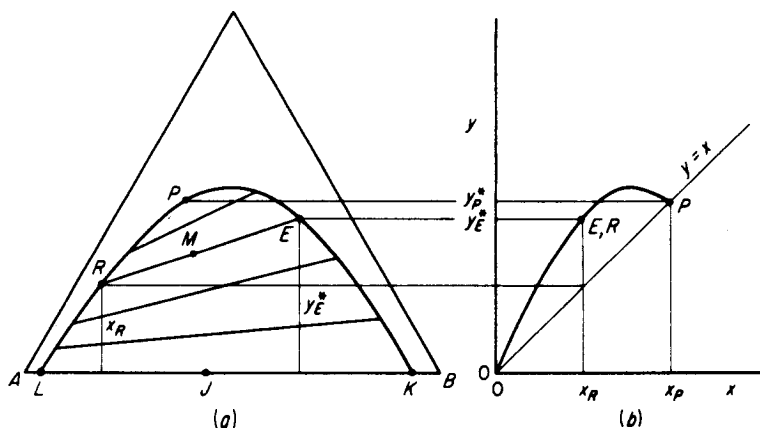


Figura 10.3 Sistema de tres líquidos, *A* y *B* parcialmente solubles.

de unión será horizontal. Se dice que estos sistemas son “**solutrópicos**”. El punto *P*, *punto de pliegue*, la última de las líneas de unión y el punto en donde se encuentran las curvas de solubilidad del rico en *A* y rico en *B*, generalmente no se encuentra en el valor máximo de *C* sobre la curva de solubilidad.

El porcentaje de *C* en la solución *E* es claramente mayor que en *R*; se dice que en este caso la distribución de *C* favorece la fase rica en *B*. Esto se muestra convenientemente en el diagrama de distribución (figura 10.3*b*), en donde el punto (*E*,*R*) cae sobre la diagonal $y = x$. La relación y^*/x , el **coeficiente de distribución**, es en este caso mayor de uno. Las concentraciones de *C* en los finales de las líneas de unión, cuando se **grafican** una contra otra, dan lugar a la curva de distribución que se muestra. Si las pendientes de las líneas de unión en la figura 10.3*a* fuesen en la **dirección** contraria, y si *C* favoreciera a *A* en el equilibrio, la curva de distribución puede utilizarse para interpolar entre las líneas de unión cuando sólo se han determinado experimentalmente unas cuantas líneas. Existen otros **métodos** de interpolación [76].

Efecto de la temperatura Para mostrar en detalle el efecto de la temperatura, se requiere una figura tridimensional, como en la figura 10.4*a*. En este diagrama la temperatura está **graficada** verticalmente; se ve que los **triángulos isotérmicos** son secciones a través del prisma. Para muchos sistemas de este tipo, la solubilidad mutua de *A* y *B* aumenta al aumentar la temperatura; arriba de cierta temperatura t_4 , a temperatura crítica de solución, *A* y *B* se disuelven completamente. El aumento de solubilidad a temperaturas más altas influye considerablemente sobre el equilibrio ternario; esto se muestra mejor proyectando las isoterms hasta la base del triángulo, como se muestra en la figura 10.4*b*. No sólo decrece el **área** de heterogeneidad a temperaturas mas altas, sino que también cambian las **pendien-**

tes de las líneas de unión. Las operaciones de **extracción** líquida, que dependen de la formación de fases líquidas insolubles, deben llevarse a cabo a temperaturas inferiores a t_4 . También se conocen otros efectos menos comunes debidos a la temperatura [51, 76].

Efecto de la presión Excepto a presiones muy elevadas, el efecto de la presión sobre el equilibrio líquido es tan pequeño que generalmente puede ignorarse. Por lo tanto, todos los diagramas que se muestran deben considerarse como si se hubiesen **graficado** a presiones lo suficientemente altas como para mantener un sistema completamente condensado, es decir, arriba de las presiones de vapor de las soluciones. Sin embargo, si la presión se redujese lo suficiente para que fuera menor que la presión de vapor de las soluciones, aparecería una fase vapor, y el equilibrio líquido se interrumpiría. En la figura 9.8, se muestra un efecto de este tipo sobre una curva de solubilidad binaria del tipo **APB** de la figura 10.4a.

Sistemas de tres líquidos: dos pares parcialmente solubles

Un ejemplo de este tipo es el sistema **clorobenceno(A)-agua(B)-metil-etil-cetona(C)**, en donde A y C son completamente solubles, mientras que los pares A-B y B-C presentan únicamente una solubilidad limitada. Obsérvese la figura

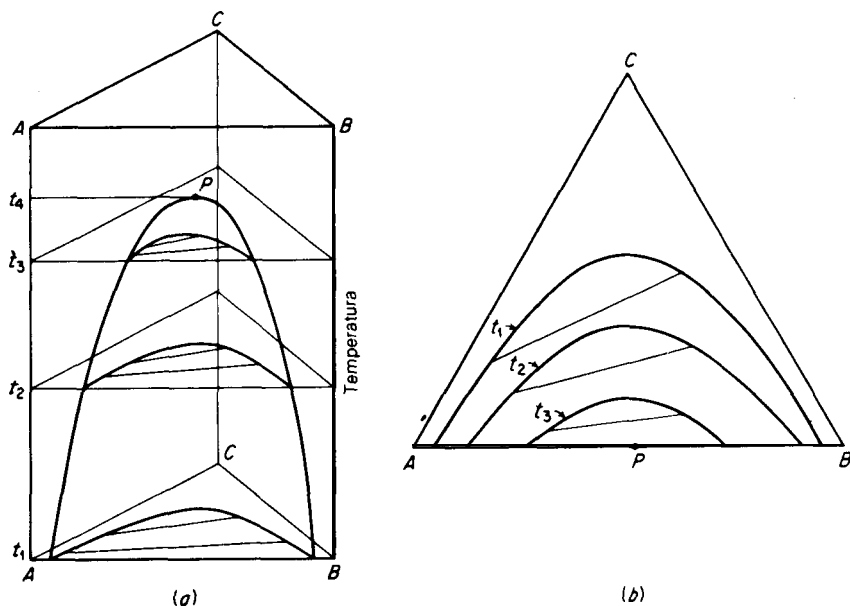


Figura 10.4 Efecto de la temperatura en los equilibrios ternarios.

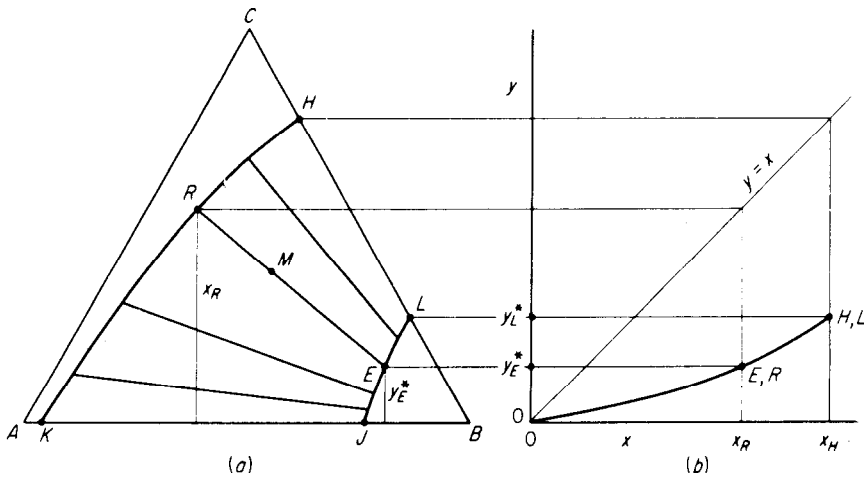


Figura 10.5 Sistema de tres líquidos, A-B y B-C parcialmente miscibles.

10.51, una isoterma típica. A la temperatura predominante, los puntos **K** y **J** representan las solubilidades mutuas de A y B y los puntos **H** y **L** las de B y C. Las curvas **KRH** (rica en A) y **JEL** (rica en B) son las curvas de solubilidad ternarias; las mezclas fuera de la banda entre estas curvas forman soluciones líquidas **homogéneas** de una sola fase. Las mezclas como **M**, dentro del área heterogénea, forman dos fases líquidas en el equilibrio en **E** y **R**, unidas en el diagrama mediante una línea de unión. La curva correspondiente de distribución se muestra en la figura 10.5b.

Efecto de la temperatura Generalmente, al aumentar la temperatura aumenta la solubilidad mutua; al mismo tiempo, ese incremento modifica la pendiente de las líneas de unión. La figura 10.6 es típica del efecto que puede esperarse. Arriba de la temperatura crítica de solución de la mezcla binaria B-C en t_3 , el sistema es similar al tipo de que se habló inicialmente. También son posibles otros efectos de la temperatura [51, 76].

Sistemas de dos líquidos parcialmente solubles y un sólido

Cuando el sólido no forma compuestos como hidratos con los líquidos, el sistema frecuentemente tiene las características de la isoterma de la figura 10.7; un ejemplo es el sistema naftaleno(C)-anilina(A)-isooctano(B). El sólido C se disuelve en el líquido A para formar una solución saturada en **K**, y en el líquido B para dar una solución saturada en **L**. A y B sólo son solubles al grado que se muestra en **H** y **J**. Las mezclas en las regiones **AKDH** y **BLGJ** son soluciones líquidas **ho-**

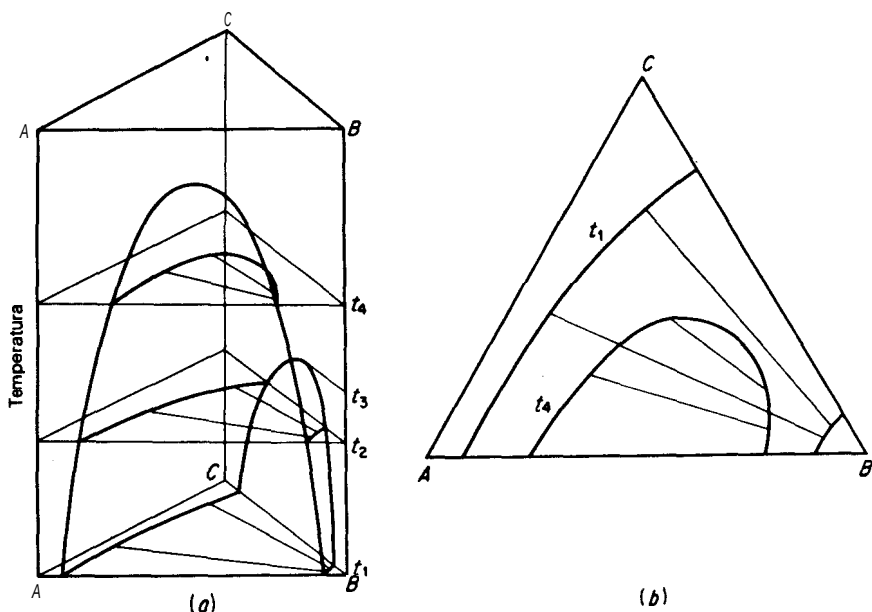


Figura 10.6 Efecto de la temperatura sobre el equilibrio ternario.

mogéneas. Las curvas **KD** y **GL** muestran el efecto de agregar A y B sobre las solubilidades del sólido. En la región **HDGJ** se forman dos fases líquidas: si se agrega C a los líquidos insolubles **H** y **J** para dar una mezcla **M**, las fases líquidas en el equilibrio serán **R** y **E**, unidas por una línea de unión. Todas las mezclas en la **re-**

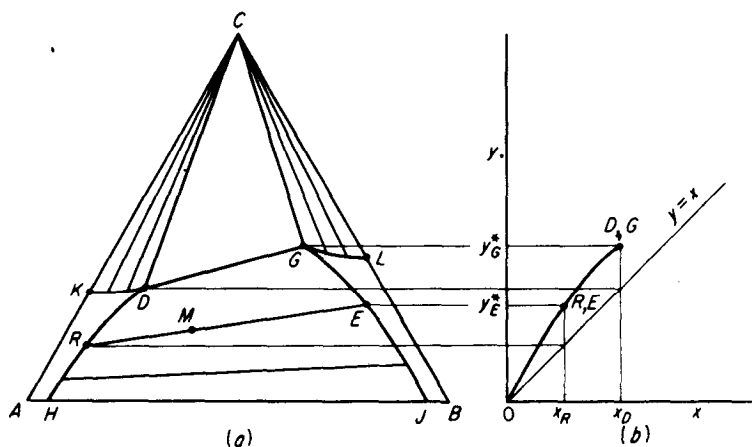


Figura 10.7 Sistema de dos líquidos parcialmente solubles A y B y un sólido C.

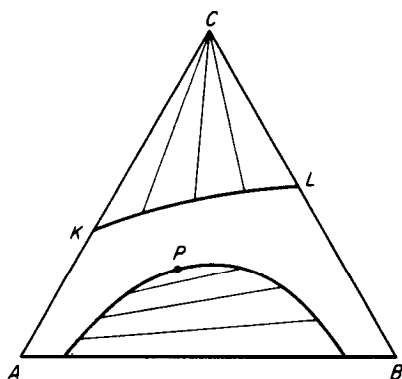


Figura 10.8 Sistema de dos líquidos parcialmente solubles A, B y un sólido C.

gión **CDG** constan de tres fases: sólido C y soluciones líquidas saturadas en **D** y **G**. De ordinario, las operaciones de extracción líquida **están** confinadas a la región de las dos fases líquidas, que es la que corresponde a la curva de distribución que se muestra.

Al aumentar la temperatura, con frecuencia estos sistemas cambian a la configuración que se muestra en la figura 10.8.

Otras coordenadas

Como la relación en el equilibrio rara vez se puede expresar convenientemente en forma algebraica, los **cálculos** sobre la extracción deben hacerse, generalmente, en forma gráfica, sobre un diagrama de fase. Las escalas coordenadas de los

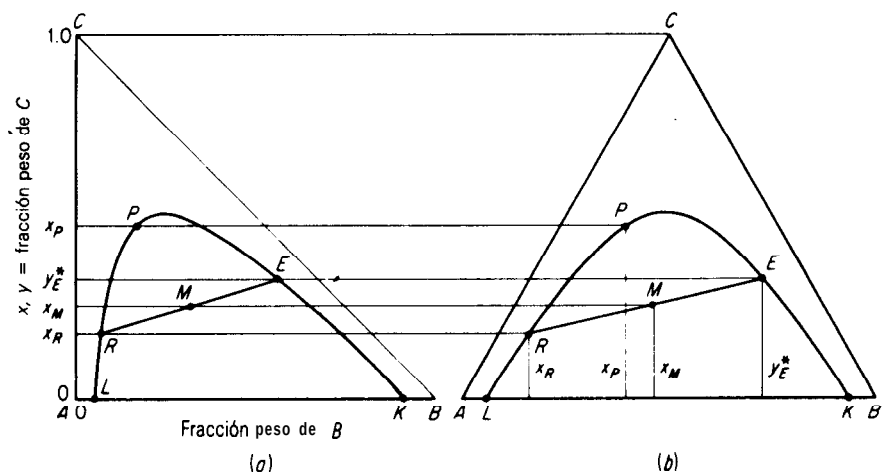


Figura 10.9 Coordenadas rectangulares.

triángulos **equiláteros** siempre son, por necesidad, las mismas; para poder **expandir** una escala de concentración con **relación** a la otra, se pueden utilizar entonces coordenadas rectangulares. Una de **éstas** se forma **graficando** las concentraciones de B como abscisa contra las concentraciones de C (**x** y **y**) como ordenada, como en la figura 10.9a. Se pueden utilizar escalas diferentes para expandir la **gráfica** como se desee. La **ecuación** (10.1) se aplica a mezclas sobre la figura 10.9a, sin importar la desigualdad de las escalas.

En otro sistema de coordenadas rectangulares se considera como abscisa la fracción peso de C en base libre de B, **X** y **Y** en las fases ricas en A y B, respectivamente, contra **N**, la concentración de B, en base libre de B, como ordenada, tal como se muestra en la parte superior de la figura 10.10. Ésta se **graficó** a partir de un sistema de dos pares parcialmente solubles, como en la figura 10.5.

La similitud de estos diagramas con los diagramas de **entalpía-concentración** del capítulo 9 es clara. En la extracción, las dos fases se producen por **adición** de calor; el disolvente se vuelve el **análogo** del calor. Esto se **acentúa** mediante la ordenada de la parte superior de la figura 10.10. Las líneas de unión como **QS** pueden proyectarse sobre las coordenadas **X**, **Y**, como se muestra en la figura inferior, para producir una gráfica de distribución libre de disolvente similar a las

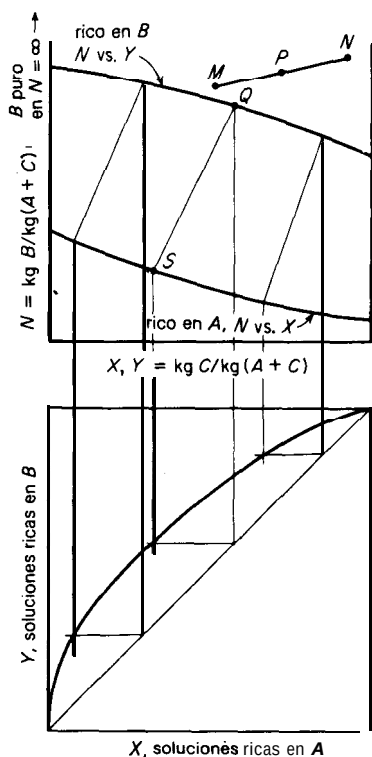


Figura 10.10 Coordenadas rectangulares, en base libre de disolvente, para un sistema de dos pares líquidos parcialmente miscibles.

de la destilación. La regla de mezclado sobre estas coordenadas (véase la parte superior de la figura 10.10) es

$$\frac{M'}{N'} = \frac{Y_N - Y_P}{Y_P - Y_M} = \frac{X_N - X_P}{X_P - X_M} = \frac{\text{línea } NP}{\text{línea } PM} \quad (10.2)$$

en donde M' y N' son los pesos libres de B de estas mezclas.

Sistemas de multicomponentes

El sistema más sencillo de cuatro componentes ocurre cuando dos solutos se distribuyen entre dos solventes; por ejemplo, la distribución de ácido fórmico y ácido acético entre agua y tetracloruro de carbono, que son disolventes parcialmente solubles. Para presentar completamente estos equilibrios, se requiere una gráfica tridimensional [76], con la cual es **difícil** trabajar; empero, con frecuencia se puede simplificar esa gráfica con las curvas de **distribución (xy)**, una para cada soluto, como la que se presenta para un solo soluto en la figura 10.3b. Con más de cuatro componentes no se puede trabajar convenientemente en forma gráfica.

Elección del disolvente

Por lo **común** se tiene la amplia posibilidad de elegir entre los líquidos que se van a utilizar como disolventes para las operaciones de extracción. Es poco probable que cualquier líquido particular exhiba todas las propiedades que se consideran deseables para la extracción; generalmente se tiene que llegar a un cierto acuerdo. Las siguientes características son las que deben considerarse antes de tomar una **decisión**:

1. *Selectividad.* La efectividad del disolvente B para separar los componentes de una solución de A y C, se mide comparando la relación entre C y A en la fase , rica en B con esa relación en la fase rica en A en el equilibrio. La relación de las relaciones, el factor de separación, o selectividad, β , es **análoga** a la volatilidad relativa en' la destilación. Si E y R son las fases en el equilibrio,

$$\beta = \frac{(\text{fracción peso de C en } E)/(\text{fracción peso de A en } E)}{(\text{fracción peso de C en } R)/(\text{fracción peso de A en } R)} = \frac{y_E^* (\text{fracción peso de A en } R)}{x_R (\text{fracción peso de A en } E)} \quad (10.3)$$

Para todas las operaciones de **extracción** útiles la selectividad debe ser mayor de uno, cuanto más mejor. Si la selectividad es uno, la separación no es posible.

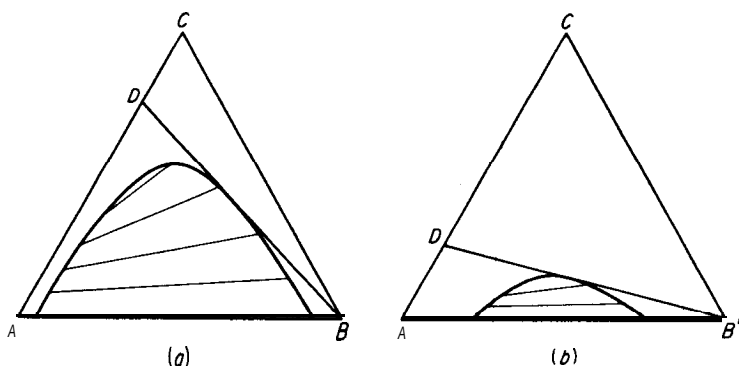


Figura 10.11 Influencia de la solubilidad del **disolvente** sobre la extracción.

- Generalmente, la selectividad varía considerablemente con la concentración del soluto; en los sistemas del tipo mostrado en la figura 10.3, será 1 en el punto de flexión. En algunos sistemas, pasa de valores grandes a través de la unidad a valores fraccionarios; éstos son análogos a los sistemas azeotrópicos en la destilación.
- Coefficiente de distribución.** Este coeficiente es la relación y^*/x en el equilibrio. Mientras que no es necesario que el coeficiente de distribución sea mayor de 1, los valores más grandes resultan más adecuados, puesto que se requerirá menos disolvente para la extracción.
 - Insolubilidad del disolvente.** Obsérvese la figura 10. 11. Para los dos sistemas que se muestran, sólo las mezclas A-C entre **D** y **A** se pueden separar mediante el uso de los disolventes B o B', puesto que las mezclas más ricas en C no forman dos fases líquidas con los disolventes. Es claro que el disolvente en la figura 10.11a, el más insoluble de los dos, será el más útil. En los sistemas del tipo mostrado en las figuras 10.5a y 10.7a, si la solubilidad de C en B es **pequeña** (punto **L** cerca del **vértice B**), la **capacidad** del disolvente B para extraer C es pequeña, y se requerirán grandes cantidades de disolvente.
 - Recuperabilidad.** Siempre es necesario recuperar el disolvente para volverlo a utilizar; generalmente, la **recuperación** se hace mediante otra de las operaciones de transferencia de masa, con frecuencia por destilación. Si se va a utilizar la destilación, el disolvente no debe formar un azeotropo con el soluto extraído; las mezclas deben presentar elevada volatilidad relativa, para que la recuperación no sea cara. La sustancia en el extracto, ya sea disolvente o soluto, que está presente en la menor cantidad, debe ser la más volátil, con el fin de reducir los costos de calor. Si el disolvente se debe volatilizar, su calor latente de vaporización debe ser pequeño.
 - Densidad.** Es necesaria una diferencia en las densidades de las fases líquidas saturadas, tanto para la operación con equipo por etapas como de contacto continuo. Cuanto mayor sea la diferencia tanto mejor. En los sistemas del

tipo que se muestra en la figura 10.3, la diferencia en la densidad de las fases en el equilibrio se volverá menor al ir creciendo la concentración de C y **será** cero en el punto de pliegue. Puede cambiar de signo antes de alcanzar el punto de pliegue; en este caso, el equipo de contacto continuo no puede especificarse para que opere en las concentraciones en las cuales la diferencia de densidad pasa a **través** de cero.

6. **Tensión interfacial.** Cuanto mayor sea la **tensión** interfacial, **más** rápidamente **ocurrirá** la coalescencia de las emulsiones, pero **será** mayor la dificultad para la dispersión de un líquido en el otro. Generalmente, la coalescencia es muy importante; por lo tanto, la tensión interfacial deber ser alta. La tensión **interfacial** entre fases en el equilibrio en sistemas del tipo mostrado en la figura 10.3 cae a cero en el punto de pliegue.
7. **Reactividad química.** El disolvente debe ser estable e inerte químicamente frente a los demás componentes del sistema y frente a los materiales comunes de construcción.
8. **Viscosidad, presión de vapor y punto de congelamiento.** Deben ser bajos, para facilitar el manejo y el almacenamiento.
9. El disolvente debe ser **no tóxico, no inflamable** y de **bajo costo**.

EQUIPO Y DIAGRAMAS DE FLUJO

Al igual que con las operaciones gas-líquido, los procesos de extracción líquida se llevan a cabo en equipo por etapas, que pueden arreglarse en cascadas de **multietapas**; se realizan también en un aparato de contacto diferencial. Se van a considerar los métodos de cálculo y la naturaleza del equipo y sus características, por separado para cada tipo.

CONTACTO POR ETAPAS

La extracción en equipo del tipo de etapas puede realizarse de acuerdo con diferentes diagramas de flujo, según la naturaleza del sistema y la **separación** deseada. En el **análisis** que sigue se **considera** que cada etapa es una etapa **teórica o ideal**; por tanto, el extracto **efluente** y las soluciones de refinado están en equilibrio, una con respecto a la otra. Cada etapa debe incluir medios para facilitar el contacto de los líquidos insolubles y para separar fácilmente las corrientes de los productos. Por lo tanto, la combinación de un mezclador y un sedimentador puede constituir una etapa; en una operación por multietapas, el mezclador y el **sedimentador** se pueden arreglar en cascadas, como se desee. En el caso de la operación en multietapas a contracorriente, también es posible utilizar torres del tipo de **multietapas** como las descritas anteriormente.

Extracción en una sola etapa

Puede ser una operación por lotes o continua. **Obsérvese** la figura 10.12. El diagrama de flujo muestra la etapa de extracción. La alimentación de **mása F** (si es por lotes) o **F masa/tiempo** (si es continua), contiene a las sustancias A y C a **x_F** fracción peso de C. Ésta se pone en contacto con la masa **S_1** (o **masa/tiempo**) de un disolvente, principalmente B, que contiene **y_S fracción mol** de C, para dar el extracto en el **equilibrio E_1** y el refinado **R_1** , en masa o **masa/tiempo**. Entonces, la recuperación de disolvente contempla la eliminación por separado del disolvente B a partir de cada corriente de productos (que no se muestran).

La operación se puede seguir mediante cualquiera de los diagramas de fase, como se muestra. Si el disolvente es B puro ($y_S = 0$), se **grafica** en el vértice B; empero, como algunas veces se ha recuperado de una extracción previa, contiene un poco de A y de C, como se muestra en la localización de S. Cuando **S** se agrega a **F** , se produce en la etapa de **extracción** una mezcla **M_1** que, al asentarse, forma las fases en el equilibrio **E_1** y **R_1** , unidas por la línea de unión a través de **M_1** . Un balance de materia total es

$$F + S, = M, = E, + R,$$
(10.4)

y el punto **M_1** puede localizarse sobre la línea **FS** mediante la regla de mezclado, ecuación (10.1); empero, generalmente es más satisfactorio localizar **M_1** , calculando su concentración de C. Así, un balance de C proporciona

$$Fx_F + S_1y_S = M_1x_{M1}$$
(10.5)

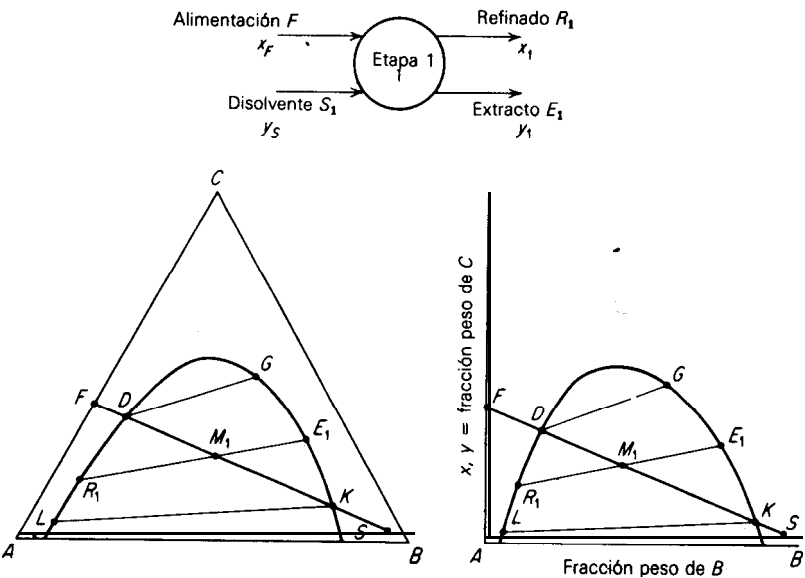


Figura 10.12 Extracción en una sola etapa.

de donde se puede calcular x_{M1} . En forma alternativa, puede calcularse la cantidad de disolvente para proporcionar cierta ubicación de M_1 sobre la línea FS

$$\frac{S_1}{F} = \frac{x_F - x_{M1}}{x_{M1} - y_S} \quad (10.6)$$

Las cantidades de extracto y refinado se pueden calcular mediante la regla de mezclado, ecuación (10.1), o mediante el balance de material para C:

$$E_1 y_1 + R_1 x_1 = M_1 x_{M1} \quad (10.7)$$

$$E_1 = \frac{M_1(x_{M1} - x_1)}{y_1 - x_1} \quad (10.8)$$

y R_1 puede determinarse mediante la ecuación (10.4).

Puesto que se deben de formar dos fases insolubles en una operación de extracción, el punto M_1 debe caer dentro del **área líquida heterogénea**, como se muestra. Así, la cantidad mínima de disolvente se encuentra ubicando M_1 en D , que entonces proporcionará una cantidad infinitesimal de extracto en G; la cantidad máxima de disolvente se encuentra ubicando M_1 en K , la cual proporciona una cantidad infinitesimal de refinado en L. El punto L también representa el refinado con la **concentración** mínima posible de C; si se requiere un valor menor, el disolvente recuperado S **deberá** tener una concentración más **pequeña** de C.

Los **cálculos** para los sistemas de dos pares líquidos insolubles, o con un solo sólido distribuido, se hacen exactamente de la misma forma; se aplican todas las ecuaciones, desde la (10.4) hasta la (10.8).

También pueden hacerse todos los **cálculos** en una base libre de disolvente, como en la parte superior de la figura 10.13; la naturaleza de este diagrama hace que sea conveniente. Si el disolvente S es puro B, su valor N es infinito; entonces la línea FS es vertical. Los productos E_1 y R_1 caen sobre la línea de unión a **través** de M_1 , que representa toda la mezcla en el extractor. Los balances de materia por utilizarse con este diagrama, deben hacerse con una base libre de B. Entonces,

$$F' + S' = M'_1 = E'_1 + R_1; \quad (10.9)$$

en donde las primas indican peso libre de B (normalmente la **alimentación** está libre de B, y $F = F'$). Un balance para C es

$$F'X_F + S'Y_S = M'_1X_{M1} = E'_1Y_1 + R'_1X_1 \quad (10.10)$$

y para B,
$$F'N_F + S'N_S = M'_1N_{M1} = E'_1N_{E1} + R'_1N_{R1} \quad (10.11)$$

(generalmente, $N_F = 0$, puesto que la alimentación no contiene B). Es posible calcular las coordenadas de M'_1 , ubicar el punto M_1 sobre la línea FS , localizar la línea de unión y calcular los pesos libres de B, E'_1 y R'_1 :

$$E'_1 = \frac{M'_1(X_{M1} - X_1)}{Y_1 - X_1} \quad (10.12)$$

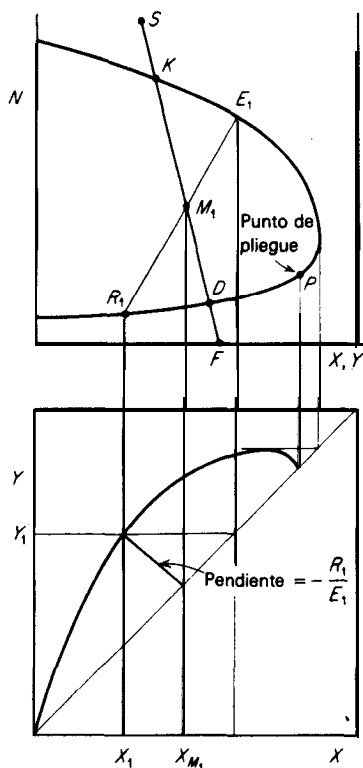


Figura 10.13 Extracción en una sola etapa, coordenadas libres de disolvente.

y R'_1 se obtiene mediante la ecuación (10.9). Entonces, los pesos totales del extracto saturado y del refinado son

$$E_1 = E'_1(1 + N_{E1}) \quad R_1 = R'_1(1 + N_{R1}) \quad (10.13)$$

Si el disolvente es B puro, en donde $N_s = \infty$, estas ecuaciones aún se aplican, con la **simplificación** de que $S' = 0$, $Y_s = 0$, $S'N_s = B$ y $F' = M'_1$. La cantidad mínima y la **máxima** de disolvente corresponde a colocar M_1 en D y en K sobre la figura, como antes.

Las ecuaciones (10.9) y (10.10) llevan a

$$\frac{R'_1}{E'_1} = \frac{Y_1 - X_{M1}}{X_{M1} - X_1} \quad (10.14)$$

Cuando el extracto y el refinado en el equilibrio están ubicados sobre el diagrama inferior de la figura 10.13, se ve que la ecuación (10.14) es la ecuación de la línea de **operación** que se muestra, de pendiente $-R'_1/E'_1$. La única etapa, según se ve, es análoga a la evaporación **instantánea** de la destilación, porque el disolvente re-

emplaza al calor. Si se utiliza B puro como disolvente, la línea de operación en la figura inferior pasa a través de la línea a 45° en X_F , lo cual completa la analogía (véase la figura 9.14).

Extracción en varias etapas a corriente cruzada

Esta es una ampliación de la extracción en una sola etapa, en la cual el refinado se pone sucesivamente en contacto con disolvente fresco; puede hacerse continuamente o en lotes. **Obsérvese** la figura 10.14; muestra el diagrama de flujo para una extracción en tres etapas. Se obtiene un **único** refinado final; los extractos se pueden combinar para obtener el extracto compuesto, como se muestra. Pueden utilizarse tantas etapas como se deseen.

Los **cálculos** se muestran en coordenadas triangulares y libres de disolvente. Todos los balances de materia para una sola etapa se aplican obviamente ahora a la primera etapa. Las etapas subsiguientes se trabajan en la misma forma, excepto, por supuesto, que la “**alimentación**” en cualquier etapa es el refinado de la etapa anterior. Entonces, para cualquier etapa n ,

$$\text{Balance total:} \quad R_{n-1} + S_n = M_n = E_n + R_n \quad (10.15)$$

$$\text{Balance de C:} \quad R_{n-1}x_{n-1} + S_n y_S = M_n x_{Mn} = E_n y_n + R_n x_n \quad (10.16)$$

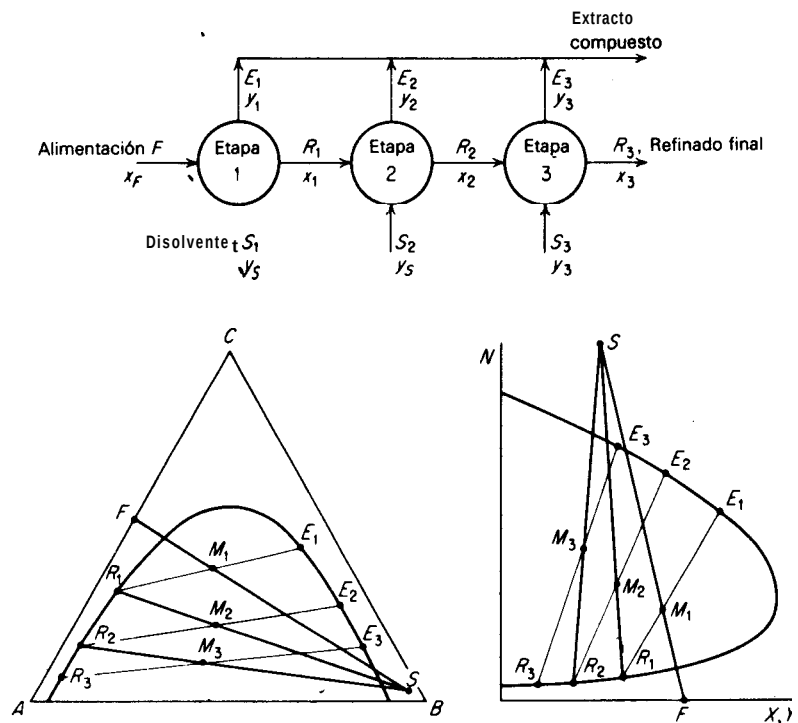


Figura 10.14 Extracción a corriente cruzada.

Para las coordenadas libres de disolvente,

$$\text{Balance de A + C: } R'_{n-1} + S'_n = M'_n = E'_n + R'_n \quad (10.17)$$

$$\text{Balance de B } R'_{n-1}X_{n-1} + S'_nY_S = M'_nX_{M_n} = E'_nY_n + R'_nX_n \quad (10.18)$$

$$\text{Balance de C: } R'_{n-1}N_{R_{n-1}} + S'_nN_S = M'_nN_{M_n} = E'_nN_{E_n} + R'_nN_{R_n} \quad (10.19)$$

a partir de las cuales se pueden calcular las cantidades para cualquier tipo de gráfica.

Pueden utilizarse diversas cantidades de disolvente en las distintas etapas y aun diferentes temperaturas, en cuyo caso se debe calcular cada etapa con la ayuda de un diagrama de fases a la temperatura apropiada. Para una determinada concentración final del refinado, se utilizará tanto menor cantidad total de disolvente cuanto mayor sea el número de etapas.

Ejemplo 10.1 Cien kilogramos de una solución de **ácido** acético(C) y agua(A) que contienen 30% de **ácido**, se van a extraer tres veces con **éter isopropílico(B)** a 20 °C; se **utilizarán** 40 kg de disolvente en cada etapa. Calcular las cantidades y composiciones de las diferentes corrientes. **¿Cuánto** disolvente se necesitara si se quiere obtener la misma concentración **final** del refinado con una sola etapa?

SOLUCIÓN Los datos en el equilibrio a 20 °C se listan a continuación [*Trans. AIChE*, 36,628 (1940). con autorización]. Los renglones **horizontales** dan las concentraciones en las soluciones en el equilibrio. El sistema es del tipo que se muestra en la figura 10.9. excepto que las pendientes de las **líneas** de unión descienden hacia el **vértice** B. Se van a utilizar las coordenadas rectangulares de la figura 10.9a, pero sólo para concentraciones del **ácido** hasta x = 0.30. Éstas se **graficaron** en la figura 10.15.

Capa acuosa			Capa de éter isopropílico		
% en peso de ácido acético 100x	Agua	Éter isopropílico	Ácido acético 100y*	Agua	Éter isopropílico
0.69	98.1	1.2	0.18	0.5	99.3
1.41	97.1	1.5	0.37	0.7	98.9
2.89	95.5	1.6	0.79	0.8	98.4
6.42	91.7	1.9	1.93	1.0	97.1
13.30	84.4	2.3	4.82	1.9	93.3
25.50	71.1	3.4	11.40	3.9	84.7
36.70	58.9	4.4	21.60	6.9	71.5
44.30	45.1	10.6	31.10	10.8	58.1
46.40	37.1	16.5	36.20	15.1	48.7

Etapa 1 $F = 100 \text{ kg}, x_F = 0.30, y_S = 0, S_1 = B_1 = 40 \text{ kg. Eq. (10.4):}$
 $M_1 = 100 + 40 = 140 \text{ kg}$

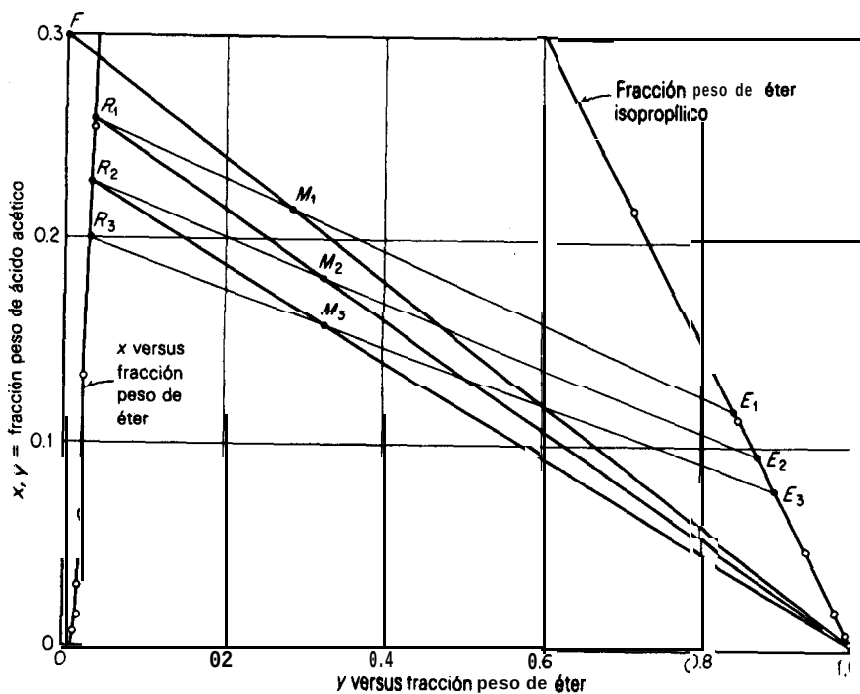


Figura 10.15 Solución al ejemplo 10.1.

Ecuación (10.5):

$$100(0.30) + 40(0) = 140x_{M1} \quad x_{M1} = 0.214$$

El punto M_1 está ubicado sobre la línea FB . Con la ayuda de una curva de **distribución**, se ubica la línea de unión que pasa a través de M_1 , como se muestra; $x_1 = 0.258$, $y_1 = 0.117$ fracción peso de ácido acético. Ecuación (10.8):

$$E_1 = \frac{140(0.214 - 0.258)}{0.117 - 0.258} = 43.6 \text{ kg}$$

Ecuación (10.4):

$$R_1 = 140 - 43.6 = 96.4 \text{ kg}$$

Etapa 2 $S_2 = B_2 = 40$ kg. Ecuación (10.15):

$$M_2 = R_1 + B_2 = 96.4 + 40 = 136.4 \text{ kg}$$

Ecuación (10.16):

$$96.4(0.258) + 40(0) = 136.4x_{M2} \quad x_{M2} = 0.1822$$

El punto M_2 está ubicado sobre la línea R_1B y la línea de unión R_2E_2 a través de M_2 . $x_2 = 0.227$, $y_2 = 0.095$. Ecuación (10.8) se vuelve

$$E_2 = \frac{M_2(x_{M2} - x_2)}{y_2 - x_2} = \frac{136.4(0.1822 - 0.227)}{0.095 - 0.227} = 46.3 \text{ kg}$$

Ecuación (10.15):

$$R_2 = M_2 - E_2 = 136.4 - 46.3 = 90.1 \text{ kg}$$

Etapas 3 En forma similar, $B_3 = 40$, $M_3 = 130.1$, $x_{M3} = 0.1572$, $x_3 = 0.20$, $y_3 = 0.078$. $E_3 = 45.7$ y $R_3 = 84.4$. El contenido de ácido del refinado final es $0.20(84.4) = 16.88 \text{ kg}$.

El extracto compuesto es $E_1 + E_2 + E_3 = 43.6 + 46.3 + 45.7 = 135.6 \text{ kg}$. y su contenido en ácido $= E_1 y_1 + E_2 y_2 + E_3 y_3 = 13.12 \text{ kg}$.

Si se fuese a hacer una extracción para obtener la misma concentración final del refinado, $x = 0.20$, en una sola etapa, el punto M estaría en la intersección de la línea de unión $R_3 E_3$ y la línea BF de la figura 10.15 o en $x_M = 0.12$. Entonces, el disolvente necesario, mediante la ecuación (10.6), será $S_1 = 100(0.30 - 0.12)/(0.12 - 0) = 150 \text{ kg}$, en lugar del total de 120 que se requiere en la extracción en tres etapas.

Líquidos insolubles Cuando el disolvente de extracción y la solución de alimentación son insolubles y permanecen así en todas las concentraciones del soluto distribuido que se encuentra en la operación, los cálculos se pueden simplificar. Con esta idea, las concentraciones en el equilibrio se grafican como en la figura 10.16: $x' = x/(1 - x)$ contra $y' = y/(1 - y)$. Puesto que los líquidos A y B son insolubles, habrá $A \text{ kg}$ de esta sustancia en todos los refinados. En forma similar, el extracto de cada etapa contiene todo el disolvente B que se alimentó en esa etapa. Un balance de soluto C en cualquier etapa n es

$$Ax'_n + B_n y'_S = B_n y'_n + Ax'_n \quad (10.20)$$

$$-\frac{A}{B_n} = \frac{y'_S - y'_n}{x'_{n-1} - x'_n} \quad (10.21)$$

Esta es la ecuación de la línea de operación para la etapa n , con pendiente $-A/B_n$, que pasa a través de los puntos (x'_{n-1}, y'_S) y (x'_n, y'_n) . La construcción para la extracción en tres etapas se muestra en la figura 10.16, en donde para cada etapa se traza una línea de pendiente apropiada para esa etapa. Cada línea de operación interseca a la curva en el equilibrio en las composiciones del extracto y del re-

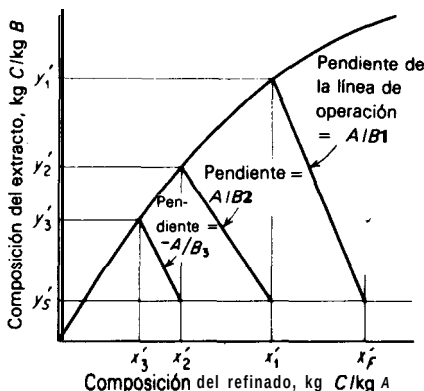


Figura 10.16 Extracción a corriente cruzada con un disolvente insoluble.

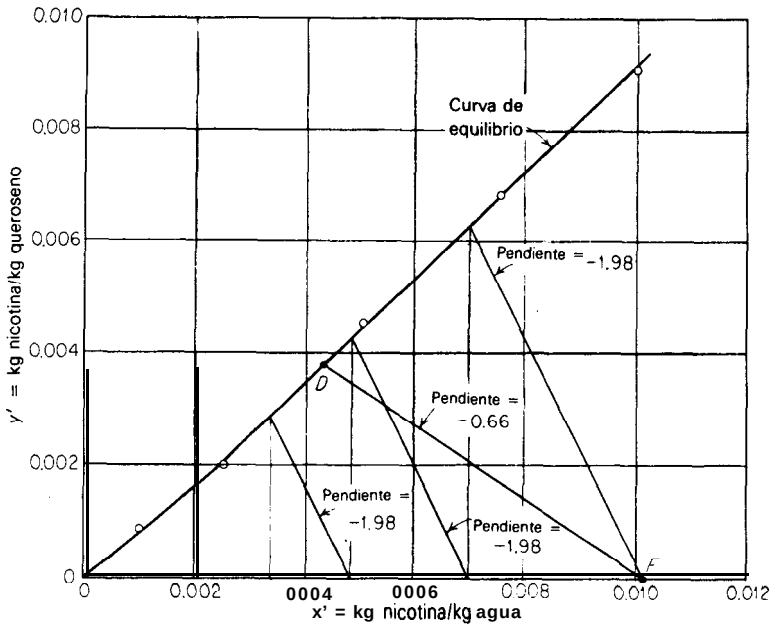


Figura 10.17 Solución al ejemplo 10.2.

finado. No es posible ningún refinado de concentración menor a aquella en equilibrio con el disolvente entrante.

Las concentraciones del soluto, en estos casos, se expresan algunas veces en forma conveniente como **masa/volumen**. Entonces se aplican las ecuaciones (10.20) y (10.21) con x' y y' expresadas como masa **soluto/volumen** y A y B como **volumen/tiempo** (0 volúmenes para las operaciones por lotes).

Ejemplo 10.2 Nicotina (C) en una **solución** acuosa (A) que contiene 1% de nicotina se va a extraer con queroseno (B) a **20 °C**. El agua y el queroseno son **básicamente** insolubles. (a) **Calcular** el por ciento de extracción de nicotina si 100 kg de la **solución** de alimentación son extraídos una vez con 150 kg de disolvente. (b) Repetir los chulos para tres extracciones ideales utilizando 50 kg de disolvente en cada una de ellas.

SOLUCIÓN Los datos en el equilibrio **están** dados por Claffey et al., *Ind. Eng. Chem.*, 42, 166 (1950), y expresados como kg **nicotina/kg** líquido, son:

$x' = \frac{\text{kg nicotina}}{\text{kg agua}}$	0	0.001 011	0.00246	0.00502	0.00751	0.00998	0.0204
$y' = \frac{\text{kg nicotina}}{\text{kg queroseno}}$	0	0.000 807	0.001961	0.00456	0.00686	0.00913	0.01870

- a) $x_f = 0.01$ fracción peso nicotina; $x_f' = 0.01(1 - 0.01) = 0.0101$ kg **nicotina/kg** agua.
 $F = 100$ kg. $A = 100(1 - 0.01) = 99$ kg agua. $A/B = 99/150 = 0.66$.

Obsérvese la figura 10.17, que muestra los datos en el equilibrio y el punto F que representa la composición de la **alimentación**. De la línea F , se traza la línea FD con pendiente ≈ 0.66 , que **interseca** a la curva en el equilibrio en D , en donde $x'_1 = 0.00425$ y $y'_1 = 0.00380$ kg nicotina/kg líquido. Por lo tanto, la nicotina separada del agua es $99(0.0101 - 0.00425) = 0.580$ kg, o 58% de ella en la alimentación.

- b) Para cada etapa, $A/B = 99/50 = 1.98$. La **construcción** se empieza en F , con líneas de operación de pendiente $= 1.98$. La composición **final** del refinado es $x'_3 = 0.0034$ y la nicotina extraída es $99(0.0101 - 0.0034) = 0.663$ kg, o 66.3% de ella en la alimentación.

Extracción en varias etapas a contracorriente continua

El diagrama de flujo para **este** tipo de operación se muestra en la figura 10.18. Las corrientes de extracto y refinado fluyen de etapa en etapa a contracorriente y proporcionan dos productos finales, el refinado R_N , y el extracto E_1 . Para cierto grado de separación, este tipo de operación requiere menos etapas para una cantidad dada de disolvente, o menos disolvente para un número fijo de etapas que los métodos a corriente cruzada descritos con anterioridad.

El tratamiento gráfico se desarrolla en la figura 10.19 sobre coordenadas rectangulares. La construcción del triángulo equilátero es idéntica al de coordenadas rectangulares. Un balance total de materia en la planta completa es

$$F + S = E_1 + R_N = M \quad (10.22)$$

El punto M puede ubicarse sobre la línea FS a través de un balance para la sustancia C ,

$$Fx_F + Sy_S = E, \quad y_1 + R_N x_N = Mx_M \quad (10.23)$$

$$x_M = \frac{Fx_F + Sy_S}{F + S} \quad (10.24)$$

La ecuación (10.22) indica que M debe caer sobre la línea $R_N E_1$, como se muestra. Reordenando la ecuación (10.22):

$$R_N - S = F - E, = \Delta_R \quad (10.25)$$

en donde Δ_R , un punto de diferencia, es el flujo neto saliente en la última etapa N_p . De acuerdo con la ecuación (10.23), las líneas extendidas $E_1 F$ y $S R_N$, deben de intersectarse en Δ_R , como se muestra en la figura 10.19. En algunos casos, esta in-

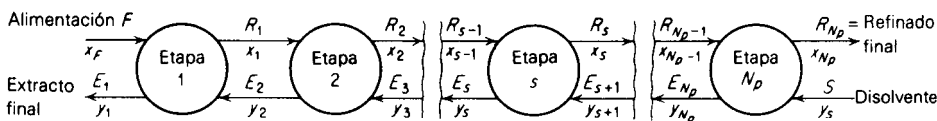


Figura 10.18 Extracción a contracorriente en varias etapas.

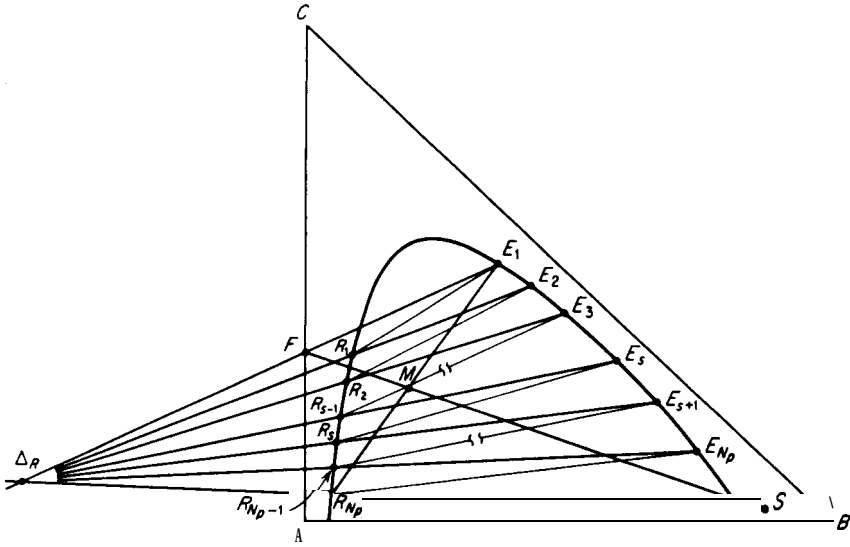


Figura 10.19 Extracción a contracorriente en varias etapas.

tersección puede ubicarse a la derecha del triángulo. Un balance de materia para las etapas s hasta N_p , es

$$R_{s-1} + S = R_{N_p} + E_s \quad (10.26)$$

o

$$R_{N_p} - S = R_{s-1} - E_s = \Delta_R \quad (10.27)$$

de forma que es constante Δ_R , la diferencia en el flujo en esta ubicación entre dos etapas adyacentes cualesquiera. La línea extendida $E_s R_{s-1}$ debe, por lo tanto, pasar a través de Δ_R , como en la figura.

Entonces, la construcción gráfica es como sigue. Después de ubicar los puntos F , S , M , E_1 , R_{N_p} y Δ_R , una línea de unión desde E_1 proporciona R_1 , puesto que el extracto y el refinado de la primera etapa ideal están en equilibrio. Una línea desde Δ_R a través de R_1 , cuando se extiende, proporciona E_2 ; una línea de unión desde E_2 proporciona R_2 , etc. El valor mínimo posible de x_N , es el dado por el final rico en A de una línea de unión, que cuando se extiende pasa a través de S .

Al ir aumentando la cantidad de disolvente, el punto M que representa el balance global de la planta se mueve hacia S sobre la figura 10.19, y el punto Δ_R se aleja hacia la izquierda. A cierta cantidad de disolvente tal que las líneas $E_1 F$ y $S R$, sean paralelas, el punto Δ_R estará a una distancia infinita. Cantidades mayores de disolvente harán que estas líneas se intersequen en el lado derecho del diagrama y no como se muestra; el punto Δ_R estará más cerca de B al ir aumentando las cantidades de disolvente. Sin embargo, la interpretación del punto de diferencia sigue siendo la misma: una línea desde Δ_R interseca las dos ramas de la

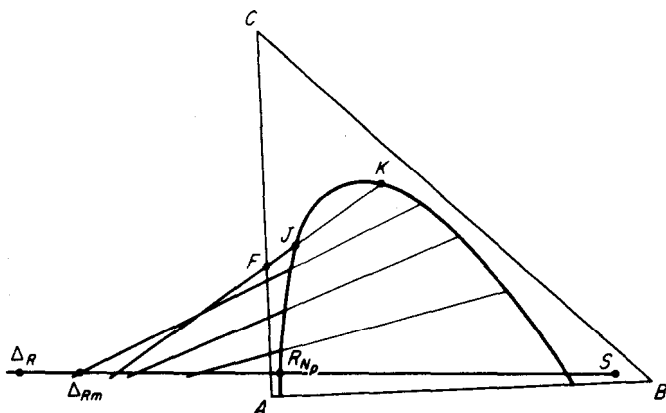


Figura 10.20 Disolvente **mínimo** para la extracción a contracorriente.

curva de solubilidad en los puntos que representan al extracto y al refinado de etapas adyacentes.

Si una línea desde el punto Δ_R coincidiera con una línea de unión, se requeriría un número infinito de etapas para alcanzar esta condición. La cantidad máxima de disolvente para la cual ocurre esto, corresponde a la mínima relación **disolvente/alimentación** que se puede utilizar para los productos especificados. El procedimiento para determinar la cantidad mínima de disolvente se indica en la figura 10.20. Todas las líneas de unión por debajo de la marcada con JK se extienden hasta la línea SR_{N_p} , para dar las intersecciones con la línea SR_{N_p} , como se muestra. La intersección **más** alejada de S (si esta en el lado izquierdo del diagrama) o **más** cercana a S (si en el derecho), representa el punto de diferencia para el disolvente mínimo, como en el punto Δ_{R_m} (figura 10.20). La posición real de Δ_R para un número finito de etapas debe estar **más** alejada de S (si en la izquierda) o **más** cercana a S (si en la derecha). Cuanto mayor sea la cantidad de disolvente, menor será el número de etapas. Generalmente (pero no en el caso que se muestra), las líneas de **unión**, que cuando se extienden pasan a través de F , o sea, la línea de unión JK , ubicarán Δ_{R_m} para la cantidad mínima de disolvente.

Cuando el número de etapas es muy grande, tal vez convenga **más** la construcción indicada en la figura 10.21. Se trazan unas cuantas líneas al azar desde el punto Δ_R hasta intersectar las dos ramas de la curva de solubilidad, como se muestra; ahora las intersecciones no indican por necesidad corrientes entre las dos etapas reales adyacentes. Las concentraciones de C , x_s y $y_s + 1$ que corresponden a éstas fueron trazadas sobre las coordenadas x , y , como se muestra, para dar una curva de operación. Los datos de la línea de unión dan la curva en el equilibrio y^* vs. x ; las etapas teóricas están **señaladas** en la misma forma que en la absorción de gases y en la destilación.

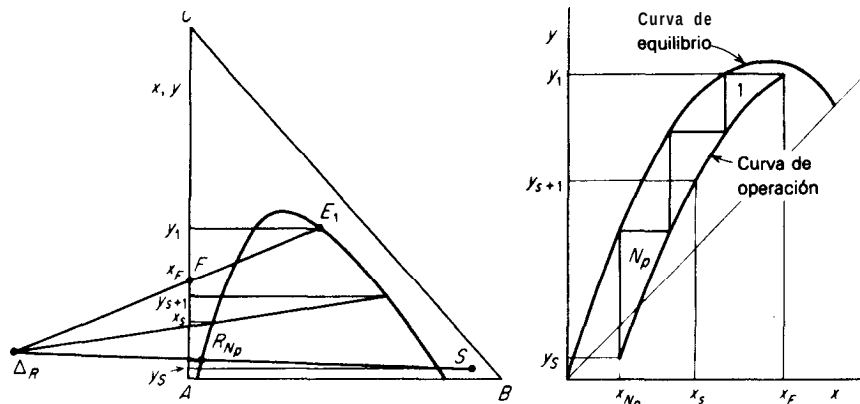


Figura 10.21 Transferencia de coordenadas al diagrama de distribución.

En la **figura 10.22** se muestra la construcción para las coordenadas libres de disolvente. El balance de materia libre de B para toda la planta es

$$F' + S' = E_1' + R_{N_p}' = M' \quad (10.28)$$

en donde generalmente $F = F'$, puesto que de ordinario la alimentación esta libre de B. Por lo tanto, M' esta sobre la línea FS en X_M calculada mediante un balance de C

$$F'X_F + S'Y_S = M'X_M \quad (10.29)$$

Si se utiliza B puro como disolvente, $S' = 0$; $S'Y_S = 0$; $F' = M'$, $X_M = X_F$; el punto M está verticalmente encima de F .

La línea $E_1R_{N_p}$, debe pasar a través de M . Entonces,

$$R_{N_p}' - S' = F' - E_1' = \Delta_R' \quad (10.30)$$

El balance para las etapas s hasta N_p es

$$R_{N_p}' - S' = R_{s-1}' - E_s' = \Delta_R' \quad (10.31)$$

en donde Δ_R' es la diferencia en el flujo libre de disolvente, salida-entrada, en la etapa N_p y la diferencia constante en los flujos en base libre de disolvente de las corrientes entre cualquiera de las dos etapas adyacentes. La línea extendida E_sR_{s-1} , en donde s es cualquier etapa, debe por lo tanto pasar a través de Δ_R en la gráfica.

Entonces, la construcción **gráfica** es la que sigue. Después de localizar los puntos F , S , M , E_1 , R_{N_p} y Δ_R , una línea de unión desde E_1 da R_1 , la línea extendida $\Delta_R R_1$ ubica E_2 , etc. Si el disolvente es B puro ($N_p = \infty$), la línea $R_{N_p} \Delta_R$ es vertical.

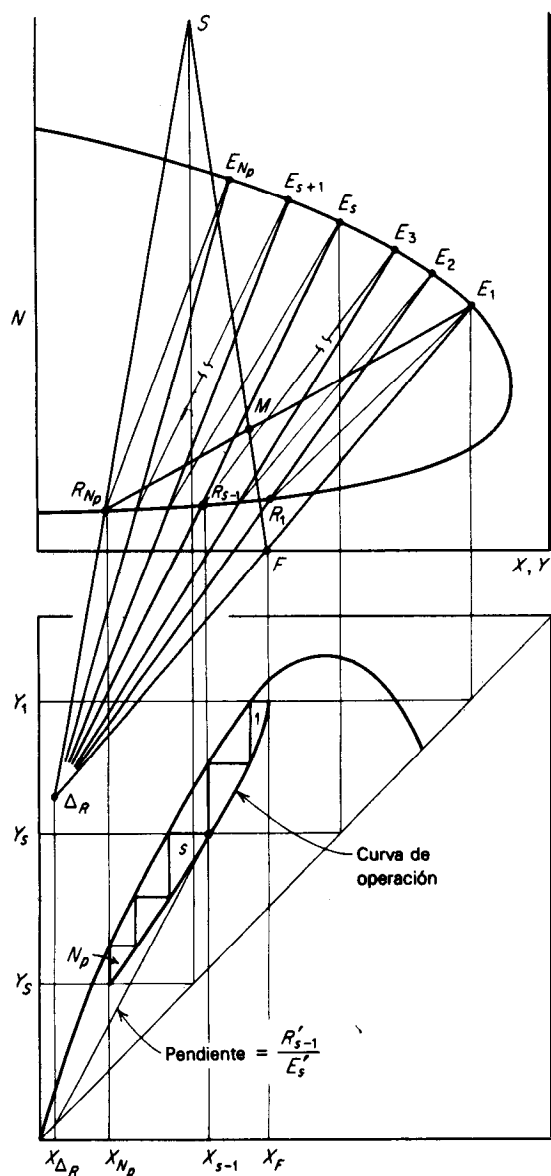


Figura 10.22 Extracción a contracorriente en coordenadas libres de disolvente.

Un balance de C, etapas s hasta N_p , siguiendo la ecuación (10.30) es

$$R'_{s-1}X_{s-1} - E'_sY_s = \Delta'_R X_{\Delta R} \quad (10.32)$$

Un balance de B es

$$R'_{s-1}N_{R_{s-1}} - E'_sN_{E_s} = \Delta'_R N_{\Delta R} \quad (10.33)$$

Eliminando Δ'_R entre las ecuaciones (10.30) y (10.32) da

$$\frac{R'_{s-1}}{E'_s} = \frac{Y_s - X_{\Delta R}}{X_{s-1} - X_{\Delta R}} = \frac{N_{E_s} - N_{\Delta R}}{N_{R_{s-1}} - N_{\Delta R}} \quad (10.34)$$

Entonces, la relación entre los flujos R'_{s-1}/E'_s puede obtenerse a partir de la relación entre las longitudes de las líneas $E_s \Delta_R / R_{s-1} \Delta_R$ en la parte superior de la figura 10.22, o como la pendiente de la cuerda desde (X_{s-1}, Y_s) hasta $X_{\Delta R}$ sobre la diagonal a 45° en el diagrama inferior, como se muestra. Las coordenadas del punto de diferencia son

$$\Delta'_R \begin{cases} N_{\Delta R} = \frac{\text{diferencia en el flujo de } B_s \text{ saliente-entrante, en la etapa } N_p}{\text{flujo neto saliente, libre de } B} \\ X_{\Delta R} = \frac{\text{diferencia en el flujo de } C_s \text{ saliente, entrante, en la etapa } N_p}{\text{flujo neto saliente, libre de } B} \end{cases}$$

y Δ'_R es **análogo** a Δ_w en la destilación (véase el capítulo 9).

Al aumentarse la relación **disolvente/alimentación**, Δ_R en la figura 10.22 se mueve hacia abajo y el mínimo disolvente se determina por el punto más bajo de intersección de todas las líneas de **unión** extendidas con la línea SR_{N_p} . Un Δ_R práctico debe ubicarse debajo de este, lo que corresponde a cantidades mayores de disolvente.

Recuperación del disolvente por extracción Aun cuando la mayoría de los procesos utilizan la destilación o la evaporación para recuperar el disolvente a partir de las soluciones de los productos, obtenidas mediante extracción líquida, no es raro que el disolvente se recupere por extracción líquida. Un ejemplo típico es la **recuperación** de la penicilina a partir del caldo de fermentación acidificado, en el cual aparece por extracción con acetato de amilo como disolvente; luego se efectúa la **desorción** de la penicilina extrayéndola mediante una solución tampón acuosa. Entonces, el acetato de amilo se regresa a la primera extracción. Los **cálculos** para estas operaciones de recuperación de disolvente se realizan de la misma forma que en la primera **extracción**.

Ejemplo 10.3 Ocho mil kilogramos por hora de una solución de ácido acético (C)-agua (A), que contiene 30% de ácido, se van a extraer a contracorriente con éter isopropílico (B) para reducir la concentración de ácido hasta 2% en el producto refinado libre de disolvente. (a) Calcular la cantidad **mínima** de disolvente que puede utilizarse. (b) Calcular el número de etapas teóricas si se van a utilizar 20 000 kg de disolvente.

SOLUCIÓN Los datos en el equilibrio del ejemplo 10.1 se **graficaron** en coordenadas triangulares en la figura 10.23. Las líneas de unión se omitieron para que el ejemplo resultara más claro.

a) $F = 8\,000 \text{ kg/h}$, $x_F = 0.30$ fracción peso de **ácido acético**, que corresponde al punto F sobre la figura. R'_{N_p} está ubicada sobre la base AC en 2% de ácido, y la línea BR'_{N_p} **interseca** a la curva de solubilidad rica en agua en R_{N_p} , como se muestra. En este caso

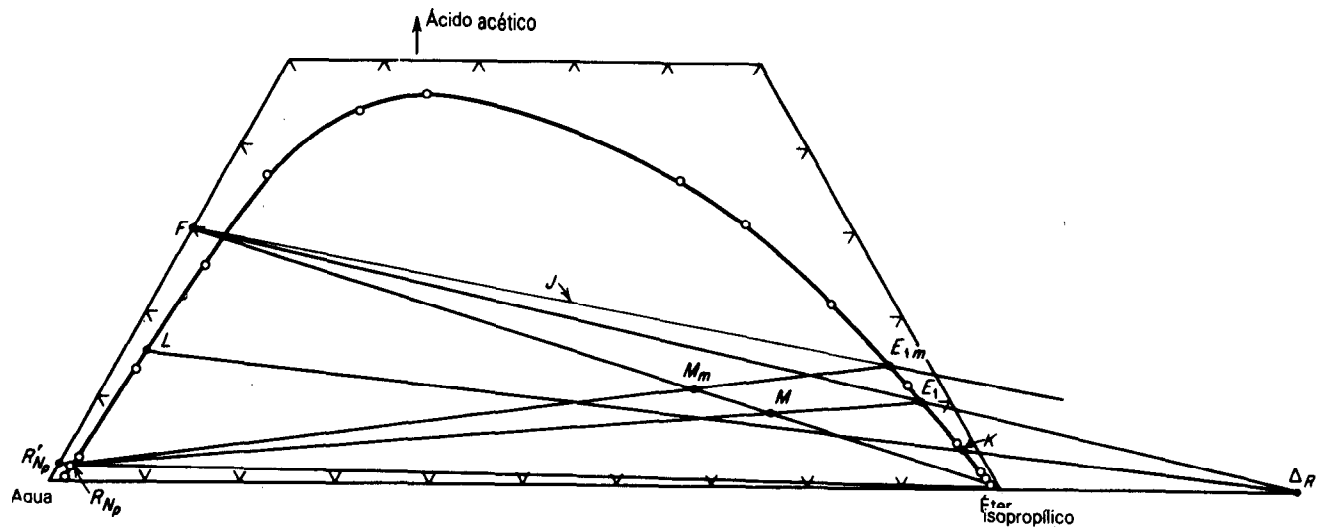


Figura 10.23 Solución al ejemplo 10.3.

línea de unión J , que cuando se extiende pasa a través de F , proporciona las condiciones para el disolvente **mínimo** y ésta interseca la línea $R_N B$ en la derecha de la figura más cerca de B que cualquier otra línea de unión más baja. La línea J proporciona la E_1 mínima, como se muestra en $y_1 \approx 0.143$. La línea $E_1 R_N$ interseca a la línea FB en M , para la cual $x_M = 0.114$. Ecuación (10.24). wny, = 0 y $S = B$.

$$B = \frac{F x_F}{\%} - F = \frac{8000(0.30)}{0.114} - 8000 = 13\,040 \text{ kg/h, min flujo del disolvente}$$

b) Para $B \approx 20\,000 \text{ kg/h}$ [Ecuación (10.24) con $y_s = 0$ y $S = B$],

$$x_M = \frac{F x_F}{F + B} = \frac{8000(0.30)}{8000 + 20\,000} = 0.0857$$

y el punto M está localizado, como se muestra, sobre la línea FB . La línea $R_N M$ extendida da E_1 en $y_1 = 0.10$. La línea FE , se extiende hasta intersecar a la línea $R_N B$ en Δ . Las líneas al azar como OKL se trazan para dar y_{s+1} en K y x_s en L , en la siguiente forma:

y_{s+1}	0	0.01	0.02	0.04	0.06	0.08	0.10 = y_1
x_s	0.02	0.055	0.090	0.150	0.205	0.250	0.30 = x_F

Éstos se grafican sobre la figura 10.24 como la curva de operación, junto con los datos de la línea de unión **graficados** como la curva en el equilibrio. Se necesitan 7.6 etapas **teóricas**. El peso

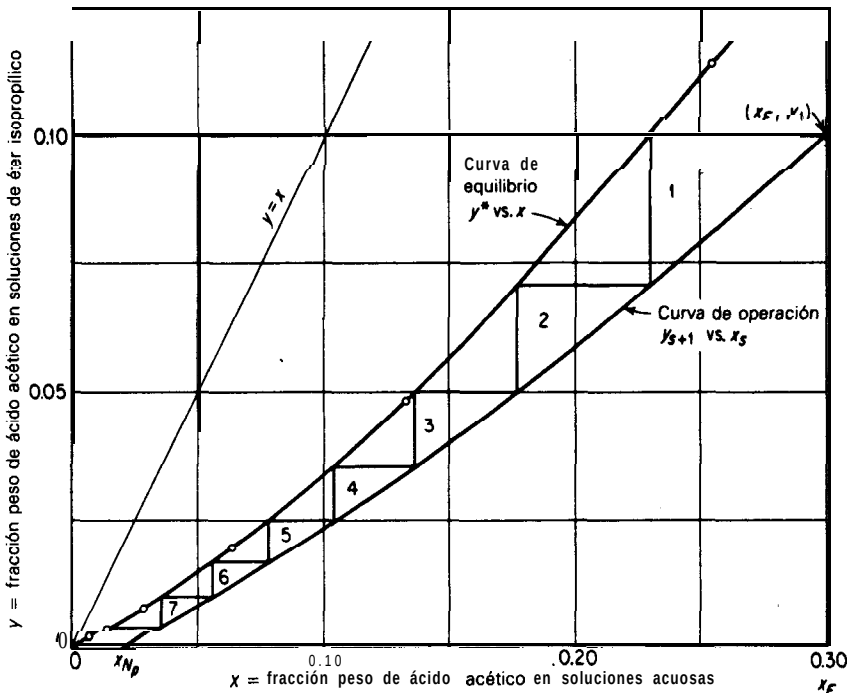


Figura 10.24 Solución al ejemplo 10.3.

del extracto puede obtenerse mediante un balance del ácido,

$$E_1 = \frac{M(x_M - x_{N_p})}{y_1 - x_{N_p}} = \frac{28\,000(0.0857 - 0.02)}{0.10 - 0.02} = 23\,000 \text{ kg/h}$$

$$R_{N_p} = M - E_1 = 28\,000 - 23\,000 = 5\,000 \text{ kg/h}$$

Líquidos insolubles Cuando los líquidos A y B son insolubles en el rango considerado de las concentraciones del soluto, el **cálculo** de las etapas se hace en forma más sencilla sobre coordenadas x' , y' . En este caso, son constantes el contenido de disolvente de todos los extractos y el contenido en A de todos los refinados. Un balance global de la planta para la sustancia C es

$$By'_S + Ax'_F = Ax'_{N_p} + By'_1 \quad (10.35)$$

$$\frac{A}{B} = \frac{y'_1 - y'_S}{x'_F - x'_{N_p}} \quad (10.36)$$

que es la ecuación de una línea recta, la línea de **operación**, de pendiente A/B , a través de los puntos (y'_1, x'_F) , (y'_S, x'_{N_p}) . En forma similar, para las etapas 1 hasta s,

$$\frac{A'}{B} = \frac{y'_1 - y'_{s+1}}{x'_F - x'_s} \quad (10.37)$$

y en la figura 10.25 se muestra la construcción por etapas. También x' y y' pueden expresarse como **masa/volumen**, con A y B como **volumen/tiempo**.

Para el caso especial en que la curva en el equilibrio tiene pendiente constante $m' = y'*/x'$, se aplica la ecuación (5.50),

$$\frac{x'_F - x'_{N_p}}{y'_F - y'_S/m'} = \frac{(m'B/A)^{N_p+1} - m'B/A}{(m'B/A)^{N_p+1} - 1} \quad (10.38)$$

en donde $m'B/A$ es el factor de extracción. Esta ecuación puede utilizarse junto con la figura 5.16, con $(x'_{N_p} - y'_S/m')$ como ordenada y $m'B/A$ como **parámetro**.

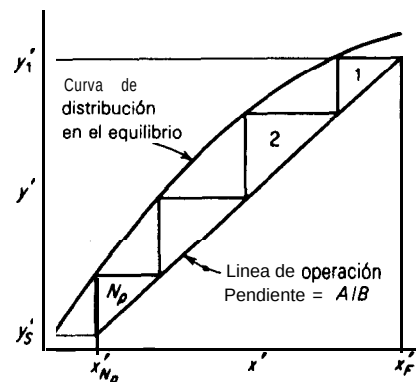


Figura 10.25 Extracción a contracorriente, disolventes insolubles.

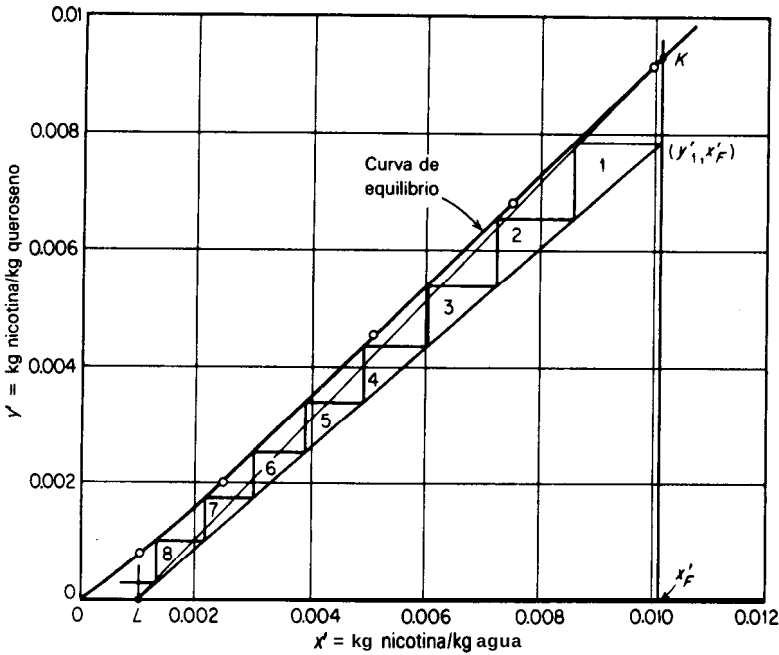


Figura 10.26 Solución al ejemplo 10.6.

Puede utilizarse la ecuación (8.16) para la eficiencia global E_0 , para la **extracción** en las siguientes condiciones:

- Reemplazar E_{MGE} por E_{ME} y $1/A$ por $m'B/A$.
- reemplazar E_{MGR} por E_{MR} y A por $A/m'B$.

Ejemplo 10.4 Mil kilogramos por hora de una **solución** de nicotina (C)-agua (A) que contiene 1 Vo de nicotina se va a extraer a contracorriente con queroseno a 20 °C, para reducir el contenido de nicotina hasta 0.1 %. (a) Calcular el flujo **mínimo** del queroseno. (b) Calcular el número de etapas **teóricas** requeridas si se utilizan 1 150 kg de queroseno por hora.

SOLUCIÓN Los datos en el equilibrio del ejemplo 10.2 se **graficaron** en la **figura** 10.26.

a) $F = 1\,000\text{ kg/h}$, $x_F = 0.01$, $A = 1\,000(1 - 0.01) = 990\text{ kg agua/h}$, $y_s = 0$.

$$x'_F = \frac{0.01}{1 - 0.01} = 0.0101\text{ kg nicotina/kg agua}$$

$$x_{N_s} = 0.001 \quad x'_{N_s} = \frac{0.001}{1 - 0.001} = 0.001001\text{ kg nicotina/kg agua}$$

La línea de **operación** empieza en el punto $L(y' = 0, x' = 0.001001)$ y, para un número infinito

de etapas, pasa a través de K sobre la curva en el equilibrio en $x'_f, y'_f = 0.0093$. Por lo tanto,

$$\frac{A}{B_m} = \frac{0.0093 - 0}{0.0101 - 0.001001} = 1.021$$

y $B_m = A/1.021 = 990/1.021 = 969 \text{ kg queroseno/h}$.

(b) $B = 1150 \text{ kg/h}$, $A/B = 990/1150 = 0.860$. Ecuación (10.36):

$$\frac{Y_i}{x'_f - x'_{N_p}} = \frac{Y_i}{0.0101 - 0.001001} = 0.860$$

$$y'_i = 0.00782 \text{ kg nicotina/kg queroseno}$$

La línea de **operación** se traza a través de (y'_i, x'_f) ; se determinan **gráficamente** 8.3 etapas **teóricas**.

En forma alternativa, en el final diluido del sistema. $m' = dy'/dx' = 0.798$ y

$$\frac{m'B}{A} = \frac{0.798(1150)}{990} = 0.928$$

En el final concentrado, $m' = 0.953$ y $m'B/A = 0.953(1150)/990 = 1.110$. El promedio es $[0.928(1.110)]^{0.5} = 1.01$. $x'_f/x'_i = 0.001001/0.0101 = 0.099$; la figura 5.16 indica 8.4 etapas **teóricas**.

Extracción a contracorriente continua con reflujo

Mientras que en la **operación** ordinaria a contracorriente el producto extraído más rico posible que sale de la planta está, cuando mucho, en equilibrio con la solución de **alimentación**, el uso de reflujo al final de la extracción en la planta puede proporcionar un producto aún más rico, como en el caso de la sección de **rectificación** de una columna de destilación. El reflujo no se necesita en el final del refinado de la cascada, puesto que, a diferencia de la destilación, en donde el calor se debe llevar desde el rehervidor mediante un reflujo evaporado, en la extracción el disolvente (el análogo del calor) puede entrar sin necesidad de una corriente acarreadora.

En la figura 10.27 se muestra un arreglo de lo anterior. La **alimentación** cuyos componentes van a separarse se introduce en un lugar apropiado de la cascada a través de la cual el extracto y el refinado líquidos están pasando a contracorriente. La concentración de soluto C se aumenta en la sección enriquecedora

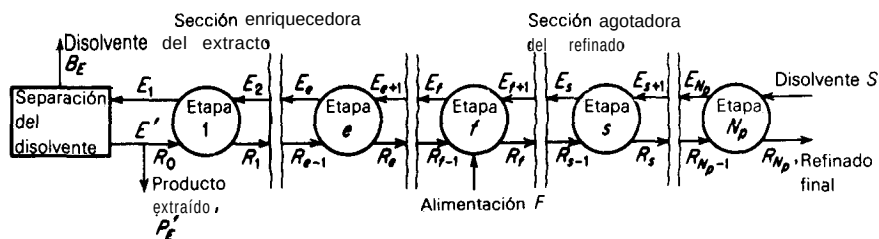


Figura 10.27 Extracción a contracorriente con reflujo.

del extracto, mediante contacto a contracorriente con un refinado líquido rico en C. Éste se obtiene separando el disolvente del extracto E_1 , para producir la corriente libre de disolvente E' , una parte del cual se separa como el producto extraído P'_E y otra parte se regresa como reflujo R'_0 . La sección de **desorción** del refinado de la cascada es la misma que el extractor a contracorriente de la figura 10.18; C se **desorbe** del refinado por contacto a contracorriente con disolvente.

De ordinario, no conviene realizar en coordenadas triangulares la **determinación** gráfica de las etapas necesarias en estas operaciones, debido al amontonamiento ^[76]; así que **sólo** se va a describir el uso de las coordenadas N, X, Y . Para las etapas en la **sección** de **desorción** del refinado, figura 10.27, se aplican los desarrollos para la extracción a contracorriente simple, ecuaciones (10.31) a (10.34); esta **sección** de la planta no necesita entonces seguirse considerando.

En la sección enriquecedora del extracto, un balance de A + C en el separador del disolvente es

$$E'_1 = E' = P'_E + R'_0 \quad (10.39)$$

Sea Δ_E el flujo neto hacia fuera en esta **sección**. Entonces, para su contenido en A + C,

$$\Delta'_E = P'_E \quad (10.40)$$

y para su contenido en C,

$$X_{\Delta E} = X_{PE} \quad (10.41)$$

mientras que para su contenido en R,

$$B_E = \Delta'_E N_{\Delta E} \quad (10.42)$$

El punto Δ_E se **graficó** sobre la figura 10.28, que se trazó para un sistema de dos pares de componentes parcialmente solubles. Para todas las etapas a través de e, un balance de A + C es,

$$E'_{e+1} = P'_E + R'_e = \Delta'_E + R'_e \quad (10.43)$$

$$\Delta'_E = E'_{e+1} - R'_e \quad (10.44)$$

Un balance de C,

$$\Delta'_E X_{\Delta E} = E'_{e+1} Y_{e+1} - R'_e X_{R_e} \quad (10.45)$$

y un balance de B,

$$\Delta'_E N_{\Delta E} = E'_{e+1} N'_{E_{e+1}} - R'_e N_{R_e} \quad (10.46)$$

Puesto que e está en cualquier etapa de esta sección, las líneas que salen del punto Δ_E cortan a las curvas de solubilidad de la figura 10.28 en los puntos que representan al extracto y al refinado que fluyen entre dos etapas adyacentes cualesquiera. Por lo tanto, Δ_E es un punto de diferencia, constante para todas las etapas en esta sección, cuyas coordenadas significan

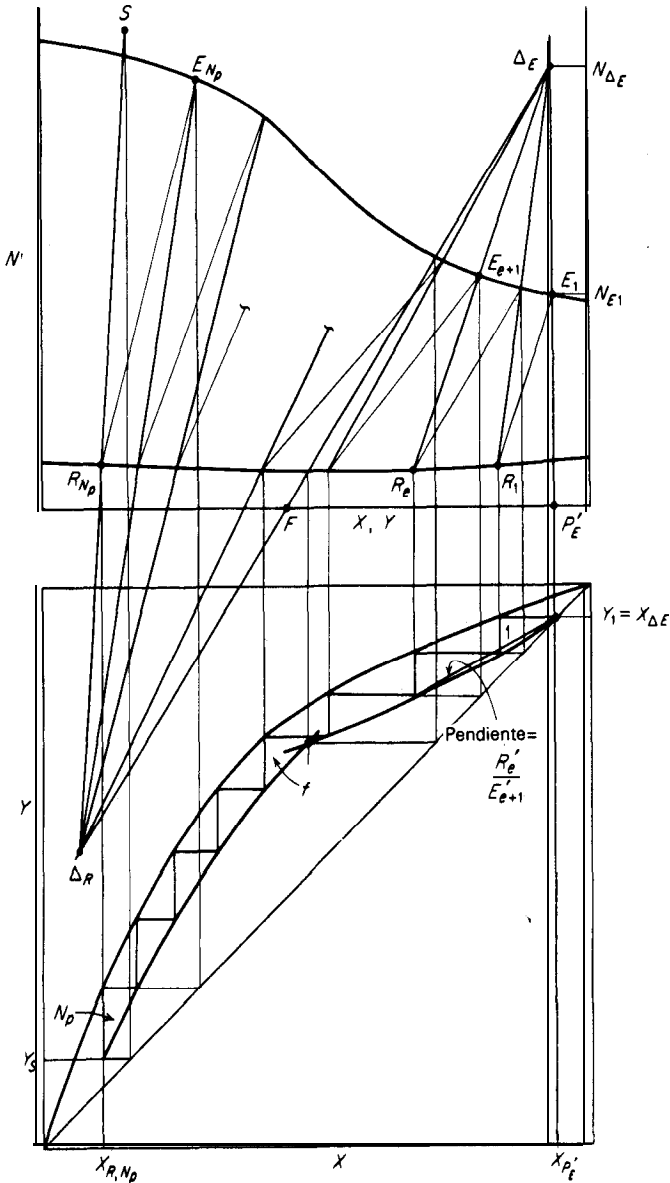


Figura 10.28 Extracción a contracorriente con reflujo.

$$\Delta'_E \begin{cases} N_{\Delta E} = \frac{\text{diferencia en el flujo de B, salida-entrada}}{\text{flujo neto saliente, libre de B}} = \frac{\text{B saliente}}{(A + C) \text{ saliente}} \\ X_{\Delta E} = \frac{\text{diferencia en el flujo de C, salida-entrada}}{\text{flujo neto saliente, libre de B}} = \frac{\text{C saliente}}{(A + C) \text{ saliente}} \end{cases}$$

Entonces, el alternar líneas de unión con las líneas que salen de Δ_E establece las etapas, empezando por la etapa 1 y continuando hasta la etapa de **alimentación**. La figura 10.28 **también** muestra las etapas de **desorción** del refinado, desarrolladas como antes para la extracción a contracorriente.

Resolviendo la **ecuación** (10.43) con (10.45) y (10.46), se obtiene la relación de reflujo en cualquier etapa,

$$\frac{XR'_e}{E'_{e+1}} - \frac{N_{\Delta E} - N_{E_{e+1}}}{N_{\Delta E} - N_{R_1}} = \frac{Y_{e+1}}{X_{\Delta E} - X_{R_1}} = \frac{\text{línea } \Delta_E E_{e+1}}{\text{línea } \Delta_E R_1} \quad (10.47)$$

Esta **relación** puede calcularse a partir de las longitudes de las líneas en el diagrama superior de la figura 10.28 o a partir de la pendiente de una cuerda en el diagrama inferior, como se muestra. La relación de reflujo externo es

$$\frac{R'_0}{P'_E} = \frac{R_0}{P'_E} = \frac{N_{\Delta E} - N_{E1}}{N_{E1}} \quad (10.48)$$

que puede utilizarse para ubicar Δ_E para cualquier relación de reflujo dada.

También pueden hacerse los balances de materia para toda la planta. Para A + C,

$$F' + S' = P'_E + R'_{N_1} \quad (10.49)$$

Utilizando las ecuaciones (10.30) y (10.40), esto se transforma en

$$F' = \Delta'_R + \Delta'_E \quad (10.50)$$

en donde normalmente $F = F'$. Por lo tanto, el punto F debe caer sobre una línea que une los dos puntos de diferencia; la ubicación óptima de la etapa de alimentación está representada por la línea de unión que cruza a la línea $\Delta_R F \Delta_E$, como se muestra. Es clara la similitud de la figura (10.28) con el diagrama de **entalpía-concentración** de la destilación; las dos se vuelven completamente análogas cuando el disolvente **S** es B puro.

Cuanto más arriba esté ubicado Δ_E (y más abajo Δ_R), mayor será la relación de reflujo y menor el número de etapas. Cuando R'_0/P'_E es infinito (relación de reflujo infinito 0 reflujo total), $N_{\Delta E} = \infty$, y resulta el número mínimo de etapas. La capacidad de la planta cae a cero, la alimentación se debe detener y el disolvente B_E se recircula para ser convertido en **S**. La configuración se muestra en la figura 10.29 sobre coordenadas N, X, Y . El diagrama correspondiente XY utiliza la diagonal a 45 ° como líneas de operación en ambos lados de la cascada.

Se requiere un número infinito de etapas, si una línea que sale de Δ_E o de Δ_R coincide con una línea de unión; la relación mayor de reflujo para la cual ocurre esto es la *relación mínima de reflujo*. Esta puede determinarse como en la figura 10.30. Las líneas de unión a la izquierda de **J** se extienden hasta intersectar la línea SR , +, ; aquellas líneas de unión a la derecha de **J** se extienden hasta la línea $P'_E E_1$. Los puntos Δ_{E_m} y Δ_{R_m} para la relación de reflujo mínimo se establecen **selec-**

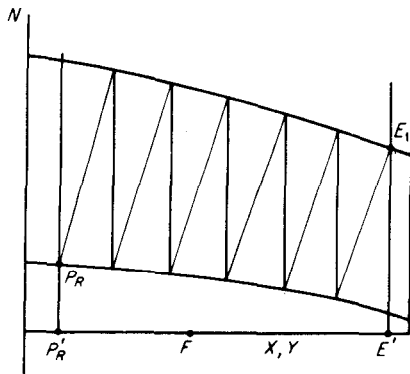


Figura 10.29 Reflujo total.

cionando las intersecciones más alejadas de $N = 0$, lo cual cumple con que Δ_R , Δ_E y F caigan siempre sobre la misma línea recta. La línea de unión J , que cuando se extiende pasa a través de F , con frecuencia establece la relación de reflujo mínimo; la establece siempre, si la curva de **distribución** en el equilibrio XY es cóncava hacia abajo en todas partes.

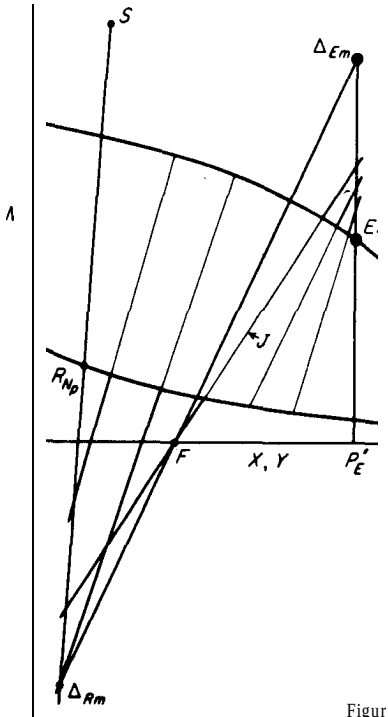


Figura 10.30 **Determinación** de la **relación** de reflujo mínimo.

Ejemplo 10.5 Mil kilogramos por hora de una **solución** que contiene **50%** de **etilbenceno** (A) y 50% de estireno (C) se van a separar a 25 °C en productos que contengan 10% y **90%** de estireno, respectivamente, con dietilen-glicol (B) como disolvente. **(a)** Calcular el **número** mínimo de etapas **teóricas**. **(b)** Calcular la relación de reflujo **mínimo** del extracto. (c) Calcular el número de etapas teóricas y las cantidades importantes del flujo a una relación de reflujo del extracto de 1.5 veces el valor mínimo.

SOLUCIÓN Los datos en el equilibrio de Boobar *et al., Ing. Eng. Chem., 43, 2922 (1951)*, se han convertido a una base libre de disolvente y se tabulan a continuación.

Soluciones ricas en hidrocarburo		Soluciones ricas en disolvente	
X , kg estireno	N , Kg glicol	Y^* , kg estireno	N , kg glicol
kg hidrocarburo	kg hidrocarburo	kg hidrocarburo	kg hidrocarburo
0	0.00675	0	8.62
0.0870	0.00817	0.1429	7.71
0.1883	0.00938	0.273	6.81
0.288	0.01010	0.386	6.04
0.384	0.01101	0.480	5.44
0.458	0.01215	0.557	5.02
0.464	0.01215	0.565	4.95
0.561	0.01410	0.655	4.46
0.573	0.01405	0.674	4.37
0.781	0.01833	0.833	3.47
1.00	0.0256	1.00	2.69

Éstos se **grafican** en el sistema de coordenadas libre de disolvente de la figura 10.31. Las líneas de unión corresponden a los puntos que no están trazados, para mayor claridad. $F = 1\,000$ kg/h, $X_F = 0.5$ fracción peso de estireno, $X_{R_1} = 0.9$, $X_R, N_F = 0.1$, todos en base al libre de disolvente. El punto E_1 se localiza como se muestra. $N_{E_1} = 3.10$.

- a) Las etapas teóricas mínimas se determinan trazando una **línea** de unión desde E_1 , una línea vertical desde R_1 , una línea de unión desde E_2 , etc., hasta que se alcanza el producto refinado, como se muestra. El número mínimo de etapas, que corresponde a las líneas de unión construidas, es 9.5.
- b) La **línea** de unión, que cuando se extiende pasa a través de F , proporciona las relaciones de reflujo mínimo, puesto que da las intersecciones Δ_{E_m} y Δ_{R_m} mas alejadas de la línea $N = 0$. De la gráfica, $N_{\Delta E_m} = 20.76$. Ecuación (10.48):

$$\left(\frac{R_0}{P_E} \right)_m = \frac{20.76 - 3.1}{3.1} = 5.70 \text{ kg reflujo/kg producto extraído}$$

- c) Para $R_0/P_E = 1.5(5.70) = 8.55$ kg reflujo/kg producto extraído [ecuación (10.48)],

$$8.55 = \frac{N_{\Delta E} - 3.1}{3.1}$$

y $N_{\Delta E} = 29.6$. El punto Δ_E se **grafica** como se muestra. Una línea recta desde Δ_E a través de F interseca la línea $X = 0.10$ en Δ_R . $N_{\Delta R} = 29.6$. Las líneas al azar se trazan desde Δ_E para con-

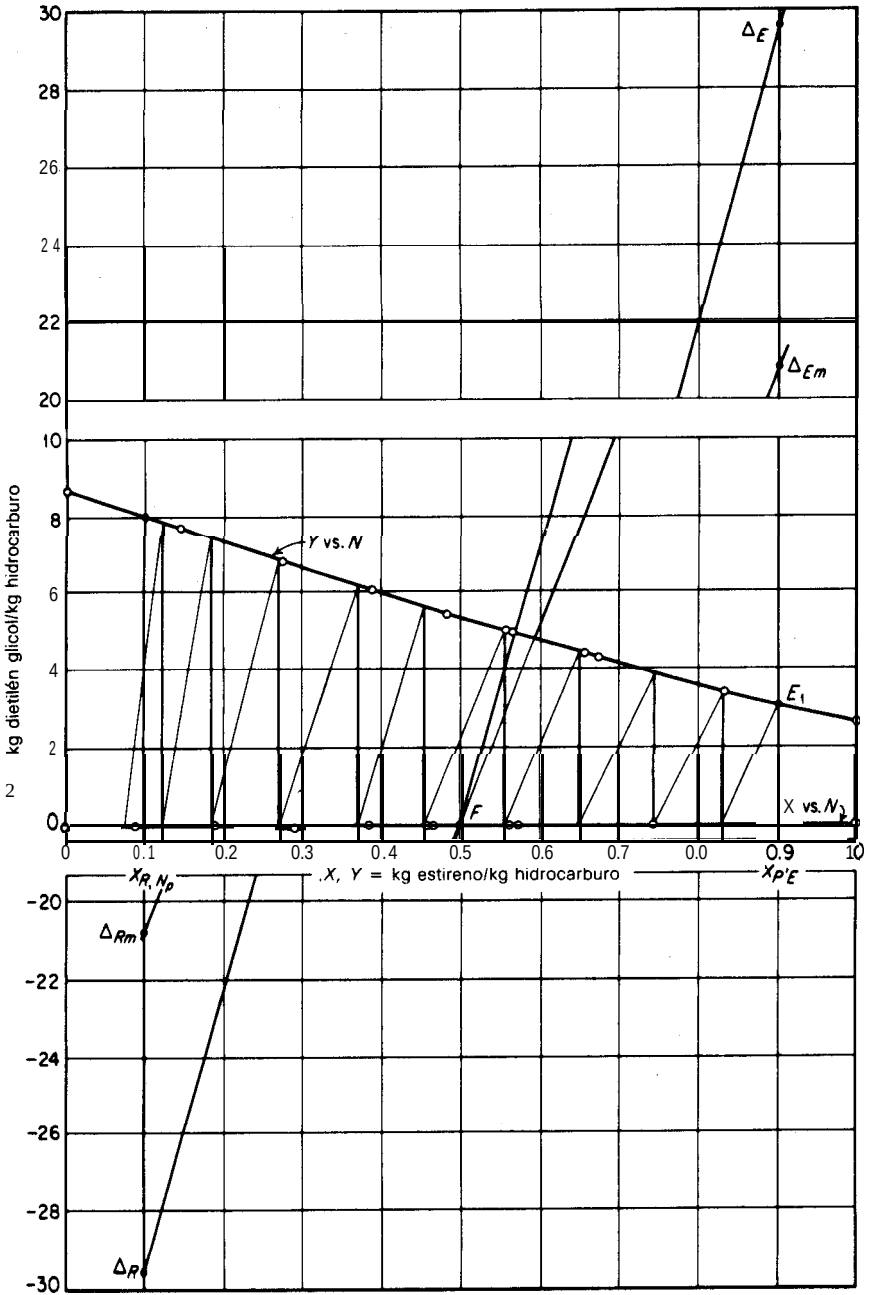


Figura 10.31 Solución al ejemplo 10.5. Etapas mínimas ideales en el reflujo total y ubicación de los puntos de diferencia.

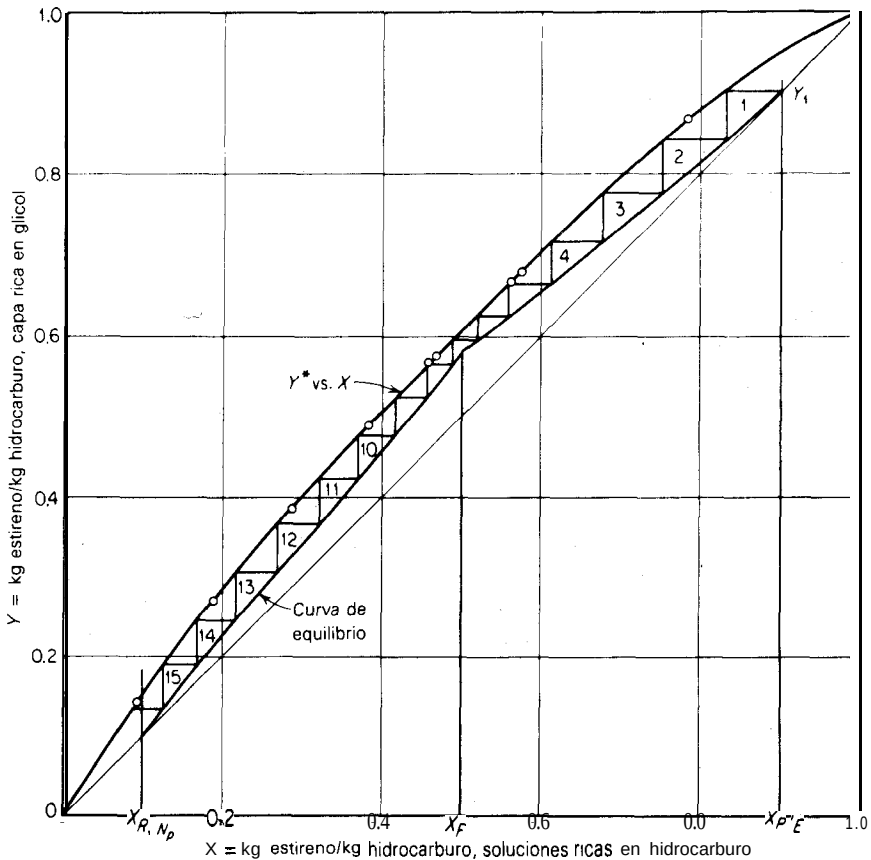


Figura 10.32 Solución al ejemplo 10.5.

centraciones a la derecha de F y desde Δ_R para aquellas a la izquierda; las intersecciones de éstas con las curvas de solubilidad dan las coordenadas de la curva de operación (figura 10.32). Los datos de la línea de unión se graficaron directamente para obtener la curva en el equilibrio. Se ve que el número de etapas teóricas es 15.5; la alimentación se introduce en la séptima a partir del final de la cascada de extracción del producto.

De acuerdo con la figura 10.31, $X_{R,N_p} = 0.10$, $N_{R,N_p} = 0.0082$. En base de 1 h, un balance global de la planta es

$$F = 1000 = P'_E + R'_{N_p}$$

Un balance de C,

$$FX_F = 500 = P_i(0.9) + R'_{N_p}(0.1)$$

Resolviendo por simultáneas, $P'_E = R'_{N_p} = 500$ kg/h.

$$R_0 = R'_0 = 8.55P'_E = 8.55(500) = 4275 \text{ kg/h}$$

Ecuación (10.39):

$$E'_1 = R'_0 + P'_E = 4275 + 500 = 4775 \text{ kg/h}$$

$$B_E = E'_1 N_{E1} = 4775(3.10) = 14\,800 \text{ kg/h}$$

$$E_1 = B_E + E'_1 = 14\,800 + 4775 = 19\,575 \text{ kg/h}$$

$$R_{N_r} = R'_{N_r} (1 + N_{R, N_r}) = 500(1.0082) = 504 \text{ kg/h}$$

$$S = B_E + R'_{N_r} N_{R, N_r} = 14\,800 + 500(0.0082) = 14\,804 \text{ kg/h}$$

Balance económico'

Se pueden hacer diversos tipos de balances económicos para los diferentes diagramas de flujo que se acaban de describir [71, 76]. Por ejemplo, la cantidad de soluto extraído para una **relación** fija **disolvente/alimentación** aumenta al aumentar el número de etapas; por lo tanto, el valor de soluto no extraído puede balancearse contra el costo del equipo de extracción que se requiere para recuperarlo. La cantidad de disolvente por unidad de alimentación, o la relación de reflujo en el caso del último diagrama de flujo descrito, también es objeto de un balance **económico**. Respecto de un grado fijo de extracción, el número de etapas requeridas decrece al aumentar el flujo del disolvente o la relación de reflujo. Puesto que la capacidad del equipo para manejar el mayor flujo del líquido debe aumentar al mismo tiempo, entonces el costo del equipo debe pasar a través de un mínimo. Las soluciones extraídas se vuelven mas diluidas al aumentar el flujo del disolvente y, en consecuencia, el costo de la eliminación del disolvente aumenta. El costo total, que es la suma de los costos de inversión y de **operación**, debe pasar a través de un mínimo en el flujo óptimo del disolvente o en la relación óptima de reflujo. En todos estos balances **económicos**, el costo de la **recuperación** del disolvente es siempre un punto importante; por lo general se debe incluir tanto el costo de recuperación a partir del producto refinado saturado como el costo del extracto.

Extracción fraccionada : Separación de dos solutos

Si una **solución** contiene dos solutos extraíbles, los dos pueden separarse de la solución por extracción a contracorriente con un disolvente adecuado; empero, con este **método** es imposible una gran separación de los solutos, a menos que la relación entre sus coeficientes de distribución sea muy grande.

Sin embargo, mediante las **técnicas** de extracción fraccionada, se puede lograr cierta **separación** siempre y cuando sus coeficientes de distribución sean diferentes. El diagrama de flujo mas sencillo para esta separación se muestra en la figura 10.33. Aquí, los solutos B y C, que constituyen la alimentación, se introducen en una cascada a contracorriente, en donde los disolventes parcialmente solubles A y D fluyen a contracorriente. En la etapa de alimentación, los dos solutos se distribuyen entre los disolventes; el soluto B favorece al disolvente A y el soluto C favorece al disolvente D. En la sección a la izquierda de la etapa de **alimentación**, el disolvente **A** extrae preferentemente a B de D; D sale de esta **sec-**

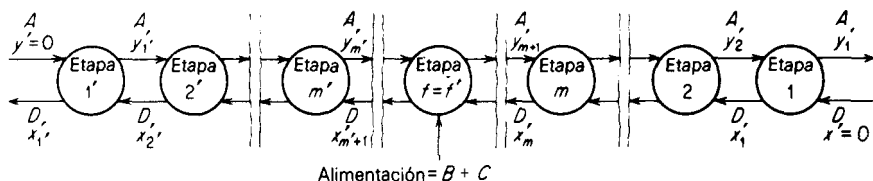


Figura 10.33 Extracción fraccionada.

ción con un contenido de soluto rico en C. En la sección a la derecha de la etapa de alimentación, el disolvente D extrae preferentemente a C de A; A sale con un contenido en soluto rico en B.

Esta operación se va a considerar únicamente en su forma **más** sencilla, en la cual los disolventes A y D son básicamente inmiscibles y entran libres de soluto; asimismo, los solutos B y C se distribuyen independientemente; esto significa que la distribución de cada uno no es modificada por la presencia del otro. A y D van a representar los flujos en peso de estos disolventes, **masa/tiempo**; las concentraciones se van a expresar como

$$y' = \text{masa soluto/masa A} \quad (y'_B \text{ para el soluto B, } y'_C \text{ para el soluto C})$$

$$x' = \text{masa soluto/masa D} \quad (x'_B \text{ para el soluto B, } x'_C \text{ para el soluto C})$$

Considérense las etapas 1' hasta m'. Para *cualquier*, soluto, un balance de materia del soluto es

$$Dx'_{m'+1} = Ay'_{m'} + Dx'_{1'} \quad (10.51)$$

$$\frac{D}{A} = \frac{y'_{m'} - 0}{x'_{m'+1} - x'_{1'}} \quad (10.52)$$

y sólo se necesita agregar los subíndices B o C a las concentraciones, para aplicarlas a los solutos particulares. En forma similar, para las etapas 1 hasta m, para *cualquier* soluto, el balance es

$$Ay'_{m+1} = Dx'_m + Ay; \quad (10.53)$$

$$\frac{D}{A} = \frac{y'_{m+1} - Y_I}{x'_m - 0} \quad (10.54)$$

Las ecuaciones (10.52) y (10.54) representan las líneas de operación respecto de cada soluto, una para cada sección de la cascada, de pendiente D/A . En la figura 10.34 se muestran los diagramas de distribución para los solutos, cada uno de los cuales se distribuye independientemente del otro. Las líneas de operación también se trazaron sobre la figura; las etapas se señalaron de la forma usual, empezando en las etapas 1 y 1'.

Para determinar el número de etapas requeridas en cada sección de la cascada, las concentraciones y los números de las etapas deben hacerse coincidir en él

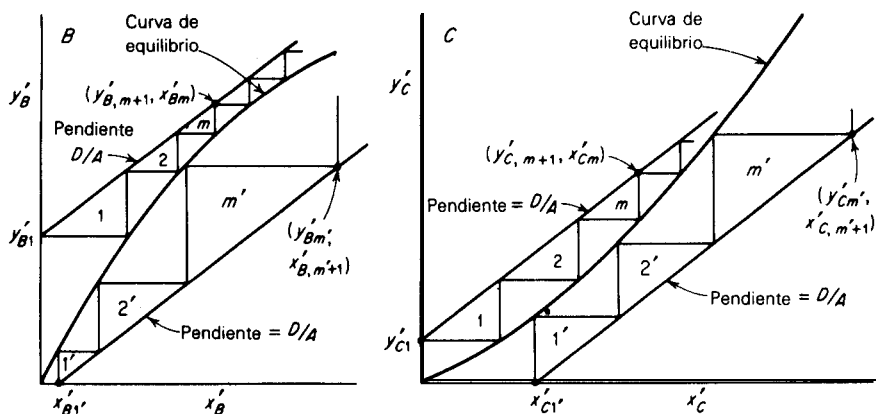


Figura 10.34 Extracción fraccionada, línea de **operación** y etapas.

punto en que se introduzca la **alimentación**. En la etapa de alimentación (que está numerada como f o f') para cualquier soluto, f debe ser la misma, f' debe ser la misma y las concentraciones deben ser iguales cuando se calculan desde cualquiera de los puntos finales de la cascada. Pueden hacerse coincidir **graficando** las concentraciones de B y C en uno de los disolventes contra el número de la etapa, como en la figura 10.35. Entonces, los requerimientos **señalados** antes se logran cuando se puede trazar el **rectángulo HJKL** de la forma que se muestra.

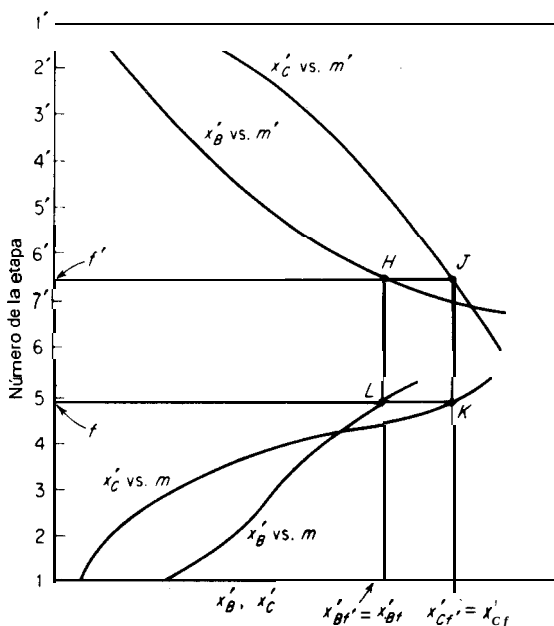


Figura 10.35 Casado de la etapa de **alimentación**.

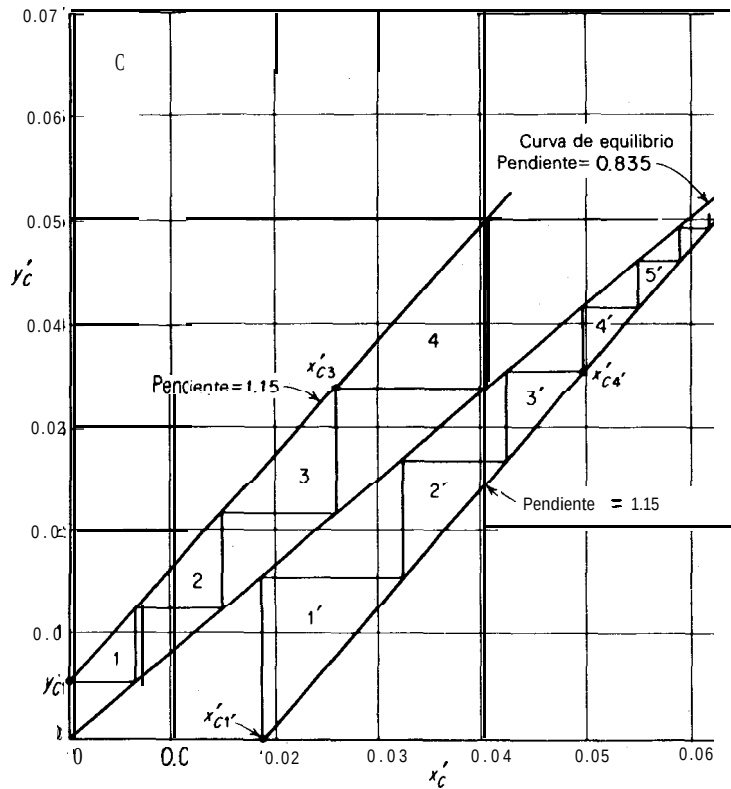
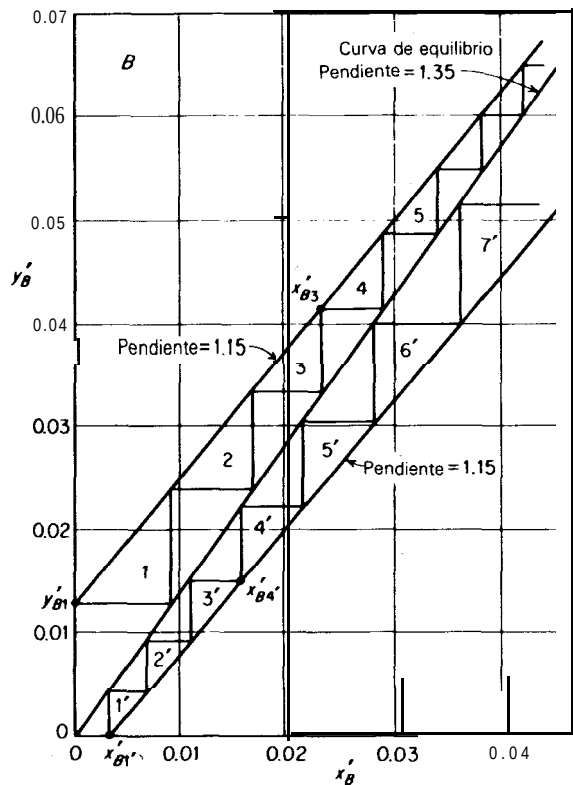


Figura 10.36 Solución al ejemplo 10.6.

En la figura 10.35 se puede ver que la concentración de los dos disolventes es máxima en la etapa de alimentación y mínima en las etapas 1 y 1'. Se deben utilizar los flujos del disolvente que sean suficientes para asegurar que las solubilidades del soluto no sean sobrepasadas en la etapa de alimentación. Al cambiar la relación del disolvente cambia el número total de etapas y la posición relativa de la etapa de alimentación; además, siempre existe una relación del disolvente respecto de la cual el número total de etapas es el mínimo.

El número de etapas puede reducirse utilizando un reflujo del soluto en cualquiera de los puntos finales de la cascada o en ambos. El cálculo de este efecto, el tratamiento de los casos en que las distribuciones del soluto son interdependientes o en que varía la miscibilidad del disolvente y otros diagramas de flujo, exceden la finalidad de este trabajo, pero se analizan de modo exhaustivo en otros [56, 76].

Ejemplo 10.6 Una mezcla que contiene 40% de p-cloro-nitrobenceno (B) y 60% de o-cloro-nitrobenceno (C) se va a separar a un flujo de 100 kg/h en productos que contengan 80 y 1970, respectivamente, del isómero *para después* de eliminar los disolventes. Los disolventes insolubles que se van a utilizar son 2 400 kg/h de heptano (A) y 2 760 kg/h de metanol acuoso (D). Los coeficientes de distribución son constantes e independientes, $y'_B/x'_B = 1.35$ y $y'_C/x'_C = 0.835$. Calcular el número de etapas ideales requeridas y la **posición** de la etapa de alimentación.

SOLUCIÓN El isómero pura (B) favorece al heptano (A) y el orto (C) favorece al metanol (D). Bases: 1 h. Alimentación = 100 kg = 40 kg B, 60 kg C. Sea W = kg producto rico en A. Z = kg

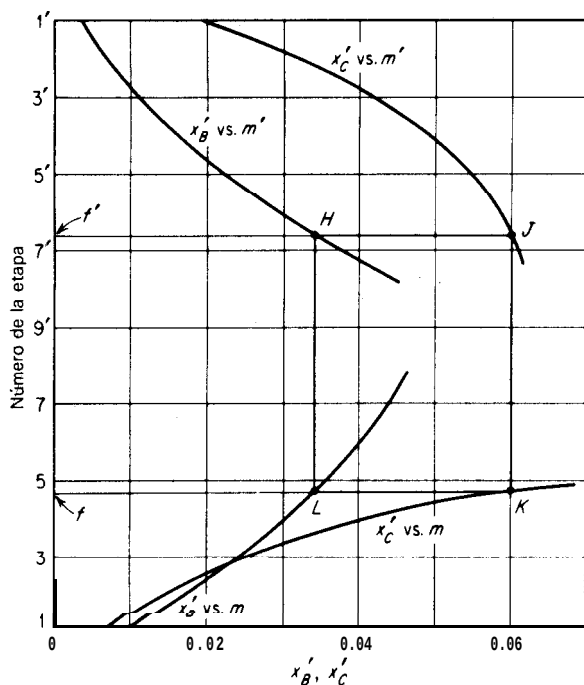


Figura 10.37 Solución al ejemplo 10.6, casado de la etapa de alimentación.

producto rico en **D**, después de la **eliminación** del disolvente. Entonces, los balances de B y C son, respectivamente,

$$\begin{aligned} 0.80W + 0.15Z &= 40 & 0.20W + 0.85Z &= 60 \\ W &= 38.5 \text{ kg (30.8 kg B, 7.7 kg C),} & Z &= 61.5 \text{ kg (9.23 kg B, 52.27 kg C).} \end{aligned}$$

$$x'_{B1} = \frac{9.23}{2760} = 0.00334 \quad x'_{C1} = \frac{52.27}{2760} = 0.01895$$

$$y'_{B1} = \frac{30.8}{2400} = 0.01283 \quad y'_{C1} = \frac{7.7}{2400} = 0.00321$$

$D/A = 2 \text{ } 760/2 \text{ } 400 = 1.15$. Las etapas se construyeron en la figura 10.36; la **igualación** para la etapa de alimentación se muestra en la figura 10.37. De acuerdo con esta última, la etapa de alimentación es $f' = 6.6$ y $f = 4.6$. Por lo tanto, el número total de etapas ideales es $6.6 + 4.6 = 11.2$; la etapa de alimentación es la 4.6 a partir de la entrada del disolvente D.

Sistemas de multicomponentes

Para la mayoría de los sistemas que contienen más de cuatro componentes, es muy **difícil** indicar los datos en el equilibrio y el **cálculo** de las etapas. Algunas de las separaciones más importantes involucran cientos de componentes cuya identidad todavía no se ha establecido firmemente; un ejemplo es la extracción de aceites lubricantes del **petróleo**. En estos casos, es mejor obtener los requerimientos para las etapas en el laboratorio, sin el estudio detallado de los equilibrios. Existen extractores de mezclado-sedimentación en **pequeña** escala, cuya eficiencia de etapa es básicamente del 100%; pueden utilizarse para estudiar los procesos de extracción ^[76], pero deben operarse en forma continua en estado estacionario. Los diagramas de flujo a contracorriente, que son necesarios para la **operación** continua, se pueden simular con **pequeños** lotes de alimentación y disolvente en embudos de **separación**; con frecuencia esto es más conveniente y menos costoso.

Supóngase, por ejemplo, que se desea determinar qué productos se pueden obtener con una extracción a contracorriente de cinco etapas de una alimentación compleja que fluye a $F \text{ kg/h}$, con un disolvente que fluye a $S \text{ kg/h}$. Obsérvese la figura 10.38, donde cada círculo representa un embudo de separación, que cuando se agita adecuadamente y cuando se permite que los líquidos se asienten, representa una etapa ideal. En el embudo **a** se colocan cantidades adecuadas de alimentación y disolvente en la relación F/S ; la mezcla se agita; se deja asentar, y las dos fases se separan. La capa de extracto E' se separa y el refinado R_a se pone en contacto en el embudo **b** exactamente con la misma cantidad de disolvente **S** que se utilizó en el embudo **a**. Los refinados y extractos, las alimentaciones y disolventes, se mueven y se ponen en contacto en la forma que se indica en la figura; cada vez se tiene cuidado de utilizar precisamente la misma cantidad de alimentación y disolvente en las corrientes señaladas F y S , como en el embudo **a**.

Claramente, el extracto E' y el refinado R' no son iguales que los producidos por una extracción a contracorriente continua. Sin embargo, los subsecuentes refinados R'' , R''' , y los extractos E'' , E''' , etc., se aproximarán al resultado requerido. Se puede seguir la aproximación al estado estacionario observando cualquier propiedad de los refinados y extractos que pueda medirse adecuadamente

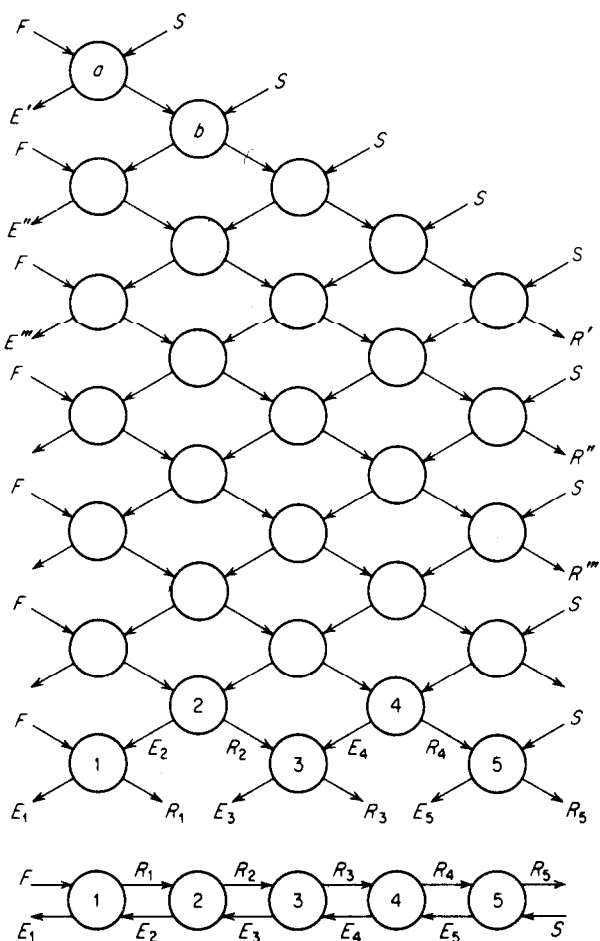


Figura 10.38 Simulación por lotes de una cascada a contracorriente.

(densidad, índice de refracción, etc.). Las propiedades de R' , R'' , etc., llegarán a un valor constante, al igual que las de E' , E'' , etc. Si esto ocurre al tiempo en que se alcanzan el extracto E_1 y el refinado R_5 en la parte superior de la figura 10.38, entonces los embudos del 1 al 5 representan en cada detalle las etapas de la cascada continua que se encuentra exactamente debajo. Así, por ejemplo, el refinado R_3 del embudo 3 tendrá todas las propiedades y el volumen relativo del refinado R_3 de la planta continua.

En forma similar, pueden también estudiarse los diagramas de flujo que incluyen reflujo y extracción fraccionada [76].

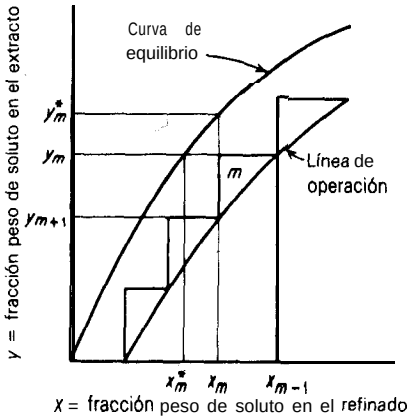


Figura 10.39 Eficiencia de las etapas de Murphree.

Eficiencia de las etapas

Como en el caso del contacto gas-líquido, el comportamiento de las etapas individuales de extracción puede describirse en función de la tendencia al equilibrio realizada por el extracto **efluente** y las corrientes de refinado. La eficiencia de las etapas de Murphree puede expresarse en **función** de las composiciones de los extractos como E_{ME} o en **función** de las composiciones de los refinados como E_{MR} . Aplicando la ecuación (5.39) a la etapa m de la cascada a contracorriente de la figura 10.39, por ejemplo, se obtiene

$$E_{ME} = \frac{y_m - y_{m+1}}{y_m^* - y_{m+1}} \quad E_{MR} = \frac{x_{m-1} - x_m}{x_{m-1} - x_m^*} \quad (10.55)$$

en donde x_m y y_m representan las composiciones reales promedio de los efluentes; y_{m+1} y x_{m+1} representan las composiciones de las corrientes que entran en la etapa. Se puede utilizar cualquier otro conjunto de unidades de concentración. La eficiencia global de las etapas E_0 de una cascada se define sencillamente como la relación entre el número de etapas ideales y el número de etapas reales necesarias para lograr un cambio dado en la concentración.

EXTRACTORES POR ETAPAS

El equipo de extracción por etapas que se utiliza es de dos tipos principalmente: cascadas de mezclado-sedimentación de una y de varias etapas y torres perforadas de varias etapas.

Un *mezclador-sedimentador* es un aparato de una etapa, que generalmente consiste en dos partes: un mezclador para poner en contacto las dos fases líquidas y lograr la transferencia de masa y un sedimentador para separarlas mecánicamente. La operación puede ser continua o por lotes.

Los mezcladores son de dos tipos: mezcladores de flujo y tanques de mezclado. Los *mezcladores de flujo*, o *mezcladores de línea*, son aparatos de volumen muy pequeño colocados en una línea de tubos, como una serie de orificios o boquillas de alimentación [72, 76], a través de los cuales se bombean a corriente paralela los dos líquidos que se van a poner en contacto. La pérdida de energía mecánica que corresponde a la caída de **presión** se utiliza parcialmente para que los líquidos se dispersen uno en el otro. Entonces, la **dispersión** resultante se pasa al sedimentador. Estos aparatos sólo son útiles para **operación** continua. Sus aplicaciones son limitadas: el grado de **dispersión** producida para cierto aparato depende del flujo; además, puede esperarse que la transferencia de masa sea muy pequeña, puesto que el área interfacial específica decae con rapidez al descender la corriente del mezclador [40, 59] y puesto que el tiempo de retención es muy corto.

Tanques con agitación

Estos tanques son del tipo mostrado en el lado derecho de la figura 6.4b y en la figura 6.4c. Si hay una superficie gas-líquido, deben colocarse mamparas para evitar la **formación** de un vórtice. Pueden cubrirse, operarse llenos, en cuyo caso pueden o no tener mamparas. Para la operación continua, los líquidos que se van a poner en contacto pueden entrar en el fondo y salir por la parte superior; en algunos arreglos de cascadas, los líquidos ligeros y pesados entran a través de la pared lateral, cerca de la parte superior y del fondo del tanque, respectivamente, y salen a través de una salida en la pared opuesta al impulsor. Para la operación por lotes, el tanque de mezclado puede actuar como sedimentador después de que se detiene la agitación.

Los impulsores son, generalmente, del tipo de turbina de hoja plana, figura 6.3b y c; están localizados ya en el centro del tanque, ya cerca de la entrada inferior de los líquidos. La relación **impulsor/diámetro** del tanque, d_i/T , comúnmente **está** en el rango de 0.25 a 0.33.

Dispersiones La mezcla de los **líquidos** producida consiste en **pequeñas** gotas de **un** líquido disperso en un continuo del otro. Los **diámetros** de las gotas generalmente están en el rango de 0.1 a 1 mm de diámetro. No pueden ser demasiado **pequeñas**, porque sería difícil la sedimentación posterior. Generalmente, el líquido que fluye con el flujo volumétrico menor se dispersará en el otro, pero se debe mantener cierto control. Para la operación continua, el tanque debe llenarse con el líquido que va a ser la fase continua; durante la agitación, se pueden introducir los dos líquidos en la relación deseada. Para la operación por lotes, el líquido en **el** cual está sumergido el impulsor, cuando está en reposo, es de ordinario el continuo. Generalmente es difícil que ϕ_D , la fracción volumen de la fase dispersa, mantenga valores mayores de 0.6 a 0.7; tratar de aumentarla por arriba de estos valores, con frecuencia provoca la inversión de la dispersión (la fase continua se vuelve la dispersa) [37, 49, 83].

Potencia para la agitación La potencia para la agitación de las mezclas de dos fases líquidas mediante turbinas de disco de hoja plana esta dada por las curvas c (mamparas) y g (sin mamparas, total, sin vórtices) de la figura 6.5, siempre que se utilicen densidades ρ_M y viscosidades μ_M promedio adecuadas.

$$\rho_M = \rho_C \phi_C + \rho_D \phi_D \quad (10.56)$$

Tanques con mamparas:

$$\mu_M = \frac{\mu_C}{\phi_C} \left(1 + \frac{1.5 \mu_D \phi_D}{\mu_C + \mu_D} \right) \quad (10.57)$$

Tanques sin mamparas, sin interfase gas-líquido, sin vórtice:

$$\mu_M = \begin{cases} \frac{\mu_w}{\phi_w} \left(1 + \frac{6 \mu_o \phi_o}{\mu_o + \mu_w} \right) & \phi_w > 0.4 \\ \frac{\mu_o}{\phi_o} \left(1 - \frac{1.5 \mu_w \phi_w}{\mu_o + \mu_w} \right) & \phi_w < 0.4 \end{cases} \quad (10.58)$$

$$(10.59)$$

en donde los **subíndices** o y w se refieren a líquidos **orgánicos** y acuosos, respectivamente [la diferencia respecto a las ecuaciones (10.58) y (10.59) puede relacionarse adecuadamente con cual es el líquido que se **dispersa**]. La viscosidad de una mezcla puede ser mayor que la de cualquiera de los componentes. Para otros tipos de turbinas véase la referencia 46.

Retención de la fase dispersa A niveles relativamente bajos de la potencia del agitador, la retención ϕ_D de la fase dispersa en el tanque sera menor que en su fracción en la mezcla de alimentación. $\phi_{DF} = q_{DF} / (q_C + q_{DF})$. El valor de ϕ_D tendra al de ϕ_{DF} al aumentar la potencia de agitación. Para ϕ_D / ϕ_{DF} en el rango 0.5 a 0.95, lo siguiente da estimaciones para las circunstancias indicadas [81]. No se puede esperar una **predicción** exacta debido al rango relativamente limitado de los estudios, los cuales están lejos de haberse terminado. Para flujo continuo:

Tanques con mamparas. potencia del impulsor/vol. del tanque $> 105 \text{ W/m}^3 = 2.2 \text{ ft lb}_f/\text{ft}^3 \text{ s}$:

$$\frac{\phi_D}{\phi_{DF}} = 0.764 \left(\frac{P q_D \mu_C^2}{v_L \sigma^3 g_c} \right)^{0.300} \left(\frac{\mu_C^3}{q_D \rho_C^2 \sigma g_c} \right)^{0.178} \left(\frac{\rho_C}{\Delta \rho} \right)^{0.0741} \left(\frac{\sigma^3 \rho_C g_c^3}{\mu_C^4 g} \right)^{0.276} \left(\frac{\mu_D}{\mu_C} \right)^{0.136} \quad (10.60)$$

Tanques sin mamparas, total, sin superficie gas-líquido, sin vórtice:

$$\frac{\phi_D}{\phi_{DF}} = 3.39 \left(\frac{P q_D \mu_C^2}{v_L \sigma^3 g_c} \right)^{0.247} \left(\frac{\mu_C^3}{q_D \rho_C^2 \sigma g_c} \right)^{0.427} \left(\frac{\rho_C}{\Delta \rho} \right)^{0.430} \left(\frac{\sigma^3 \rho_C g_c^3}{\mu_C^4 g} \right)^{0.401} \left(\frac{\mu_D}{\mu_C} \right)^{0.0987} \quad (10.61)$$

Las cantidades entre parentesis son adimensionales. Si al calcular ϕ_D / ϕ_{DF} resulta mayor de 1.0, debe tomarse como 1.0. Pueden esperarse algunas anomalías para agua dispersa en hidrocarburos.

ha interfacial específica y tamaño de la gota Generalmente, el **área** interfacial en los tanques de extracción se ha medido mediante una técnica de transmitancia de luz [10]. Varía considerablemente con la ubicación del tanque [58, 81]. La turbulencia intensa en la punta del impulsor hace que sea **pequeño** el **tamaño** de las gotas; consecuentemente, a es grande. Las gotas coalescen cuando fluyen a las regiones **más** tranquilas alejadas del impulsor y el **brea específica** se vuelve menor. El **área** específica promedio y el **tamaño** de la gota **están** relacionadas mediante la **ecuación** (6.9):

$$a = \frac{6 \phi_D}{d_p} \quad (6.9)$$

Se han hecho muchos estudios en tanques con mamparas, pero son relativamente pocos los estudios en tanques sin mamparas. Las mediciones se han hecho en ausencia de transferencia de masa, la cual probablemente influye sobre la rapidez de coalescencia de las gotas; de ordinario, se efectúan con un líquido **orgánico** disperso en una fase acuosa. Se recomiendan las siguientes correlaciones: Tanques sin mamparas [6]:

$$\frac{4}{d_p^0} = 1 + 1.18\phi_D \left(\frac{\sigma_c^2 g_c^2}{d_p^2 \mu_c^2 g} \right) \left(\frac{\mu_c^4 g}{\Delta \rho \sigma_c^3 g_c^3} \right)^{0.62} \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_c} \right)^0 \quad (10.62)$$

en donde d_p^0 esta dada por

$$\frac{d_p^0 \rho_c^2 g}{\mu_c^2} = 29 \left(\frac{v_L^3 \rho_c^2 \mu_c g^4}{P^3 g_c^3} \right)^{0.32} \left(\frac{\sigma_c^3 \rho_c g_c^3}{\mu_c^4 g} \right)^{0.14} \quad (10.63)$$

Los grupos entre paréntesis son adimensionales. Tanques sin mamparas, llenos, sin superficie **gas-líquido**, sin **vórtice** [81]†

$$d_p = 10^{2.066 + 0.732\phi_D} \left(\frac{\mu_c}{\rho_c} \right)^{0.0473} \left(\frac{P g_c}{v_L \rho_M} \right)^{-0.204} \left(\frac{\sigma g_c}{\rho_c} \right)^{0.27} \quad (10.64)$$

Coefficientes de transferencia de masa Son relativamente pocas las mediciones de coeficientes globales de transferencia de masa para sistemas líquido-líquido en tanques con agitación [72, 76]; mas pocos aún son los estudios de k_c para la fase continua [33, 42, 58], y demasiado pocos los realizados para una generalización útil. Por otra parte, hay bastantes estudios sobre la transferencia de masa de partículas sólidas. Para las partículas sólidas pequeñas, que están mas estrechamente relacionadas, en tamaño al menos, con las gotas en un tanque bien agitado, la relación recomendada es [36]:

$$\text{Sh}_C = \frac{k_{LC} d_p}{D_C} = 2 + 0.47 \left[d_p^{4/3} \left(\frac{\mu_c}{v_L} \right)^{1/3} \frac{\rho_c^{2/3}}{\mu_c} \right]^{0.62} \left(\frac{d_i}{T} \right)^{0.17} \left(\frac{\mu_c}{\rho_c D_C} \right)^{0.36} \quad (10.65)$$

El grupo entre parentesis cuadrados es una forma del número de partícula de Reynolds, como se muestra en el capítulo II. Se sabe que los valores de k_{LC} para partículas líquidas son mayores que para partículas sólidas, [42, 58] y se sospecha que eso se debe a la coalescencia de las gotas y a la ruptura de las mismas. En cualquier caso, puede esperarse que la ecuación (10.65) proporcione valores moderados.

Para gotas **pequeñas** con circulación interna, similares a las gotas que se encuentran aquí, el coeficiente de la fase dispersa esta dado por [15]

$$k_{LD} = -\frac{d_p}{6\theta} \ln \left[\frac{3}{8} \sum_{n=1}^{\infty} B_n^2 \exp \left(-\frac{\lambda_n 64 D_D \theta}{d_p^2} \right) \right] \quad (10.66)$$

en donde θ es el tiempo que las gotas permanecen en el tanque. B_n y λ_n son valores propios dados en la tabla 10.1. Entonces, en ausencia de cualquier reacción química o resistencia interfacial (véase el capítulo 5),

$$\frac{1}{K_{LD}} = \frac{1}{k_{LD}} + \frac{1}{m_{CD} k_{LC}} \quad (10.67)$$

en donde m_{CD} es el coeficiente de **distribución**, dc_c/dc_D .

† La ecuación (10.64) es para unidades SI. Para unidades de ft , lb_f , lb_m , s , el coeficiente = $10^{-1.812 + 0.732\phi_D}$

Tabla 10.1 Valores propios para las gotas con circulación †

$k_C d_p / D_C$	λ_1	λ_2	λ_3	B_1	B_2	B_3
3.20	0.262	0.424		1.49	0.107	
5.33	0.386					
8.00	0.534					
10.7	0.680	4.92		1.49	0.300	
16.0	0.860	5.26		1.48	0.382	
21.3	0.982	5.63		1.47	0.428	
26.7	1.082	5.90	15.7	1.49	0.49s	0.20s
53.3	1.324	7.04	17.5	1.43	0.603	0.298
107	1.484	7.88	19.5	1.39	0.603	0.384
213	1.560	8.50	20.8	1.31	0.588	0.3%
320	1.60	8.62	21.3	1.31	0.583	0.391
∞	1.656	9.08	22.2	1.29	0.596	0.386

† Elzinga y Banchero: *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, **55(29)**, 149 (1959), con permiso.

Eficiencia de las etapas En vista de la incertidumbre en los datos de transferencia de masa, es razonable utilizar una versión simplificada del número de las unidades de transferencia [compárese la ecuación (8.43)]. Para la fase dispersa,

$$N_{IOD} = \int_{c_{2D}}^{c_{1D}} \frac{dc_D}{c_D - c_D^*} \quad (10.68)$$

en donde la concentración de la fase dispersa cambia desde c_{1D} hasta c_{2D} y c_D^* es la concentración de la fase dispersa en equilibrio con la fase continua. Se ha establecido que los líquidos en un tanque bien agitado se mezclan completamente, de forma que en cualquier punto las concentraciones sean constantes y con el valor de los efluentes [58]. Entonces,

$$N_{IOD} = \frac{1}{c_{2D} - c_{2D}^*} \int_{c_{2D}}^{c_{1D}} dc_D = \frac{c_{1D} - c_{2D}}{c_{2D} - c_{2D}^*} \quad (10.69)$$

$$N_{IOD} = \frac{z}{H_{IOD}} = \frac{Z}{V_D / K_{LD} a} \quad (10.70)$$

La eficiencia de Murphree de la fase dispersa E_{MD} está dada por la ecuación (5.39) adaptada a la situación presente:

$$\begin{aligned} E_{MD} &= \frac{c_{1D} - c_{2D}}{c_{1D} - c_{2D}^*} = \frac{c_{1D} - c_{2D}}{(c_{1D} - c_{2D}) + (c_{2D} - c_{2D}^*)} \\ &= \frac{(c_{1D} - c_{2D}) / (c_{2D} - c_{2D}^*)}{(c_{1D} - c_{2D}) / (c_{2D} - c_{2D}^*) + 1} = \frac{N_{IOD}}{N_{IOD} + 1} \end{aligned} \quad (10.71)$$

Cuando no hay reacciones químicas lentas, como las que pueden ocurrir durante la extracción de metales de sus licores de lixiviación de sus menas, y cuando no hay resistencia interfacial, es de esperarse que las eficiencias de las etapas en los tanques bien agitados sean grandes; entonces, por lo general, son muy adecuados los tiempos de retención relativamente cortos (60 s). En cualquier caso, las ecuaciones anteriores sólo dan estimaciones aproximadas; así que los estudios experimentales con sistemas nuevos son esenciales antes de terminar el diseño.

Recirculación El **área** interfacial, con la menor cantidad de líquido disperso, puede ser pequeña, **especialmente** cuando la relación entre los flujos de los líquidos es **pequeña**. Entonces la recirculación de parte del líquido sedimentado al mezclador puede mejorar la eficiencia de las etapas. La recirculación de ese líquido favorecido por la distribución del soluto (con frecuencia el líquido minoritario) aumenta la eficiencia de la etapa, mientras que la recirculación del otro o de los dos, la reduce [73].

Ejemplo 10.7 Un tanque cubierto, con mamparas, de 0.5 m (19.7 in) de diámetro, 0.5 m de profundidad, se va a utilizar para la extracción continua de ácido benzoico en agua [$3(10^{-3}) \text{ m}^3/\text{s} = 6.36 \text{ ft}^3/\text{min}$], con tolueno [$3(10^{-4}) \text{ m}^3/\text{s}$] como disolvente. Los líquidos van a fluir en forma ascendente a corriente paralela, hasta llenar el tanque; no habrá interfase gas-líquido; por ende, tampoco **habrá** vórtices. Una turbina de disco de hoja plana, con 6 hojas, 0.15 m (6 in) de **diámetro**, se va a colocar axial y centralmente; girará a 13.3 rps (800 rpm). Las propiedades del líquido son:

	Solución acuosa	Solución de tolueno
Densidad, ρ	998 kg/m^3	865 kg/m^3
Viscosidad, μ	$0.95 \times 10^{-3} \text{ kg}/\text{m} \cdot \text{s}$	$0.59 \times 10^{-3} \text{ kg}/\text{m} \cdot \text{s}$
Difusividad, D	$2.2 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$	$1.5 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$
Tensión interfacial, $\sigma = 0.022 \text{ N}/\text{m}$		
Coefficiente de distribución = $c_{\text{tolueno}}/c_{\text{agua}} = 20.8$		

Calcular la eficiencia que se puede esperar de las etapas.

SOLUCIÓN En vista de la relación de flujo, el tolueno se va a dispersar. Volumen del tanque = $\pi(0.5)^2(0.5)/4 = 0.09817 \text{ m}^3$.

$\phi_{DF} = 3(10^{-4})/[3(10^{-3}) + 3(10^{-4})] = 0.0909$ fracción vol. de tolueno en la mezcla de alimentación. $q_D = 3(10^{-4}) \text{ m}^3/\text{s}$ tolueno.

$$\frac{\mu_c^3}{q_D \rho^2 \sigma c_c} = \frac{(0.95 \times 10^{-3})^3}{(3 \times 10^{-4})(998)^2(0.022)(1)} = 1.304 \times 10^{-10}$$

$$\frac{\rho_c}{\Delta \rho} = \frac{998}{998 - 865} = 7.504$$

$$\frac{\sigma^3 \rho_c g_c^3}{\mu_c^4} = \frac{(0.022)^3(998)(1)}{(0.95 \times 10^{-3})^4(9.807)} = 1.330 \times 10^9$$

$$\frac{\rho_D}{r_o} = \frac{0.59 \times 10^{-3}}{9.5 \times 10^{-3}} = 0.0621$$

Tentativamente, tómese $\phi_D/\phi_{DF} = 0.9$; $\phi_D = 0.9(0.0909) = 0.0818$ Ecuación (10.56):

$$\rho_M = 998(1 - 0.0818) + 865(0.0818) = 987 \text{ kg}/\text{m}^3$$

Ecuación (10.58):

$$\mu_M = \frac{(0.95 \times 10^{-3})}{1 - 0.0818} \left[1 + \frac{6(0.59 \times 10^{-3})(0.0818)}{0.59 \times 10^{-3} + 0.95 \times 10^{-3}} \right] = 1.067 \times 10^{-3} \text{ kg}/\text{m} \cdot \text{s}$$

$$\text{Número de Reynolds del impulsor} = \frac{d_i^2 N \rho}{\mu_M} = \frac{(0.15)^2(13.3)(987)}{1.067 \times 10^{-3}} = 277\,000$$

Figura 6.5, curva g:

$$P_o = 0.72$$

$$P = \frac{P_o \rho_M N^3 d_i}{g_c} = \frac{0.72(987)(13.3)^3(0.15)^5}{1} = 127 \text{ W potencia del impulsor}$$

$$\frac{P q_D \mu_c^2}{\nu_L \sigma^3 g_c^2} = \frac{127(3 \times 10^{-4})(0.95 \times 10^{-3})^2}{0.09817(0.022)^3(1)} = 0.0329$$

Ecuación (10.61): $\phi_D/\phi_{DF} = 0.907$. Este valor está lo suficientemente cercano al 0.9 estimado; es aceptable.

$$\phi_D = 0.907(0.0909) = 0.0824 \quad \frac{\mu_c}{\rho_c} = \frac{0.95 \times 10^{-3}}{998} = 9.52 \times 10^{-7} \text{ m/s}^2$$

$$\frac{\sigma P g_c}{\nu_L \rho_M} = \frac{127(1)}{0.0982(987)} = 1.311 \quad \frac{4}{\rho_c} = \frac{4}{998} = 4.01 \times 10^{-3}$$

Ecuación (10.64):

$$d_p = 2.55 \times 10^{-4} \text{ m} \quad a = \frac{6\phi_D}{d_p} = 1940 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$Sc_c = \frac{\mu_c}{\rho_c D_c} = \frac{0.95 \times 10^{-3}}{998(2.2 \times 10^{-9})} = 433$$

Ecuación (10.65):

$$Sh_c = \frac{k_{LC} d_p}{D_c} = 65.3$$

$$k_{LC} = \frac{65.3 D_c}{d_p} = 5.45 \times 10^{-4} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol/m}^3)$$

$$\theta = \frac{\nu_L}{q_c + q_D} = 29.8 \text{ s}$$

Tabla (10.1):

	$\lambda_1 = 1.359$	$\lambda_2 = 7.23$	$\lambda_3 = 17.9$
	$B_1 = 1.42$	$B_2 = 0.603$	$B_3 = 0.317$
n	1	2	3
$B_n^2 \exp(-\lambda_n 64 D_D \theta / d_p^2)$	2.18×10^{-26}	0	0

Ecuación (10.66):

$$k_{LD} = 8.57 \times 10^{-5} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol/m}^3)$$

$$m_{CD} = \frac{1}{20.8} = 0.0481$$

Ecuación (10.67):

$$K_{LD} = 2.01 \times 10^{-5} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol/m}^3)$$

$$Z = 0.5 \text{ m} \quad V_D = \frac{3 \times 10^{-4}}{\pi(0.5)^2/4} = 1.528 \times 10^{-3} \text{ m/s}$$

Ecuación (10.70):

$$N_{10D} = \frac{0.5}{1.528 \times 10^{-3} / [(2.01 \times 10^{-5})(1940)]} = 12.76$$

Ecuación (10.71):

$$E_{MD} = 0.93 \quad \text{Respuesta.}$$

Emulsiones y dispersiones

La mezcla de líquidos que salen de cualquier aparato de mezclado, una emulsión, está formada por gotas **pequeñas** de un líquido completamente disperso en un continuo del otro. La estabilidad, o permanencia, de la emulsión es de **la** máxima importancia en la extracción líquida, puesto que es necesaria para separar las fases en cada etapa de extracción. Las emulsiones estables, aquellas que no se sedimentan ni coalescen rápidamente, deben evitarse. Para que una emulsión se “rompa”, o para que sus fases se separen por completo, debe suceder tanto la sedimentación como la coalescencia de la fase dispersa.

La rapidez de sedimentación de una emulsión en reposo es mayor, si es grande el tamaño de las gotas, grande la diferencia de densidad entre los líquidos y pequeña la viscosidad de la fase continua. Las emulsiones estables, aquellas que se sedimentan sólo después de grandes periodos, se forman generalmente cuando el diámetro de las gotas dispersas es del orden de 1 a 1.5 μ ; por su parte, las dispersiones con diámetro de partícula de 1 mm o mayor se sedimentan generalmente con rapidez;

La coalescencia de las gotas sedimentadas es tanto más rápida cuanto mayor es la tensión interfacial. Por lo común, la tensión interfacial es baja para los líquidos de alta solubilidad mutua; disminuye en presencia de agentes **emulsificantes** o humectantes. Además, la viscosidad elevada de la fase continua impide la coalescencia al reducir la rapidez con la cual se separa la película residual entre las gotas. Las partículas de polvo que generalmente se acumulan en la interfase entre los líquidos, también impiden la coalescencia.

En el caso de una emulsión inestable, la mezcla se sedimenta y coalesce rápidamente en dos fases líquidas después de que la agitación se ha detenido, a menos que la viscosidad sea alta. Generalmente, la aparición de una interfase muy bien definida entre las fases (ruptura primaria) es muy rápida, pero una de las fases -comúnmente la que se encuentra en la cantidad mayor-, permanece nublada por una fina niebla o neblina, una dispersión de la otra fase. Al final, la neblina se sedimentará y la fase nublada quedará clara (ruptura secundaria), pero esto puede tomar bastante tiempo. La ruptura primaria de una emulsión inestable es generalmente tan rápida que para producirla basta con detener la agitación durante unos minutos. En una operación continua en varias etapas, generalmente no es práctico mantener la mezcla entre las etapas el tiempo suficiente para lograr la ruptura secundaria.

Sedimentadores

En la extracción continua, la dispersión que sale del mezclador debe pasarse a un sedimentador o decantador, en donde ocurre cuando menos la ruptura primaria. Los arreglos típicos de sedimentadores por gravedad se muestran en la figura 10.40. El **diseño** más sencillo, el de la figura 10.40a, es tal vez el **más** común: para evitar que la dispersión entrante perturbe excesivamente el contenido del tanque, se usa la mampara de entrada del tipo de “cerca de estacas”. De este modo, las gotas se sedimentan en la parte principal del tanque, en donde la velocidad debe ser lo suficientemente baja para prevenir turbulencias. A flujos mayores para un

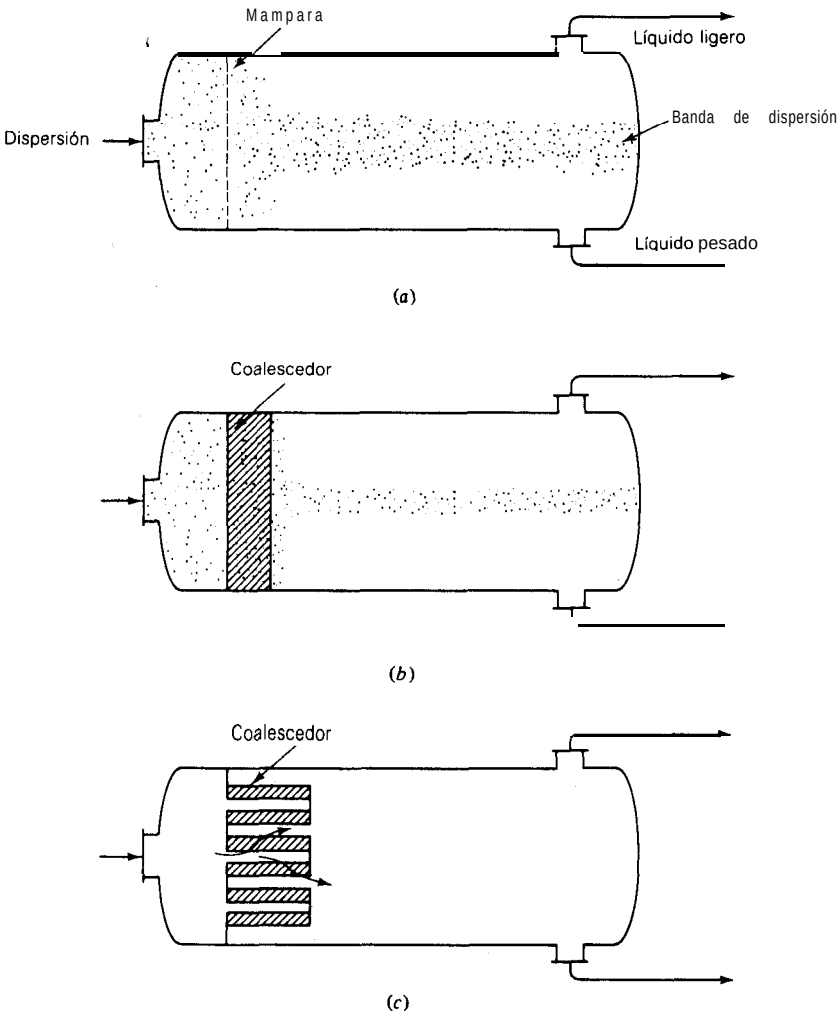


Figura 10.40 Sedimentadores por gravedad (esquemático): (a) sencillo; (b) y (c) con cóalescedor.

tanque dado, mayor espesor de la banda de dispersión; al final, por las salidas sale una dispersión no sedimentada, que por supuesto debe evitarse. Aunque se ha efectuado una gran cantidad de estudios fundamentales ^[1, 28], los métodos de **diseño** todavía son empíricos y arbitrarios. Hay tres aproximaciones al **diseño**: (a) que haya el tiempo suficiente de residencia con base en las observaciones de laboratorio sobre la sedimentación, (b) el cálculo del flujo para producir un espesor adecuado de la banda de dispersión y (c) el cálculo del tiempo de asentamiento de las gotas individuales a través de un líquido claro por arriba y abajo de la banda de dispersión. Ninguno de estos métodos es muy seguro ^[12]. Si no existen trabajos experimentales **relativos** a la dispersión por tratar, una primera estimación del **tamaño** del sedimentador puede hacerse mediante la expresión empírica?

$$T_s = 8.4(q_c + q_d)^{0.5} \quad (10.72)$$

que se desarrolló con base en las **rapideces** típicas de sedimentación de las gotas en la fase dispersa ^[18] y en una **relación** longitud/diámetro para el tanque igual a 4.

Auxiliares de la sedimentación La dispersión puede pasarse a través de un **coalescedor**, con el fin de aumentar el **tamaño** de las gotas y, por ende, su rapidez de sedimentación. Normalmente, los coalescedores son lechos relativamente estrechos de sustancias de **superficie** extendida y con huecos relativamente grandes, tal como aserrín (especial para coalescer las salmueras que **acompañan** al petróleo crudo), la lana de acero, fibra de vidrio, tela de polipropileno, anillos de Raschig y similares ^[20, 66]. Uno de los mejores coalescedores es una mezcla de fibras de algodón y lana de vidrio, o de fibras de **algodón** y de Dynel ^[53]. En la figura 10.40b se muestra un arreglo sencillo; otro más elaborado, pero muy efectivo, se muestra en la figura 10.40c ^[76]. Las **membranas de separación** son membranas porosas, humedecidas de preferencia con la fase continua, que previenen el paso de la fase dispersa no humedecedora a caídas bajas de presión, pero que dejan pasar libremente el líquido continuo. Pueden colocarse en la salida del **decanador** ^[76].

Cascadas de mezclador-sedimentador

Una planta de extracción continua en multietapas constará del número requerido de etapas arregladas de acuerdo **con** el diagrama de flujo deseado. Cada etapa estará formada, al menos, por un mezclador y un sedimentador, como en la planta a contracorriente de la figura 10.41. De ordinario, los líquidos se bombean de una etapa a la siguiente, pero a veces se puede arreglar el flujo por gravedad si se posee suficiente espacio. Se han diseñado muchos arreglos para reducir la cantidad

† La **ecuación** (10.27) es satisfactoria únicamente para unidades SI. Para T_s en ft, q en gal/min, el coeficiente es 0.22.

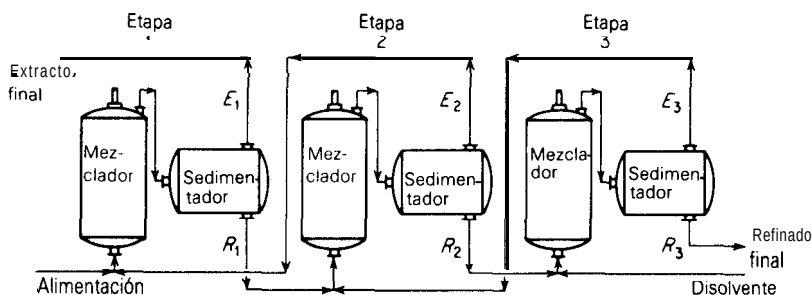


Figura 10.41 Diagrama-sedimentador a contracorriente en tres etapas.

de tuberías entre las etapas y el costo correspondiente [76]. La figura 10.42 es uno de ellos: los tanques de mezclado están sumergidos en los grandes tanques sedimentadores circulares, los líquidos pesados fluyen por gravedad, los líquidos ligeros por empuje del aire y la recirculación del líquido ligero sedimentado hacia el mezclador se logra por un sobreflujo. La figura 10.43 es típica de varios diseños de los llamados extractores de “caja”, diseñados para evitar las tuberías intermedias. Los mezcladores y sedimentadores tienen una sección transversal rectangular; de ahí el nombre de “caja”; están arreglados en posiciones alternadas para las etapas adyacentes, como se muestra en la vista plana de la figura 10.43. Otro arreglo coloca las etapas una encima de la otra, en una pila vertical, con los impulsores de mezclado sobre una barra común; este rearrreglo utiliza a los impulsores no sólo como aparatos mezcladores [73], sino también como bombas.

Tomes de platos perforados

Estas torres de varias etapas a contracorriente, tanto con respecto a la capacidad de manejo del líquido como a la eficiencia en la extracción, son muy efectivas, en particular para sistemas de baja tensión interfacial que no requieren agitación

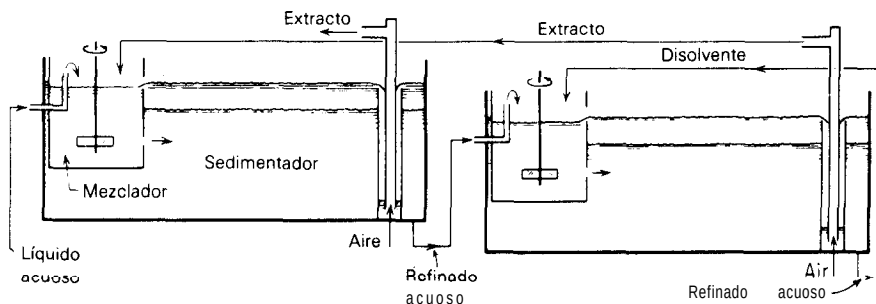


Figura 10.42 Extractor de uranio de Kerr-McGee.

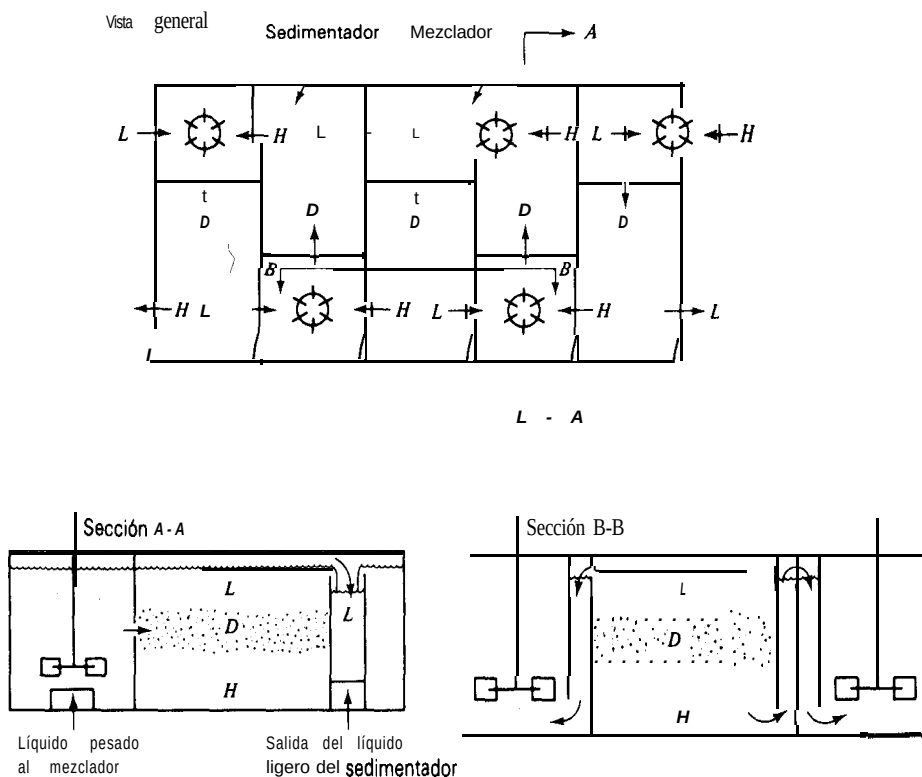


Figura 10.43 Cascada de mezclador-sedimentador del tipo de caja (esquemático). D = dispersión, H = líquido pesado, L = líquido ligero.

mecánica para una buena dispersión. Su efectividad para la transferencia de masa se deriva de que (1) el mezclado axial de la fase continua está confinado a la región entre los platos y no se distribuye por toda la torre de etapa a etapa, y (2) las gotas de la fase dispersa coalescen y se vuelven a formar en cada plato, destruyendo así la tendencia a establecer gradientes de concentración dentro de las gotas que persisten en toda la altura de la torre. En la figura 10.44 se muestra una torre de **diseño** sencillo, en donde el arreglo general de los platos y vertederos es muy similar a la torre de contacto gas-líquido, excepto que no se requiere de derramaderos. La figura muestra el arreglo para el líquido ligero disperso. Los líquidos ligeros pasan a través de las perforaciones y las burbujas ascienden a través de la fase continua pesada y coalescen en una capa, que se acumula entre cada plato. El líquido pesado fluye a través de cada plato a través de las gotas ascendentes y pasa a través de los vertederos hacia el plato inferior. Volteando la torre de cabeza, los vertederos se convierten en "tuberías de ascenso", que llevan al líquido ligero de plato en plato, mientras que el líquido pesado fluye a través de las perforaciones y se dispersa en gotas. Como alternativa, puede dispersarse el líquido **pesa-**

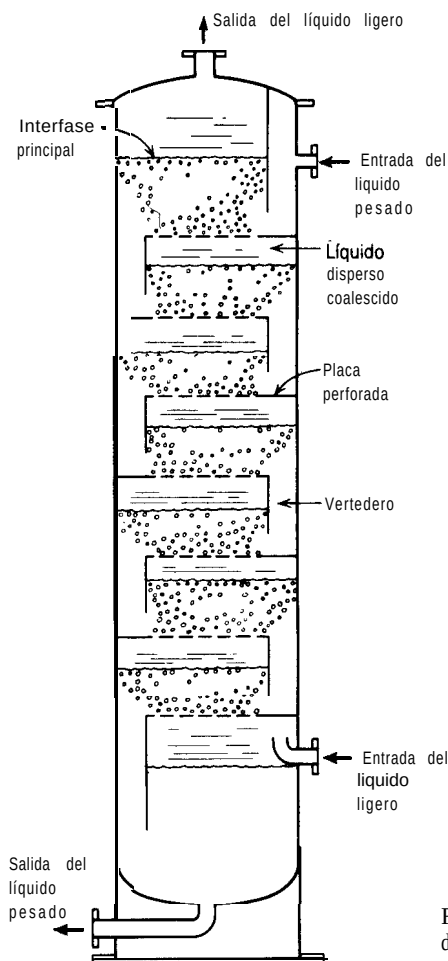


Figura 10.44 Torre de **extracción** de platos perforados, rearmada para el líquido ligero disperso.

do en una parte de la torre y el líquido ligero en la otra, mientras que la interfase principal se mantiene en la parte central de la torre. Los platos de flujo transversal de la figura 10.44 son adecuados para diámetros relativamente pequeños de la torre (hasta aproximadamente 2 m). Para torres mayores, se pueden colocar vertederos múltiples a intervalos a **través** del plato.

Hidráulica de platos perforados

La capacidad de flujo de la torre de platos perforados depende de las características de formación de la gota del sistema, de velocidades terminales de la gota, retención de la fase dispersa y caída de presión. Con estas características establecidas, se puede desarrollar el **diseño** y calcular la rapidez de transferencia de masa.

Formación de las gotas El líquido que se va a dispersar fluye a través de perforaciones de **diámetro** de 3 a 8 mm, colocadas 12 a 20 mm aparte. Si la gota líquida humedece preferentemente el **material** del plato, el **tamaño** de la gota se vuelve incontrolablemente grande; es mejor utilizar **pequeñas** boquillas que se proyectan desde la **superficie**, con el fin de evitar esta dificultad. Los orificios pueden perforarse en un plato plano de la forma mostrada en la figura 10.45; la base se deja en su lugar, de cara a la dirección de formación de la gota.

Si no hay transferencia de masa -cuyo efecto no se ha establecido firmemente [8]— y si la fase dispersa sale de una **perforación** en un plato que no **está** preferentemente humedecido con el líquido disperso, la gota se forma en el orificio y su **tamaño** será uniforme a una velocidad dada a **través** del orificio. A cierta velocidad **moderada**, un chorro de líquido disperso sale del orificio; las gotas se forman al romperse el chorro. Cuando sale un chorro, puede empezarse a calcular la velocidad a través del orificio^[54], la cual, por la regla de dedo es, no obstante, de 0.1 m/s (0.3 ft/s)^[19] más o menos. Para velocidades menores de ésta, **los tamaños** de las gotas se pueden calcular principalmente con cualquiera de dos correlaciones,^[19, 54] las cuales, por lo general aunque no siempre, concuerdan razonablemente bien. Respecto de los fines actuales, las estimaciones son suficientes, o sea, que las diferencias no son importantes y que es útil la figura 10.46. A velocidades mayores de unos 0.1 m/s, los **tamaños** de las gotas no son uniformes. En la **extracción**, el **maximizar** la superficie interfacial de todas las gotas es importante para asegurar la rápida transferencia de masa; la velocidad en el orificio $V_{o, \max}$, con la cual se consigue lo anterior, puede calcularse mediante^[11, 64]

$$V_{o, \max} = 2.69 \left(\frac{d_j}{d_o} \right)^2 \left[\frac{\sigma}{d_j(0.5137\rho_D + 0.4719\rho_C)} \right]^{0.5} \quad (10.73)$$

La relación **orificio/diámetro** del chorro está dada por:

$$\frac{d_o}{d_j} = \begin{cases} 0.485 \left[\frac{d_o}{(\sigma g_c / \Delta \rho g)^{0.5}} \right]^2 + 1 & \frac{d_o}{(\sigma g_c / \Delta \rho g)^{0.5}} < 0.785 \\ 1.51 \frac{d_o}{(\sigma g_c / \Delta \rho g)^{0.5}} + 0.12 & \frac{d_o}{(\sigma g_c / \Delta \rho g)^{0.5}} > 0.785 \end{cases} \quad (10.74a)$$

$$\frac{d_o}{(\sigma g_c / \Delta \rho g)^{0.5}} > 0.785 \quad (10.74b)$$

[Las ecuaciones (10.73)-(10.74) pueden utilizarse con cualquier conjunto de unidades consistente]. El **diámetro** de la gota que corresponde a los valores anteriores es $d_p = 2d_j$. Si puede estimarse (los datos son escasos), el valor de σ , que se va a utilizar, es un valor intermedio entre el del par binario de disolventes y el valor en el equilibrio para el sistema de extracción. Se recomiendan las ecuaciones (10.73)-(10.74) para el **diseño** de platos perforados; empero, si la velocidad resultante calculada fuese menor de 0.1 m/s, se recomienda que V_o se coloque, al menos, de 0.1 a 0.15 m/s y se aconseja el diámetro de la gota calculado a partir de la figura 10.46.

	α_1	α_2	α_3	α_4
SI	10.76	52 560	1.246×10^6	3.281
lb, lb., ft, s	1.0	14 600	3040	1.0



Figura 10.45 Perforaciones para la fase dispersa [39].

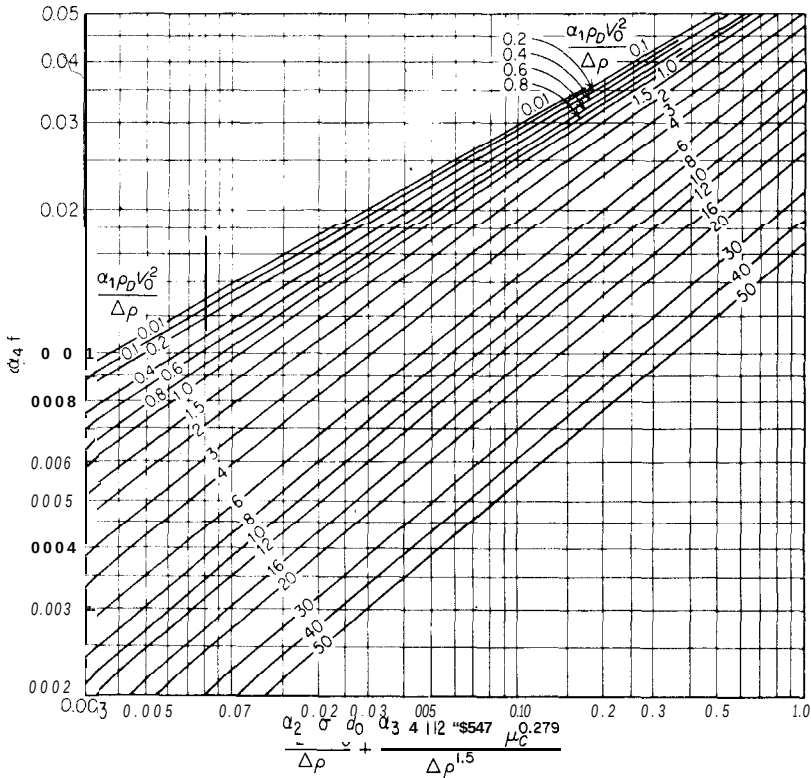


Figura 10.46 Diámetros de la gota para la dispersión de líquidos insolubles a través de boquillas y perforaciones [19].

Velocidad terminal de la gota Será necesario calcular v_t , la velocidad terminal de una gota líquida en un medio líquido. Esta es la velocidad de **cada** libre (o de ascensión, según sea la densidad relativa) de una única gota aislada en el campo gravitatorio. Las velocidades terminales de gotas pequeñas, que son básicamente esféricas, son mayores que las de esferas sólidas del mismo diámetro y densidad, debido a la movilidad y circulación interna dentro de la gota: la velocidad superficial no es cero, como lo es para un sólido. Al aumentar el **diámetro**, ocurre una **transición** en el tamaño de la gota, más allá de la cual la forma de la gota ya no es **esférica** (aunque se describa con d_g , como el **diámetro** de una esfera del mismo volumen), sino que la gota oscila y se deforma. La velocidad terminal del **tamaño** de transición es un valor máximo; para **tamaños más grandes**, la velocidad cae lentamente al aumentar el diámetro. El **análisis** dimensional muestra que $Re = f(C_D, We)$, en donde Re es el número de **Reynolds** de la gota en la velocidad terminal, We es el número de Weber de la gota y C_D es el coeficiente usual de arrastre. Para las viscosidades de líquidos muy puros (sin agentes tensoactivos, sin transferencia de masa) y para continuos menores de 0.005 kg/m · s (5 centipoises), la correlación de **Hu-Kintner** [24], figura 10.47, proporciona la relación funcional. U se define como

$$U = \frac{4}{3} \frac{Re^4}{C_D We^3} = \frac{\rho C^2 (\sigma g_c)^3}{g \mu_c^4 \Delta \rho} \quad (10.75)$$

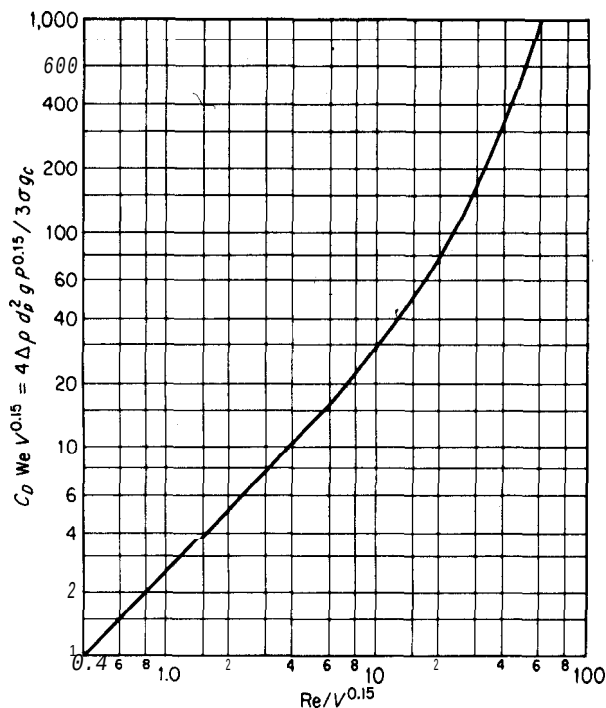


Figura 10.47 Velocidades de sedimentación terminales de gotas únicas de líquido en medios líquidos infinitos [24].

y la velocidad **máxima de transición** ocurre en una ordenada de la figura 10.47. aproximadamente igual a 70. o cuando

$$d_{p, \text{trans}} = 7.25 \left(\frac{\sigma g_c}{g \Delta \rho U^{0.15}} \right)^{0.5} \quad (10.76)$$

Para viscosidades de fases continuas **más** grandes, pero que no exceden los 0.030 kg/m · s (30 centipoises), la ordenada de la figura 10.47 debe multiplicarse por $(\mu_w / \mu_c)^{0.14}$, en donde μ_w es la viscosidad del agua [30]. Las **pequeñísimas** cantidades de impurezas que se **encuentran** presentes en la **práctica** pueden alterar profundamente las velocidades terminales (generalmente a valores inferiores); el efecto de la transferencia de masa se **desconoce**. †

† La curva de la figura 10.47 no debe extrapolarse a valores inferiores. Para valores de la ordenada menores de 1.0, la ecuación de Klee y Treybal [34] dará resultados más correctos para μ_c C 0.002 kg/m · s (2 centipoises):

$$Re = 22.2 C_D^{-5.18} We^{-0.169} \quad (10.77a)$$

Esta ecuación se reordena convenientemente como

$$V_t = \frac{0.8364 \Delta \rho^{0.5742} d_p^{0.7037} g^{0.5742}}{\rho_c^{0.4446} (\sigma g_c)^{0.01873} \mu_c^{0.11087}} \quad (10.77b)$$

que se puede aplicar con cualquier conjunto de unidades consistente para valores de d_p menores que $d_{p, \text{trans}}$.

Vertederos La torre se inundará si se acarrean cantidades excesivas de gotas de fase dispersa a **través** de los vertederos (o **tuberías** de ascenso) arrastradas en la fase continua. La velocidad del líquido en los vertederos V_d debe, por lo tanto, ser menor que la velocidad terminal de todas las gotas, excepto de las **más pequeñas**; por ejemplo ^[39], de las gotas **más pequeñas** de 0.6 a 0.8 mm; la sección transversal de los vertederos A_d se fija de acuerdo con esto. Los vertederos se extienden **más** allá de la profundidad del **líquido** disperso coalescido sobre el plato, para evitar que el líquido disperso fluya a través de los vertederos. Los vertederos se instalan a nivel con el plato del que salen; no se deben **utilizar** derramaderos como las utilizadas en las torres de gas-líquido.

Líquido coalescido sobre los platos La profundidad h del líquido disperso coalescido que se acumula en cada plato, se determina mediante la caída de **presión** requerida para el flujo a contracorriente de los **líquidos** ^[9]:

$$h = h_c + h_D \quad (10.78)$$

en donde h_c y h_D son las contribuciones de cada uno de los líquidos. La contribución del líquido disperso h_D es la necesaria para hacer el flujo a **través** de las perforaciones del plato h_o , **más** el necesario para romper la tensión interfacial h_o ,

$$h_D = h_o + h_o \quad (10.79)$$

El valor de h_o puede calcularse a partir de la ecuación usual del orificio con un coeficiente fo 0.67,

$$h_o = \frac{(V_o^2 - V_n^2)\rho_D}{2g(0.67)^2 \Delta\rho} \quad (10.80)$$

h_o , que es importante sólo cuando la fase dispersa fluye lentamente, puede calcularse a partir de

$$h = \frac{6\sigma_g}{d_p \Delta\rho g} \quad (10.81)$$

en donde d_p es el **diámetro** de la gota producido a las velocidades en la perforación $V_o = 0.03$ m/s (0.1 ft/s). A velocidades en la perforación en las que salen chorros de líquido disperso de las perforaciones, h_o puede omitirse.

El frente requerido para el flujo de la fase continua h_c incluye las pérdidas debidas a (1) fricción en los vertederos, generalmente despreciable; (2) contracción y expansión al entrar y salir del vertedero, igual a 0.5 y 1.0 "frentes de velocidad", respectivamente; (3) los dos cambios abruptos de dirección, cada uno de los cuales equivale a 1.47 frentes de velocidad. El valor de h_c es, por lo tanto, sustancialmente igual a 4.5 frentes de velocidad o

$$h_c = \frac{4.5 V_D \rho_C}{2g \Delta\rho} \quad (10.82)$$

Si al calcular h resultara **pequeña**, de unos 50 mm o menos, hay el peligro de que no todas las perforaciones operen, a menos que el plato se instale perfectamente nivelado. En estas condiciones, es mejor aumentar el valor de h_c colocando una restricción en el fondo de los vertederos (o parte superior de las tuberías de ascenso); el efecto de la restricción puede calcularse como el flujo a través de un orificio.

Retención de la fase dispersa El espacio entre un plato y la capa coalescida sobre el plato siguiente está lleno con una dispersión del líquido disperso en el líquido continuo. Cuando los flujos son **menores** que los que causan la inundación, se ha **establecido** ^[4, 80] que la **relación** entre la velocidad de deslizamiento V_s y la velocidad terminal V_t de una única **partícula** ($\phi_D = 0$) es una función ímica de la retención de la fase dispersa ϕ_D para todos los sistemas **particulados** fluidos que se mueven verticalmente, incluyendo sistemas gas-sólido, líquido-sólido y líquido-líquido. La velocidad de **deslizamiento** es

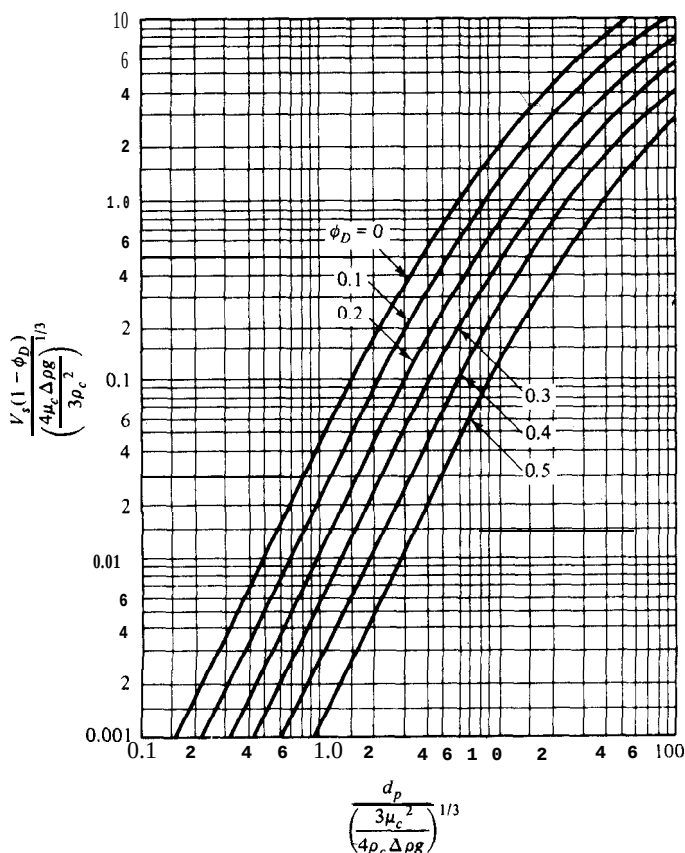


Figura 10.48 Correlación de Zenz para partículas sólidas fluidizadas [Zenz, F.: *Petrol. Refr.* **36**(8), 147 (1957), con permiso].

la velocidad relativa neta entre las dos fases, y si fluyen a contracorriente,

$$V_s = \frac{V_D}{\phi_D} + \frac{V_C}{1 - \phi_D} \quad (10.83)$$

La **correlación** de Zenz^[84], figura 10.48, derivada a partir de sistemas **fluido-sólido**, proporciona la función $(V_s / V_{\infty}, \phi_D)$, con V_{∞} para sólidos dada por la curva para $\phi_D = 0$. En el caso de extractores de plato perforado, V_D se vuelve V_{∞} , y puesto que la fase continua fluye en forma horizontal, V_C se toma como cero, de forma que

$$V_s = \frac{V_{\infty}}{\phi_D} \quad (10.84)$$

El ejemplo 10.8 describe el uso de la **correlación**. El **área** interfacial específica que corresponde a la retención esta dada por la ecuación (6.9).

Transferencia de masa en platos perforados

La transferencia de masa ocurre durante tres regímenes separados: formación y desprendimiento de la gota, ascensión (o **caída**) de la **gota** y coalescencia de la gota en la capa de líquido coalescido sobre el plato.

Transferencia de masa durante la formación de la gota Se ha hecho gran cantidad de trabajos; puede conseguirse el **análisis** de la **mayoría** [21]. Evidentemente, hay muchos **fenómenos** que influyen: que las gotas se formen a tal o cual velocidad [7], que las gotas se formen en boquillas, en los orificios de los platos o al final de los chorros, que exista o no haya turbulencia interfacial o agentes tensoactivos. Aunque se han desarrollado expresiones bastante complicadas para describir los datos [62, 63], la gran divergencia actual de los datos no parece garantizar algo más que una simple estimación. El coeficiente de transferencia de masa K_{LDr} puede definirse por [72]

$$N_f = K_{LDr}(c_D - c_D^*) \quad (10.85)$$

en donde N , es el flux, promediado para el tiempo de formación de la gota θ_f , y con base en el **área** de la gota en el “momento de ruptura”, A_p . Suponiendo el mismo mecanismo de transferencia de masa para los líquidos en cualquiera de los lados de la superficie [**renovación** de la superficie, **teoría** de penetración o estiramiento de la superficie, por ejemplo (**véase** el capítulo 3)], de forma que $k_{LDr} = k_{LDr}(D_C/D_D)^{0.5}$, entonces

$$\frac{1}{K_{LDr}} = \frac{1}{k_{LDr}} + \frac{1}{k_{LCr}m_{CD}} = \frac{1}{k_{LDr}} \left[1 + \frac{1}{m_{CD}} \left(\frac{D_D}{D_C} \right)^{0.5} \right] \quad (10.86)$$

El tratamiento teórico de la transferencia de masa durante la formación de la gota generalmente lleva a exoresiones de la forma

$$k_{LDr} = \text{const} \left(\frac{D_D}{\pi \theta_f} \right)^{0.5} \quad (10.87)$$

con valores de la constante en el rango 0.857 a 3.43, pero principalmente en el rango 1.3 a 1.8, excepto en presencia de turbulencia interfacial o agentes tensoactivos.

Transferencia de masa durante la caída de la gota Los enjambres de gotas se comportan de manera diferente que una sola gota [25]. Para gotas **pequeñas**, $d_p \leq d_{p, \text{trans}}$, que circulan [52]:

$$k_{LCr} = 0.725 \left(\frac{d_p V_S \rho_C}{\mu_C} \right)^{-0.43} Sc^{-0.58} V_S (1 - \phi_D) \quad (10.88)$$

El coeficiente de la fase dispersa k_{LDr} está entonces dado por la ecuación (10.66) y la tabla 10.1.

Para gotas grandes, $d_p > d_{p, \text{trans}}$, que oscilan cuando ascienden o caen, se recomienda la **teoría** de elongación de la superficie [2]:

$$k_{LDr} = \sqrt{\frac{4D_D\omega}{\pi} \left(1 + \delta + \frac{3}{8}\delta^2 \right)} \quad (10.89)$$

$$\text{en donde} \quad \omega = \text{frecuencia de oscilación} = \frac{1}{2\pi} \sqrt{\frac{192\sigma_g b}{d_p^3(3\rho_D + 2\rho_C)}} \quad (10.90)$$

$$y \dagger \quad b = 1.052 d_p^{0.225} \quad (10.91)$$

† b es adimensional y la **ecuación** (10.91) esta escrita para d_p en metros. Para d_p en ft, el coeficiente es 0.805.

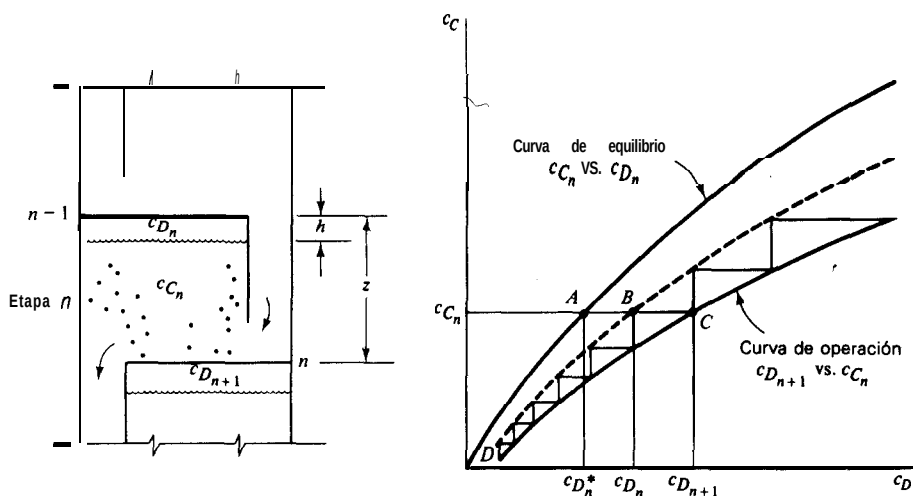


Figura 10.49 Eficiencia de las etapas de los extractores de platos perforados.

δ es un factor de amplitud adimensional **característico** del sistema oscilante; puede tomarse como 0.2 en ausencia de datos **más específicos**. Como con la formación de la gota, se supone que el mismo mecanismo gobierna las fases en los dos lados de la interfase, de modo que una **ecuación** similar a la ecuación (10.86) proporciona K_{LD} .

Transferencia de masa durante la **coalescencia** de la gota La **medición** experimental de esta cantidad es muy **difícil** y los resultados son difíciles de reproducir. Los datos se han correlacionado tan sólo para unos cuantos **sistemas**^[65]. El coeficiente de transferencia de masa es aparentemente de un orden de magnitud menor que para la **formación** de la gota y el **área** en que se basa es de **difícil deducción**. Por el momento, se recomienda que $K_{Dc} \approx 0.1 K_{Df}$, con base en el Brea de las gotas, A_p .

Eficiencia de las etapas **Obsérvese la figura 10.49a**, que muestra una sección **esquemática** a través de una parte de la torre de platos perforados. Las curvas en el equilibrio y de **operación** que corresponden a todo el extractor se muestran en la figura 10.49b. La curva **DBE** se traza entre las curvas en el equilibrio y de operación, en cualquier punto a una distancia fraccionaria como **BC/AC** igual a la eficiencia de la etapa de Murphree para la fase dispersa, E_{MD} . Entonces, los pasos sobre el diagrama corresponden a etapas reales, porque se utilizan tal como se usaron en la absorción de gases, figura 8.16, y en la **destilación**, figura 9.48.

$$E_{MD} = \frac{c_{D_{n+1}} - c_{D_n}}{c_{D_{n+1}} - c_{D_n}^*} \quad (10.92)$$

Debido a las velocidades relativamente bajas que predominan en los extractores líquidos, se puede suponer que la fase continua está completamente mezclada por el movimiento de las **gotas** de la fase dispersa y que posee una concentración, de soluto c_{C_n} en cualquier punto. Entonces, la rapidez total de **extracción** que ocurre en la etapa n es

$$q_D(c_{D_{n+1}} - c_{D_n}) = K_{LDf}A_f(c_{D_{n+1}} - c_{D_n}^*) + K_{LDr}A_r(c_D - c_{D_n}^*) + K_{LDc}(c_{D,n} - c_{D,n}^*) \quad (10.93)$$

Las ecuaciones (10.92) y (10.93) dan

$$E_{MD} = \frac{K_{LDf}A_p}{q_D} + \frac{K_{LDf}A_r(c_D - c_D^*)_M}{q_D(c_{D_{n+1}} - c_{D_n}^*)} + \frac{K_{LDc}A_p(c_{D_n} - c_{D_n}^*)}{q_D(c_{D_{n+1}} - c_{D_n}^*)} \quad (10.94)$$

A_p es la superficie de las N_o gotas que salen de los N_o orificios.

$$A_p = \pi d_p^2 N_o \quad (10.95)$$

El **área** interfacial de la **retención** de la fase dispersa en la región de ascensión de la gota **es**

$$A_r = a(Z - h)(A_i - A_d) = \frac{6\phi_D}{d_p}(Z - h)A_n \quad (10.96)$$

La fuerza motriz media para la región de ascensión de la gota es estrictamente el promedio logarítmico; sin embargo, para los fines presentes es adecuado el promedio aritmético:

$$(c_D - c_D^*)_M = \frac{(c_{D_{n+1}} - c_{D_n}^*) + (c_{D_n} - c_{D_n}^*)}{2} \quad (10.97)$$

y como se indicó antes, K_{LDc} se toma como $0.1 K_{LDf}$. Sustituyendo éste y las ecuaciones (10.95) a (10.97) en la (10.94) y observando que $q_D/A_n = V_n$, $V_o = 4q_D/\pi d_o^2 N_o$ y $1 - E_{MD} = (c_{D_n} - c_{D_n}^*)/(c_{D_{n+1}} - c_{D_n}^*)$, se tiene

$$E_{MD} = \frac{\frac{4.4K_{LDf}}{V_o} \left(\frac{d_p}{d_o}\right)^2 + \frac{6K_{LDf}\phi_D(Z - h)}{d_p V_n}}{1 + \frac{0.4K_{LDf}}{V_o} \left(\frac{d_p}{d_o}\right)^2 + \frac{3K_{LDf}\phi_D(Z - h)}{d_p V_n}} \quad (10.98)$$

Skelland delineó un procedimiento similar, **más** elaborado [62], pero se considera que la **ecuación** (10.98) es ampliamente adecuada a causa de la incertidumbre que existe. En cualquier caso, debe entenderse que cuando mucho, E_{MD} sólo se puede calcular aproximadamente. La eficiencia de la etapa por lo general es bastante menor que la **obtenida** para el contacto gas-líquido, debido alas velocidades menores de la fase que resultan de las menores diferencias en densidad y de las mayores viscosidades.

Ejemplo 10.8 Se va a utilizar **éter** isopropílico para extraer ácido **acético** de agua en una torre de platos perforados, con el éter disperso. Las condiciones de **diseño** escogidas son las del ejemplo 10.3 y de la figura 10.24, etapa 2:

	Solución acuosa (continua)	Solución de éter isopropílico (dispersa)
Flujo	8000 kg/h = 17 600 lb/h	20 000 kg/h = 44 100 lb/h
Conc. de ácido	$x_{C_n} = 0.175$ fracción masa	$x_{D_{n+1}} = 0.05$ fracción masa
Densidad	1009 kg/m ³ = 63.0 lb/ft ³	730 kg/m ³ = 45.6 lb/ft ³
Viscosidad	3.1×10^{-3} kg/m · s = 3.1 cP	0.9×10^{-3} kg/m · s = 0.9 cP
Difusividad del ácido	1.24×10^{-9} m ² /s = 4.8×10^{-5} ft ² /h	1.96×10^{-9} m ² /s = 7.59×10^{-5} ft ² /h

Tensión interfacial = 0.013 N/m = 13 dinas/cm

Coefficiente de **distribución** = $m = \frac{\Delta x_C}{\Delta x_D} = 2.68$

SOLUCIÓN Peso molec ácido acético = 60.1

$$c_c = \frac{0.175(1009)}{60.1} = 2.94 \text{ kmol/m}^3 \quad c_{D+1} = \frac{0.05(730)}{60.1} = 0.608 \text{ kmol/m}^3$$

$$m_{CD} = 2.68 \frac{1009}{730} = 3.704 \frac{\text{kmol/m}^3 \text{ en éter}}{\text{kmol/m}^3 \text{ en agua}}$$

Perforaciones Fijese $d = 6 \text{ mm} \approx 0.006 \text{ m}$, rearreglados en forma triangular sobre centros de 15 mm.

$$\frac{d_o}{\left(\frac{\sigma g_c}{\Delta \rho g}\right)^{0.5}} = 2.75$$

Ecuación (10.74b):

$$\frac{d_o}{d_j} = 4.28 \quad d_j = 1.402 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Ecuación (10.73):

$$V_o, \text{máx} = 0.0153 \text{ m/s}$$

Puesto que es menor de 0.1, utilícese $V_o = 0.1 \text{ m/s}$. Arca de la perforación = $q_D/V_o = 7.61(10^{-2}) \text{ m}^2$; N_o = brea de la perforación $/(\pi d_o^2/4) = 2690$. Ecuación (6.31):

$$\text{área del plato para las perforaciones} = \frac{7.61 \times 10^{-2}}{0.907(0.006/0.015)^2} = 0.5244 \text{ m}^2$$

Vertedero Fijese la velocidad de la fase continua V_d igual a la velocidad terminal de una gota de la fase dispersa, $d_j = 0.7 \text{ mm} = 0.0007 \text{ m}$. $\mu_c = 0.0031 \text{ kg/m} \cdot \text{s}$. Ecuación (10.75): $U = 8852000$. Figura 10.47: ordenada = 1.515; abscisa = $0.62 = d_j V_o q_c / \mu_c U^{0.15}$; $V_o \approx 0.03 \text{ m/s} = V_d$. $q_c = 8000/(1009)(3600) = 2.202(10^{-3}) \text{ m}^3/\text{s}$. $A_d = q_c/V_d = 0.0734 \text{ m}^2$. Consulte la tabla 6.2. Considerando los soportes y el área sin perforar,

$$A_s = \frac{0.5244}{0.65} = 0.807 \text{ m}^2 \quad T = \left(0.807 \frac{4}{\pi}\right)^{0.5} = 1.0 \text{ m} \quad A_n = A_s - A_d = 0.734 \text{ m}^2$$

Tamaño de la gota Figura 10.46:

$$\text{abscisa}[\alpha_2 = 52560, \text{ as} = 1.24(10^6)] = 0.0639$$

$$\text{parámetro}(\alpha_1 = 10.76) = 0.282 \quad \text{ordenada} = 0.024 = 3.281 d_j$$

Entonces

$$d_j = 7.31(10^{-3}) \text{ m}$$

Capa coalescida $V_n = q_D/A_n = 0.01037 \text{ m/s}$. Ecuación (10.80): $h_o = 2.94(10^{-3}) \text{ m}$. h_o no es importante para el valor actual de V_o ; $h_o = h_o = 2.94(10^{-3}) \text{ m}$.

Puesto que esta altura es muy baja, hay que aumentarla colocando un orificio en el fondo del vertedero. Si V_R es la velocidad a través de esta restricción y si h_R es la profundidad correspondiente de la capa coalescida que se obtiene, la ecuación para los orificios da

$$\text{Ecuación (10.82):} \quad h_R = \frac{(V_R^2 - V_d^2)\rho_c}{2g_c(0.67)\Delta\rho}$$

Fijese $h_R = 0.045$ m, de donde $V_R = 0.332$ m/s. Esto corresponde a un área de restricción = $\hat{q}_c/V_R = 6.633(10^{-3})$ m², que a su vez corresponde a un orificio circular de 92 mm diámetro. Entonces, $h = 0.045 + 0.00369 = 0.049$ m = 4.9 cm, lo cual es satisfactorio.

Fijese el espaciamiento entre los platos a $Z = 0.35$ m y llévase el faldón del vertedero hasta 0.1 m del plato inmediato inferior.

Retención do la fue **dispersa** Ecuación (10.84): $V_s\phi_D = 0.01037$ m/s. Para $d_p = 7.31(10^{-3})$ m, $U = 8\ 852\ 000$; ordenada! de la figura 10.47 = 165.2, abscisa = 30 = $d_p V_s \rho_c / \mu_c U^{0.15}$; entonces, $v_s = 0.1389$ m/s.

Figura 10.48: abscisa = 52.6; ordenada = $44.65 V_s (1 - \phi_D)$ para partículas sólidas.

ϕ_D = parámetro, Fig. 10.48 (1)	ordenada, Fig. 10.48 (2)	$V_s(1 - \phi_D)$ para sólidos (3)	V_s para sólidos (4)	$\frac{V_s}{V_t}$ (5)	V_s para líquidos (6)	$V_s\phi_D$ para líquidos (7)
0	8.8	0.1971	0.1971 = v_s , sólidos	1.0	0.1389 = V_t	0
0.1	5.9	0.1321	0.1468	0.7448	0.1035	0.01035
0.2	4.3	0.0963	0.1204	0.6109	0.0849	0.1698
0.3	3.0	0.0672	0.0960	0.4871	0.0677	0.2031

Ejemplo para $\phi_D = 0.1$. ordenada Fig. 10.48 = 5.9; columna (3) = $5.9/44.65$; (4) = $0.1321/(1 - 0.1)$; (5) = $0.1468/0.1971$; (6) = $0.7448(0.1389)$; (7) = $0.1035(0.1)$.

La interpolación en la columna (7) para $V_s\phi_D = 0.01037$ da $\phi_D = 0.10$.

Transferencia de masa

$$\theta_f = \frac{\pi d_p^3 / 6}{q_D / N_o} = 0.2498 \text{ s} \quad D_D = 1.96 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

Ecuación (10.87) con $\text{const.} = 1.5$: $k_{LDf} = 7.5(10^{-5})$ m/s Ecuación (10.86): $K_{LDf} = 5.6(10^{-5})$ m/s o kmol/m²·s. (kmol/m³).

La ordenada de la figura 10.47 para las gotas es mayor de 70, de donde $d_p > d_{p, \text{trans}}$ y el coeficiente de transferencia de masa durante la **ascensión** de la gota **está** dado por la ecuación (10.89).

Ecuación (10.91): $b = 0.348$. Ecuación (10.90): $\omega = 3.66 \text{ s}^{-1}$. Ecuación (10.89) con δ

$$\frac{1}{K_{LDf}} = \frac{1}{k_{LDf}} \left[1 + \frac{1}{m_{CD}} \left(\frac{D_D}{D_C} \right)^{0.5} \right]$$

$$K_{LDf} = 7.86 \times 10^{-5} \text{ m/s o kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol/m}^3)$$

Ecuación (10.98):

E_{MD} = 0.175 Respuesta.

EXTRACTORES DIFERENCIALES (DE CONTACTO CONTINUO)

Cuando los líquidos fluyen a contracorriente a **través** de una sola pieza del equipo, se puede tener el equivalente de todas las etapas ideales deseadas. En estos aparatos, el flujo a contracorriente se produce debido a la diferencia en las densidades de los líquidos; además, si la fuerza motriz es la fuerza de gravedad, el extractor generalmente adopta la forma de una torre vertical, en que el líquido ligero entra por el fondo y el pesado por la parte superior. Como alternativa, se puede generar una fuerza centrífuga grande haciendo que el extractor gire rápidamente; en este caso, el flujo a contracorriente es radial con respecto al eje de **revolución**.

Varias características comunes de los extractores a contracorriente tienen gran importancia con **relación** al diseño y el comportamiento. Es típico que sólo uno de los líquidos pueda bombearse a través del aparato al flujo deseado. El flujo máximo para el otro líquido dependerá, entre otras cosas, de la diferencia de densidad entre los líquidos. Si se trata de que el segundo líquido exceda este flujo, el extractor rechazará uno de los líquidos; se dice entonces que *se ha inundado*. Por supuesto, lo mismo es cierto para el equipo de contacto gas-líquido; empero, como la diferencia de densidad es mucho más **pequeña** que para un gas y un líquido, las velocidades de **inundación** de los extractores son mucho menores. Para determinado flujo volumétrico de los líquidos que se van a manejar, la sección transversal del extractor debe ser lo suficientemente grande para que no se alcancen las velocidades de inundación. Cuanto mas abierta sea la sección transversal, mayores **serán** los flujos antes de que ocurra la inundación. Las estructuras internas, empaque, agitadores **mecánicos** y similares, generalmente reducen las velocidades a las cuales ocurre la **inundación**.

Los extractores diferenciales también **están** sujetos al *mezclado axial* (véase capítulo 6), el cual reduce severamente la rapidez de extracción debido al deterioro de las diferencias de concentración entre las fases que es la fuerza motriz para la transferencia de masa. Esto se ilustra en la figura 10.51, en donde los perfiles

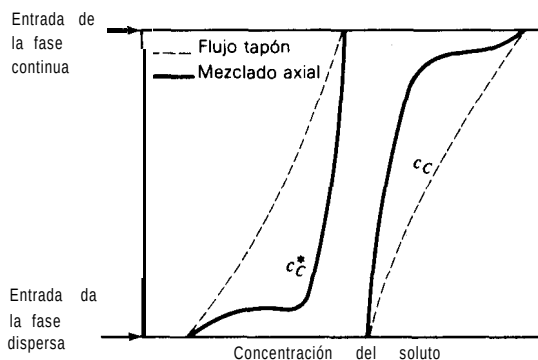


Figura 10.50 Efecto del mezclado axial en los perfiles de concentración en las torres sujetas al mezclado axial.

reales de concentración (mezclado axial) muestran una diferencia de concentración sustancialmente menor que para el flujo tapón. Si la relación de flujos entre los líquidos no es 1 (y raramente lo es), entonces la **dispersión** del líquido que está fluyendo al flujo menor producirá números pequeños de las gotas de la fase dispersa, áreas interfaciales pequeñas y **rapideces pequeñas** de transferencia de masa. Por otra parte, si se dispersa el líquido principal, el problema de mezclado axial se agrava. El problema se agudiza tanto más cuanto mayor es la **relación** de flujo; esta dificultad es común en todos los extractores diferenciales.

Existen estudios sobre los métodos de cálculo para considerar el mezclado axial ^[41] (se han desarrollado procedimientos simplificados ^[47, 48]) y datos de mezclado axial ^[26].

Torres aspersoras

Son éstas los aparatos más sencillos de contacto diferencial; consisten simplemente en una armazón vacía con provisión en los extremos para introducir y separar los líquidos. Como la armazón está vacía, la libertad extrema de movimiento del líquido hace que estas torres sean las que peor se **adecuen** al mezclado axial; en efecto, con ellas es difícil obtener mucho más del equivalente a una sola etapa. No se recomienda su uso. Se han utilizado mamparas horizontales (tanto del tipo de segmento como del tipo de “disco y dona”) para reducir el mezclado axial, pero apenas se consigue una mínima mejoría. Las torres aspersoras se han estudiado mucho con respecto al intercambio calorífico entre dos líquidos por contacto directo, pero los efectos perniciosos del mezclado axial son muy severos tanto en este caso como en la extracción.

Torres empacadas

Como extractores líquidos se han utilizado torres llenas con los mismos empaques al azar empleados para el contacto gas-líquido (capítulo 6). El empaque sirve para reducir el mezclado axial ligeramente y para empujar y distorsionar las gotas de la fase dispersa. En la figura 10.5 1, se muestra esquemáticamente una torre empacada típica, arreglada para dispersar el líquido ligero. El espacio vacío en el empaque está bastante lleno con el líquido pesado, que fluye en forma descendente. El resto del espacio vacío está lleno con gotas del líquido ligero formadas en el distribuidor inferior, que ascienden a través del líquido pesado y coalescen en la parte superior en una sola capa; forman así una interfase, como se muestra. Para mantener la interfase en esta posición, la presión del líquido en la torre en el fondo debe balancearse con la presión correspondiente en la válvula de salida del fondo, controlada por una válvula de control. Si la caída de presión a través de esa válvula se reduce, el peso del contenido de la torre se ajusta a un valor inferior, el líquido ligero se vuelve continuo, el líquido pesado se dispersa y la interfase cae abajo del distribuidor líquido-líquido. Las posiciones de la interfase se regulan mejor mediante un instrumento de control del nivel del líquido que activa la **vál-**

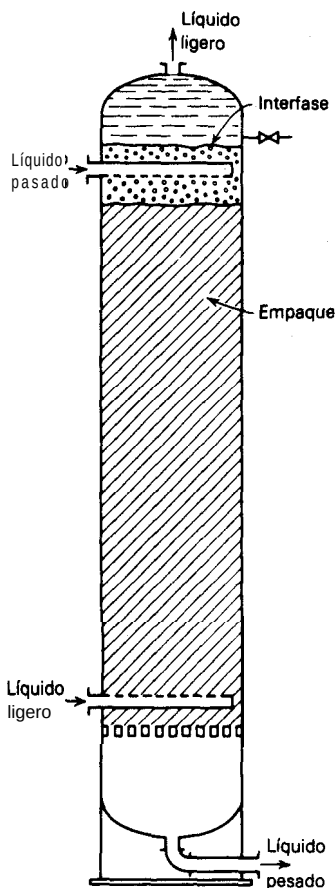


Figura 10.51 Torre de **extracción** empacada, líquido ligero disperso.

vula de salida en el fondo. La **válvula** colocada justo arriba de la interfase en la figura 10.51 es para la **eliminación** periódica de desechos y partículas de polvo que se acumulan en la interfase.

La naturaleza del flujo del líquido en estas torres requiere que la elección del empaque y el arreglo del distribuidor de la fase dispersa se hagan con el mayor cuidado. Si el líquido disperso humedece preferentemente el empaque, pasará a través del empaque como riachuelos y *no como* gotas, y el área interfacial producida será **pequeña**. Por esta razón, el material del empaque debe humedecerse preferentemente con la fase continua. De ordinario, las cerámicas son **humedecidas** preferentemente por los líquidos acuosos, el carbón y los plásticos por líquidos orgánicos. El empaque debe ser lo suficientemente **pequeño**, no mayor

de un octavo del diámetro de la torre, de forma que la densidad del empaque se desarrolle por completo; sin embargo, el empaque debe ser mayor de un cierto **tamaño** crítico (véase a **continuación**) [48, 72, 76]. Cuando el material del soporte del empaque no se humedece con las gotas dispersas y cuando el distribuidor se coloca fuera del empaque, las gotas **tendrán** dificultad para entrar en el empaque y se **tendrá** una inundación prematura. Por esta razón, siempre es deseable embeber el distribuidor de la fase dispersa en el empaque, como en la figura 10.51.

Existen correlaciones para calcular la rapidez de inundación; hay **también** datos de los coeficientes de transferencia de masa y de mezclado axial, los cuales se han resumido [23, 43, 72, 76]. Aunque el mezclado axial es menos severo que en las torres aspersoras, las **rapideces** de transferencia de masa son pequeñas. Se recomienda que las torres de platos perforados se utilicen para sistemas de baja tensión interfacial y los extractores agitados mecánicamente para los sistemas con alta **tensión** interfacial.

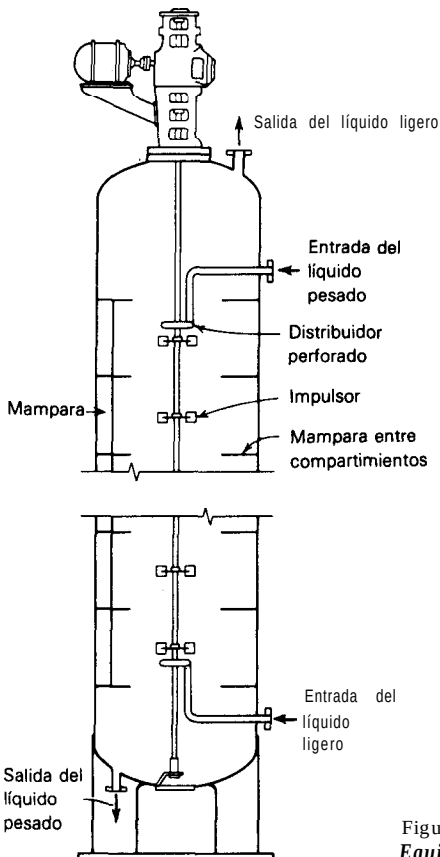


Figura 10.52 Contacto Misco Lightnin CM (*Mixing Equipment Co.*).

Extractores a contracorriente, agitados mecánicamente

Las torres de extracción que se, acaban de describir son muy similares a las utilizadas en el contacto gas-líquido, en donde las diferencias de densidad entre el líquido y el gas son de unos 800 kg/m^3 ($50 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$) o más; proporcionan la energía para la buena dispersión de un fluido en el otro. En los extractores líquidos, en donde las diferencias de densidad son probablemente de un décimo o menores, la buena dispersión de los sistemas con alta **tensión** interfacial es imposible en estas torres; las rapidezces de transferencia de masa son pequeñas. Para estos sistemas, es mejor lograr la dispersión mediante la agitación mecánica de los líquidos, porque así se obtienen buenas rapidezces de transferencia de masa. A continuación se dan algunos ejemplos de estos extractores. Excepto por las columnas de pulso, son aparatos patentados; sus procedimientos de **diseño** no están disponibles al público; es mejor consultar a los fabricantes.

Equipo de contacto Mixco Lightnin CM (extractor de Oldshue-Rushton) Obsérvese la figura 10.52. Este aparato utiliza impulsores de turbina de disco de hoja plana (figura 6.3c) para dispersar y mezclar los líquidos y platos con **comparti-**

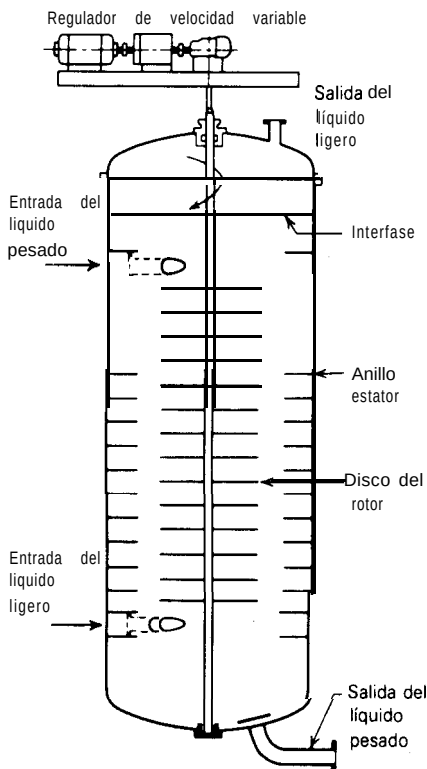


Figura 10.53 Contactor de disco giratorio (RDC) (General American Transportation Corp.).

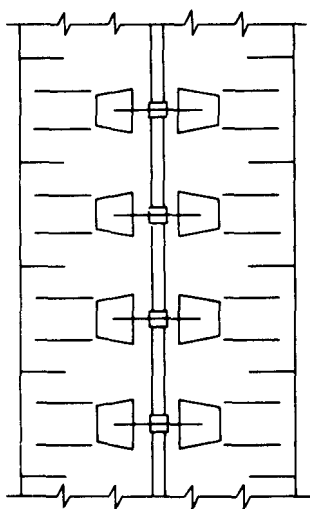


Figura 10.54 Extractor de Scheibel.

mientos horizontales para reducir el mezclado axial. Existen unos cuantos estudios acerca de la transferencia de masa y algunos más acerca del mezclado axial [5, 13, 16, 17, 27, 44, 45].

Equipo de contacto de disco giratorio (RDC) Figura 10.53. Este es un aparato bastante similar, excepto que se omiten las mamparas verticales y la agitación se obtiene de los discos rotatorios, los cuales generalmente giran a velocidades bastante más altas que los impulsores de tipo turbina [29, 50, 67].

Extractor de Scheibel [22, 56, 57] Ha habido diversos **diseños**, el mas reciente de los cuales se muestra en la figura 10.54. Los impulsores son del tipo de turbina y las mamparas que los rodean, del tipo de dona, están sujetos por aros verticales de unión, que no se muestran. Los diseños anteriores incluyen empaque de alambre entretejido alternado con secciones que incluyen un impulsor.

Extractor de platos recíprocos de Karr [31, 32] Este viene **después** de un diseño anterior de van Dijck [77], quien sugirió que los platos de un extractor de platos perforados del tipo mostrado en la figura 10.55, se movieran hacia arriba y abajo. El **diseño** de Karr utiliza platos de Brea libre mucho **más** grande, poco ajustados en la armazón de la torre y unidos a un sostén central, vertical. Éstos se mueven en forma vertical, hacia arriba y hacia abajo, una distancia pequeña.

Extractor de Treybal [73] Son en realidad una pila vertical de **mezcladores-sedimentadores**. Los mezcladores están en una línea vertical y los impulsores para las etapas sobre un eje común. Estos extractores no **sólo** mezclan, sino que también bombean, de forma que los flujos obtenidos son grandes. Como no hay mezclado axial, las **rapideces** de transferencia de masa son elevadas.

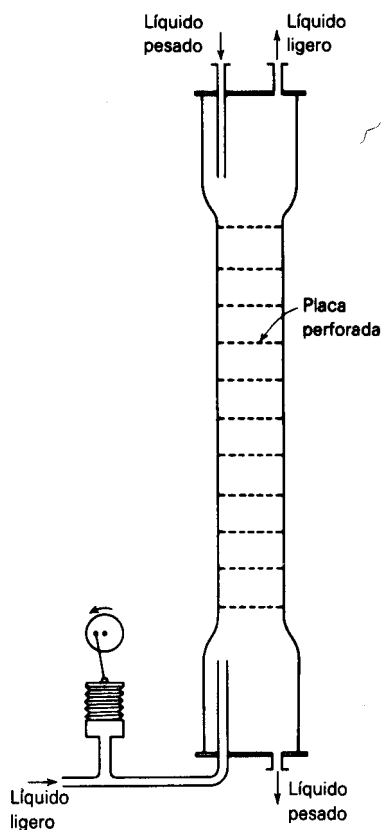


Figura 10.55 Columna de pulsos.

Extractor de Graesser ^[60] Este es un caparazón horizontal fijado con una serie de discos giratorios sobre un eje central horizontal. Unos recipientes en forma de C entre los discos lanzan los líquidos, de un recipiente al otro, mientras los líquidos fluyen a contracorriente y horizontalmente a través del extractor. Se ha utilizado especialmente en Europa.

Columnas con pulsaciones ^[38, 77, 82] Una onda rápida (0.5 a 4/s) de amplitud corta (5 a 25 mm) se transmite hidráulicamente a los contenidos líquidos. Puesto que no hay partes móviles presentes dentro de los extractores, las columnas de pulsos se emplean mucho, y de modo exclusivo, cuando se procesan soluciones radiactivas en los trabajos de energía atómica, en donde pueden ponerse detrás de protecciones pesadas de **radiación** sin necesidad de mantenimiento. El arreglo más común es el de la figura 10.55; los platos perforados que no tienen vertederos tienen **pequeños** orificios, por lo que generalmente no **habrá** flujo. El pulso **super-**impuesto sobre los líquidos en forma alternativa hace que los líquidos ligeros y pesados pasen a través de las perforaciones. También pueden ser pulsadas las **co-**

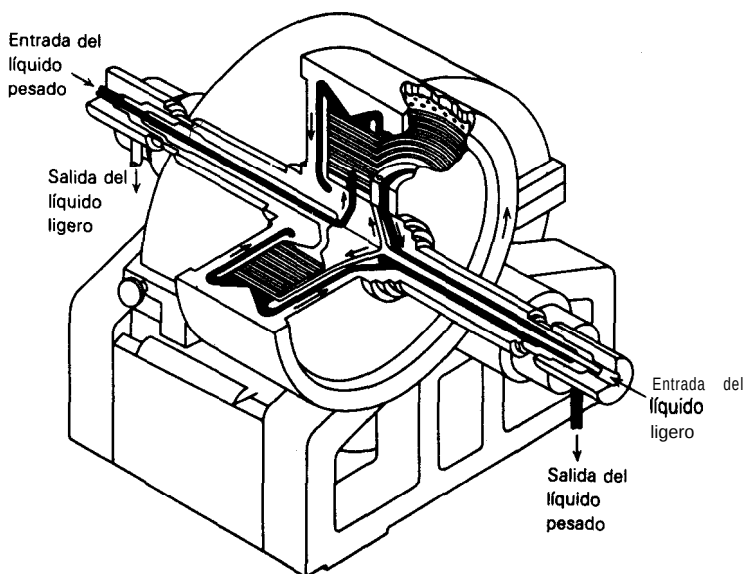


Figura 10.56 Extractor centrífugo de Podbielniak (esquemático) (Podbielniak, Inc.).

lumnas empacadas -en realidad, puede pulsarse cualquier tipo de extractor-. Aunque las **rapideces** de transferencia de masa se mejoran debido a los costos sustanciales de energía, las capacidades de flujo se reducen.

Extractores centrífugos

El más importante de éstos es el extractor de **Podbielniak**^[68, 69, 70], figura 10.56. El tambor cilíndrico contiene un caparazón **concéntrico**, perforado; se gira rápidamente sobre un eje horizontal (30 a 85 rps). Los líquidos entran a través del eje: los líquidos pesados se llevan al centro del tambor y los líquidos ligeros a la periferia. Los líquidos pesados fluyen radialmente hacia afuera y los dos se sacan a través del eje. Estos extractores son especialmente útiles para líquidos de diferencia de densidad muy **pequeña** y en donde los tiempos de residencia cortos son esenciales, como en algunas aplicaciones **farmacéuticas** (extracción de penicilina a partir del caldo nutritivo, por ejemplo):

El extractor de **Luwesta**^[14] y de **Rotabel**^[3] giran alrededor de un eje vertical; se utilizan con mayor frecuencia en Europa que en Estados Unidos.

Diseño

Puesto que es diferencial el cambio de **concentración** con la altura de cualquiera de los líquidos al pasar a través del extractor, la altura de la torre se expresa no en función de las etapas o pasos, sino en función de las unidades de transferencia.

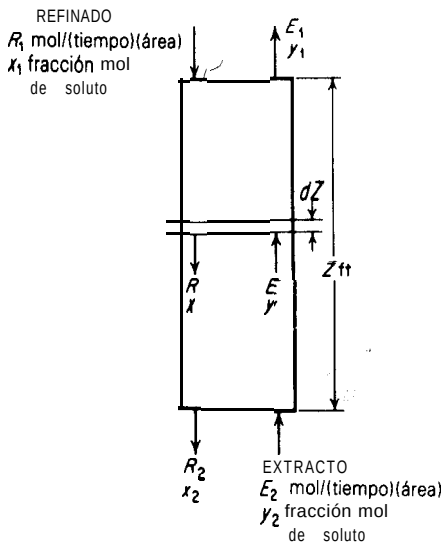


Figura 10.57 Torre de contacto continuo.

Considérese la torre de contacto continuo de la figura 10.57. Aunque se muestra que el refinado fluye hacia abajo, como si fuese la fase más densa, se entiende que en algunos casos la fase rica en disolvente, o extracto, será la más densa y entrará en la parte superior. En cualquier caso, el subíndice 1 siempre representará a continuación el final de la torre por donde entra el refinado y sale el extracto; el subíndice 2 **indicará** en donde entra el extracto y sale el refinado. En este momento no importa qué fase está dispersa y cuál es **continua**. Si el extracto se alimenta lateralmente, la figura 10.57 y las relaciones que siguen se aplican por separado a cada **sección** arriba y abajo de la entrada de la alimentación.

Durante todo este análisis, *a menos que se especifique lo contrario*, x y y se referirán a las concentraciones del soluto expresadas como fracciones mol en el refinado y el extracto, respectivamente; flujos del refinado R y del extracto E se expresarán como **lb mol/(tiempo)** (área de la sección transversal de la torre). Excepto en casos especiales, la transferencia de soluto produce el cambio de la solubilidad mutua de los líquidos en contacto, de forma que en general todos los componentes de los sistemas se transfieren de una fase a otra. Los coeficientes de transferencia de masa del tipo F son capaces de resolver este problema, pero en realidad los conocimientos sobre las **rapideces** de transferencia de masa en los extractores son tan limitados que de ordinario puede considerarse solamente la transferencia de un único soluto. Por lo tanto, este análisis se concreta a los casos en que los líquidos son insolubles, en que sólo se transfiere soluto y la solubilidad mutua no cambia. Sin embargo, en la práctica las expresiones desarrolladas son útiles para todos los casos.

Entonces, se tiene que son aplicables las ecuaciones obtenidas para la **absorción** de gases. Por lo tanto, para el refinado (que corresponde al gas en la

absorción de gases), tenemos los homólogos de las ecuaciones (8.23) a (8.27)

$$Z = \int_{x_2}^{x_1} \frac{R(1-x)_{iM} dx}{F_R a(1-x)(x-x_i)} = H_{iR} \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{iM} dx}{(1-x)(x-x_i)} = H_{iR} N_{iR} \quad (10.99)$$

$$H_{iR} = \frac{R}{F_R a} = \frac{R}{k_R a(1-x)_{iM}} \quad (10.100)$$

$$N_{iR} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{iM} dx}{(1-x)(x-x_i)} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x-x_i} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_2}{1-x_1} \quad (10.101)$$

en donde x_i = concentración de soluto en la interfase

F_R, k_R = coeficientes de transferencia para la fase refinado

H_{iR} = altura de la unidad de transferencia del refinado

N_{iR} = número de las unidades de transferencia del refinado

$(1-x)_{iM}$ = media logarítmica de $1-x$ y $1-x_i$

La concentración en la interfase que corresponde a cualquier concentración global del refinado x se encuentra mediante la ecuación (5.21) adaptada a la situación presente

$$\frac{1-x_i}{1-x} = \left(\frac{1-y}{1-y_i} \right)^{F_E/F_R} \quad (10.102)$$

Esta **ecuación** se grafica, para cualquier valor de (x, y) sobre la curva de operación, para determinar su **intersección** con la curva en el equilibrio en (x_i, y_i) , igual que para la absorción de gases. Como aproximación, se grafica una línea recta de pendiente $-k_R/k_E$ desde (x, y) sobre la línea de operación, para obtener la intersección en (x_i, y_i) .

En forma similar, se tienen las expresiones correspondientes para el extracto (que corresponde al líquido en la absorción de gases).

En realidad, se sabe tan poco acerca de los coeficientes de transferencia de masa que las expresiones anteriores son de poca utilidad. Por razones prácticas, aunque no son estrictamente aplicables a menos que la pendiente de la curva en el equilibrio sea constante, generalmente es necesario trabajar con coeficientes globales y unidades de transferencia globales, que se pueden tomar de los **homólogos** en absorción de gases:

$$Z = H_{iOR} N_{iOR} = H_{iOE} N_{iOE} \quad (10.103)$$

$$H_{iOR} = \frac{R}{F_{OR} a} = \frac{R}{K_R a(1-x)_{*M}} \quad (10.104)$$

$$H_{iOE} = \frac{E}{F_{OE} a} = \frac{E}{K_E a(1-y)_{*M}} \quad (10.105)$$

$$N_{IOR} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{*M} dx}{(1-x)(x-x^*)} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x-x^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_2}{1-x_1} \quad (10.106)$$

$$N_{IOE} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{*M} dy}{(1-y)(y^*-y)} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y^*-y} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_1}{1-y_2} \quad (10.107)$$

$$(1-x)_{*M} = \frac{(1-x^*) - (1-x)}{\ln[(1-x^*)/(1-x)]} \quad (10.108)$$

$$(1-y)_{*M} = \frac{(1-y) - (1-y^*)}{\ln[(1-y)/(1-y^*)]} \quad (10.109)$$

en donde x^* es la concentración en equilibrio con y y y^* la concentración en equilibrio con x .

Las concentraciones en las ecuaciones (10.103) a (10.109) están en fracciones mol. Si x y y se expresan como fracciones peso, por conveniencia en el uso con los diagramas de **operación** para el cálculo de las etapas en función de fracciones **peso**,

$$N_{IOR} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x-x^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x_2}{1-x_1} + \frac{1}{2} \ln \frac{x_2(r-1)+1}{x_1(r-1)+1} \quad (10.110)$$

$$N_{IOE} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y^*-y} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_1}{1-y_2} + \frac{1}{2} \ln \frac{y_1(r-1)+1}{y_2(r-1)+1} \quad (10.111)$$

en donde r es la relación entre los pesos moleculares del no soluto y del soluto. Para las concentraciones en relación de pesos,

$$N_{IOR} = \int_{x'_2}^{x'_1} \frac{dx'}{x'-x'^*} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+rx'_2}{1+rx'_1} \quad (10.112)$$

$$N_{IOE} = \int_{y'_2}^{y'_1} \frac{dy'}{y'^*-y'} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+ry'_1}{1+ry'_2} \quad (10.113)$$

Soluciones diluidas

Para soluciones diluidas, **sólo** los términos enteros de las ecuaciones anteriores para N_{IOE} y N_{IOR} son importantes. Además, si la curva en el equilibrio y la **línea de operación** son rectas en el rango de concentración encontrado, se muestra fácilmente, como en el capítulo 8, que son aplicables los promedios logarítmicos de las diferencias de **concentración** terminales

$$N_{IOR} = \frac{x_1 - x_2}{(x - x^*)_M} \quad N_{IOE} = \frac{y_1 - y_2}{(y^* - y)_M} \quad (10.114)$$

Las expresiones equivalentes en **función** de los coeficientes de transferencia de masa son:

$$R(x_1 - x_2) = E(y_1 - y_2) = K_R a Z (x - x^*)_M = K_E a Z (y^* - y)_M \quad (10.115)$$

Si **además** se aplica el equivalente de la Ley de Henry, de forma que la curva de **distribución** en el equilibrio sea una línea recta que pase a través del origen ($m = y^*/x_1 = y/x^* = \text{const}$), se obtiene, con un procedimiento similar al que se utilizó previamente en el caso de la absorción de gases,

$$N_{IOR} = \frac{\ln \left[\frac{x_1 - y_2/m}{x_2 - y_2/m} \left(1 - \frac{R}{mE} \right) + \frac{R}{mE} \right]}{1 - R/mE} \quad (10.116)$$

La figura 8.20 representa una **solución gráfica**, siempre y cuando $(x_2 - y_2/m)/(x_1 - y_2/m)$ se considera la ordenada y que mE/R sea el **parámetro**. En forma similar, para la sección enriquecedora del extracto de una torre utilizada con reflujo, las mismas circunstancias dan

$$N_{IOE} = \frac{\ln \left[\frac{y_2 - mx_1}{y_1 - mx_1} \left(1 - \frac{mE}{R} \right) + \frac{mE}{R} \right]}{1 - mE/R} \quad (10.117)$$

que también se resuelve gráficamente en la figura 8.20, siempre y cuando $(y_1 - mx_1)/(y_2 - mx_1)$ sea la ordenada y R/mE el parámetro.

Para estas soluciones diluidas, pueden utilizarse las ecuaciones (10.114), (10.116) y (10.117) con las concentraciones en función de fracciones peso, en cuyo caso m debe definirse también en función de éstas, mientras que E y R se miden en **masa/tiempo(área)**. También pueden utilizarse las relaciones en peso. Las ecuaciones (10.114) y (10.115) se utilizan frecuentemente con las concentraciones expresadas como c **moles/volumen**, en cuyo caso los flujos del extracto y del refinado se miden en **función de V volumen/tiempo (área)**; las unidades de los coeficientes de transferencia de masa apropiados son K_{LE} y K_{LR} **mol tiempo/área Δc** . Por supuesto, se aplican los requerimientos de la m constante (en cualquier unidad que se mida) y las líneas de operación rectas.

Ejemplo 10.9 Calcular el **número** de unidades de transferencia N_{IOR} para la **extracción** del ejemplo 10.3, cuando se utilizan **20 000 kg/h** de disolvente.

SOLUCIÓN Definir x y y en **función** de fracciones peso de **ácido acético**. $x_1 = x_r = 0.30$; $y_1 \approx 0$; $x_2 = 0.02$; $y_2 = 0.10$. El diagrama de **operación** ya **está graficado** en la figura 10.23. Para esta **gráfica**, los valores de x y x^* se tomaron de la línea de operación y de la curva en el equilibrio a diferentes valores de y , como sigue:

x	0.30	0.25	0.20	0.15	0.10	0.05	0.02
x^*	0.230	0.192	0.154	0.114	0.075	0.030	0
$\frac{1}{x - x^*}$	14.30	17.25	20.75	27.8	40.0	50.0	50.0

El **área** bajo una curva de x como abscisa contra $1/(x - x^*)$ como ordenada (no se muestra) entre $x = 0.30$ y $x = 0.02$ se determinó como 8.40. En estas soluciones, la solubilidad mutua del agua y del **éter** isopropílico es muy **pequeña**, de forma que r se puede tomar como $18/60 = 0.30$. Ecuación (10.110):

$$\frac{x'_2 - y'_2/m'}{x'_1 - y'_2/m'} = \frac{0.001\,001}{0.0101} = 0.0909$$

Las curvas de **operación** y en el equilibrio son casi paralelas en este caso, de forma que N_{OR} y N_p son casi iguales. La curvatura de las líneas hace que los **métodos** simplificados para N_{OR} no puedan aplicarse.

Ejemplo 10.10 Calcular el número de unidades de transferencia N_{OR} para la extracción del ejemplo 10.4, cuando se utilizan 1 150 **kg/h** de queroseno.

SOLUCIÓN Utilizar concentraciones en relaciones de peso, como en el ejemplo 10.4. $x'_1 = x'_f = 0.0101$; $y'_2 = 0$; $x'_2 = 0.001001$; $y'_1 = 0.0782$. Los cálculos pueden hacerse mediante la ecuación (10.116) o el equivalente, figura 8.20.

$$N_{\text{OR}} = 8.40 + \frac{1}{2} \ln \frac{1 - 0.30}{1 - 0.30} + \frac{1}{2} \ln \frac{0.02(0.3 - 1)}{0.30(0.3 - 1)} = 8.46$$

La mE/R promedio = $m'B/A = 1.01$ (ejemplo 10.4). De acuerdo con la figura 8.20, $N_{\text{OR}} = 8.8$.

Funcionamiento del equipo de contacto continuo

Aunque durante los últimos 40 **años** se ha acumulado gran cantidad de datos, tomados casi completamente de equipo para laboratorio de unos cuantos cm de **diámetro**, no se tiene todavía una correlación satisfactoria entre los mismos, debido al gran número de variables que modifican las **rapideces** de **extracción**. Para el **diseño** de nuevos extractores es esencial que los experimentos en planta piloto se lleven a cabo en condiciones lo más similares posible a las previstas para equipo a mayor escala. Por lo tanto, este análisis se limita a una breve consideración de las variables importantes, pero no se presentarán datos para el diseño.

La principal dificultad para comprender el funcionamiento del extractor radica en el gran número de variables que influyen sobre este funcionamiento. Al menos, lo modifican las siguientes variables:

1. El sistema líquido

- Identidad química y propiedades **físicas** correspondientes. En esta **categoría** pueden incluirse la presencia o ausencia de agentes tensoactivos, **sólidos** finamente divididos y similares.
- Concentración** de soluto, puesto que altera las propiedades **físicas**.
- Dirección de la **extracción**: si es de acuosa a **orgánica**, o de fase continua a dispersa.
- Flujo total de los **líquidos**.
- Relación entre los flujos de los **líquidos**.
- Que líquido se dispersa.

2. El equipo.

- Diseño**, que incluye no sólo el **diseño** general y obvio, como si el extractor es una torre empacada o agitada mecánicamente, sino **también** los detalles como el **tamaño** y la forma del empaque, el arreglo de los baffles y similares.

- b) Naturaleza y extensión de la agitación **mecánica**, ya sea giratoria o pulsante, **rápida** o lenta.
 c) Los materiales de construcción, que influyen sobre el humedecimiento relativo por los líquidos.
 d) Altura del extractor y los efectos terminales.
 e) Diámetro del extractor y extensión del mezclado axial.

Sólo recientemente se han empezado a sistematizar los datos de mezclado axial; las correlaciones seguras de los coeficientes de transferencia de masa **tendrán** que esperar esa **sistematización**. Las aplicaciones **están** bastante **más** avanzadas que los datos seguros de diseño.

NOTACIÓN PARA EL CAPÍTULO 10

Se puede utilizar cualquier conjunto de unidades consistente, excepto cuando se señale lo contrario.

a	área interfacial específica, L^2/L^3
A	componente A, masakiempo (continuo), M/Θ ; masa (por lotes), M
A_a	área activa de la torre dedicada a las perforaciones, L^2
A_d	área de la sección transversa) de los vertederos (o tuberías de ascenso), L^2
A_n	área de la sección transversal neta de la torre = $A_t - A_d$, L^2
A_p	superficie de las gotas, L^2
A_r	superficie de ascensión (o caída) de las gotas entre los platos, L^2
A_t	área de la sección transversal de la torre, L^2
b	constante, adimensional
B	componente B, masakiempo (continuo), M/Θ ; masa (por lotes), M
B_n	valor propio, adimensional
c	concentración, especialmente de soluto, mol/L^3
c_D^*	concentración de la fase dispersa en el equilibrio con la fase continua, mol/L^3
C	componente C, masa/tiempo (continuo), M/Θ ; masa (por lotes), M
C_D	coeficiente de arrastre = $4\Delta q_d g / 3 q_c V_r^2$, adimensional
d_i	diámetro del impulsor, L
d	diámetro del chorro, L
d_o	diámetro del orificio, L
d_p	diámetro de la gota, L
$d_p, trans$	diámetro de la gota en el tamafito de transición, L
D	componente D, masakiempo (continuo), M/Θ ; difusividad, L^2/Θ
E	solución del extracto, masakiempo (extractores por etapas), M/Θ ; masa (por lotes), M ; moles/tiempo(área) (extractores de contacto continuo), $mol/L^2\Theta$
E'	extracto libre de disolvente (B), masakiempo (continuo), M/Θ ; masa (por lotes), M
E_{MD}	eficiencia de la etapa de Murphree de la fase dispersa, fraccionaria
E_{ME}	eficiencia de la etapa de Murphree para el extracto, fraccional
E_{MR}	eficiencia de la etapa de Murphree del refinado, fraccional
E_O	eficiencia global de la etapa, fraccional
F	alimentación, masakiempo (continuo), M/Θ ; masa (por lotes), M
F	alimentación , en base libre de disolvente(B), masakiempo (continuo), M/Θ ; masa (por lotes), M
g	aceleración de la gravedad, L^2/Θ
g_c	factor de conversión, $ML/F\Theta^2$
h	profundidad del liquido disperso coalescido que se acumula sobre el plato, L
h_c	profundidad del liquido disperso que se acumula sobre el plato debido al flujo del liquido continuo, L

h_D	profundidad del liquido disperso que se acumula sobre el plato debido al flujo del liquido disperso, L
h_o	frente que se requiere para tener flujo a través de un orificio, L
h_R	frente que se requiere para tener flujo a través de la restricción de los vertederos, L
h_b	frente requerido para sobreponer el efecto de la tensión interfacial, L
H_i	altura de una unidad de transferencia, L
k	coeficiente de transferencia de masa, mol/L²Θ(fracción mol)
k_L	coeficiente de transferencia de masa, mol/L²Θ(mol/L³)
K	coeficiente global de transferencia de masa, mol/L²Θ(fracción mol)
K_L	coeficiente global de transferencia de masa, mol/L²Θ(mol/L³)
$\ln$	logaritmo natural
m	coeficiente de distribución en el equilibrio, concentración en el extracto/concentración en el refinado , adimensional
m_{CD}	coeficiente de distribución en el equilibrio, concentración en la fase continua/-concentración en la fase dispersa , (mol/L³)/(mol/L³)
M	mezcla M , masa/tiempo (continuo), M/Θ ; masa (por lotes), M
M'	mezcla M libre de disolvente (B), masa/tiempo (continuo), M/Θ ; masa (por lotes), M
N	concentración del disolvente, con base en el libre de disolvente (B), masa B/masa (A + C) , M/M
N_f	flux promedio en el tiempo de la transferencia de masa durante la formación de la gota, mol/L²Θ
N_o	número de perforaciones, adimensional
N_p	número de etapas ideales, adimensional
N_i	número de unidades de transferencia, adimensional
P	potencia, FL/Θ
P'_E	producto extraído libre de disolvente (B), masa/tiempo , M/Θ
4	flujo volumétrico , L³/Θ
r	relación de pesos moleculares, no soluto a soluto, adimensional
R	refinado, masa/tiempo (extracción por etapas), M/Θ , masa (por lotes), M ; moles/tiempo(área) (extracción por contacto continuo), mol/L²Θ
R'	refinado libre de disolvente (B), masa/tiempo (continuo), M/Θ ; masa (por lotes), M
Re	número de Reynolds para la gota, $d_p V_{tQC}/\mu_c$, adimensional
S	disolvente, masa/tiempo (continuo), M/Θ ; masa (por lotes), M
S'	disolvente libre de B, masa/tiempo (continuo), M/Θ ; masa (por lotes), M
Sc	numero de Schmidt, $\mu / \rho D$, adimensional
Sh	numero de Sherwood, kd_p/D , adimensional
T	diámetro de la torre, L
T_s	diámetro del sedimentador, L
U	grupo adimensional definido en la ecuación (10.75)
v_L	volumen liquido, L³
V	velocidad superficial, L/Θ
V_d	velocidad del liquido en los vertederos, L/Θ
V_n	velocidad basada en A., L/Θ
V_o	velocidad a través del orificio o perforación, L/Θ
V_o , μ	velocidad a través de la perforación que lleva al Brea interfacial especifica máxima , L/Θ
V_R	velocidad basada en un área restringida, L/Θ
V_S	velocidad de deslizamiento [Ecuaciones (10.83)-(10.84)], L/Θ
V_t	velocidad terminal de sedimentación, L/Θ
We	número de Weber de la gota, $d_p V_{tQC}^2/\sigma_{g.}$, adimensional
x	concentración de C en la fase rica en A (refinado), fracción masa (extractores por etapas); fracción mol (extractores de contacto continuo)
x'	concentración de C en la fase rica en A (refinado), masa C/masa no C , M/M

X	concentración de soluto en la fase rica en D (extracción fraccionada), masa soluto/masa no soluto, M/M
Y	concentración de C en la fase rica en A (refinado), con base en el libre de B , masa C/masa (A + C)
y'	concentración de C en la fase rica en B (extracto), fracción masa (extractores por etapas); fracción mol (extractores continuos)
	concentración de C en la fase rica en B (extracto), masa C/masa no C, M/M
	concentración de soluto en la fase rica en A (extracción fraccionada), masa soluto/masa no soluto, M/M
Y	concentración de C en la fase rica en B (extracto), con base en el libre de B , masa C/masa (A + C), M/M
Z	espaciamiento entre los platos, L ; profundidad del liquido en un tanque con agitación , L
β	selectividad, adimensional
δ	factor de amplitud, adimensional
Δ'_E	diferencia en flujo, con Base en el libre de B , ecuación (10.40)
Δ_R	diferencia en el flujo [ecuación (10.25)]
Δ'_R	diferencia en el flujo, con base en el libre de B , [ecuación (10.31)]
$\Delta\rho$	diferencia en densidades, M/L³
θ	tiempo, Θ
θ_f	tiempo para la formación de la gota, Θ
λ_m	valor propio, adimensional
μ	viscosidad, M/LΘ
ρ	densidad, M/L³
σ	tensión interfacial. F/L
Φ	fracción volumen
ω	frecuencia de oscilación , Θ^{-1}

Subíndices

<i>c</i>	durante la coalescencia
<i>c</i>	fase continua
<i>D</i>	fase dispersa
<i>e</i>	etapa e
<i>E</i>	extracto
<i>f</i>	formación
<i>F</i>	alimentación
<i>m</i>	etapa <i>m</i> , mínimo
M	mezcla M ; media
<i>n</i>	etapa <i>n</i>
<i>o</i>	orgánico , orificio
<i>O</i>	global
<i>R</i>	refinado
<i>s</i>	etapa <i>s</i>
<i>S</i>	solvente
<i>w</i>	agua
1	etapa 1; el final de una torre de contacto continuo por donde entra la alimentación
2	etapa 2; el final de una torre de contacto continuo en donde entra el disolvente

Exponente

- en equilibrio con la concentración global de la otra fase
libre de disolvente

REFERENCIAS

1. Allak, A. M. A. y G. V. Jeffreys: *AIChE J.*, 20, 564 (1974)
2. Angelo, J. B., E. N. Lightfoot, *et al.*: *AZChE J.*, 12, 751 (1966); 14, 458, 531 (1968); 16, 771 (1970)
3. Bernard, C., P. Michel y M. Tarnero: *Proceedings Intl. Solv. Extn. Conf.*, La Haya, 1971, 2, 1282.
4. Beyaert, B. O., L. Lapidus y J. C. Elgin: *AIChE J.*, 7, 46 (1961).
5. Bibaud, R. y R. E. Treybal: *AZChE J.*, 12, 472 (1966).
6. Bouyatiotis, B. A. y J. D. Thornton: *Znd. Chemist*, 39,298 (1963); *Znst. Chern. Engrs. (London) Symp. Ser.*, 26 43 (1967).
7. Burkhart, L., P. W. Weathers y P. C. Sharer: *AZChE J.*, 22, 1090 (1976).
8. Burkholder, H. C. y J. C. Berg: *AZChE J.*, 20, 872 (1974).
9. Bussolari, R. S., S. Schiff y R. E. Treybal: *Znd. Eng. Chem.*, 45, 2413 (1953).
10. Calderbank, P. H., en *Mixing*, vol. 2, V. W. Uhl y J. B. Gray, eds., p. 1, Academic Press, Nueva York.
11. Christiansen, R. M. y A. N. Hixson: *Znd. Eng. Chem.*, 49, 1017 (1957).
12. Drown, D. C. y W. J. Thomson: *Znd. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 16, 197 (1977).
13. Dykstra, J., B. H. Thompson y R. J. Clouse: *Znd. Eng. Chem.*, 50, 161 (1958).
14. Eisenlohr, H.: *Znd. Chemist*, 27, 271 (1951).
15. Elzinga, E. R. y J. T. Banchemo: *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, 55 (29), 149 (1959).
16. Gustison, R. A., R. E. Treybal y R. C. Capps: *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, 58 (39), 8 (1962).
17. Gutoff, E. B.: *AIChE J.*, 11, 712 (1965).
18. Happel, J. y D. G. Jordan: *Chemical Process Economics*, 2a ed.; M. Dekker; Nueva York, 1975.
19. Hayworth, C. B. y R. E. Treybal: *Znd. Eng. Chem.*, 42, 1174 (1950).
20. Hazlett, R. N.: *Znd. Eng. Chem. Fundamentals*, 8, 625, 633 (1969).
21. Heertjes, P. M. y L. H. de Nie: en *Recent Advances in Liquid-Liquid Extruction*, Cap. 10, C. Hanson, ed., Pergamon Press; Nueva York, 1971.
22. Honnekamp, J. R. y L. E. Burkhart: *Znd. Eng. Chem. Process Des. Devel.*, 1, 176 (1962).
23. Houlihan, R. y J. Landau: *Can. J. Chem. Eng.*, 52, 758 (1974).
24. Hu, S. y R. C. Kintner: *AZChE J.*, 1, 42 (1955).
25. Hughmark, G. A.: *Znd. Eng. Chem. Fundamentals*, 6,408 (1967).
26. Ingham, J.: en *Recent Advances in Liquid-Liquid Extraction*; Cap. 8, C. Hanson, ed., Pergamon Press; Nueva York, 1971.
27. Ingham, J.: *Trans. Znst. Chem. Engrs. (London)*, 50, 372 (1972).
28. Jeffreys, G. V. y G. A. Davies: en *Recent Advances in Liquid-Liquid Extruction*; Cap. 14; C. Hanson, ed., Pergamon Press; Nueva York, 1971.
29. Jeffreys, G. V. y C. J. Mumford: *Proceedings Zntl. Solv. Extn. Conf.*, La Haya, 1971, 2, 112.
30. Johnson, A. I. y L. Babb: *Con. J. Chem. Eng.*, 35, 165 (1957).
31. Karr, A. E.: *AZChE J.*, 5, 446 (1956).
32. Karr, A. E. y T. C. Lo: *Proceedings Zntl. Solv. Extn. Conf., The Hague*, 1971, 1, 299; *Znd. Eng. Chem. Process Des. Devel.*, 11, 495 (1952).
33. Keey, R. B. y J. Glen: *AIChE J.*, 15, 942 (1969).
34. Klee, A. y R. E. Treybal: *AZChE J.*, 2, 444 (1956).
35. Laity, D. S. y R. E. Treybal: *AZChE J.*, 3, 176 (1957).
36. Levins, D. M. y J. J. Glastonbury: *Trans. Znst. Chem. Engrs. London*, 50, 32, 132 (1972).
37. Lunning, R. W. y H. Sawistowski: *Proceedings Zntl. Solv. Extn. Conf., The Hague*, 1971, 2, 873.
38. Mar, B. W. y A. L. Babb: *Znd. Eng. Chem.*, 51, 1011 (1959).
39. Mayfield, F. D. y W. L. Church: *Znd. Eng. Chem.*, 44, 2253 (1952).
40. McDonough, J. A., W. J. Tomme y C. D. Holland: *AZChE J.*, 6, 615 (1960).
41. Misesk, T. y V. Rod: en *Recent Advances in Liquid-Liquid Extruction*; Cap. 7; C. Hanson, ed., Pergamon Press; Nueva York, 1971.

42. Mok, Y. I. y R. E. Treybal: *AIChE J.*, **17**, 916 (1971).
43. Nemunaitis, R. R., J. S. Eckert, E. H. Foote y L. Rollison: *Chem. Eng. Progr.*, **67(11)**, 60 (1971).
44. Oldshue, J. Y., F. Hodgkinson y J.-C. Pharamond: *Proceedings Intl. Solv. Extn. Conf., Lyons*, 1974, 2, 1651.
45. Oldshue, J. Y. y J. H. Rushton: *Chem. Eng. Progr.*, **48**, 297 (1952).
46. Olney, R. B. y G. J. Carlson: *Chem. Eng. Progr.*, **43**, 473 (1947).
47. Pratt, H. R. C.: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, **10**, 170 (1971); *Ind. Eng. Chem. Process Des. Devel.*, **15**, 544 (1976).
48. Pratt, H. R. C. y ayudantes: *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, **29**, 89, 110, 126 (1951); **31**, 57, 70, 78 (1953); **35**, 267 (1957).
49. Quinn, J. A. y D. B. Sigloh: *Can. J. Chem. Eng.*, **41**, 15 (1963).
50. Reman, G. H. y R. B. Olney: *Chem. Eng. Progr.*, **51**, 141 (1955).
51. Ricci, J. E.: *The Phase Rule and Heterogeneous Equilibria*; Van Nostrand (también Dover); Nueva York, 1951.
52. Ruby, C. L. y J. C. Elgin: *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, **51 (16)**, 17 (1955).
53. Sareen, S. S., P. M. Rose, R. K. Guden y R. C. Kintner: *AZChE J.*, **12**, 1045 (1966).
54. Scheele, G. F. y B. J. Meister: *AIChE J.*, **14**, 9 (1968); **15**, 689, 700 (1969).
55. Scheibel, E. G.: *Chem. Eng. Progr.*, **44**, 681, 771 (1948); *AIChE J.*, **2**, 74 (1956).
56. Scheibel, E. G.: *Chem. Eng. Progr.*, **62 (9)**, 76 (1966).
57. Scheibel, E. G. y A. E. Karr: *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1048 (1950); *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, **50(10)**, 73 (1954).
58. Schindler, H. D. y R. E. Treybal: *AIChE J.*, **14**, 790 (1968).
59. Scott, L. S., W. B. Hayes y C. D. Holland: *AIChE J.*, **4**, 346 (1958).
60. Sheikh, M. R., J. C. Ingham y C. Hanson: *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, **50**, 199 (1972).
61. Sigales, B.: *Chem. Eng.*, **82**, 143 (23 de junio de 1975).
62. Skelland, A. H. P.: *Diffusional Mass Transfer*; Wiley; Nueva York, 1974.
63. Skelland, A. H. P. y W. L. Conger: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Devel.*, **12**, 448 (1973).
64. Skelland, A. H. P. y K. R. Johnson: *Can. J. Chem. Eng.*, **52**, 732 (1974).
65. Skelland, A. H. P. y S. S. Minhas: *AZChE J.*, **17**, 1316 (1971).
66. Spielman, L. A. y S. L. Goren: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, **11**, 6673 (1972); *Ind. Eng. Chem.*, **62**, 10 (1970).
67. Strand, C. P., R. B. Olney y G. H. Ackerman: *AZChE J.*, **8**, 252 (1962).
68. Todd, D. B.: *Chem. Eng. Progr.*, **62(8)**, 119 (1966).
69. Todd, D. B. y G. R. Davies: *Proceedings Intl. Conf. Solv. Extn., Lyons*, 1974, **3**, 2380.
70. Todd, D. B. y W. J. Podbielniak: *Chem. Eng. Progr.*, **61(5)**, 69 (1965).
71. Treybal, R. E.: *AZChE J.*, **5**, 474 (1959).
72. Treybal, R. E.: en *The Chemical Engineers' Handbook*, 5a. ed., p. 21-16; R. H. Perry y C. H. Chilton, eds.; McGraw-Hill; Nueva York, 1973.
73. Treybal, R. E.: *Chem. Eng. Progr.*, **60(5)**, 77 (1964).
74. Treybal, R. E.: *Chem. Eng. Progr.*, **62(9)**, 67 (1966).
75. Treybal, R. E.: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, **3**, 185 (1964).
76. Treybal, R. E.: *Liquid Extraction*; 2a. ed., McGraw-Hill; Nueva York, 1963.
77. van Dijk, W. J. D.: U. S. Pat. 2 011 186 (1935).
78. Watson, J. S. y H. D. Cochran, Jr.: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Devel.*, **10**, 83 (1971).
79. Watson, J. S., L. E. McNeese, J. Day y P. A. Carroad: *AZChE J.*, **21**, 1080 (1975).
80. Weaver, R. E. C., L. Lapidus y J. C. Elgin: *AIChE J.*, **5**, 333 (1959).
81. Weinstein, B. y R. E. Treybal: *AIChE J.*, **19**, 304, 851 (1973).
82. Woodfield, F. N. y G. Sege: *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, **50(13)**, 14 (1954).
83. Yeh, J. C., F. H. Haynes y R. A. Moses: *AIChE J.*, **10**, 260 (1964).
84. Zenz, F. A.: *Petrol. Refiner*, **36(8)**, 147 (1957).

PROBLEMAS

Los problemas del 10.1 al 10.7 se refieren al sistema agua (A)-clorobenceno (B)-piridina **(C)** a 25 °C. Los datos de la **línea de unión** en el equilibrio, interpolados de los de Peake y **Thompson, Ind. Eng. Chem., 44, 2439** (1952). **están** dados en por ciento de peso.

Piridina	Clorobenceno	Agua	Piridina	Clorobenceno	Agua
0	99.95	0.05	0	0.08	99.92
11.05	88.28	0.67	5.92	0.16	94.82
18.95	79.90	1.15	11.05	0.24	88.71
24.10	74.28	1.62	18.90	0.38	80.72
28.60	69.15	2.25	25.50	0.58	73.92
31.55	65.58	2.87	36.10	1.85	62.05
35.05	61.00	3.95	44.95	4.18	50.87
40.60	53.00	6.40	53.20	8.90	37.90
49.0	37.8	13.2	49.0	37.8	13.2

- 10.1 Grafique los datos en el equilibrio en los siguientes sistemas de coordenadas: **(a)** triangular; **(b)** x y **y** contra **fracción** peso de **B**; **(c)** x contra **y**.
- 10.2 Calcule la selectividad del clorobenceno para la piridina en cada una de las líneas de **unión y graficar** selectividad contra concentración de piridina en agua.
- 10.3 Se desea reducir la **concentración** de piridina de 2 **000 kg** de una solución acuosa de 50 a 2% en una sola extracción por lotes con clorobenceno. **¿Qué** cantidad de disolvente se necesita? Para resolver el problema, **trabájese** sobre coordenadas triangulares.
- 10.4 Un lote de 2 000 **kg** de una **solución** de piridina-agua, **50%** de piridina, se va a extraer con el mismo peso de clorobenceno. El refinado de la primera extracción se va a volver a extraer con un peso de disolvente igual al peso de refinado. etc. (**B₂ = R₁, B₃ = R₂**, etc.). **¿Cuántas** etapas **teóricas** y qut cantidad total de disolvente se necesitaran para reducir la **concentración** de piri-dina hasta 2% en el refinado final? Resolver el problema con coordenadas triangulares.
- 10.5 Una **solución** de piridina-agua, 50% de piridina, se va a extraer a contracorriente, de modo continuo, a un flujo de 2.25 **kg/s** (17 **800 lb_m/h**) con clorobenceno para reducir la **concentra-ción** de piridina a 2%. Utilizando los sistemas de coordenadas **graficados** en **(b)** y en **(c)** del problema 10.1:
- a)** Determine el flujo mínimo requerido de disolvente.
- b)** Si se **utilizan** 2.3 **kg/s** (18 250 **lb_m/h**), **¿cuál** es el numero de etapas **teóricas** y los pesos **sa-turados** del extracto y del refinado?
- Respuesta: 3 etapas ideales.
- c)** Calcule el numero de unidades de transferencia **N_{ox}** para la extracción de **(b)**.
- Respuesta: 4.89
- 10.6 Las propiedades de las soluciones no se han estudiado completamente; sin embargo, para los componentes puros, se han calculado las siguientes propiedades:

	Densidad		Viscosidad		Tensión interfacial	
	kg/m ³	lb/ft ³	kg/m · s	cP	N/m	dinas/cm
Alimentación	994.8	62.1	0.001	1.0	0.008	8
Extracto	1041	65	0.0013	1.3		
Refinado	996.4	62.2	0.00089	0.89	0.035	35
Disolvente	1097	68.5	0.00125	1.25		

Para el extremo de la entrada del disolvente en la cascada del problema 10.56, **especifica** que las dimensiones de un tanque de mezclado, el **tamaño** y la velocidad del impulsor y calcular la eficiencia de la etapa. Disperse el disolvente y utilice un tiempo promedio de **retención** de 30 segundos.

- 10.7 Puede realizarse la separación del problema 10.5 mediante **destilación** a presión **atmosférica**.
 10.8 Las soluciones de agua-dioxano forman un **azeotropo** de punto de ebullición **mínimo** a presión **atmosférica** y no pueden separarse por los **métodos** ordinarios de **destilación**. El benceno no forma un azeotropo con el dioxano y puede utilizarse como disolvente para la **extracción**. A 25 °C, la distribución en el equilibrio de dioxano entre agua y benceno [*J. Am. Chem. Soc.*, 66, 282 (1944)] es la siguiente:

'lo en peso de dioxano en agua	5.1	18.9	25.2
vo en peso de dioxano en benceno	5.2	22.5	32.0

A estas concentraciones, el agua y el benceno son **básicamente** insolubles. Mil kilogramos de una solución de 25% de dioxano y **75%** de agua se van a extraer con benceno para eliminar 95% del dioxano. El benceno esta libre de dioxano.

a) Calcule los requerimientos de disolvente para una sola **operación** por lotes.

b) Si la **extracción** se hiciese con las mismas cantidades de disolvente en cinco etapas a corriente cruzada, **¿cuánto** disolvente se **requerirá**?

- 10.9 Mil kilogramos por hora de una **solución** al 25% de dioxano en agua se van a extraer continuamente a contracorriente con benceno, para separar el 95% del dioxano. Los datos en el equilibrio **están** dados en el problema 10.8.

a) **¿Cuál** es la cantidad minima requerida de disolvente, **kg/h**?

b) Si se **utilizan** 900 **kg/h** de disolvente, **¿cuántas** etapas **teóricas** se requieren?

Respuesta: 6.1 etapas ideales.

c) **¿Cuántas** unidades de transferencia N_{or} corresponden a la **extracción** en (b)?

- 10.10 Una solución acuosa contiene 25% de acetona en peso junto con una **pequeña** cantidad de un contaminante no deseado. Para un proceso posterior, es necesario tener la acetona disuelta en agua sin la impureza. Para lograrlo, la **solución** se va a extraer a contracorriente con **tricloro**-etano, que extrae la acetona pero no la impureza. Entonces, el extracto se va a extraer a contracorriente con agua pura en un segundo extractor para obtener la solución acuosa deseada; el disolvente recuperado se regresara al primer extractor. Se requiere obtener el 98% de la acetona en el producto final. El agua y el tricloroetano son insolubles en el rango de **concentración** de acetona en el cual se esta trabajando; el coeficiente de distribución (**kg acetona/kg tricloroetano**)/(**kg acetona/kg agua**) = 1.65 = cte.

a) **¿Cuál** es la concentración **máxima** posible de acetona en el disolvente recuperado?

b) **¿Cuántas** etapas se **requerirán** en cada extractor para obtener la acetona en la **solución** final de agua a la misma **concentración** que en la solución original?

c) Si el disolvente recuperado contiene 0.005 **kg acetona/kg** tricloroetano, si 1 **kg** de **tricloroetano/kg** agua se utilizó en el primer extractor y si se **utilizó** el mismo número de etapas en cada uno de los extractores, **¿qué** concentración de acetona se **obtendrá** en el producto final?

- 10.11 Se va a **diseñar** una torre de platos perforados para la **extracción** del **90%** del **ácido acético** de una **solución** acuosa que contiene **4.0%** de **ácido**; con este fin, se utilizara, como disolvente, metilisobutil cetona, libre inicialmente de **ácido**, a 25 °C. Los flujos van a ser **1.6(10⁻³) m³/s** acuosa (**203.4 ft³/h**), **3.2(10⁻³) m³/s** **orgánica**. La cetona se va a dispersar.

Las propiedades **físicas** son: para la solución acuosa, viscosidad = 0.001 **kg/m · s**; densidad = 998 **kg/m³**; difusividad del **ácido acético** = **1.00(10⁻⁹) m²/s**; para la solución **orgáni-**

ca: viscosidad = $5.70(10^{-4}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$, densidad = 801 kg/m^3 , difusividad del ácido acético = $1.30(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$; coeficiente de distribución, c en cetona/ c en agua = 0.545; tensión interfacial = $9.1(10^{-3}) \text{ N/m}$.

Calcule las dimensiones y arreglo del plato, calcular los valores de E_{MD} y E_o y especifique el número de platos reales requerido.

Los problemas del 10.12 al 10.14 se refieren al sistema aceite de semilla de algodón (A)-propano líquido (B)-ácido oleiw (C) a 98.5°C , 625 psia. Los datos para la línea de unión en el equilibrio de Hixson y Bockelmann, *Trans. AIChE*, **38**, 891 (1942), en por ciento de peso, son:

Aceite de semilla de algodón	Acido oleico	Propano	Aceite de semilla de algodón	Acido Oleico	Propano
63.5	0	36.5	2.30	0	97.7
57.2	5.5	37.3	1.95	0.76	97.3
52.0	9.0	39.0	1.78	1.21	97.0
46.7	13.8	39.5	1.50	1.90	96.6
39.8	18.7	41.5	1.36	2.73	95.9
31.0	26.3	42.7	1.20	3.8	95.0
26.9	29.4	43.7	1.10	4.4	94.5
21.0	32.4	46.6	1.0	5.1	93.9
14.2	37.4	48.4	0.8	6.1	93.1
8.3	39.5	52.2	0.7	7.2	92.1
4.5	41.1	54.4	0.4	6.1	93.5
0.8	43.7	55.5	0.2	5.5	94.3

- 10.12 Grafique los datos en el equilibrio en los siguientes sistemas de coordenadas: (a) N contra X y Y; (6) X contra I.
- 10.13 Cien kg de una solución de aceite de semilla de algodón-acido oleico que contiene 25% de acido que se va a extraer dos veces a contracorriente; cada vez se utilizarán 1 000 kg de propano. Calcule las composiciones, por ciento en peso y los pesos de los extractos mixtos y el refinado final. Calcular las composiciones y pesos de los productos libres de disolvente. Realice los cálculos sobre las coordenadas graficadas en el problema 10.12a.
- 10.14 Mil kg por hora de una solución de aceite de semilla de algodón-acido oleiw que contiene 25% de acido se van a separar en forma continua en productos que contengan 2 y 90% de acido (composiciones libres de disolvente) por extracción a contracorriente wn propano. Realizar los siguientes cálculos sobre los sistemas de wordenadas del problema 10.12a y b:

a) ¿Cuál es el número mínimo de etapas teóricas requeridas?

Respuesta: 5

b) ¿Cuál es la mínima relación externa extracto/reflujo requerida?

Respuesta: 3.08

c) Para una relación externa extracto/reflujo de 4.5, calcular el número de etapas teóricas, la posición de la etapa de alimentación y las cantidades, kg/h, de las siguientes corrientes: E_1 , B_1 , E' , R_o , R_N , P_1 y S .

Respuesta: 10.5 etapas ideales.

d) ¿Qué indican los datos en el equilibrio con respecto a la máxima pureza del acido oleico que se puede obtener?

Los problemas 10.15 y 10.16 se refieren al sistema ácidos oxálico y succínico distribuidos entre agua y alcohol n-amílico. Los ácidos se distribuyen practicamente en forma independiente uno

del otro; para los fines presentes se va a considerar que **así** lo hacen. Las concentraciones en el equilibrio, expresadas como g **ácido/litro**, son:

Cualquiera de los ácidos en agua	0	20	40	60
Oxálico en alcohol	0	6.0	13.0	21.5
Succlnico en alcohol	0	12.0	23.5	35.0

El agua y el alcohol amllco son **básicamente** inmiscibles. En los **cálculos**, expresar las concentraciones de **ácido** como **g/litro** y los flujos de los disolventes como **litros/tiempo**.

- 10.15 Una solución acuosa que contiene 50 g de **ácido oxálico** y la misma cantidad de **ácido** succlnico por litro de agua se va a extraer a contracorriente con alcohol n-amllco (libre de **ácido**) para **recuperar** 95% del **ácido oxálico**.

- Calcule la **mínima** cantidad requerida de disolvente, litros **alcohol/litros** agua.
- Si se utiliza una relación **alcohol/agua** de 3.8 **litros/litro**, calcule el número de etapas ideales requeridas y el **análisis** libre de disolvente del producto **extraído**.

Respuesta: 9 etapas ideales.

- 10.16 Una mezcla **de ácido** succlnico (B) y **oxálico** (C) que contiene 50% de cada uno de ellos se va a separar en productos al 90% de pureza cada uno, libre de disolvente, utilizando alcohol **n-amllco** (A) y agua (D), mediante una extracción fraccionada.

- Calcule el número de etapas ideales y la ubicación de la etapa de **alimentación**, si se **utilizan** 9 litros de alcohol y 4 litros de agua por 100 g de **ácido** alimentado.

Respuesta: 12.75 etapas.

- Investigue el efecto de la relación de disolventes sobre el **número** de etapas, cuando el flujo total de líquido se mantiene constante. **¿Cuál** es el **número mínimo** requerido de etapas y la **relación** respectiva de disolventes?

CUARTA

PARTE

OPERACIONES SÓLIDO-FLUIDO

Las operaciones de transferencia de masa en esta categoría son **adsorción-desorción**, secado y lixiviación. La **adsorción** comprende el contacto de sólidos con líquidos o gases y la transferencia de masa en la dirección fluido a sólido. La transferencia de masa se efectúa en dirección opuesta con respecto a su operación compañera, la **desorción**; la combinación es análoga a la **absorción-desorción** de gases del capítulo 8. El secado abarca el contacto gas-sólido, la **lixiviación** el contacto líquido-sólido; en cada caso, ocurre la transferencia de masa en la dirección sólido a fluido; por tanto, se trata de casos especiales de la **desorción**.

Al menos **teóricamente**, los mismos aparatos y equipo usados en la adsorción para contacto gas-sólido o líquido-sólido, pueden utilizarse también en las operaciones correspondientes de secado y lixiviación. Sin embargo, en la práctica se encuentran tipos especiales de aparatos en estas tres categorías. Probablemente, este resultado se deba a que durante muchos **años** las aplicaciones prácticas de estas operaciones se desarrollaron sin comprender que básicamente son muy similares. Por ejemplo, considerable ingenio se ha aplicado al desarrollo de equipo para las operaciones continuas **gas-sólido** de adsorción, pero poca ha sido la aplicación de los resultados al problema de secado. Se han inventado muchos aparatos para la lixiviación continua de sólidos en líquidos, pero se han aplicado muy poco a los problemas **prácticos** de adsorción de líquidos. No se han inventado todavía aparatos ideales. No obstante, es razonable prever una reducción en el número de diferentes equipos y mayor **interaplicación** entre las tres operaciones al irse resolviendo los muchos problemas sobre el manejo de sólidos.

Para comprender estas operaciones, es de considerable ayuda recordar la fuerte similitud con las operaciones gas y líquido de capítulos anteriores, aunque las operaciones en lecho fijo y lecho fluidizado, propias de los líquidos, no tienen homólogo en las operaciones de gas-líquido.

ADSORCIÓN E INTERCAMBIO IÓNICO

Las operaciones de **adsorción** explotan la capacidad especial de ciertos sólidos para hacer que sustancias específicas de una solución se concentren en la superficie de la misma. De esta forma, pueden separarse unos de otros los componentes de soluciones gaseosas o líquidas. Unos cuantos ejemplos indicarán la naturaleza general posible de las separaciones y al mismo tiempo la gran variedad de aplicaciones prácticas. En el campo de las separaciones gaseosas, la adsorción se utiliza para deshumidificar aire y otros gases, para eliminar olores e impurezas desagradables de gases industriales como dióxido de carbono, para recuperar vapores valiosos de disolvente a partir de mezclas diluidas con aire y otros gases y para fraccionar mezclas de gases de hidrocarburos que contienen sustancias como metano, etileno, etano, propileno y propano. Las separaciones típicas de líquidos incluyen la eliminación de humedad disuelta en gasolina, decoloración de productos de petróleo y soluciones acuosas de azúcar, eliminación de sabor y olor desagradables del agua y el fraccionamiento de mezclas de hidrocarburos aromáticos y parafínicos. La escala de operación va desde el uso de unos cuantos gramos de adsorbente en el laboratorio hasta las plantas industriales, cuyo inventario de adsorbente excede los 135 000 kg ^[59].

Todas estas operaciones son similares en que la mezcla por separar se pone en contacto con otra fase insoluble, el sólido adsorbente, y en que la distinta distribución de los componentes originales entre la fase adsorbida en la superficie sólida y el fluido permite que se lleve a cabo una separación. Todas las técnicas que previamente se consideraron valiosas para el contacto entre fluidos insolubles, también son útiles en la adsorción. Por tanto, se tienen separaciones por lotes en una sola etapa, separaciones continuas en varias etapas y separaciones análogas a la **absorción** y **desorción** a contracorriente en el campo del contacto gas-líquido y a la rectificación y extracción mediante reflujo. Además, la rigidez e

inmovilidad de un lecho de partículas adsorbentes sólidas hace posible la útil aplicación de los métodos semicontinuos, que de ninguna manera son aplicables cuando se ponen en contacto dos fluidos.

Otra operación sólido-líquido de gran importancia es el intercambio **iónico**, el intercambio reversible de iones entre ciertos sólidos y una solución de **electrolitos**, que permite la separación y fraccionamiento de solutos electrolíticos. Por supuesto, su naturaleza es química, pero abarca no sólo la interacción de los iones con el **sólido** sino **también** la difusión de los iones dentro de la fase **sólida**. Aunque el fenómeno puede ser mas complejo que la **adsorción**, las **técnicas** generales y los resultados obtenidos son muy similares. **Las características** especiales del intercambio **iónico** se consideran por separado al final de este capítulo.

Tipos de adsorción

Se debe distinguir para principiar entre dos tipos de fenómenos de adsorción: **físicos** y químicos.

La **adsorción física**, o **adsorción** de “van der Waals”, fenómeno **fácilmente** reversible, es el resultado de las fuerzas intermoleculares de atracción entre las moléculas del sólido y la sustancia adsorbida. Por ejemplo, cuando las fuerzas atractivas intermoleculares entre un sólido y un gas son mayores que las existentes entre moléculas del gas mismo, el gas se condensará sobre la superficie del sólido, aunque su presión sea menor que la **presión** de vapor que corresponde a la temperatura predominante. Cuando ocurra esta condensación, se desprenderá cierta cantidad de calor, que generalmente será algo mayor que el calor latente de evaporación y parecida al calor de sublimación del gas. La sustancia adsorbida no penetra dentro de la red cristalina ni se disuelve en ella, sino que permanece totalmente sobre la superficie. Sin embargo, si el sólido es muy poroso y contiene muchos pequeños capilares, la sustancia adsorbida penetrará en estos intersticios si es que la sustancia humedece al sólido. La presión de vapor en el equilibrio de una superficie líquida, cóncava y de radio de curvatura muy pequeño, es menor que la presión de una gran superficie plana; la extensión de la adsorción aumenta por consecuencia. En cualquier caso, la presión parcial de la **sustancia** adsorbida es igual, en el equilibrio, a la presión de la fase gaseosa en contacto; disminuyendo la presión de la fase gaseosa o aumentando la temperatura, el gas adsorbido se elimina fácilmente o se **desorbe** en forma invariable. Las operaciones industriales de adsorción, del tipo que se va a considerar, dependen de su reversibilidad para recuperar el adsorbente (que se vuelve a utilizar), para la recuperación de la sustancia adsorbida o para el fraccionamiento de mezclas. La adsorción reversible no se concreta a los gases, también se observa en el caso de líquidos.

Quemisorción, o **adsorción** activada, es el resultado de la interacción química entre el sólido y la sustancia adsorbida^[13]. La fuerza de la **unión** química puede variar considerablemente y puede suceder que no se formen compuestos químicos en el sentido usual; empero, la fuerza de **adhesión** es generalmente mucho mayor que la observada en la adsorción física. El calor liberado durante la

quemisorción es comúnmente grande, es parecido al calor de una reacción química. El proceso frecuentemente es irreversible; en la **desorción**, de ordinario se descubre que la sustancia original ha sufrido un cambio **químico**. La misma sustancia, que en condiciones de baja temperatura, sufre esencialmente sólo la adsorción **física** sobre un **sólido**, algunas veces exhibe quemisorción a temperaturas más elevadas; además, los dos fenómenos pueden ocurrir al mismo tiempo. La quemisorción es de particular importancia en la catálisis, pero no se va a considerar aquí.

Naturaleza de los adsorbentes

Los sólidos adsorbentes por lo general se utilizan en forma granular; varían de tamaño: desde aproximadamente 12 mm de diámetro hasta granos tan **pequeños** de **50μ**. Los sólidos deben poseer ciertas propiedades relativas a la Ingeniería, según la aplicación que se les vaya a dar. Si se utilizan en un lecho fijo a **través** del cual va a fluir un **líquido** o un gas, por ejemplo, no deben ofrecer una caída de presión del flujo muy grande, ni deben ser arrastrados con facilidad por la corriente que fluyen. Deben tener adecuada consistencia para que no se reduzca su **tamaño** al ser manejados o para que no se rompan al soportar su propio peso en lechos del espesor requerido. Si se van a sacar y meter con frecuencia de los recipientes que los contienen, deben fluir libremente. Estas son propiedades fácilmente reconocibles.

La capacidad de adsorción de los sólidos es completamente otro tema. La **adsorción** es un fenómeno muy general; incluso los **sólidos** comunes adsorberán gases y vapores, cuando menos a cierto grado. Por ejemplo, todo estudiante de **química analítica** ha observado con sorpresa el aumento en peso de un crisol de porcelana seco en un **día** húmedo durante la pesada analítica: la superficie del crisol ha adsorbido humedad del aire. Sin embargo, sólo ciertos sólidos exhiben la suficiente especificidad y capacidad de adsorción para ser tiles como adsorbentes industriales. Puesto que los **sólidos** poseen frecuentemente una capacidad muy específica para adsorber grandes cantidades de ciertas sustancias, es evidente que la naturaleza química del **sólido** tiene mucho que ver con sus **características** de adsorción. Empero, la simple identidad química no es suficiente para caracterizar su utilidad. En la **extracción** líquida, todas las muestras de acetato de **butilo** puro tienen la misma capacidad para extraer ácido **acético** de una **solución acuosa**. Esto no es cierto para las características de adsorción de la sílica gel con respecto al vapor de agua, por ejemplo. Influyen demasiado su método de fabricación y sus antecedentes de adsorción y **desorción**.

Parece esencial una gran superficie por unidad de peso para todos los adsorbentes útiles. En particular, en el caso de la adsorción de gases, la superficie significativa no es la superficie total de las partículas granulares que generalmente se utilizan, sino la superficie mucho mayor de los poros internos de las partículas. Los poros generalmente son muy **pequeños**, algunas veces de unos cuantos diámetros moleculares de ancho, pero su gran número proporciona una **enorme**

superficie para la **adsorción**. Por ejemplo, se calcula que el **carbón típico** de una máscara de gases tiene una superficie efectiva de $1\,000\,000\text{ m}^2/\text{kg}$ [32]. Hay muchas otras propiedades que son evidentemente de gran importancia y que no se comprenden totalmente; se tiene que depender en gran medida de la observación empírica para reconocer la capacidad de **adsorción**. La siguiente lista presenta los principales adsorbentes de uso general.

1. **Tierras de Fuller**. Son arcillas naturales; las variedades norteamericanas proceden generalmente de Florida y Georgia. Principalmente son silicatos de aluminio y magnesio, bajo la forma de atapulguita y montmorillonita. La arcilla se calienta y se seca, y durante esta operación de **sarrolla** una estructura porosa, es molida y cernida. Los **tamaños** que se consiguen comercialmente van desde grandes **gránulos** hasta polvos finos. Las arcillas son particularmente **útiles** para decolorar, neutralizar y secar productos del petróleo como aceites lubricantes, aceites de transformador, querosenos y gasolinas, lo mismo que aceites vegetales y animales. Lavando y quemando la materia **orgánica** adsorbida sobre la arcilla durante su utilización, el adsorbente puede utilizarse muchas veces.
2. **Arcillas activadas**. Son **bentonita** u otras arcillas que no muestran **ningún** poder de **adsorción** hasta que se activan mediante el tratamiento con ácido sulfúrico o **clorhídrico**. Después de este tratamiento, la arcilla se lava, se seca y se reduce a un polvo fino. Es particularmente **útil** para decolorar productos del petróleo; generalmente se descarta **después** de una sola **aplicación**.
3. **Bauxita**. Es cierta forma de la **alúmina** hidratada natural que debe activarse mediante calentamiento a temperaturas que varían entre 450 a $1\,500\text{ }^{\circ}\text{F}$, con el fin de activar su poder de **adsorción**. Se utiliza para decolorar productos del petróleo y para sacar gases; se puede reactivar mediante calentamiento.
4. **Alúmina**. Es un óxido de aluminio hidratado, duro, que se activa por calentamiento para **eliminar** la humedad. El producto poroso se puede conseguir como **gránulos** o polvos; se utiliza principalmente como desecante de gases y **líquidos**. Puede reactivarse para volverse a utilizar.
5. **Carbón de hueso**. Se obtiene mediante la destilación destructiva de huesos pulverizados y secos a temperaturas de 600 a $900\text{ }^{\circ}\text{C}$. Se utiliza principalmente en la refinación del **azúcar**; puede volverse a utilizar **después** de lavado y quemado.
6. **Carbones decolorantes**. Se preparan de modos distintos. (a) Se mezcla materia vegetal con sustancias **inorgánicas** como cloruro de calcio; se carboniza y elimina por lixiviación la materia inorgánica. (b) Mezclando materia **orgánica**, como aserrín, con sustancias porosas como piedra pómez; luego se emplea calentamiento y **carbonización** para depositar la materia carbónica en todas las partículas porosas. (c) Se carboniza madera, **aserrín** y similares; luego se emplea activación con aire o vapor caliente. La lignita y el **carbón** bituminoso también son materias primas. Se utilizan para gran cantidad de fines, incluso para la decoloración de soluciones de azúcar, sustancias químicas industriales, drogas y líquidos de limpieza en seco, **purificación** de agua, refinamiento de aceites vegetales y animales y para la **recuperación** de oro y plata a partir de sus soluciones de cianuro.
7. **Carbón adsorbente de gases**. Se prepara por carbonización de **cáscaras** de coco, semillas de fruta, **carbón**, lignita y madera. Debe ser activado, lo cual equivale esencialmente a un proceso parcial de **oxidación** mediante tratamiento con aire o vapor caliente. Se puede conseguir en forma granular o de lentejas; se utiliza para la **recuperación** de vapores de disolventes en mezclas **gaseosas**, en máscaras de gas, recuperación de hidrocarburos de la gasolina a partir de gas natural y para el fraccionamiento de gases de hidrocarburos. Para volverlo a utilizar, se puede revivir, por evaporación del gas adsorbido.
8. **Carbón activado de malla molecular**. Es una forma preparada especialmente con aberturas de poro controladas, que van desde 5 hasta 5.5 Angstroms (la mayoría de los carbones activados van desde 14 hasta 60 Angstroms) †. Los poros pueden admitir, por ejemplo, hidrocarburos

† El Angstrom es 10^{-10} metros.

parafinicos, pero rechazan isoparafinas de **diámetros** moleculares grandes. El producto es útil para fraccionar compuestos acetilénicos, alcoholes, ácidos **orgánicos**, cetonas, aldehídos y muchos otros.

Existen buenos estudios generales sobre carbones activados [37].

9. **Adsorbentes poliméricos sintéticos** [95]. Son perlas esféricas porosas, 0.5 mm de **diámetro**; cada **perla** es un conjunto de microesferas, 10^{-4} mm de **diámetro**. El material es **sintético**, fabricado de monómeros polimerizables de dos tipos principales. Los fabricados a partir de **aromáticos insaturados** como estireno y divinilbenceno, son útiles para la **adsorción de orgánicos** no polares a partir de soluciones acuosas. Los fabricados a partir de **ésteres** acrílicos son adecuados para solutos **más** polares. Se utilizan principalmente en el tratamiento de soluciones acuosas; se regeneran por lixiviación con alcoholes o cetonas de bajo peso molecular.
10. **Sílica gel**. Es un producto muy duro, granular, muy poroso; se prepara a partir del gel **precipitado** por tratamiento **ácido** de una solución de silicato de sodio. Su contenido en humedad antes de utilizarse varía del 4 al 7% **más** o menos; se utiliza principalmente para la **deshidratación** del aire y otros gases, en mascarar de gases y para el fraccionamiento de hidrocarburos. Para volver a utilizar, se puede revivir por evaporación de la materia adsorbida.
11. **Mallas moleculares** [41,58]. Son cristales de zeolitas **sintéticos**, porosos, aluminosilicatos **metálicos**. Las "jaulas" de las celdas cristalinas pueden atrapar materia adsorbida; el **diámetro** de los pasadizos, controlado por la composición del cristal, regula el **tamaño** de las **moléculas** que pueden entrar o ser excluidas. Por lo tanto, las mallas pueden separar de acuerdo con el **tamaño** molecular, y también por adsorción de acuerdo con la polaridad molecular y el grado de **insaturación**. Se pueden conseguir industrialmente unos nueve tipos, cuyos diámetros nominales de poro van de 3 a 10 Å; estos tipos tienen forma de lentejas, perlas y polvos. Se utilizan para la deshidratación de gases y líquidos, la **separación** de mezclas de hidrocarburos gaseosos y líquidos y para una gran variedad de procesos. Se regeneran por calentamiento o **elución**.

EQUILIBRIOS DE ADSORCIÓN

La mayoría de los datos experimentales con respecto a la adsorción representan mediciones de equilibrio. Muchos se obtuvieron en un esfuerzo por corroborar una u otra teoría de las muchas presentadas para tratar de explicar el **fenómeno** de la adsorción. No se ha elaborado aún una **teoría** que explique satisfactoriamente cuando menos la mayoría de las observaciones; por lo tanto, este **análisis** se limita a describir las características de adsorción observadas más comúnmente. Las teorías se presentan en otros lugares [13, 18, 44, 82, 102].

GASES Y VAPORES SENCILLOS

En muchos aspectos, las características de la adsorción en el equilibrio de un gas o vapor sobre un sólido son similares a la solubilidad en el equilibrio de un gas en un líquido. En la figura 11. 1 se muestran varias isotemas de adsorción en el **equilibrio** para un carbón activado particular como adsorbente, en donde la concentración de gas adsorbido (el adsorbato) sobre el sólido se **grafica** contra la presión parcial en el equilibrio $\bar{p}$ del vapor o gas a temperatura constante. Las curvas de este tipo son **análogas** a las de la figura 8.1. Por ejemplo, a 100 °C, el

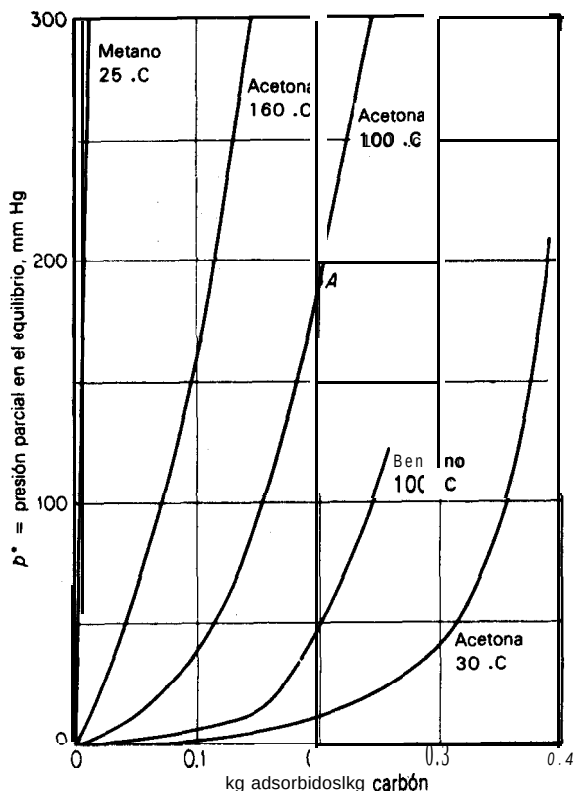


Figura 11.1 Adsorción en el equilibrio de vapores sobre carbón activado.

vapor de acetona puro a una **presión** de 190 mm de Hg está en equilibrio con una **concentración** de adsorbato de 0.2 kg acetona **adsorbida/kg** carbón, punto **A**. Si se aumenta la presión de la acetona se hará que se adsorba más, como lo indica la curva ascendente; al decrecer la presión del sistema en **A**, la acetona se desorberá del carbón. Aun cuando no ha sido determinada experimentalmente en este caso,

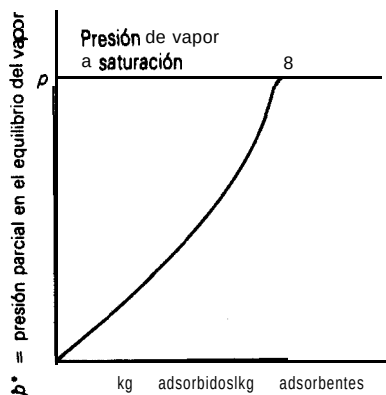


Figura 11.2 Isoterma de adsorción de vapor completa, típica.

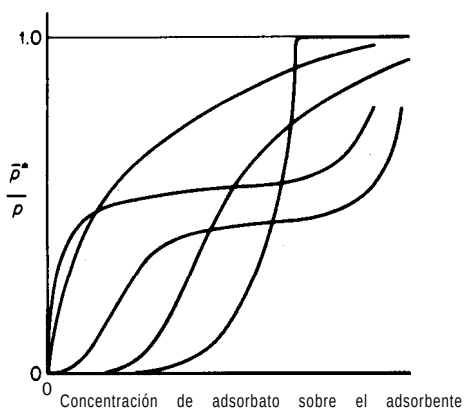


Figura 11.3 Tipos de isothermas de adsorción para vapores.

se sabe que la isoterma a **100 °C** para la acetona continúa aumentando sólo hasta una presión de 2 790 mm Hg, que es la **presión** de vapor de saturación de la acetona a esta temperatura. Con **presiones más** elevadas, a esta temperatura no pueden existir la acetona en el estado de vapor; antes bien, se condensará completamente hasta un líquido. Por lo tanto, es posible obtener concentraciones indefinidamente grandes de la sustancia sobre el **sólido** a presiones mas elevadas que la **presión** de vapor, como en el punto **B** (figura ll .2). Sin embargo, las concentraciones superiores a las correspondientes al punto **B** indican licuefacción, pero no necesariamente adsorción del vapor. Por supuesto, los gases a temperatura mas elevada que su temperatura crítica no muestran esta característica.

Diferentes gases y vapores se adsorben a grados diferentes en condiciones comparables. **Así**, el benceno (figura ll. 1) se adsorberá más **fácilmente** que la acetona a la misma temperatura y dará una concentración mayor de adsorbato para una **presión** dada en el equilibrio. Como regla general, los vapores y gases se adsorben más fácilmente cuanto mayor es su peso molecular y menor su temperatura crítica, aunque las diferencias químicas como el grado de insaturación de la **molécula** también influyen sobre el grado de adsorción. Los llamados gases permanentes de ordinario se adsorben sólo a un grado relativamente pequeño, como indica la isoterma para el metano en la figura ll. 1.

Las isothermas de adsorción no siempre son cóncavas hacia el eje de presión. Las formas que se muestran en la figura ll .3 se han observado para diferentes sistemas. Aquí, la ordenada se **gráfica** como presión parcial en el equilibrio $\bar{p}^*$ dividida entre la presión de vapor a **saturación** p de la sustancia adsorbida (en realidad, la saturación relativa) con el fin de colocar las tres curvas sobre las mismas bases.

Se recordará que un cambio de disolvente líquido altera profundamente la solubilidad en el equilibrio de un gas, excepto en el caso de las soluciones líquidas ideales. En forma similar, las curvas en el equilibrio para acetona, benceno y metano sobre **sílica** gel como adsorbente son por entero diferentes de las de la figura 11. 1. Las diferencias de origen y método de preparación de un adsorbente **produ-**

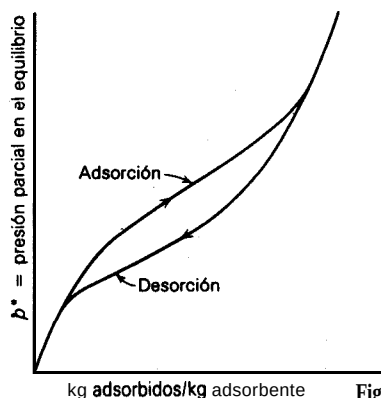
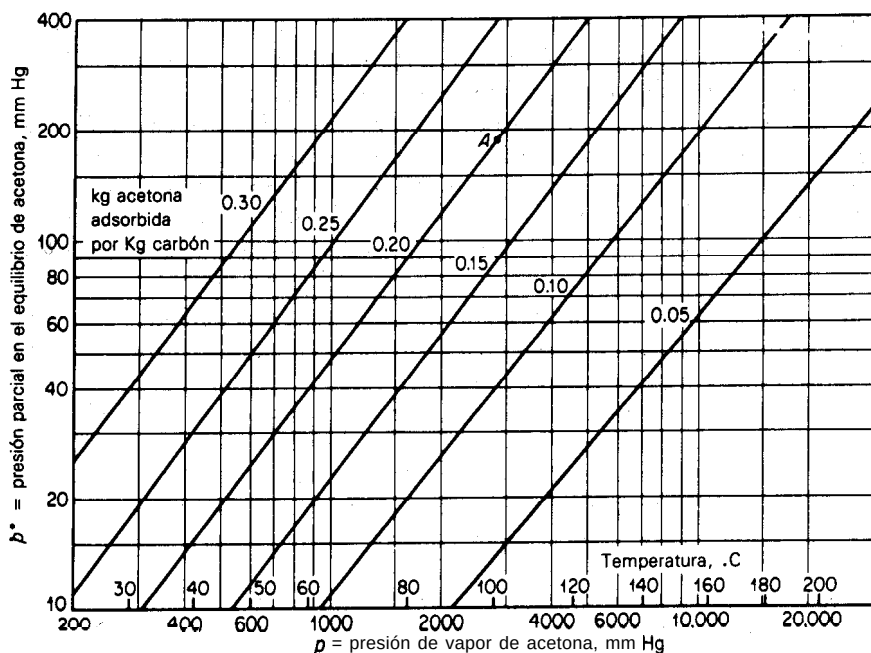


Figura 11.4 Isoterma de adsorción que muestra la histeresis.

cián diferencias significativas de **adsorción** en el equilibrio. Por esta razón, muchos de los datos que se obtuvieron hace **años** no tienen **valor** práctico; en efecto, los métodos de **preparación** de los adsorbentes y, en consecuencia, su poder de adsorción correspondiente, se han mejorado mucho al pasar los años. La adsorción y **desorción** repetidas, con frecuencia alteran las características de un adsorbente particular, debido tal vez a los cambios progresivos en la estructura de los poros dentro del **sólido**.

Figura 11.5 Gráfica de la sustancia de referencia de la adsorción en el equilibrio de **acetona** sobre **carbón** activado [datos de Josefewitz y Othmer: *Ind. Eng. Chem.*, 40, 739 (1948)].

Existen tres expresiones matemáticas usadas comúnmente para describir los equilibrios de adsorción de vapor: las isothermas de Langmuir, de **Brunauer-Emmett-Teller** (BET) y de Preundlich [13, 18, 44, 82, 102]. Todas, excepto la última, se obtuvieron con una teoría en mente, pero ninguna se puede aplicar de modo universal; tampoco puede predecirse cual si es que alguna se aplicará a un caso particular. Puesto que no se aplicarán, **no se analizan** detalladamente.

Histéresis de adsorción

Las curvas de la figura 11. 1 son las curvas reales en el equilibrio; por lo tanto, representan **fenómenos** completamente reversibles. Las condiciones que **corres-**

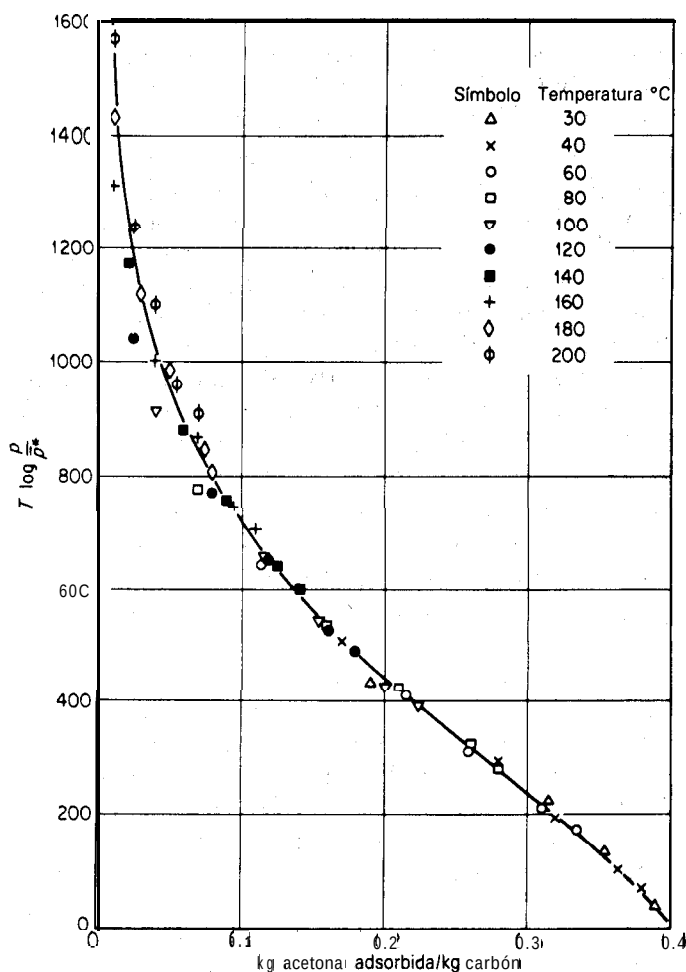


Figura 11.6 Adsorción de-acetona sobre carbón activado, 30 a 200 °C.

ponden al punto **A** sobre la figura, por ejemplo, pueden obtenerse por adsorción sobre **carbón** fresco o por **desorción** de una muestra con una concentración de **adsorbato** inicialmente alta. Sin embargo, a veces se obtienen diferentes equilibrios, al menos sobre una parte de la isoterma, **según** que el vapor sea adsorbido o sea desorbido; esto da lugar al fenómeno de **histéresis** que se muestra en la figura 11.4. Este fenómeno puede deberse a la forma de las aberturas a los capilares y poros del sólido, o a **fenómenos** complejos de **humidificación** del sólido por el **adsorbato**. En cualquier caso, cuando se observa la histéresis, la presión de **desorción** en el equilibrio siempre es menor que la **obtenida** por **adsorción**.

Efecto de la temperatura

Puesto que la adsorción es un proceso exotérmico, la concentración del gas adsorbido decrece al aumentar la temperatura a una presión dada en el equilibrio, como lo indican, en la figura 11.1, varias de las isotermas para la acetona.

El método de la sustancia de referencia para **graficar**, descrito en el capítulo 8 para las solubilidades gas-líquido, también se puede aplicar convenientemente a los datos de adsorción^[81]. Es mejor utilizar como sustancia de referencia la sustancia pura que se está adsorbiendo, a menos que las temperaturas sean mayores que la temperatura crítica. Por ejemplo, la figura 11.5 se preparó para la **adsorción** de vapor de acetona sobre **carbón** activado con acetona como sustancia de referencia. La abscisa de las coordenadas logarítmicas se **señaló** con la presión de vapor de la acetona pura; también se **señalaron** las temperaturas de **saturación** correspondientes. La **presión** parcial en el equilibrio del adsorbato se **graficó** sobre la ordenada. Se **graficaron** los puntos de igual temperatura para la presión de vapor de la acetona pura y la presión parcial del adsorbato.

Así, el punto **A** de la figura 11.1 ($\bar{p}^* = 190$ mm Hg, 100°C) se **graficó** en la figura 11.5 en **A**, en donde $p = 2\ 790$ mm Hg, o presión de vapor de la acetona a 100°C . Los puntos de concentración constante del adsorbato (**isósteras**) forman líneas rectas con raras excepciones; entonces, **sólo** se necesitan dos puntos para establecerlas.

En la figura 11.6 se muestran los mismos datos, **graficados** de tal forma que se reducen todas las mediciones a una única curva; de esta forma se consigue una considerable aplicación de los pocos datos. La energía libre de compresión de 1 mol de un gas desde la presión de adsorción en el equilibrio $\bar{p}^*$ hasta la presión de vapor p , el “potencial de adsorción” es $RT \ln(p/\bar{p}^*)$. En el caso de sustancias únicas, cuando se **grafica** esta cantidad contra la concentración del adsorbato, se obtiene una sola curva para todas las temperaturas, cuando menos en un rango moderado de temperaturas^[31]. La ordenada de la figura 11.6 es proporcional a esta cantidad. Pueden utilizarse métodos más complejos para expresar la **concentración** de adsorbato y lograr mejores y mas amplias correlaciones de los datos.

Calor de adsorción

El *calor diferencial de adsorción* ($-\bar{H}$) se define como el calor liberado a temperatura constante cuando se adsorbe una cantidad unitaria de vapor en una gran cantidad de **sólido** que ya contiene adsorbato. Se utiliza esta gran cantidad de **sólido** para que la concentración de adsorbato no cambie. El *calor integral de adsorción*, a cualquier **concentración** X de adsorbato sobre el sólido, se define como la entalpía de la combinación adsorbato-adsorbente menos la suma de las entalpías del peso unitario del adsorbente sólido puro y suficiente sustancia adsorbida pura (antes de la adsorción) para obtener la concentración requerida X , todo a la misma temperatura. Estas son funciones de la temperatura y de la concentración de adsorbato para cualquier sistema.

Othmer y Sawyer [81] han demostrado que las gráficas del tipo que se muestra en la figura II .5 son útiles para calcular el calor de adsorción, que puede calcularse en forma parecida al calor latente de evaporación de un líquido puro (dase capítulo 7). Entonces, la pendiente de una isótera de la figura II .5 es

$$\frac{d \ln \bar{p}^*}{d \ln p} = \frac{(-\bar{H})M}{\lambda_r M_r} \quad (11.1)$$

en donde $\bar{H}$, **energía/masa** de vapor adsorbido, se refiere al vapor puro y λ_r es el calor latente de **evaporación** de la **sustancia** de referencia a la misma temperatura, **energía/masa**. M y M_r son los pesos moleculares del vapor y de la sustancia de referencia, respectivamente. Si $\bar{H}$ se calcula a temperatura constante para cada **isótera**, entonces el calor integral de adsorción puede calcularse mediante la **relación**

$$\Delta H'_A = \int_0^X \bar{H} dX \quad (11.2)$$

$\Delta H'_A$, **energía/masa** de sólido libre de adsorbato, se refiere al vapor puro; X es la **concentración** del adsorbato, masa adsorbato/masa sólido. La integral puede evaluarse gráficamente determinando el área bajo la curva de $\bar{H}$ contra X . El calor integral de adsorción referido al sólido y a la sustancia de referencia en el estado líquido es $\Delta H_A = \Delta H'_A + \lambda X$, **energía/masa** de sólido. Las cantidades $\bar{H}$, ΔH_A y $\Delta H'_A$ son cantidades negativas si se desprende calor durante la adsorción.

Ejemplo 11.1 Calcular el calor integral de adsorción de acetona sobre carbón activado a 30 °C como una función de la concentración del adsorbato.

SOLUCIÓN Obsrvase la figura II .5. Las **isóteras** para diferentes concentraciones son rectas en este diagrama; sus pendientes se miden con la ayuda de t **na** regla milimétrica. La tabla adjunta lista, en la columna 1, la concentración de adsorbato de cada isótera; la columna 2, la pendiente correspondiente.

X , $\frac{\text{kg acetona}}{\text{kg carbón}}$ (1)	Pendiente de la isótera (2)	Calor diferencial de adsorción, $\bar{H}$, kJ/kg acetona (3)	Calor integral de adsorción, kJ/kg carbón	
			$\Delta H_A'$, referido al vapor de acetona (4)	ΔH_A , referido al AH , referido a la acetona líquida (5)
0.05	1.170	-640	-29.8	-2.1
0.10	1.245	-686	-63.0	-7.9
0.15	1.300	-716	-97.9	-15.1
0.20	1.310	-721	-134.0	-23.7
0.25	1.340	-740	-170.5	-32.6
0.30	1.327	-730	-207.2	-41.9

Como en este caso el adsorbato y la sustancia de referencia son iguales, $M = M_r$; en consecuencia, $\bar{H} = -\lambda$, (pendiente de la isótera). A 30 °C, $\lambda_r = \lambda$, el calor latente de evaporación de la acetona = 551 kJ/kg. La columna 3 de la tabla lista los valores de $\bar{H}$ calculados de esta forma.

La columna 3 se grafica como ordenada contra la columna 1 como abscisa (no se muestra). El área bajo la curva entre $X = 0$ y cualquier valor de X se lista en la columna 4 como el calor integral de adsorción correspondiente, referido al vapor de acetona. Por 10 tanto, el área bajo la curva entre $X = 0$ y $X = 0.20$ = -134.0. Si se adsorben 0.20 kg de vapor de acetona a 30 °C sobre 1 kg de carbón fresco a 30 °C y el producto se lleva a 30 °C, se desprenden 134 kJ.

La columna 5, el calor integral de adsorción referido a la acetona líquida, se calcula a partir de la relación $\Delta H_A = \Delta H_A' + \lambda X$. Entonces, en $X = 0.20$, $\Delta H_A = -134 + 551(0.20) = -23.7$ kJ/kg carbón.

MEZCLAS DE VAPOR Y GAS

Las mezclas se distinguen por el hecho de que sea uno o varios los componentes adsorbidos.

Adsorción de un componente

En el caso de muchas mezclas, en particular mezclas de vapor-gas, sólo es adsorbido apreciablemente un componente. Esto puede suceder, por ejemplo, con una mezcla de acetona vapor y metano en contacto con carbón activado (figura 11. 1). En estos casos, la adsorción del vapor no será modificada básicamente por la presencia del gas poco adsorbido; la isoterma de adsorción para el vapor puro se podrá aplicar siempre y cuando la presión en el equilibrio se tome como la presión parcial del vapor en la mezcla vapor-gas. Las isotermas para la acetona (figura 11. 1) se aplican para mezclas de acetona con cualquier gas poco adsorbido, como nitrógeno, hidrógeno y similares. Este caso es similar al caso correspondiente de la solubilidad gas-líquido.

Mezclas binarias de gases o vapores

Cuando los dos componentes de una mezcla binaria de gases o vapores se adsorben por separado en la misma proporción, aproximadamente, la cantidad adsor-

bida de cualquiera de los dos, a partir de la mezcla, será modificada por la presencia del otro. Ya que estos sistemas están formados por tres componentes cuando se incluye el adsorbente, los datos en el equilibrio se muestran adecuadamente en la forma que se utilizó para los equilibrios líquidos ternarios en el capítulo 10. Con este propósito conviene considerar al adsorbente sólido como **análogo** al disolvente líquido en las operaciones de extracción. Sin embargo, la adsorción depende mucho de la temperatura y la presión, a diferencia de la solubilidad de los líquidos, que apenas es modificada por la presión en circunstancias ordinarias. En consecuencia, los diagramas en el equilibrio se **grafican** mejor a temperatura constante y presión total constante; por lo tanto son **isotermas e isobaras** al mismo tiempo.

En la figura II .7 se muestra un sistema típico sobre coordenadas triangulares y rectangulares, Las propiedades de estos sistemas de coordenadas y las relaciones entre ellos se consideraron detalladamente en el capítulo 10. Aunque la fracción mol es de ordinario una unidad de concentración más adecuada cuando se trabaja con gases, la figura se **graficó** en función de composiciones en fracciones peso, puesto que el peso molecular del adsorbente es incierto †. Como el adsorbente no es **volátil** y no aparece en la fase gaseosa, las composiciones de los gases en el equilibrio caen sobre uno de los ejes en cualquiera de las gráficas, como se muestra. Los puntos **G** y **H** representan la concentración del adsorbato para los gases puros individuales; la curva **GEH**, la concentración de las mezclas gaseosas. Las líneas de unión como **RE** unen las composiciones en el equilibrio del gas y del adsorbato. El hecho de que las líneas de unión, cuando se extienden, no pasan a través del vértice del adsorbente, indica que en las condiciones predominantes el adsorbente pueden utilizarse para separar los componentes de la mezcla binaria gaseosa.

El factor de separación, **o adsortividad relativa**, similar a la volatilidad relativa en la **destilación** o selectividad en la extracción líquida, se obtiene dividiendo la relación en el equilibrio entre las composiciones gaseosas en el adsorbato (como el punto **E**) o entre la **relación** en el gas (como en **R**). La adsortividad relativa debe ser mayor que 1, a fin de que el adsorbente sea útil para separar los componentes de la mezcla gaseosa. En el sistema de la figura II .7, el gas más fuertemente adsorbido de los dos (oxígeno) es también adsorbido selectivamente de cualquier mezcla. Esto parece cierto con respecto a la mayoría de las mezclas, aunque en algunos sistemas la **inversión** de la adsortividad relativa (**análogo** al **azeotropismo** en la destilación) es ciertamente una posibilidad.

En especial cuando la extensión de la adsorción es **pequeña**, sera más conveniente expresar las composiciones en una base libre de adsorbente y graficarlas como en la figura II .8. Estos diagramas también son análogos a los utilizados en la extracción líquida (figura 10.10, por ejemplo), en donde el adsorbente sólido y el disolvente de extracción juegan papeles análogos; son similares también a los diagramas de entalpía-concentración empleados en la destilación, en donde el **ca-**

† En forma alternativa, se le puede asignar algún peso molecular arbitrario al adsorbente

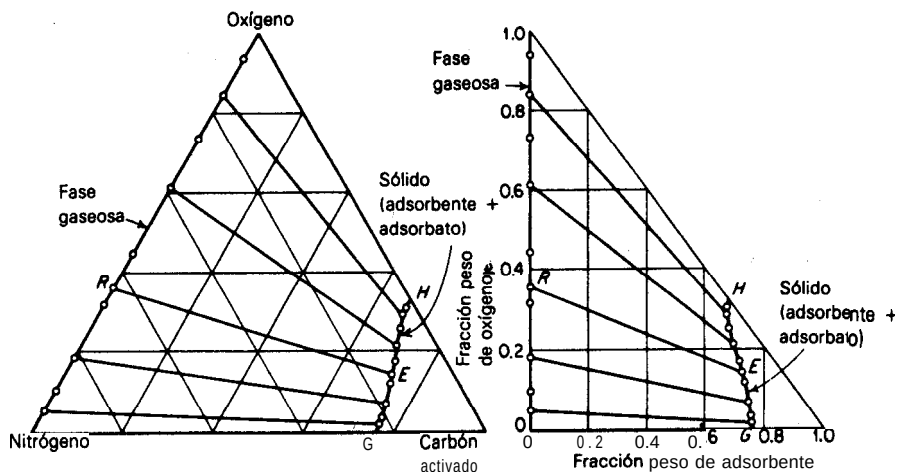


Figura 11.7 Sistema oxígeno-nitrógeno-carbón activado, $-150\text{ }^{\circ}\text{C}$, 1 atm., concentraciones expresadas como fracciones peso [datos de Maslan, Altman y Alberth: *J. Phys. Chem.*, 57, 106 (1953)].

lor es análogo al adsorbente. Las características de la adsorción de la mezcla binaria gaseosa acetileno-etilo sobre **silica** gel para una temperatura y presión se muestran en la figura 11.8a. En la parte superior de esta figura, la fase gaseosa aparece completamente a lo largo de la abscisa, debido a la ausencia de adsorbente en el gas. Las composiciones en el equilibrio libres de adsorbente que corresponden a las líneas de unión, pueden graficarse en la mitad inferior del diagrama, como en el punto (R,E), para producir una figura análoga al diagrama *xy* de la **destilación**. La **silica** gel adsorbe selectivamente al acetileno en estas mezclas gaseosas.

El poderoso efecto del adsorbente sobre el equilibrio se muestra con la misma mezcla gaseosa en la figura 11.8b, en donde el adsorbente es **carbón** activado. No sólo es mayor el grado de **adsorción** que para la **silica** gel, de forma que la curva GH está más abajo que la curva correspondiente a la **silica** gel, sino que además la adsorptividad relativa **está** invertida: el etileno se adsorbe selectivamente sobre el **carbón** activado. Sin embargo, en los dos casos el gas, que se adsorbe más fuertemente por separado sobre cada adsorbente, es adsorbido selectivamente de las mezclas. Si **apareciera** una condición correspondiente al azeotropismo, la curva en la mitad inferior de estas figuras cruzaría la línea diagonal a $45\text{ }^{\circ}\text{C}$. En casos como los de la figura 11.8b, generalmente será preferible **graficar** las composiciones en función del gas adsorbido **más** fuertemente (etileno), para que la apariencia del diagrama sea similar al de los diagramas utilizados previamente en la extracción líquida.

Ya se empezó a calcular las concentraciones de adsorbato a partir de las isothermas de los vapores puros; se supone que el adsorbato es ideal y que sigue un análogo a la Ley de Raoult [49, 74, 75]. Siguen una **ley** parecida algunos sistemas como etano-propano-nitrógeno de **carbón** [26] y n-butano-etano-mallas **molecula-**

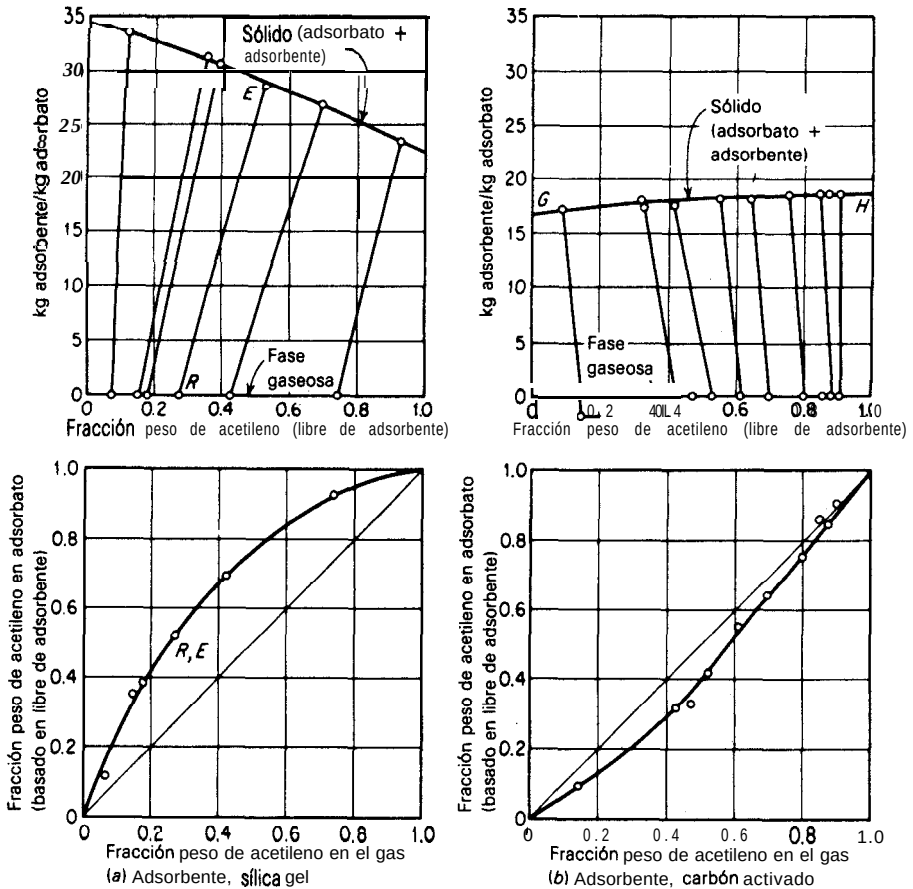


Figura 11.8 Adsorción de acetileno-etileno sobre (a) sílica gel y (b) carbón activado, a 25 °C, 1 atm std [datos de Lewis, et al.: *J. Am. Chem. Soc.*, 72, 1157 (1950)].

res [29]. Otros no lo hacen. Entonces, en el caso de benceno-n-heptano-sílica gel, los adsorbatos se desvían negativamente del ideal, mientras que la desviación es positiva [90] en los equilibrios vapor-líquido para estos hidrocarburos. Existen excelentes estudios sobre la termodinámica [97], los cuales incluyen el concepto de ecuaciones bidimensionales de estado para la capa de adsorbato, que recuerda bastante las ecuaciones de la *Flatland* de Abbott [1].

Efectos del cambio de presión o de temperatura

Hay muy pocos datos y las generalizaciones son muy difíciles de hacer. Por supuesto, al disminuir la presión se reducirá la cantidad de adsorbato sobre el ad-

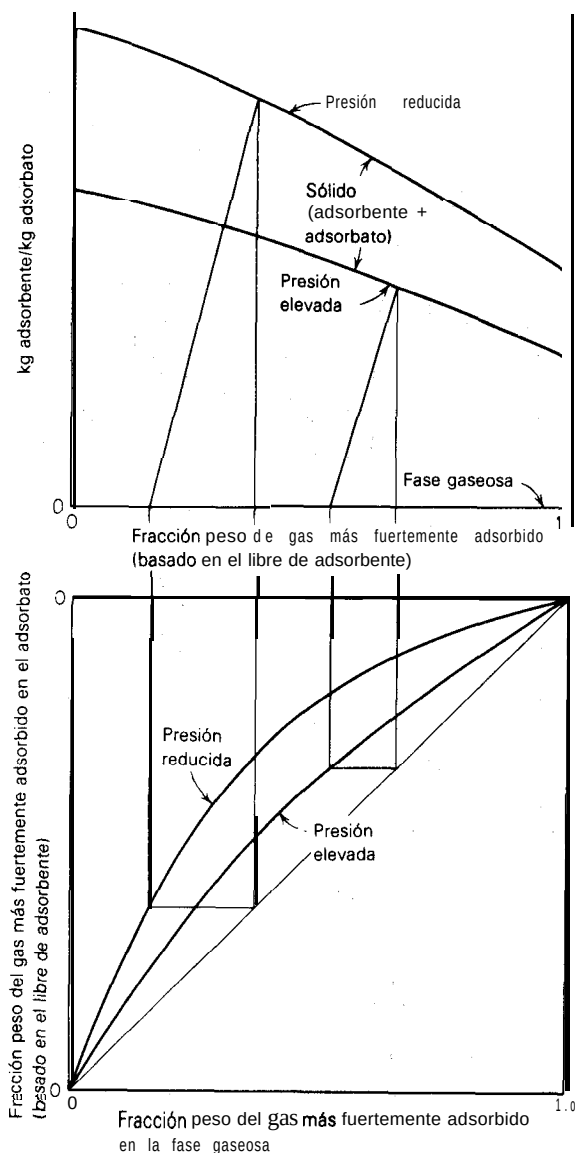


Figura 11.9 Efecto de la presión sobre las isothermas de adsorción para mezclas gaseosas binarias.

sorbente, como se muestra en la mitad superior de la figura 11.9. En varios casos que se investigaron en un campo amplio [24, 62], la adsortividad relativa de hidrocarburos **parafínicos** sobre carbón decrece al aumentar la presión, como se muestra en la parte inferior de esta figura; lo mismo sucede en el caso de la destilación. Como en los capilares absorbentes aumenta la tendencia a la condensación líquida cuando se incrementa la presión, el equilibrio puede simplemente

correrse hacia el equilibrio ordinario vapor-líquido al aumentar la **presión**; en cada uno de los casos investigados esto corresponde a un factor de separación menor. Si la temperatura aumenta a **presión** constante, decrecerá la cantidad adsorbida de una mezcla; también se alterará la adsorptividad relativa, pero no pueden hacerse generalizaciones.

LÍQUIDOS

Cuando un adsorbente sólido se sumerge en un líquido puro, la evolución de calor, conocida como el calor de humectación, es prueba de que ocurre la **adsorción** del líquido. No obstante, la inmersión no proporciona un método efectivo para medir la **extensión** de la **adsorción**. El volumen del líquido no muestra un cambio apreciable que pudiera utilizarse para medir la adsorción; asimismo, la separación del sólido y su pesado no permitiría distinguir entre el líquido que se **adsorbió** y el que está mecánicamente ocluido. Este problema no existe en la adsorción de gases, en donde se mide fácilmente el cambio de peso del **sólido** debido a la adsorción.

Adsorción del soluto a partir de soluciones diluidas

Cuando un adsorbente se mezcla con una solución binaria, ocurre tanto la adsorción del soluto como del disolvente. Puesto que la adsorción total no se puede medir, se determina, en lugar de esta, la adsorción relativa o aparente. El procedimiento acostumbrado es tratar un volumen conocido de solución con un peso conocido de adsorbente, v volumen **solución/masa** adsorbente. Como resultado de la adsorción preferente de soluto, se observa que la concentración de soluto del líquido cae del valor inicial c_0 al valor final en el equilibrio c^* **masa soluto/volumen líquido**. La adsorción aparente de soluto, despreciando cualquier cambio de volumen en la solución, es $v(c_0 - c^*)$ **masa soluto adsorbido/masa adsorbente**. Esto es satisfactorio para soluciones diluidas, cuando es **pequeña** la fracción del disolvente original que puede adsorberse.

Algunas veces se corrige el volumen del soluto que aparentemente se adsorbió. Así, el contenido inicial de disolvente de esta **solución** es $v(1 - c_0/q)$; suponiendo que no se adsorbe disolvente, el volumen de la solución residual es $v(1 - c_0/q)/(1 - c^*/q)$. Entonces, la **adsorción** aparente de soluto es la diferencia entre el contenido inicial y final de soluto en el líquido, $vc_0 - v(1 - c_0/q)/(1 - c^*/q) c^*$ o $v(c_0 - c^*)/(1 - c^*/q)$. Por supuesto, se sigue despreciando la adsorción de disolvente.

La adsorción aparente de un soluto dado depende de la concentración del soluto, la temperatura, el disolvente y el tipo de adsorbente. En la figura 11. 10 se muestran isothermas típicas. Se han observado isothermas de todas las formas indicadas, por ejemplo, cuando un soluto dado se adsorbe sobre el mismo adsorbente, pero a partir de disolventes distintos. El grado de adsorción de un soluto **determi-**

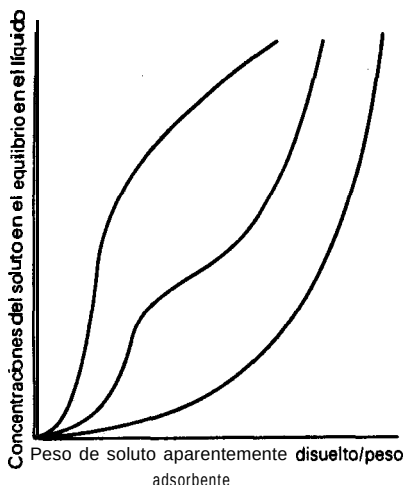


Figura 11.10 Isotermas de adsorción típicas para soluciones diluidas.

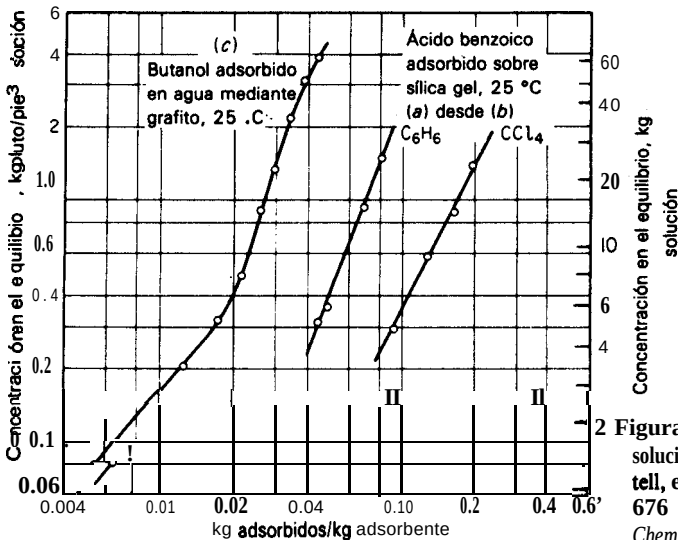
nado **prácticamente** decrece siempre que aumenta la temperatura; generalmente es mayor cuanto menor es la solubilidad en el disolvente. Como de ordinario es reversible, se obtiene la misma isoterma, ya sea que el soluto se **desorba** o se adsorba.

La ecuación de Freundlich

En un rango **pequeño** de concentración, y en particular para soluciones diluidas, las isotermas de adsorción pueden describirse a menudo mediante una expresión empírica, que generalmente se le atribuye a Freundlich,

$$c^* = k[v(c_0 - c^*)]^n \quad (11.3)$$

en donde $v(c_0 - c^*)$ es la adsorción aparente por masa unitaria de adsorbente; k y n son constantes. Con frecuencia, se utilizan también otras unidades de concentración; aunque estas unidades **inducirán** valores diferentes de k , con respecto a las soluciones diluidas para las cuales se pueden aplicar la **ecuación**, el valor de n permanecerá invariable. La forma de la ecuación indica que si la concentración de soluto en el equilibrio como ordenada se **grafica** contra el contenido de **adsorbato** del sólido como abscisa, sobre coordenadas logarítmicas, se obtendrá una línea recta de pendiente n e **intersección** k . En la figura 11.11 se **grafican** de ese modo varias de estas isotermas típicas. El efecto de la naturaleza del disolvente sobre la adsorción de ácido benzoico sobre **sílica** gel, se muestra en las curvas **a** y **b**, las cuales se **adecuan** perfectamente a la ecuación (11.3) en el rango de concentraciones mostrado. La adsorción es menos fuerte a partir de soluciones de benceno, lo cual es lógico debido a la mayor solubilidad del ácido en este disolvente. La curva c en esta figura muestra la desviación de la linealidad prevista en grandes rangos de concentración, aunque la ecuación (11.3) es aplicable a los rangos menores de concentración. El hecho de que los datos no se conformen a la



2 Figura 11.11 Adsorción de una solución diluida [datos de Bartell, et al.: *J. Phys. Chem.* 33, 676 (1929); *J. Phys. Colloid Chem.*, 55, 1456 (1951)].

ecuación, a concentraciones elevadas de soluto, puede ser el resultado de una adsorción apreciable del disolvente, la cual no se toma en cuenta, o simplemente de que la ecuación no puede aplicarse en forma general.

Con frecuencia, la ecuación de Freundlich también es útil cuando se ignora la identidad real del soluto, como en la adsorción de sustancias coloradas en materiales como soluciones de azúcar y aceites minerales o vegetales. En estos casos, la **concentración** de soluto puede medirse mediante un colorímetro o un **espectrofotómetro** y expresarse en función de unidades arbitrarias de intensidad de color, siempre y cuando la escala de color utilizada varíe linealmente con las concentraciones del soluto que causa las variaciones de color. La figura 11.12 ilustra la aplicación de este método: **grafica** la **adsorción** de sustancias coloradas a partir de una fracción del **petróleo** sobre dos arcillas adsorbentes. Aquí, las concentraciones de color de las soluciones se midieron en una escala arbitraria; la **concentración** de adsorbato en la arcilla se **determinó** midiendo el cambio en el color expresado en estos términos, cuando 100 g de aceite se tratan con diferentes cantidades de arcilla.

Adsorción a partir de una solución concentrada

Cuando la adsorción aparente de soluto se determina en el rango completo de concentraciones de disolvente puro a soluto puro, se obtienen curvas como las de la figura 11.13. Las curvas de la forma marcada **a** aparecen cuando el soluto, a cualquier concentración, se adsorbe más fuertemente con relación al disolvente. Al aumentar las concentraciones de soluto, el grado de adsorción de soluto puede seguir aumentando en realidad; empero, la curva que muestra la adsorción aparente de soluto regresa necesariamente **al** punto **E**, puesto que la concentración de

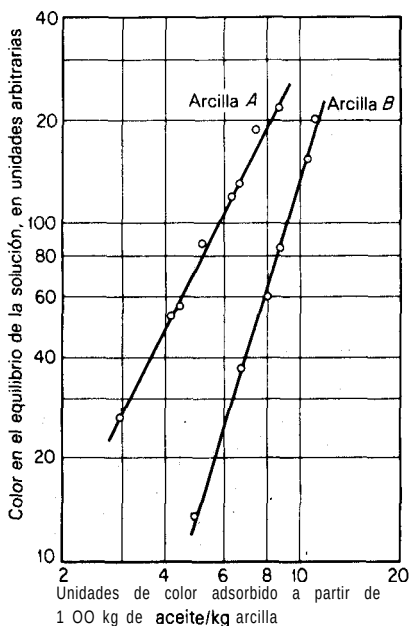


Figura 11.12 Decoloración de aceite lubricante con arcilla [datos de Rogers, et al.: *Ind. Eng. Chem.*, **18**, 164 (1926)].

un líquido que consiste únicamente en soluto puro no experimentará cambio alguno al agregar el adsorbente. Cuando tanto el disolvente como el soluto se adsorben en casi la misma extensión se obtienen las curvas de forma en S del tipo *b*. En el rango de concentraciones de *C* a *D*, el soluto se adsorbe más frecuentemente que el disolvente. En el punto *D*, los dos se adsorben igual; la adsorción aparente cae a cero. En el rango de concentraciones de *D* a *E*, el disolvente se adsorbe más

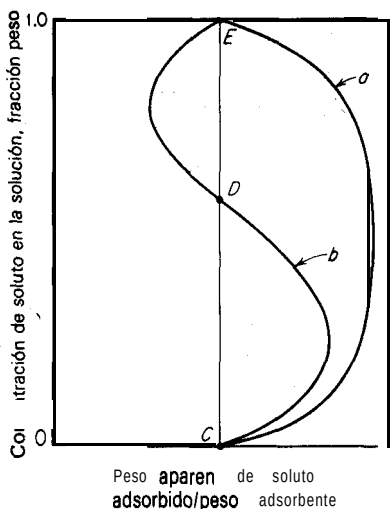


Figura 11.13 Adsorción aparente de soluto de soluciones.

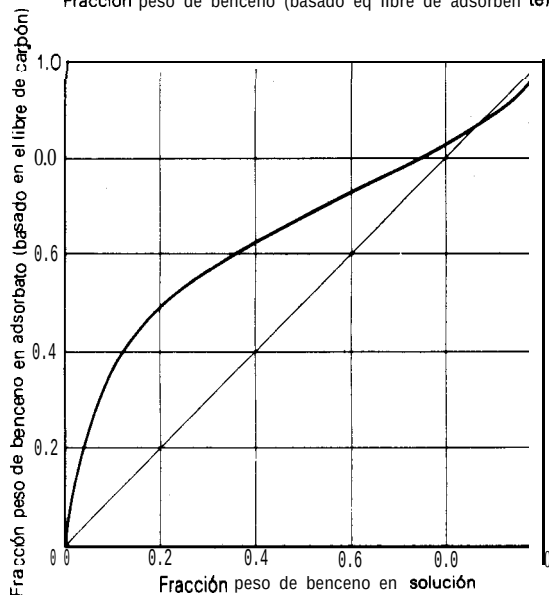
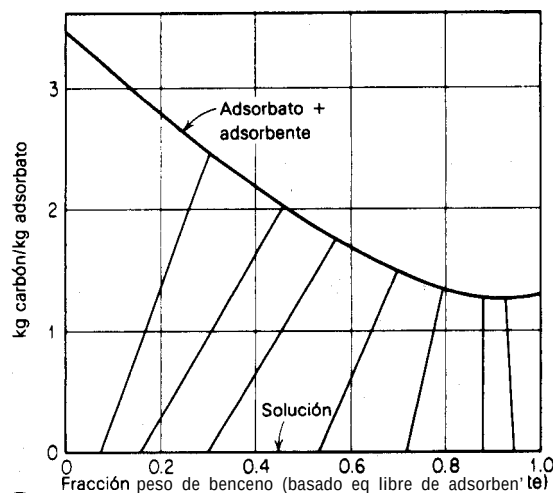


Figura 11.14 Adsorción calculada de benceno y etanol mediante **carbón activado** [Bartell y Sloan: *J. Am. Chem. Soc.*, 51, 1643 (1929)].

fuertemente. En consecuencia, al agregar el adsorbente a estas soluciones, la concentración de soluto en el líquido aumenta; la cantidad $v(c_0 - c^*)$ indica una adsorción aparente *negativa* de soluto.

La adsorción real de una sustancia puede calcularse a partir de los datos de adsorción aparente, si algún mecanismo para el proceso, como la aplicabilidad de la isoterma de Freundlich, se supone por separado para cada uno de los componentes [6]. De esta forma, se pueden calcular las curvas como las de la figura 11.14 a partir de los datos de **adsorción** aparente en forma de S (obsérvese que estos datos muestran de manera **característica** una **situación análoga** al azeotropismo en la **destilación**, con **adsor-**tividad relativa igual a 1 en cierta **concentración** del líquido). Sin embargo, se ha mostrado que estas

isotermas *no* siempre se pueden aplicar; otra aproximación es determinar la adsorción de una solución líquida midiendo la adsorción del vapor en equilibrio con el líquido [50, 76]. Ya se estableció la **termodinámica** de la **adsorción** binaria de **líquidos** [90].

Para la adsorción de solutos múltiples en **solución** ya se empezaron los trabajos para tratar de establecer las bases **teóricas** [72, 83]. En este caso, la adsorción es una función no sólo de la **concentración** relativa de soluto, sino también de la total, al igual que en las mezclas de vapores en donde son importantes tanto la presión relativa como la total.

OPERACIONES DE ADSORCIÓN

Es única la naturaleza tan diversa de las aplicaciones de la **adsorción**. Por ejemplo, se aplica a una amplia variedad de procesos, como la **recuperación** de vapores a partir de mezclas diluidas con gases, recuperación del soluto y eliminación de contaminantes de la **solución**, y fraccionamiento de mezclas gaseosas y líquidas. Las **técnicas** utilizadas incluyen tanto los métodos por etapas como los de contacto continuo; estos se aplican en operaciones por lotes, continuas, o **semicontinuas**. Dentro de cada una de estas categorías, es posible reconocer operaciones que son exactamente análogas a las analizadas en capítulos previos de este libro. **Así**, cuando de una mezcla de fluidos (ya sea un gas o un líquido) se adsorbe fuertemente uno solo de los componentes, la separación de la mezcla es, con fines de cálculo, **análoga** a la absorción de gases, en donde la fase insoluble agregada es el adsorbente en este caso y el disolvente líquido en el caso de la absorción. Cuando los dos componentes del fluido (ya sea gas o líquido) se adsorben fuertemente, la separación requiere un proceso de fraccionamiento. Entonces, es correcto considerar a la operación como el análogo de la extracción líquida, en donde el adsorbente insoluble agregado corresponde al uso del disolvente en la extracción. De esta manera, se vuelven posibles muchas simplificaciones en el tratamiento.

OPERACIÓN POR ETAPAS

Las soluciones líquidas, en donde el soluto que se va a separar se adsorbe más o menos fuertemente en comparación con el resto de la **solución**, se tratan en operaciones por lotes, semicontinuas o continuas de manera análoga a las operaciones de **mezclado-sedimentación** en la **extracción** líquida (**filtración por contacto**). Las cascadas continuas a contracorriente pueden simularse o llevarse a cabo en realidad mediante técnicas como los lechos fluidizados.

Generalmente, para eliminar el soluto o para su fraccionamiento, los gases se tratan mediante técnicas con lechos fluidizados.

Filtración de líquidos por contacto

Las aplicaciones típicas del proceso incluyen:

1. La recuperación de solutos valiosos a partir de soluciones diluidas **como**, por

ejemplo, la adsorción en carbón de yodo a partir de salmueras, **después** de la **liberación** del elemento a partir de sus sales por oxidación, la **recuperación** de insulina a partir de soluciones diluidas.

2. La **eliminación** de contaminantes indeseables de una solución.

Debido a la frecuente y en extremo favorable **distribución** en el equilibrio de soluto hacia el adsorbente, la **adsorción** se vuelve una herramienta poderosa para el último punto arriba mencionado; muchas de las aplicaciones industriales de técnicas por etapas caen dentro de esta categoría. Ejemplo típico es la **adsorción** de sustancias coloradas a partir de soluciones acuosas de azúcar en **carbón**, con el fin de obtener un producto puro y facilitar la **cristalización**. En forma similar, algunas veces se utiliza carbón para adsorber sustancias olorosas del agua potable; la grasa se adsorbe mediante los líquidos de lavado en seco. Los colores de los aceites de petróleo y vegetales se aclaran mediante el tratamiento con arcillas.

Equipo y métodos Como se indicó en el capítulo 1, cada etapa requiere el contacto íntimo entre dos fases insolubles durante el tiempo suficiente para tener una aproximación razonable al equilibrio, contacto que va seguido de la separación física de las fases. El equipo utilizado para aplicar estos principios a la adsorción es variado y depende de la aplicación del proceso. El equipo que se muestra en la figura 11. 15 es muy característico de muchas instalaciones operadas por lotes. El líquido que se va a procesar y el adsorbente **están** mezclados íntimamente en el tanque de tratamiento a la temperatura deseada y durante el periodo requerido; después se filtra la fina colada para separar el adsorbente **sólido** y el adsorbato

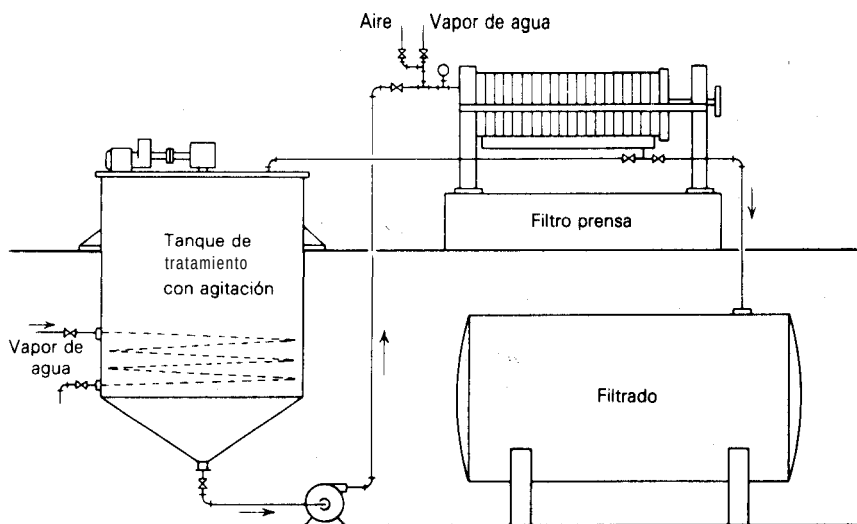


Figura 11. 15 Filtración por contacto. Arreglo **esquemático** para el tratamiento por lotes en una sola etapa de líquidos.

que **acompaña** al líquido. También se utiliza la agitación con aire, como en los tanques de burbujeo (capítulo 6), particularmente en el caso del intercambio iónico. El equipo se adapta fácilmente a la operación en varias etapas colocando tantos, tanques y filtros adicionales como sea necesario. Si la operación se va a realizar en forma continua, lo cual algunas veces se hace al decolorar aceites lubricantes de petróleo, por ejemplo, pueden sustituirse las centrífugas o el filtro giratorio continuo por el filtro prensa, o bien se puede dejar que el sólido se sedimente, en virtud de un tanque grande.

El tipo de adsorbente utilizado depende de la solución por tratar. Con frecuencia, las soluciones acuosas se tratan con carbón activado, preparado especialmente para el uso que se le va a dar; los líquidos orgánicos, como aceites, generalmente se tratan con adsorbentes inorgánicos, como arcillas. A veces se utilizan adsorbentes mixtos. Se desea elevada selectividad frente al soluto que se va a separar, con el fin de reducir la cantidad de sólido que agregara. De cualquier manera, el adsorbente se aplica en forma de un polvo molido muy finamente, de ordinario lo más finamente posible para que pase a **través** de una malla 200; con frecuencia es mas fino todavía.

Se debe utilizar la temperatura máxima adecuada durante el mezclado, puesto que la mayor viscosidad resultante del líquido aumenta tanto la rapidez de difusión del soluto como la facilidad con la cual pueden moverse las partículas de adsorbente a **través** del líquido. Por lo común, la adsorción en el equilibrio disminuye ligeramente a mayores temperaturas, pero la disminución está **más** que compensada por la mayor rapidez de aproximación al equilibrio. Algunas veces, las operaciones se realizan en el punto de ebullición del líquido, si esta temperatura no afecta a las sustancias presentes. Cuando las fracciones de lubricantes del petróleo se tratan con arcillas, la mezcla de adsorbente-aceite se puede bombear a través de un horno tubular donde será calentada hasta 120° a 150°C ; cuando sean aceites muy pesados los que se traten, hasta $300\text{--}380^{\circ}\text{C}$. No obstante, si la sustancia adsorbida es volátil, el grado de adsorción en el equilibrio será mucho **más** afectado por la temperatura; es mejor manejar este tipo de materiales a temperaturas ordinarias.

Como la cantidad de solución que generalmente se trata es muy grande en comparación con la cantidad de adsorción que ocurre de ordinario puede ignorarse el aumento de temperatura provocado por el desprendimiento del calor de **adsorción**.

El **método** para manejar el adsorbente utilizado depende del sistema particular que se esté considerando. La torta de filtración generalmente se lava para desplazar a la solución retenida dentro de los poros de la torta; relativamente poco adsorbato se eliminará de esta manera. Si el adsorbato es el producto deseado, puede desorberse por contacto del sólido con un disolvente distinto del que contenía la solución original, un disolvente en que el adsorbato sea más soluble. Esto puede hacerse lavando la torta en el filtro, o dispersando el sólido en cierta cantidad del disolvente. Si el adsorbato es volátil, puede desorberse haciendo que la presión parcial del adsorbato sobre el sólido se reduzca al pasar vapor o aire **ca-**

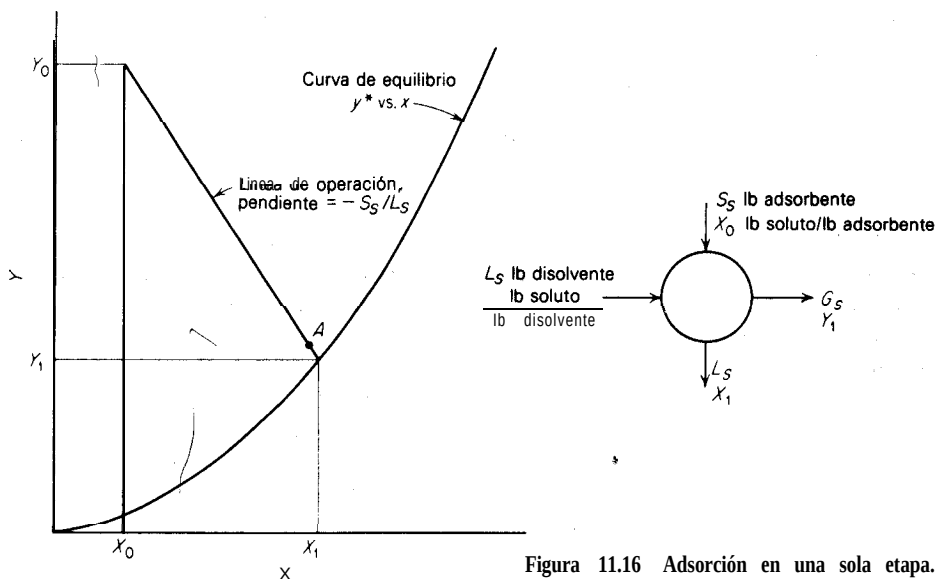


Figura 11.16 Adsorción en una sola etapa.

liente a través del sólido. Para evitar la combustión de carbón en el caso de adsorbentes de carbón activado, evítense las temperaturas elevadas al utilizar aire con este fin. En la mayoría de las operaciones de **decoloración**, el adsorbato no tiene valor y es difícil desorberlo. Entonces, el adsorbente puede volverse a activar quemando el adsorbato y reactivándolo después. Generalmente, sólo es posible llevar a cabo unas cuantas activaciones de este tipo antes de que se reduzca severamente el poder del adsorbente. En este caso, el **sólido** se desecha.

Operación por etapas El diagrama de flujo **esquemático** para este tipo de **operación**, cuando se realiza por lotes o en forma continua, se muestra en la parte superior de la figura 11.16. En ésta, el círculo representa todo el equipo y los procedimientos que constituyen una sola etapa. La **operación** es básicamente **análoga** a la absorción de gases en una sola etapa, en donde la solución que se va a tratar corresponde al “gas” y el adsorbente sólido al “líquido”. Puesto que la cantidad de adsorbente utilizado es por lo común muy pequeña con respecto a la cantidad de **solución** tratada y como el soluto por eliminar está más fuertemente adsorbido que todos los demás componentes presentes, la adsorción del último puede ignorarse. Más aún, el adsorbente es insoluble en la solución. La solución que se va a tratar contiene L_S masa de sustancia no adsorbida o **disolvente**; la concentración de soluto adsorbible se reduce de Y_0 a Y_1 masa **soluta/masa** disolvente. El adsorbente se agrega con la extensión S_S masa **sólido** libre de adsorbato; el contenido en soluto adsorbato aumenta de X_0 a X_1 masa **soluta/masa** adsorbente. Si se **utili-**

za adsorbente fresco, $X_0 = 0$; en los casos de operación continua L_s y S_s se miden en función de **masa/tiempo**†,

El soluto separado del líquido es igual al recogido por el sólido

$$L_s(Y_0 - Y_1) = S_s(X_1 - X_0) \quad (11.4)$$

Sobre coordenadas X, Y esta ecuación representa una línea de operación recta, a través de los puntos de coordenadas (X_0, Y_0) y (X_1, Y_1) , de pendiente $-S_s/L_s$. Si la etapa es una etapa **teórica** o ideal, las corrientes efluentes están en equilibrio, de forma que el punto (X_1, Y_1) cae sobre la isoterma de adsorción en el equilibrio. Esto se muestra en la parte inferior de la figura 11. 16. La curva en el equilibrio debe ser la que se obtiene en la temperatura final de la operación. Si se da tiempo insuficiente de contacto, de forma que no se alcance el equilibrio, las concentraciones finales del líquido y el sólido correspondiente a algún punto como A (figura 11.16), pero generalmente se acerca bastante al equilibrio.

El uso de la ecuación (11.4) supone que la cantidad de líquido retenido mecánicamente con el sólido (pero no adsorbido) después de la filtración o sedimentación es despreciable. Esto es bastante satisfactorio para la mayoría de las operaciones de **adsorción**, puesto que la cantidad de sólido empleado es generalmente muy pequeño con respecto a la del líquido tratado. Si la operación que se está considerando es la **desorción**, y si nuevamente es despreciable la cantidad de líquido retenido **mecánicamente** por el sólido, se aplica la ecuación (11.4), pero la línea de **operación** cae abajo de la curva en el equilibrio de la figura 11. 16. Sin embargo, en este caso es mas probable que la cantidad de líquido retenido mecánicamente con el sólido sea una cantidad apreciable del líquido total utilizado; así que deben utilizarse los **métodos** de calculo que se describen en el capítulo 13 para la lixiviación.

Aplicación de la ecuación de Freundlich Con frecuencia, la ecuación de Freundlich puede aplicarse a la **adsorción** de este tipo: la razón principal es que generalmente se consideran **pequeñas** concentraciones del soluto adsorbable. Esto puede escribirse de la siguiente forma' para las unidades de concentración utilizadas aquí,

$$Y^* = mX^n \quad (11.5)$$

† Para las soluciones diluidas que se utilizan, generalmente a estos **términos** pueden aplicarse otras unidades consistentes. Por ejemplo, Y puede expresarse en kg **soluto/kg** solución o kg **soluto/m³** solución y L_s en kg (o **m³**, respectivamente) de solución. Cuando el soluto adsorbido es una materia colorada cuya **concentración** se mide en unidades arbitrarias, éstas se pueden considerar como Y unidades de **color/kg** o **m³** de solución; la **concentración** del adsorbato sobre el **sólido** X puede considerarse como unidades de **color/kg** adsorbente.

y, en las condiciones finales en el equilibrio,

$$X_1 = \left(\frac{Y_1}{m} \right)^{1/n} \quad (11.6)$$

Puesto que el adsorbente que se utiliza de ordinario no contiene al principio **adsorbato** y como $X_0 = 0$, la **sustitución** en la **ecuación** (11.4) da

$$\frac{S_s}{L_s} = \frac{Y_0 - Y_1}{(Y_1/m)^{1/n}} \quad (11.7)$$

Esto permite los cálculos analíticos de la relación **adsorbente/solución** para un cambio dado en la concentración de la solución, Y_0 a Y_1 .

Obsérvese la figura 11.17, en donde se muestran tres isothermas típicas de Freundlich. La isoterma es recta para $n = 1$, cóncava hacia arriba para $n > 1$ y cóncava hacia abajo para $n < 1$. Si en cada uno de los casos se va a reducir la concentración de la solución de Y_0 a Y_1 , se aplican las tres líneas de **operación** que salen del punto A. La pendiente de la línea de operación es, en cada uno de los casos, directamente proporcional a la relación **adsorbente/solución**. Por lo **común**, se establece [38] que los valores de n en el rango de 2 a 10 representan características de adsorción buenas; de 1 a 2, moderadamente **difíciles**, y menor que 1, malas, aunque el valor de m es también importante. Cuando son malas, es posible que las dosis necesarias de adsorbente sean tan grandes que no pueda lograrse una **eliminación** fraccional apreciable de soluto.

Operación a contracorriente en varias etapas La eliminación de una cantidad dada de soluto puede lograrse con gran economía de adsorbente, si la solución se trata con **pequeños** lotes separados y no con un solo lote y se filtra entre cada **eta-**

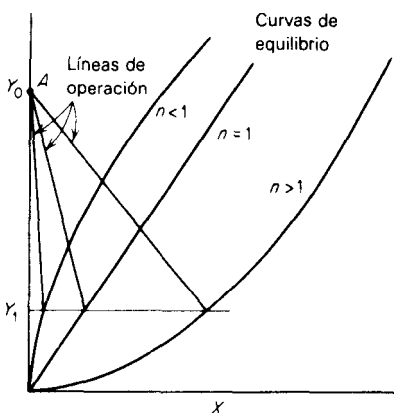


Figura 11.17 Adsorción en una sola etapa, curvas en el equilibrio de Freundlich.

pa. Este método de operación se llama algunas veces tratamiento por “alimentación separada”; generalmente se realiza por lotes, aunque **también** es posible la operación continua. La economía es particularmente importante cuando se utiliza carbón activado, un adsorbente bastante caro. El ahorro es mayor cuanto mayor sea el número utilizado de lotes, pero causa gastos mayores de filtración y otros costos de manejo. Por lo tanto, rara vez es económico utilizar más de dos etapas. En casos raros, la adsorción puede ser irreversible, de forma que se pueden aplicar dosis separadas de adsorbente sin **filtración** intermedia con un ahorro considerable en los costos de operación^[39]. Este **método** es la excepción, **más** que la regla; cuando se aplica a la adsorción reversible común, da el mismo resultado final que si se hubiese utilizado todo el adsorbente en una sola etapa.

En la figura 11.18, se muestra el diagrama de flujo y el diagrama de operación para una operación normal de dos etapas ideales. En cada etapa se trata la misma cantidad de solución con cantidades de adsorbente S_{s1} y S_{s2} , en las dos etapas, respectivamente, para reducir la concentración del soluto de Y_0 a Y_2 . Los balances de materiales son, para la etapa 1,

$$L_S(Y_0 - Y_1) = S_{s1}(X_1 - X_0) \quad (11.8)$$

$$\text{y para la etapa 2,} \quad L_S(Y_1 - Y_2) = S_{s2}(X_2 - X_0) \quad (11.9)$$

Estas ecuaciones proporcionan las líneas de **operación** que se muestran en la figura; cada una de ellas posee una pendiente adecuada a la cantidad utilizada de adsorbente en la etapa respectiva. Es obvia la aplicación a grandes números de etapas. Si las cantidades de adsorbente utilizadas en cada etapa son iguales, las líneas de **operación** sobre el diagrama serán paralelas. La menor cantidad total de adsorbente requerir8 dosis diferentes en cada etapa, excepto cuando la isoterma en el equilibrio sea lineal; en el caso general, esto sólo puede establecerse al tanteo.

Aplicación de la ecuación de Freundlich Cuando la expresión de Freundlich [ecuación (11.5)] describe la isoterma de **adsorción** satisfactoriamente y cuando se utiliza adsorbente fresco en cada etapa ($X_0 = 0$), puede calcularse directamente la menor cantidad total de adsorbente para un sistema de dos **etapas**^[39, 100]. Así, para la etapa 1,

$$\frac{S_{s1}}{L_S} = \frac{Y_0 - Y_1}{(Y_1/m)^{1/n}} \quad (11.10)$$

$$\text{y para la etapa 2,} \quad \frac{S_{s2}}{L_S} = \frac{Y_1 - Y_2}{(Y_2/m)^{1/n}} \quad (11.11)$$

La cantidad total de adsorbente utilizada es

$$\frac{S_{s1} + S_{s2}}{L_S} = m^{1/n} \left(\frac{Y_0 - Y_1}{Y_1^{1/n}} + \frac{Y_1 - Y_2}{Y_2^{1/n}} \right) \quad (11.12)$$

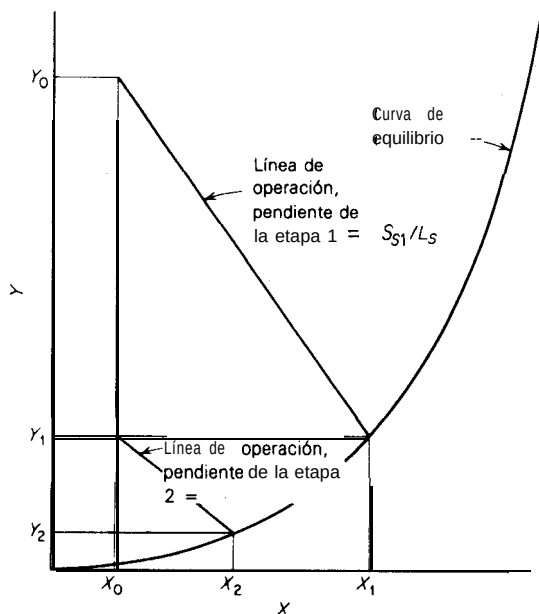
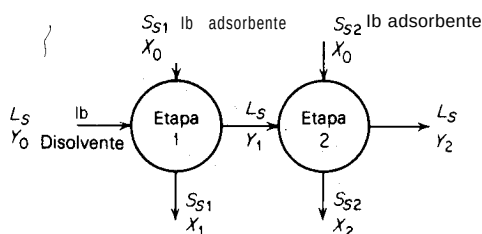


Figura 11. 18 Adsorción a corriente cruzada en dos etapas.

Para un total mínimo de adsorbente, $d[(S_1 + S_2)/L_S]/dY_1$ se iguala a cero; además, como para un caso dado m , n , Y_0 y Y_2 son constantes, esto se reduce a

$$\left(\frac{Y_1}{Y_2}\right)^{1/n} - \frac{1}{n} \frac{Y_0}{Y_1} = 1 - \frac{1}{n} \quad (11.13)$$

La ecuación (11. 13) se puede resolver para la concentración intermedia Y_1 ; las cantidades adsorbidas se calculan mediante las ecuaciones (11. 10) y (11. 11). La figura 11.19 permite solucionar la ecuación (11.13) sin prueba y error.

Ya se estableció [60] que la **operación** a flujo cruzado con una separación del adsorbente, como en la figura 11. 18, es mejor que la posibilidad alternativa, separar la solución tratada; empero, la **operación** a contracorriente es superior a las dos.

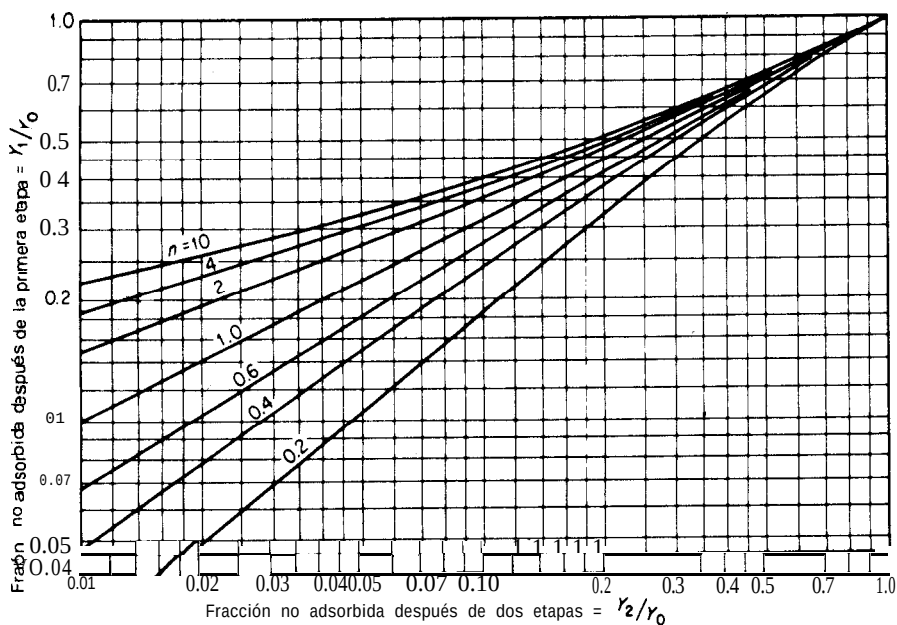


Figura 11.19 Solución a la ecuación (11.13). Adsorbente mínimo total, operación a corriente cruzada en dos etapas.

Operación a contracorriente en varias etapas Aún mayor economía de adsorbente se puede obtener mediante la **operación** a contracorriente. Cuando se utilizan los métodos de tratamiento por lotes, esta operación puede simularse, para lo cual el esquema general de la simulación por lotes de las operaciones a contracorriente que se muestra en la **figura 11.38** para la extracción líquida en realidad se sigue. Entonces, el diagrama de flujo de la figura 11.20 se vuelve el resultado final, en estado estacionario, que se alcanza después de varios ciclos. Sin embargo, también se ha utilizado la operación realmente continua, como en la disolución simultánea de oro y plata a partir de los minerales finamente divididos mediante una **solución** de cianuro y la adsorción del metal disuelto sobre carbón activado granular en una operación de tres etapas. Las mallas gruesas entre los tanques con agitación separan las grandes partículas de carbón de la mezcla líquida de mineral molido [19].

La torre de lecho fluidizado de la figura 11.28 para gases y aparatos similares para líquidos, especialmente en el caso del intercambio iónico, también representa una operación continua y real por etapas.

Un balance de soluto en las N_p etapas es

$$L_S(Y_0 - Y_{N_p}) = S_S(X_1 - X_{N_p+1}) \quad (11.14)$$

la cual proporciona la línea de operación sobre la figura, a través de las **coordenadas** de las condiciones finales (X_{N_p+1}, Y_{N_p}) y (X_1, Y_0) y de pendiente S_S/L_S . El nú-

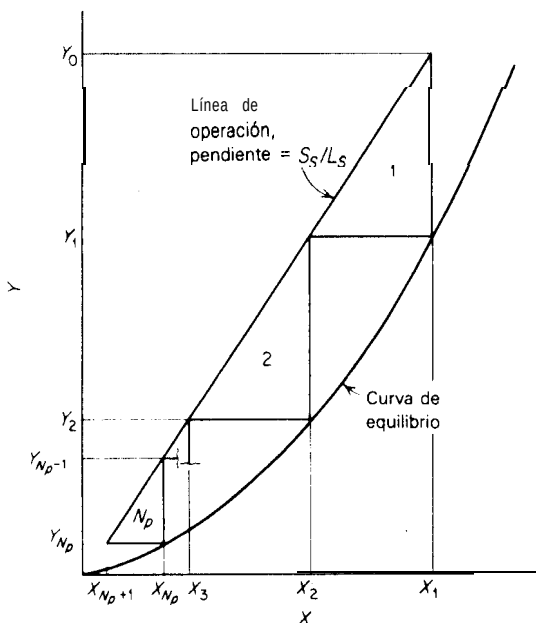
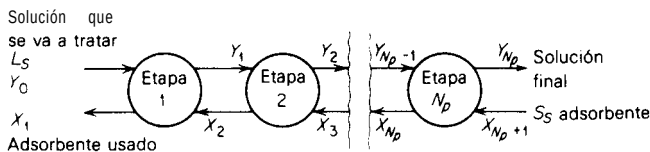


Figura 11.20 Adsorción a contracorriente en varias etapas.

mero de etapas teóricas requeridas se encuentra trazando la construcción de escalera usual entre la curva en el equilibrio y la línea de operación, tal como se muestra. Alternativamente, se puede encontrar la relación **adsorbente/solución** para un número predeterminado de etapas mediante la ubicación por prueba y error de la línea de operación. Si la operación es una **desorción** (correspondiente a la **desorción** en el contacto gas-líquido), la línea de operación cae debajo de la curva en el equilibrio.

La relación mínima adsorbente/disolvente será la mayor que tenga como resultado un número infinito de etapas para el cambio deseado en la concentración. Esto corresponde a la línea de operación de **máxima** pendiente que toca a la curva en el equilibrio dentro del rango especificado de concentraciones. Para los casos en que los isotermas en el equilibrio es recta o cóncava hacia arriba, como en la figura 11.21 a, esto causará un **adelgazamiento** en el punto final concentrado de la cascada, como en el punto A. Si la isoterma es cóncava hacia abajo (figura 11.21 b), el adelgazamiento puede ocurrir en un punto de tangencia, como en el

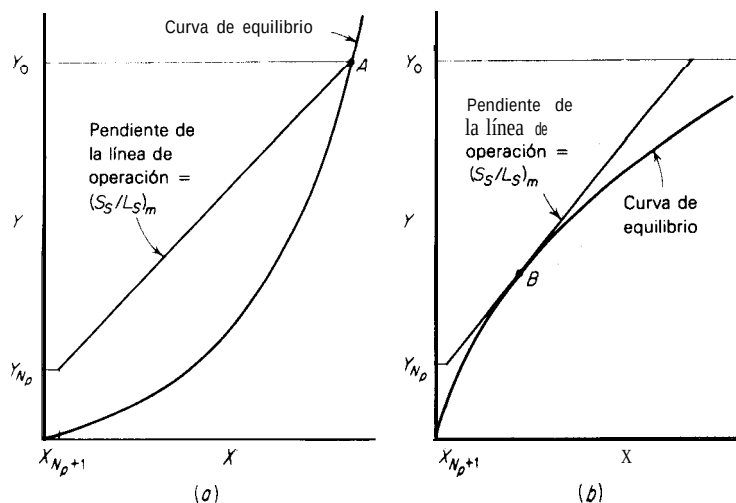


Figura 11.21 Línea de operación y relación de adsorbente **mínimo/disolvente** para etapas infinitas.

punto **B**, si Y_0 es lo suficientemente grande. Las situaciones son completamente análogas a las que se encuentran en la absorción de gases (figuras 8.7).

Al aumentar el número de etapas en una cascada, la cantidad de adsorbente que se requiere al principio decrece con rapidez, pero se aproxima al valor mínimo sólo en forma asintótica. En la práctica, en donde la filtración intermedia del sólido a partir del líquido debe realizarse entre las etapas, raramente es **económico** utilizar más de dos etapas en una cascada a contracorriente. **También** debe observarse que, para el tratamiento de gases, el símbolo L_S puede sustituirse por G_S .

En el procesamiento de líquidos a **pequeña** escala, puede haber, de un lote al siguiente, una apreciable variación en las cantidades de solución que se van a tratar. Más aún, pueden pasar largos **periodos** entre los lotes, de forma que el adsorbente parcialmente gastado se debe almacenar entre las etapas. En particular, el carbón activado se puede deteriorar durante el almacenamiento por oxidación, polimerización del adsorbato u otro cambio químico; en estos casos, puede resultar más práctico el diagrama de flujo a corriente cruzada.

Aplicación de la ecuación de Freundlich Pueden eliminarse los cálculos por prueba y error para la relación adsorbente/disolvente, si la curva en el equilibrio se puede describir convenientemente en forma algebraica. Si la curva en el equilibrio es lineal, se pueden aplicar las ecuaciones de Kresmsler [(5.50) a (5.53)] y la figura 5.16. Con mayor frecuencia, la expresión de Freundlich (II .5) es útil; se utiliza adsorbente fresco ($X_{Np+1} = 0$) en la última etapa ^[86]. Respecto de una cascada típica de dos etapas (figura 11 .22), un balance de materia para el soluto para toda la planta **es**

$$S_S(X_1 - 0) = L_S(Y_0 - Y_2) \quad (11.15)$$

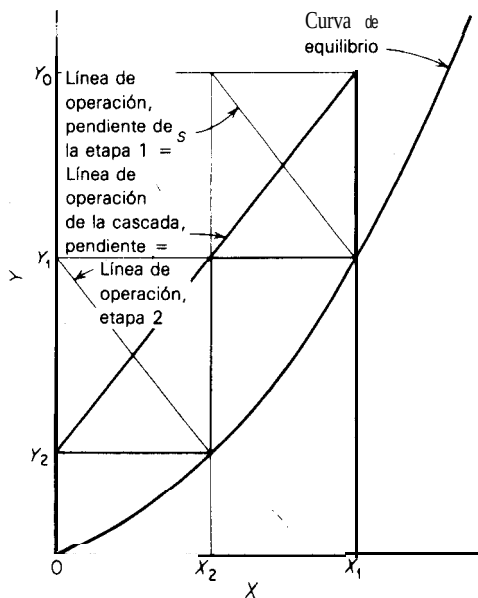
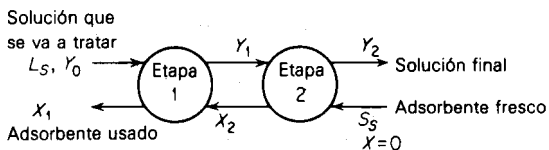


Figura 11.22 Adsorción a contracorriente en dos etapas.

Aplicando la ecuación (11.5) a los efluentes de la primera etapa ideal

$$X_1 = \left(\frac{Y_1}{m} \right)^{1/n} \quad (11.16)$$

y combinando estas ecuaciones

$$\frac{S_s}{L_s} = \frac{Y_0 - Y_2}{(Y_1/m)^{1/n}} \quad (11.17)$$

La línea de operación para la segunda etapa ideal se muestra en la figura y está dada por

$$L_s(Y_1 - Y_2) = S_s X_2 = S_s \left(\frac{Y_2}{m} \right)^{1/n} \quad (11.18)$$

Eliminando S_s/L_s entre las ecuaciones (11.17) y (11.18) se tiene

$$\frac{Y_0}{Y_2} - 1 = \left(\frac{Y_1}{Y_2} \right)^{1/n} \left(\frac{Y_1}{Y_2} - 1 \right) \quad (11.19)$$

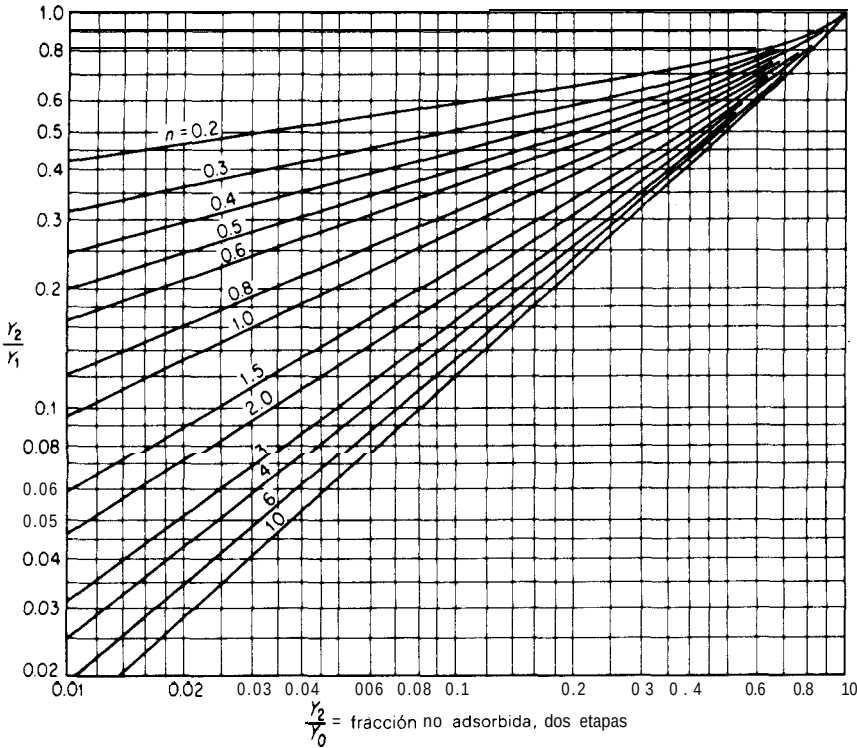


Figura 11.23 Solución a la ecuación (11. 19). Adsorción a contracorriente en dos etapas

La ecuación (11. 19) se puede resolver para la concentración intermedia Y_1 para las concentraciones terminales especificadas Y_0 y Y_2 ; entonces, S_s/L_s está dada por la ecuación (11. 17). La figura 11.23 ayuda a resolver la ecuación (11. 19). El ahorro de adsorbente por medio de la operación a contracorriente en una sola etapa es mayor cuanto mayor sea el valor de n .

Ejemplo 11.2 Una solución acuosa que contiene un soluto valioso está colorada con pequeñas cantidades de una impureza. Antes de la cristalización, se va a eliminar la impureza por adsorción sobre un carbón decolorante que sólo adsorbe cantidades insignificantes del soluto principal. Mediante una serie de pruebas de laboratorio se agitaron distintas cantidades del adsorbente en lotes de la solución original, hasta que se estableció el equilibrio; se obtuvieron los siguientes datos a temperatura constante:

kg carbón/kg solución	0	0.001	0.004	0.008	0.02	0.04
Color en el equilibrio	9.6	8.1	6.3	4.3	1.7	0.7

La intensidad de color se midió de acuerdo con una escala arbitraria, proporcional a la concentración de la sustancia colorada. Se desea reducir el color al 10% de su valor original, 9.6. Calcular la cantidad de **carbón** fresco que se requiere por 1 000 kg de solución (a) para una operación de una etapa, (b) para un proceso de dos etapas a corriente cruzada que utilice la mínima cantidad total de carbón y(c) para una **operación** de dos etapas a contracorriente.

SOLUCIÓN Para empezar, se deben convertir los datos experimentales a una forma adecuada, a fin de **graficar** la isoterma en el equilibrio. Con este propósito, definir Y en unidades de color por kilogramo de **solución** y X como unidades de color adsorbido por kilogramo de carbón. Las soluciones se pueden considerar tan diluidas en color que las líneas de **operación** serán rectas en coordenadas X , Y expresadas de esta forma. Los cálculos se hacen de la forma indicada antes.

kg carbón kg soluc.	Y^* = color en el equilibrio, unidades/kg soluc.	X = conc. del adsorbato. unidades/kg carbón
0	9.6	
0.001	8.6	$(9.6 - 8.6)/0.001 = 1000$
0.004	6.3	$(9.6 - 6.3)/0.004 = 825$
0.008	4.3	663
0.02	1.7	395
0.04	0.7	223

Los datos en el equilibrio, cuando se **grafican** sobre coordenadas logarítmicas, dan una línea recta, de forma que se aplica la ecuación de Freundlich (véase figura 11.24). La pendiente de la línea es $1.66 = n$ y, en $X = 663$, $Y^* = 4.3$. Por lo tanto, [ecuación (11.5)]

$$m = \frac{4.3}{663^{1.66}} = 8.91 \times 10^{-5}$$

Por lo tanto, la ecuación de Freundlich es

$$Y^* = 8.91 \times 10^{-5} X^{1.66}$$

Los datos en el equilibrio **también** pueden graficarse sobre coordenadas aritméticas (figura 11.25).

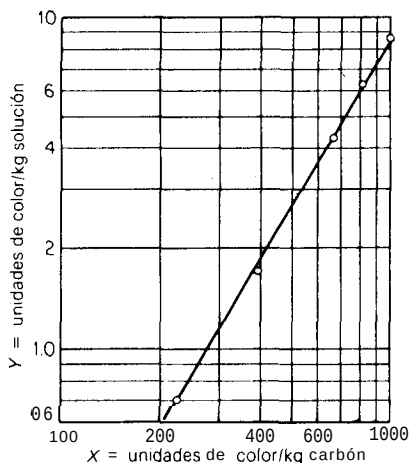


Figura 11.24 Datos en el equilibrio, ejemplo 11.2



Figura 11.25 Solución al ejemplo 11.2.

a) **Operación en una etapa** $Y_0 = 9.6$ unidades de color/kg soluc.

$$Y_1 = 0.10(9.6) = 0.96\% \text{ unidad/kg soluc.}$$

Sea $L_s = 1\ 000$ kg soluc. Puesto que se va a utilizar carbón fresco, $X_0 = 0$. En la figura 11.25, el punto A representa la solución inicial; en la figura está ubicado el adsorbente fresco; el punto B se ubica sobre la curva en el equilibrio, en la concentración de color de la solución final. En B , $X_1 = 260$. Por lo tanto [ecuación (11.4)]

$$S_s = \frac{Y_0 - Y_1}{x_0 - x_1} = \frac{9.6 - 0.96}{270 - 0} = 0.032 \text{ kg carbón/kg soluc.}$$

$$S_S = 0.032(1000) = 32.0 \text{ kg carbón/1000 kg soluc.}$$

En forma alternativa, puesto que se aplica la **ecuación** de Freundlich, utilícese la ecuación (ll. 17).

$$\frac{S_s}{L_s} = \frac{Y_0 - Y_1}{(Y_1/m)^{1/n}} = \frac{9.6 - 0.96}{[0.96 / (8.91 \times 10^{-5})]^{1/1.66}} = 0.032 \text{ kg carbón/kg soluc.}$$

$$S_s = 0.032(1000) = 32.0 \text{ kg carbón/1000 kg soluc.}$$

b) **Operación en dos etapas • corriente cruzada** Puede encontrarse la cantidad total mínima de **carbón**, en la figura 11.25, mediante un procedimiento de prueba y

error. Entonces, se supone el punto C sobre la curva en el equilibrio. se trazan las líneas de operación **AC** y **DB** y se calculan los valores de S_{s1} y S_{s2} mediante las ecuaciones (11.8) y (11.9). La posición del punto C se cambia hasta que la suma de S_{s1} y S_{s2} sea un mínimo. La posición de C en la figura 11.25 se encuentra en su valor final; sus coordenadas son ($X_1 = 565$, $Y_1 = 3.30$). $X_2 = 270$ (en **B**). Ecuación (11.8)

$$S_{s1} = \frac{L_s(Y_0 - Y_1)}{X_1 - X_0} = \frac{1000(9.6 - 3.30)}{565 - 0} = 11.14 \text{ kg}$$

Ecuación (11.9)

$$S_{s2} = \frac{L_s(Y_1 - Y_2)}{X_2 - X_0} = \frac{1000(3.30 - 0.96)}{270 - 0} = 8.67 \text{ kg}$$

$$S_{s1} + S_{s2} = 11.14 + 8.67 = 19.81 \text{ kg carbón/1000 kg soluc.}$$

En forma alternativa, puesto que se aplica la ecuación de Freundlich, utilícese la figura 11.19. $Y_2/Y_0 = 0.96/9.6 = 0.10$, $n = 1.66$. De acuerdo con la figura, $Y_1/Y_e = 0.344$. $Y_1 = 0.344(9.6) = 3.30$. Ecuación (11.10)

$$\frac{S_{s1}}{L_s} = \frac{Y_0 - Y_1}{(Y_1/m)^{1/n}} = \frac{9.6 - 3.30}{[3.30/(8.91 \times 10^{-5})]^{1/1.66}} = 0.01114 \text{ kg carbón/kg soluc. en la 1a. etapa}$$

Ecuación (11.11)

$$\frac{S_{s2}}{L_s} = \frac{Y_1 - Y_2}{(Y_2/m)^{1/n}} = \frac{3.30 - 0.96}{[0.96/(8.91 \times 10^{-5})]^{1/1.66}} = 0.00867 \text{ kg carbón/kg soluc. en la 2a. etapa}$$

$$\text{Carbón total requerido} = (0.01114 + 0.00867)(1000) = 19.81 \text{ kg/1000 kg soluc.}$$

c) **Operación en dos etapas • contracorriente** $Y_0 = 9.6$, $Y_2 = 0.96$, $X_{n+1} = 0$.

La línea de operación se localiza al tanteo sobre la figura 11.25, hasta que se pueden trazar dos etapas entre las líneas de operación y la curva en el equilibrio, como se muestra. Según la figura en **E**, $X_1 = 675$. Ecuación (11.14)

$$S_s = \frac{L_s(Y_0 - Y_2)}{X_1 - X_{n+1}} = \frac{1000(9.6 - 0.96)}{675 - 0} = 12.80 \text{ kg carbón/1000 kg soluc.}$$

En forma alternativa, $Y_2/Y_0 = 0.96/9.6 = 0.10$; $n = 1.66$. Conforme con la figura 11.23, $Y_2/Y_1 = 0.217$ y $Y_1 = Y_2/0.217 = 0.96/0.217 = 4.42$. Ecuación (11.17)

$$\frac{S_s}{L_s} = \frac{Y_0 - Y_2}{(Y_1/m)^{1/n}} = \frac{9.6 - 0.96}{[4.42(8.91 \times 10^{-5})]^{1/1.66}} = 0.01280 \text{ kg carbón/kg soluc.}$$

Y

$$L = 0.01280(1000) = 12.80 \text{ kg carbón/1000 kg soluc.}$$

Tanques con agitación para contacto líquido-sólido

Los tanques son generalmente de las proporciones descritas en el capítulo 6, con profundidades de líquido de 0.75 a 1.5 diámetros del tanque. Se utilizan cuatro mamparas de pared, generalmente de **T/12** de ancho, para eliminar vórtices en los tanques abiertos y producir el movimiento vertical del líquido que se necesita para levantar las partículas sólidas. Con frecuencia se arreglan dejando un claro, que puede ser de la mitad del espesor de las mamparas, entre la mampara y la

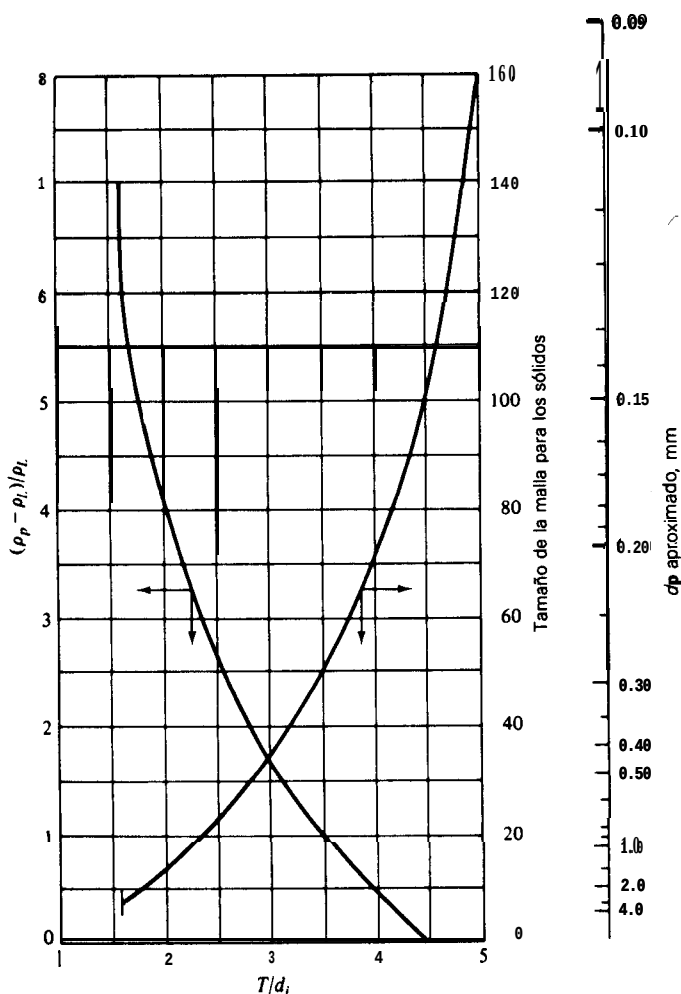


Figura 11.26 **Diámetros recomendados de turbina** para la suspensión de sólidos en líquidos de viscosidad similar a la del agua. (Modificado de Lyons, en *Mixing*, vol. II, Academic Press, Nueva York, con permiso).

pared del tanque para prevenir la **acumulación** de sólidos detrás de las mamparas.

Con mayor frecuencia se utilizan turbinas de hoja plana, con o sin disco, como se muestra en la figura 6.3, arregladas sobre un eje localizado axialmente. Algunas veces se utilizan turbinas **múltiples** sobre el mismo eje para obtener mejor uniformidad de la suspensión sólido-líquido en todo el tanque. El claro C del impulsor inferior desde el fondo del tanque puede ser $d_i/3$, pero generalmente es mejor que C sea mayor que la profundidad sedimentada de los sólidos en un líquido tranquilo, de forma que, si se detiene el impulsor, no se “tape”. Los

impulsores grandes, que funcionan a velocidades relativamente bajas, requieren menos potencia para un flujo de bombeo dado del líquido que los impulsores pequeños de alta velocidad. En consecuencia, si los sólidos tienden a sedimentarse rápidamente debido a una densidad o tamaño de partículas grandes, los diámetros grandes del impulsor son los indicados. La recomendación de Lyons [65] respecto de suspensiones de sólidos en agua, modificada para permitir su aplicación a líquidos de diferentes densidades, se muestra en la figura 11.26. La figura muestra dos relaciones T/d_i , una que depende de las densidades y la otra del tamaño de la partícula; se escoge el promedio T/d_i . Si los sólidos fueran de tamaños y densidades mixtas, se utilizaría el mayor y más denso. En cualquier caso, T/d_i menor que 1.6 no es deseable, puesto que entonces se obstaculiza el flujo libre de la mezcla en la pared del tanque. La elección del diámetro del impulsor puede ser modificada por consideraciones de torque [79], ya que los impulsores más grandes requieren un torque mayor para girar y porque es caro, en consecuencia, el engranaje para reducir la velocidad.

Suspensión de sólidos

A menos que los sólidos estén suspendidos en el líquido, las rapidezces de transferencia de masa se modifican seriamente. La potencia requerida del agitador $P_{\min}$ para levantar simplemente todas las partículas del fondo del tanque, cuando las partículas son de mayor densidad que la del líquido, puede calcularse con la expresión [101]

$$\frac{P_{\min} g_c}{g v_T V_{iN} \Delta \rho} = 0.092 \left(\frac{\phi_{ST}}{1 - \phi_{ST}} \right)^{1/2} \frac{T}{d_i} e^{5.3C/T} \quad (11.20)$$

en donde $\Delta \rho = \rho_p - \rho_L$ y ρ_p = densidad de la partícula. Esta última se calcula a partir de la masa y volumen total de la partícula, incluyendo el volumen de los poros internos. El volumen v_T es el volumen para una profundidad del líquido igual al diámetro del tanque, $\pi T^3/4$; ϕ_{ST} es la fracción volumen de sólidos con base en el volumen v_T . Las limitaciones de la ecuación (11.20) son sustanciales: los rangos de tamaño de partícula y densidad estudiados son pequeños; el tanque más grande que se ha estudiado tiene aproximadamente 0.3 m de diámetro. El estudio se realizó con turbinas de hoja plana sin disco, pero los datos concuerdan con los datos más limitados para turbinas de disco [84]; es probable que la ecuación (11.20) se pueda aplicar razonablemente a todos los tipos de turbinas. Los números de Reynolds para el impulsor deben ser, cuando menos, 1 000. La correlación requiere que la velocidad terminal V_{iN} de las partículas se calcule a partir de esferas simples que se asientan con el coeficiente de arrastre del líquido estancado en el rango de la Ley de Newton ($d_p V_{iN} \mu_L \approx 1\,000$ a $200\,000$),

$$V_{iN} = 1.74 \left(\frac{g d_p^2 \Delta \rho}{\mu_L} \right)^{1/2} \quad (11.21)$$

aun cuando se sabe que en el tanque con agitación los coeficientes de arrastre son sustancialmente mayores que en los líquidos tranquilos, debido a la intensa turbulencia y a la aceleración de las partículas [87]. Existen algunos datos adicionales para líquidos muy viscosos, para los cuales Re será pequeño [43].

Si se utilizan potencias mayores del impulsor, la altura que alcanzan los sólidos por arriba del fondo depende de la potencia aplicada. Arriba de esta altura, el líquido estará claro. Es particularmente difícil suspender partículas grandes y pesadas en la superficie del líquido, porque las velocidades predominantes del líquido en las regiones superiores son horizontales. La potencia P que se re-

quiere para suspender partículas de **tamaño** y densidad uniforme hasta una altura Z' arriba del plano medio del impulsor superior, **básicamente** con las mismas limitaciones que las de la ecuación (11.20), esta dada por ^[101]

$$\frac{Pg_c}{gn\rho_m v_m V_{IS}} = \phi_{sm}^{2/3} \left(\frac{T}{d_i} \right)^{1/2} \exp \left(4.35 \frac{Z'}{T} - 0.1 \right) \quad (11.22)$$

en donde q_m , v_m y ϕ_{sm} son las propiedades de la suspensión debajo de la altura Z' ; n es el número de impulsores (1, 2 o 3) sobre el eje. V_{IS} debe ser la velocidad terminal de asentamiento de esferas simples calculada mediante la Ley de Stokes

$$V_{IS} = \frac{gd_p^2 \Delta\rho}{18\mu_L} \quad (11.23)$$

Para números de Reynolds Re del impulsor menores de 25 000, se **debe** multiplicar la potencia por 4 000 $Re^{-0.8}$.

En las operaciones por lotes, si los sólidos son de tamaño y densidad uniformes, la **suspensión** producida abajo de la altura Z de la ecuación (11.22) **tendrá una concentración** uniforme de sólidos ^[101]. Para partículas mixtas, la suspensión **quizás** no sea muy uniforme con respecto al **tamaño** y la densidad de las partículas ^[79]. Sin embargo, para una operación de flujo continuo en estado estacionario, la **suspensión efluente** para sólidos no disueltos debe ser del mismo **tamaño** y densidad de los **sólidos** que la mezcla de **alimentación** sólida. El tiempo de residencia de las diferentes partículas no tiene que ser uniforme; sus concentraciones relativas en el tanque no necesariamente son idénticas a las concentraciones de las corrientes de **alimentación** y de las efluentes.

Potencia del impulsor Para mezclas sólido-líquida relativamente diluidas, excepto con sólidos fibrosos, la potencia para agitar a una velocidad dada es esencialmente la misma que para un líquido claro ^[85]. Es probable que las suspensiones concentradas y las que contienen sólidos fibrosos no sean newtonianas: probablemente, el gradiente de velocidad en la masa en movimiento no será directamente proporcional a esfuerzo cortante. La viscosidad de estos fluidos **debe** relacionarse con la potencia del agitador; hay que consultar el trabajo de Metzner y colegas ^[7, 68, 69]. Como de ordinario faltan estos datos, se pueden hacer un cálculo aproximado utilizando las curvas de número de potencia del líquido claro (número de Reynolds de la figura 6.5); la densidad y la viscosidad se habrán obtenido **de** ^[52]

$$\rho_m = \phi_{sm}\rho_p + (1 - \phi_{sm})\rho_L \quad (11.24)$$

$$\mu_m = \frac{\mu_L}{(1 - \phi_{sm}/\phi_{ss})^{1.8}} \quad (11.25)$$

ϕ_{ss} es la fracción volumen de sólidos en el lecho de sólidos después de la sedimentación final en un líquido tranquilo. Si no hay datos medidos, **ésta** puede calcularse aproximadamente como 0.6. Los resultados son malos con respecto a números de Reynolds del impulsor menores de 1 000.

Ejemplo 11.3 Un tanque con mamparas, 1 m de **diámetro**, lleno de agua hasta una profundidad de 1 m, se agita con una turbina de disco con 6 hojas, con un diámetro de 203 mm (8 in), arreglada axialmente a 150 mm del fondo del tanque, y que gira a 8.33 rps (500 rpm). Se agregan 50 kg (110 lb_m) de arena. $q_s = 2\,300 \text{ kg/m}^3$ (143.5 lb_m/ft³), $d_p = 0.8 \text{ mm}$. La temperatura es 25 °C. **¿Qué potencia de agitación se requiere?**

SOLUCIÓN A partir de la **definición** de número de potencia, $g_P = Po q_m d_i^5 N^3$. Para un impulsor, $n = 1$. Si la arena se levanta a una altura Z' arriba del impulsor,

$$v_m = \frac{\pi T^2 (Z' + C)}{4}$$

Puesto que el volumen del sólido = S/ρ_p ,

$$\phi_{sm} = \frac{S/\rho_p}{v_m} = \frac{4s}{\pi T^2(Z' + C)\rho_p}$$

Si se sustituyen éstas en la **ecuación** (11.22), se tiene

$$(Z' + C)^{1/3} \exp \frac{4.35 Z'}{T - 0.1} = \frac{1.0839 \text{ Po } d^{11/2} N^3 \rho_p^{2/3}}{g V_{IS} T^{7/6} S^{2/3}}$$

tentativamente, tomar $\text{Po} = 5$, $d_i = 0.203 \text{ m}$, $\rho_p = \rho_s = 2300 \text{ kg/m}^3$, $T = 1 \text{ m}$, $C = 0.150 \text{ m}$, $S = 50 \text{ kg}$, $g = 9.807 \text{ m/s}^2$, $d_p = 8 \times 10^{-4} \text{ m}$, $\mu_L = 8.94 \times 10^{-4} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$, $\rho_L = 998 \text{ kg/m}^3$, $\Delta\rho = 1302 \text{ kg/m}^3$, $N = 8.33 \text{ s}^{-1}$. Eq. (11.23): $V_{IS} = 0.508 \text{ m/s}$.

Sustituyendo en la ecuación anterior, se tiene

$$(Z' + 0.150)^{1/3} \exp(4.35 Z' - 0.1) = 1.257$$

Al tanteo, $Z' = 0.104 \text{ m}$; la profundidad a la cual se levanta el sólido = $Z' + C = 0.314 \text{ m}$. $\phi_{sm} = 0.0882$, $\rho_m = 1112.8 \text{ kg/m}^3$. Con $\phi_{ss} = 0.6$, la ecuación (11.25) da $\mu_m = 1.19(10^{-3}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$. Entonces, el número de Reynolds del impulsor es

$$\text{Re} = d_i^2 N \rho_m / \mu_m = 321 \text{ } 000$$

Fig. 6.5: $\text{Po} = 5 = P g_c / \rho_m N^3 d_i^5$, de donde $P = 1109 \text{ W}$ (1.5 hp) transmitida a la **suspensión**.
Respuesta.

Transferencia de masa

Excepto en la **disolución** de cristales o en la cristalización, en donde la transferencia de masa se limita a la fase líquida, ordinariamente deben considerarse tanto la transferencia a través del líquido que rodea las partículas como algún efecto de transferencia de masa dentro del **sólido**.

Transferencia de masa en la fase líquida Aunque muchos son los estudios realizados sobre las **rapideces** de la transferencia de masa en el **líquido** para suspensiones sólido-líquido, los resultados frecuentemente son contradictorios y **difíciles** de interpretar. Según se sabe, una vez que los sólidos **están** completamente suspendidos, un gasto adicional de potencia del agitador no produce una **mejoría** medible en las **rapideces** de transferencia de masa [51]. Para **partículas pequeñas**, el coeficiente de transferencia de masa se vuelve mas pequeño al aumentar el **tamaño** de la partícula [36]; por lo contrario, para partículas grandes no influye el **tamaño** de la partícula [5]. El **tamaño de transición** es aproximadamente de 2 mm [87]. Al menos para una diferencia moderada de densidad, los coeficientes son independientes de $\Delta\rho$; sin embargo, es probable que esto no sea cierto para diferencias grandes, como en el caso de partículas metálicas en líquidos ordinarios. No hay un efecto que se deba a la concentración de **sólidos** (al menos hasta un 10% en volumen [5]), a la presencia o ausencia de mamparas [77] ni al **diseño** del agitador a una potencia dada del impulsor [9]. El efecto de la difusividad no se conoce bien, puesto que generalmente los cambios grandes de difusividad **acompañan** a los cambios correspondientes de viscosidad; de **ahí** que sea **difícil** de establecer la influencia del número de Schmidt [5].

Parece razonable que los coeficientes de transferencia de masa dependan de algún tipo de número de Reynolds. Se ha sugerido una gran variedad de estos números, muchos de los cuales utilizan la velocidad de deslizamiento de la partícula líquida (velocidad relativa), que es **difícil** de calcular, o la velocidad de sedimentación terminal de una sola **partícula**, que no es **apropiada** [87]. Con referencia a la **ecuación** (3.30), el flux de masa turbulenta es

$$J_{A, \text{turb}} = E_D \frac{\Delta c}{l} = k_{L, \text{turb}} \Delta c = b_1 u' \Delta c$$

de forma que en un líquido de intensa turbulencia, como en un tanque con agitación, k_L debe asociarse estrechamente con la velocidad fluctuante u' . Para una velocidad fluctuante en una distancia que

corresponde al **tamaño** de la partícula d_p [ecuación (3.26)], la potencia de **disipación** será

$$P_{gc} = \frac{\rho_L u'^3}{4} \quad (11.26)$$

y un **número** de Reynolds para la partícula turbulenta correspondiente a esta, será

$$Re_p = \frac{d_p u' \rho_L}{\mu_L} \quad (11.27)$$

Si se toma u' de la ecuación (11.26) y se ignoran las constantes de proporcionalidad al definir los grupos **adimensionales**, entonces

$$Re_p = d_p^{4/3} \left(\frac{P_{gc}}{v_L} \right)^{1/3} \frac{\rho_L^{2/3}}{\mu_L} \quad (11.28)$$

en donde v_L es el volumen de líquido en el tanque (no la rapidez de flujo).

Partículas pequeñas ($d_p < 2$ mm) **completamente** suspendidas Para diferencias moderadas en ΔQ [53, 62, 78]

$$Sh_L = 2 + 0.47 Re_p^{0.62} \left(\frac{d_p}{T} \right)^{0.17} Sc_L^{0.36} \quad (11.29)$$

Partículas grandes ($d_p > 2$ mm) **completamente suspendidas** La correlación recomendada es [1, 12, 71]

$$Sh_L = 0.222 Re_p^{3/4} Sc_L^{1/3} \quad (11.30)$$

En este caso, el exponente sobre Re , se escoge de forma que el coeficiente de transferencia de masa no dependa del **tamaño** de la **partícula**, de acuerdo con los datos observados. Es importante observar que los coeficientes de transferencia de masa incluidos en los números de **Sherwood** de las ecuaciones anteriores, se basan en la superficie externa aproximada de las **partículas**; se ignora la superficie de cualquier estructura porosa interna.

Transferencia de masa en fase sólida Los distintos procesos de transferencia de masa que pueden ocurrir dentro del **sólido**, a menudo pueden describirse conjuntamente en función de un coeficiente de transferencia de masa k_s (basado en la superficie externa) o en función de una difusividad efectiva D_s . Para coeficientes de **distribución** en el equilibrio constantes, o casi constantes, y para **partículas esféricas**, el primero puede relacionarse con la difusividad mediante la aproximación [30]

$$k_s a_p = \frac{60 D_s}{d_p^2} \quad (11.31)$$

o, puesto que

$$a_p = \frac{6 \phi_s}{d_p} \quad (11.32)$$

entonces

$$k_s = \frac{10 D_s}{d_p \phi_s} \quad (11.33)$$

Pueden agregarse la resistencia de la fase líquida y de la **sólida**, en el caso del coeficiente de distribución constante,

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{m}{k_s} \quad (11.34)$$

para obtener una resistencia global.

Adsorción por lotes, resistencia a la transferencia de masa de la fase sólida despreciable Si la cantidad S/mv_L , un factor de adsorción, es lo suficientemente grande (grandes dosis de sólido y un

equilibrio favorable a la **adsorción**), entonces la resistencia de la fase sólida puede despreciarse y **sólo** se necesita considerar k_L . Estas son las condiciones de las expresiones y **cálculos** siguientes.

Sea v_L el volumen del líquido que se va a tratar, de concentración inicial c_0 moles soluto **A/volumen**. La masa de **sólido** libre de adsorbato que se va a utilizar es S_s , de superficie externa a_{ps} por masa unitaria de **sólido**, **concentración** inicial de soluto X_0 moles **solutos/masa de sólido**. La concentración final en el líquido va a ser c_1 .

En cualquier momento, la concentración del soluto adsorbido dentro del **sólido** es X masa **solutos/masa sólido** libre de soluto; como la resistencia de la fase **sólida** es despreciable, esta se puede considerar uniforme en todo el sólido. Entonces, el coeficiente de **distribución** m está definido como

$$m = \frac{c^* M_A}{X} \quad (11.35)$$

en donde c^* es la concentración en el equilibrio en el **líquido**. Puesto que generalmente las soluciones involucradas son diluidas, se puede utilizar el coeficiente k_L en lugar de F_L . Entonces, si c es la concentración en el líquido total en cualquier momento,

$$N_A = \frac{-dc}{a_{pL} d\theta} = k_L (c - c^*) \quad (11.36)$$

en donde $a_{pL} = a_{ps} S_s / v_L$. Un balance de soluto es

$$\frac{S}{M_A} (X - X_0) = S_s \left(\frac{c^*}{m} - \frac{X_0}{M_A} \right) = v_L (c_0 - c) \quad (11.37)$$

Sustituyendo c^* de la ecuación (11.37) en la (11.36) y reordenando, se obtiene

$$\int_{c_0}^{c_1} \frac{-dc}{c(1 + mv_L/S_s) - (mv_L c_0/S_s + mX_0/M_A)} = k_L a_{pL} \int_0^\theta d\theta \quad (11.38)$$

$$\ln \frac{c_0 - mX_0/M_A}{c_1(1 + mv_L/S_s) - (mv_L c_0/S_s + mX_0/M_A)} = \left(1 + \frac{mv_L}{S_s} \right) k_L a_{pL} \theta \quad (11.39)$$

Si $X_0 = 0$, ésta se puede reordenar así [28]

$$\frac{c_1}{c_0} = \frac{1}{1 + mv_L/S_s} \exp \left[- \left(1 + \frac{mv_L}{S_s} \right) k_L a_{pL} \theta \right] + \frac{mv_L/S_s}{1 + mv_L/S_s} \quad (11.40)$$

Se posee un **método** de cálculo para procesos por lotes en donde las resistencias a la transferencia de masa del sólido y del líquido son importantes [99].

Ejemplo 11.4 Un lote de queroseno que contiene agua disuelta en una concentración de 40 ppm (**partes/millón**) = 0.0040% en peso, se va a secar hasta 5 ppm de agua por contacto con **silica** gel “seca” a 25 °C. La densidad del queroseno = 783 kg/m³, viscosidad = 1.7(10⁻³) kg/m s; peso molecular promedio estimado = 200. La **silica** gel, densidad ρ_p = 881 kg/m³ está en la forma de perlas **esféricas** de 14 mallas. La relación de distribución en el equilibrio para el agua es $m = c^*/X = 0.522$ (kg agua/m³ queroseno)/(kg agua/kg gel).

a) Calcular la **relación mínima sólido/líquido** que puede utilizarse.

b) Para una relación **líquido/sólido** = 16 kg gel/m³ queroseno y lotes de 1.7 m³ (60 ft³), especificar las **características** de un tanque con agitación, con **mamparas**; calcular **también** la potencia del agitador y el tiempo de contacto.

SOLUCIÓN Definase c como kg agua/m³ líquido.

a) Balance de agua: $v_L(c_0 - c_1) = S_s(X_1 - X_0)$.

$$c_0 = 783(4 \times 10^{-5}) = 0.0313 \text{ kg H}_2\text{O/m}^3$$

$$c_1 = 783(5 \times 10^{-6}) = 0.00392 \text{ kg H}_2\text{O/m}^3$$

Para $S_s, \min/v_L$, X_1 está en equilibrio con c_1 .

$$X_1 = \frac{c_1}{m} = \frac{0.00392}{0.522} = 7.51 \times 10^{-7} \text{ kg H}_2\text{O/kg gel}$$

por tamo

$$\frac{S_s, \min}{v_L} = \frac{c_1}{X_1} = \frac{c_1}{X_0} = \frac{0.0313}{7.51 \times 10^{-7}} = 0.00392 = 3.65 \text{ kg gel/m}^3 \text{ queroseno} \quad \text{Respuesta.}$$

b) Rases: 1 lote, 1.7 m^3 de queroseno

$$S_s = 16(1.7) = 27.2 \text{ kggel seco vol. sólidos} = \frac{27.2}{881} = 0.0309 \text{ m}^3$$

$$\text{Volumen total del lote} = 1.73 \text{ m}^3$$

Tómese $z = T$. Entonces $\pi T^2 Z/4 = \pi T^3/4 = 1.73$ y $T \approx 1.3 \text{ m}$ (4.25 ft). Para tener un borde libre adecuado, hágase la altura del tanque = 1.75 m (5.75 ft).

Utilícese un impulsor de turbina de disco de seis hojas. De acuerdo con la figura 11.26, con d_p correspondiente a 14 mallas $\approx 1.4 \text{ mm}$, $T/d_i = 2$. $(q_p - q_L)/q_L = (881 - 783)/783 \approx 0.125$, $T/d_i = 4.4$. $T/d_i \text{ pr} = (4.4 + 2)/2 = 3.2$, $d_i = 1.3/3.2 = 0.406 \text{ m}$ (16 in).

Suponiendo que la fracción de volumen sedimentada de sólidos = 0.6, el volumen sedimentado de sólidos = $0.0309/0.6 = 0.0515 \text{ m}^3$. El espesor de los sólidos sedimentados = $0.0515/\pi(1.3)^2/4 = 0.0388 \text{ m}$, lo cual es despreciable. Ubicar la turbina a 150 mm (6 in) desde el fondo del tanque. $C \approx 0.150 \text{ m}$.

Potencia Utilizar la potencia suficiente del agitador para levantar los sólidos 0.6 m arriba del fondo del tanque. $Z' = 0.6 - 0.15 = 0.45 \text{ m}$. Las propiedades de la suspensión en la profundidad de 0.6 m a la cual están suspendidos los sólidos son

$$v_m = \frac{0.6\pi(1.3)^2}{4} = 0.796 \text{ m}^3 \quad \phi_{sm} = \frac{0.0309}{0.796} = 0.0388 \text{ fracción volumen de sólidos}$$

Ecuación (11.24): $q_m = 786.8 \text{ kg/m}^3$; ecuación (11.25) con $\phi_{ss} = 0.6$: $\mu_m = 1.917(10^{-3}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$. Con $g_c \approx 1.0$, $g = 9.807 \text{ M/s}^2$, $\mu_L = 1.7(10^{-3}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$, $d_p = 0.0014 \text{ m}$; ecuación (11.23): $V_{ss} = 0.0616 \text{ m/s}$.

Con $n = 1$ impulsor, ecuación (11.22): $P = 315.8 \text{ W}$. Tratar $P_o = 5$. Por lo tanto $N = (g_c P/P_o q_m d_i^3)^{1/3} = 1.94 \text{ rps}$ (116 rpm). Utilizar 2 rps (120 rpm). $Re = d_i^2 N q_m / \mu_m = 135 \text{ } 300$. Por lo tanto $P_o = 5$ (figura 6.5) y $P \approx 315.8(2/1.94)^3 = 346 \text{ W}$ (0.46 Hp) aplicados a suspensión. La potencia del motor será mayor, según sea la eficiencia del motor y la reducción de la velocidad (véase el capítulo 6).

Transferencia de masa Ecuación (11.28), con $d_p = 0.0014 \text{ m}$, $v_L = 1.7 \text{ m}^3$; $Re \approx 44.8$.

D_L se va a estimar mediante la ecuación (2.44). $M_p = 200$, $T = 298 \text{ K}$, $\phi = 1$, $\mu = 1.7(10^{-3})$, $v_A(\text{H}_2\text{O}) = 0.0756$ (notación del capítulo 2). Por lo tanto $D_L = 1.369(10^{-9}) \text{ m}^2/\text{s}$. $Sc_L = \mu_L/q_L D_L = 1 \text{ } 586$.

$$\frac{\text{Masa}}{\text{partícula}} = \frac{\pi}{6} (0.0014)^3 (881) = 1.266 \times 10^{-6} \text{ kg}$$

$$\frac{\text{Superficie}}{\text{partícula}} = \pi (0.0014)^2 = 6.158 \times 10^{-6} \text{ m}^2$$

Por tanto

$$q_{ps} = \frac{6.158 \times 10^{-6}}{1.266 \times 10^{-6}} = 4.864 \text{ m}^2/\text{kg}$$

Y

$$q_{pL} \approx 4.864(16) \approx 77.8 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ líquido}$$

$$\frac{S_s}{v_L m} \approx \frac{16}{0.522} = 30.65$$

Se considera que este valor es tan grande que sólo se necesita considerar la transferencia de la fase líquida. **Ecuación** (11.40):

$$\theta = \frac{\ln[(c_0/c_1)/(1 + mv_L/S_s - mv_L c_0/S_s c_1)]}{(1 + mv_L/S_s)k_L a_{pL}}$$

= 498 s, o 8.3 mm, tiempo de contacto requerido. **Respuesta.**

Adsorción continua • corriente paralela con resistencias • la transferencia de masa de la fase líquida y • 6Uda Durante el tiempo en que la **solución** y el adsorbente fluyen de modo continuo y a corriente paralela a través de un tanque con agitación, un cambio en estado no estacionario de la concentración del soluto afecta a las **partículas** individuales durante el tiempo de contacto. No obstante, el proceso como un todo puede ser en estado estacionario; entonces, las concentraciones de los efluentes permanecen invariables aunque pase el tiempo.

Gröber [33] calculó la aproximación a la temperatura en el equilibrio de partículas esféricas sumergidas en un fluido con agitación a temperatura constante. Puesto que la concentración de la solución en un tanque bien agitado a **flujo** continuo es **básicamente** uniforme en el valor del efluente, el resultado de **Gröber** puede adaptarse a la adsorción a corriente paralela mediante la analogía de la transferencia de calor-masa, como en la figura 11.27. **Aquí**, la aproximación de las partículas al **concentración** en el equilibrio con el líquido **efluente** se expresa como la eficiencia de Murphree de la etapa,

$$E_{MS} = \frac{X_1 - X_0}{X_1^* - X_0} = \frac{X_1 - X_0}{M_A c_1 / m = X_0} \quad (11.41)$$

X es la **concentración** promedio de soluto (adsorbato) en el **sólido**. La figura puede utilizarse igualmente bien para la **desorción** (secado) y **lixiviación** del soluto del sólido.

Ejemplo 11.5 Agua que contiene iones Cu^{2+} a una concentración de 100 ppm (**partes/millón**) y que fluye continuamente a un flujo de $1.1(10^{-4}) \text{ m}^3/\text{s}$ (1.75 gal. **U.S./min**) se va a poner en contacto con 0.0012 kg/s ($0.15 \text{ lb}_m/\text{min}$) de una resina intercambiadora de iones para adsorber el Cu^{2+} . El contacto va a ser con flujo a corriente paralela, a **través** de un tanque con agitación, con **mamparas** cubiertos, de 1 m de diámetro, 1 m de altura. El material de alimentación va a entrar por el fondo, salir por una abertura en la cubierta y fluir hacia un filtro. El agitador, una turbina de tipo **de disco** con 6 hojas, 0.3 m de diámetro, va a estar centrado. La temperatura va a ser de 25 °C. Especificar una velocidad adecuada para la turbina **y** calcular la concentración de Cu^{2+} en el agua efluente.

Datos: Las partículas intercambiadas de iones, hinchadas con la humedad, son **esféricas**, 0.8 mm de diámetro, densidad = 120 kg/m^3 . La difusividad del Cu^{2+} en el sólido $D_s = 2(10^{-11}) \text{ m}^2/\text{s}$; en el agua = $7.3(10^{-10}) \text{ m}^2/\text{s}$. El coeficiente de distribución en el equilibrio es constante: $m = 0.2 \text{ (kg Cu}^{2+}/\text{m}^3 \text{ solución)}/(\text{kg Cu}^{2+}/\text{kg resina})$.

SOLUCIÓN Las partículas se van a levantar hacia la parte superior del tanque: $Z' = 0.5 \text{ m}$, $\rho_s = 120 \text{ kg/m}^3$; $d_p = 8(10^{-4}) \text{ m}$; μ_L = viscosidad del agua, 25 °C = $8.94(10^{-4}) \text{ kg/m} \cdot \text{s}$; ρ_L = densidad del agua = 998 kg/m^3 ; $\Delta \rho = \rho_s - \rho_L = 122 \text{ kg/m}^3$; $g = 980 \text{ m/s}^2$. Ecuación (11.23): $V_{ts} = 0.0476 \text{ m/s}$.

Flujo volumétrico del sólido = $0.0012/120 = 1.07(10^{-6}) \text{ m}^3/\text{s}$.

$$\phi_{sm} = 1.07(10^{-6})/[1.1(10^{-4}) + 1.07(10^{-6})] = 9.63(10^{-3}) \text{ fracción volumen. Ecuación}$$

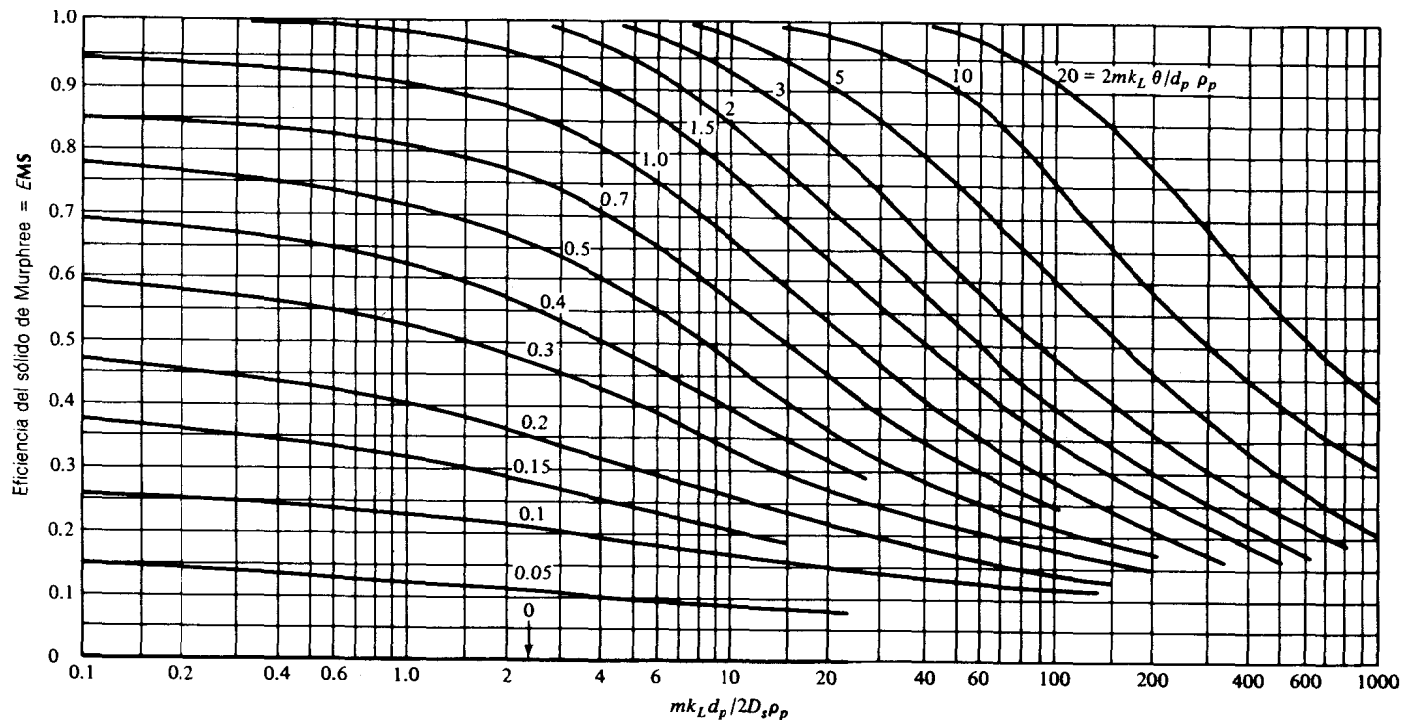


Figura 11.27 Eficiencia de la etapa para la adsorción a corriente paralela, continua, en una sola etapa en tanques bien agitados, con partículas esféricas adaptadas de Gröber: *Ver. deut. Ing.*, 69, 705 (1925)

(11.24): $Q_m = 999 \text{ kg/m}^3$; $n = 1$ impulsor; $d_i \approx 0.3 \text{ m}$; $g_c = 1$. Ecuación (11.22): $P \approx 240.6 \text{ W}$ (0.32 Hp).

Para calcular la velocidad del impulsor, supóngase el número de potencia $Po = 5$. Por lo tanto, $N = (g_c P / Q_m d_i^3)^{1/3}$. Con $d_i = 0.3 \text{ m}$, $N = 2.7 \text{ rev/s}$ (162 rpm). Para esta velocidad, con $\mu_m = \mu_L$, puesto que la suspensión está diluida; $Re = d_i^2 N Q_m / \mu_L \approx 271\,500$, de forma que (figura 6.5) $Po = 5$; la velocidad calculada es correcta.

$$v_L = v_T(1 - \phi_{sm}) = \frac{\pi}{4}(1)^3(1 - 9.63 \times 10^{-3}) = 0.777 \text{ m}^3$$

Ecuación (11.28)

$$Re_L = 56.3 \quad Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} = 1226$$

Ecuación (11.29)

$$Sh_L \approx 130.3 = \frac{k_L d_i}{D_L} \quad k_L = 1.19 \times 10^{-4} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol/m}^3)$$

La dispersión es uniforme en todo el tanque. En consecuencia, el tiempo de residencia tanto para el líquido como para el sólido $= 0.777[1 - 9.63(10^{-3})] \text{ m}^3 \text{ líquido} / 1.1(10^{-4}) \text{ m}^3/\text{s} = 6\,996 \text{ s} = \theta$. Obsérvese la figura 11.27.

$$\text{Abcisa} = \frac{0.2(1.19 \times 10^{-4})(0.0008)}{2(2 \times 10^{-11})(1120)} = 0.425$$

$$\text{Parámetro} = \frac{2(0.2)(1.19 \times 10^{-4})(6996)}{(0.0008)(1120)} = 0.37$$

Por tanto $E_{ms} = 0.63 = (X_s - X_0)/(c_1/m - X_0) = (X_s - 0)/(c_1/0.2 - 0)$ donde c se define como kg/m^3 . Un balance del soluto da

$$(X_1 - X_0)S_s = v_L(c_0 - c_1)$$

c_0 correspondiente a 100 ppm $= 100(998/10^6) = 0.0998 \text{ kg/m}^3$.

$$(X_s - 0)(0.0012) = (1.1 \times 10^{-4})(0.0998 - c_1)$$

La expresión para la eficiencia de la etapa y la del balance del soluto se resuelven por simultáneas, de donde $c_1 = 2.82(10^{-3}) \text{ kg/m}^3$ concentración efluente de Cu^{2+} . Esto corresponde a $2.82(10^{-3})(10^6)/998 \approx 2.8 \text{ ppm}$. Respuesta.

Lechos fluidizados de partículas finas y gruesas

Estos lechos se han utilizado cada vez más en años recientes para la recuperación de vapores a partir de mezclas vapor-gas [3, 22]; en forma extensa, para la desorción (secado, véase el capítulo 12), para el fraccionamiento de vapores de hidrocarburos ligeros con carbón [23] y para otros propósitos.

Considérese un lecho de sólidos granulados a través del cual fluye un gas; el gas presenta buena uniformidad de distribución en la sección transversal del fondo del lecho. A flujos bajos del gas, el gas sufre una caída de presión que puede calcularse mediante la ecuación (6.66). Al aumentar la velocidad del gas, la caída de presión iguala por fin a la suma del peso de los sólidos por unidad de área de lecho y la fricción de los sólidos en las paredes del recipiente. Si los sólidos están fluyendo libremente, un incremento en la velocidad del gas causa que el lecho se expanda; la caída de presión del gas iguala el peso/área del lecho. Un incremento

mayor de la velocidad del gas causa un mayor alargamiento del lecho y el espacio vacío aumenta lo suficiente para que las partículas del sólido se muevan localmente. Esta es la condición de un “lecho fluidizado tranquilo”. Un aumento aún mayor de la velocidad del gas expenderá más todavía el lecho; las partículas de sólido se moverán libremente (están circulando completamente por todo el lecho) y se podrán formar burbujas bien definidas de gas que ascenderán a través del lecho. El lecho se parece bastante a un líquido en ebullición; una interfase clara entre la parte superior de los sólidos y el gas que escapa permanece evidente; la caída de presión del gas es muy parecida a la del estado fluidizado tranquilo. Esta es la condición que se utiliza para la adsorción. Un aumento mayor en la velocidad del gas continúa expandiendo el lecho; finalmente, los sólidos son acarreados junto con el gas.

Squires^[94] distingue entre lechos de **partículas finas** y de **partículas gruesas**. Los lechos de partículas finas están formados por polvos finos, generalmente menores de 20 mallas y con un rango hasta 325 mallas; mantienen un gran rango de **tamaños** de partícula dentro del lecho, con poco frotamiento entre las partículas. Por lo común funcionan con velocidades superficiales del gas de unos 0.6 m/s (2 ft/s) o menos, lo que puede ser 10 veces la velocidad de la fluidización mínima. Los lechos de partículas gruesas se producen, como su nombre lo indica, con partículas gruesas, ordinariamente de más de 10 mallas. Pueden utilizarse las velocidades del gas de 1.5 a 3 m/s (5 a 10 ft/s), las cuales pueden ser de sólo el doble de la fluidización mínima. Hay poco burbujeo del gas; el rango en el **tamaño** de las partículas retenidas es relativamente **pequeño**. De ordinario, se obtiene mejor contacto fluido-sólido con los lechos de partículas gruesas; la mayoría de las aplicaciones de la adsorción pertenecen a esta categoría. Los sólidos también pueden fluidizarse mediante líquidos; estos lechos fluidizados generalmente corresponden a la categoría de los lechos de partículas gruesas.

En 1948, estas técnicas se introdujeron por vez primera en el contacto entre fluido-sólido, cuando se aplicaron principalmente en la catálisis de reacciones químicas gaseosas; desde esa fecha, se ha desarrollado una gran tecnología para su diseño. Aún no es posible, en un libro como éste, resumir dicha tecnología con fines de **diseño**; deben consultarse trabajos más amplios sobre estos detalles^[16, 54, 61, 103]. Aquí, el análisis se limita al cálculo de los requerimientos de la etapa; no incluye el diseño **mecánico**.

Adsorción en suspensiones de gases y vapores

Un gas o vapor en un gas puede adsorberse sobre un sólido que forma una suspensión con un líquido. Por ejemplo, a partir de una mezcla con aire se puede adsorber dióxido de azufre sobre carbón activado que forme una suspensión con agua^[8]. Este procedimiento se sugirió desde 1910^[25], pero sólo recientemente volvió a ser objeto de interés. Los detalles informados hasta ahora se limitan a estudios de laboratorio en tanques de burbujeo^[73, 88], operados en flujo por **se-mietapas** (flujo de gas continuo, lotes de lodos) o a corriente paralela de los

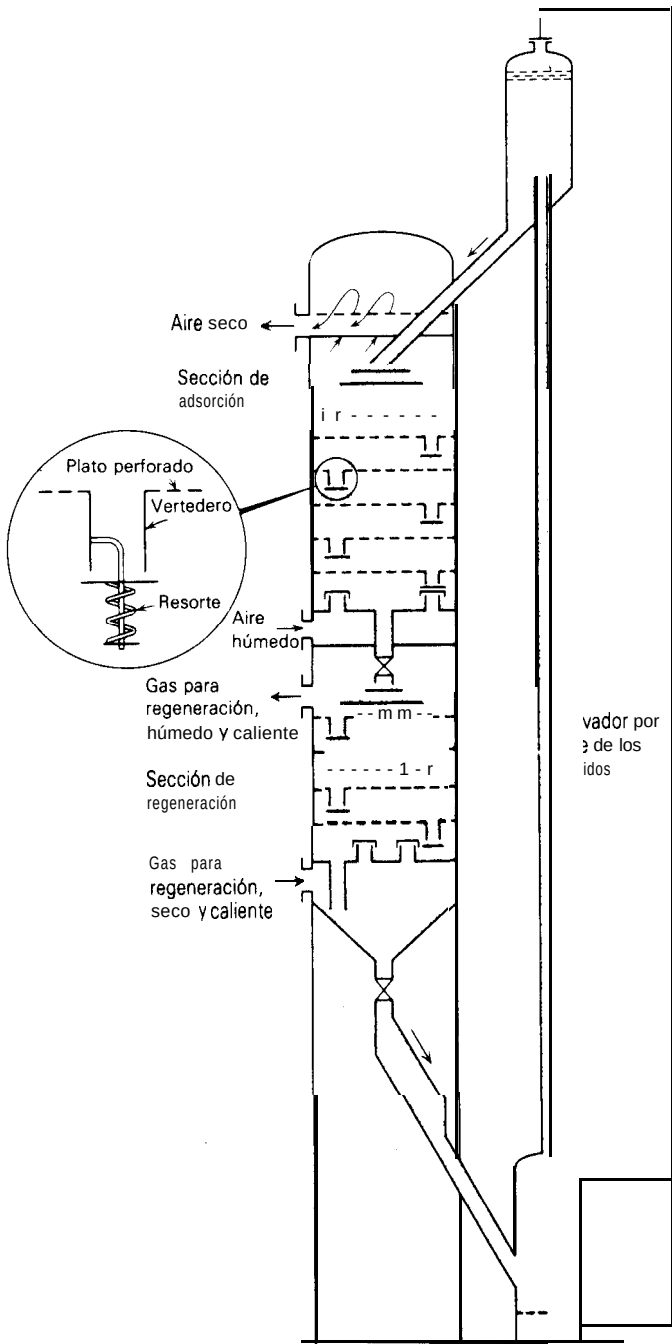


Figura 11.28 Lecho fluidizado, adsorbedor a contracorriente en varias etapas con regeneración (por Ermenc [22]).

dos [67]. Se ha descrito un proceso continuo a contracorriente [4, 27]. Por supuesto, el lodo es mucho más fácil de manejar que el sólido seco; además, ya se mostró que la capacidad del adsorbente en forma de lodo es más o menos la misma que la del sólido seco [73], y mayor que la del disolvente líquido solo [96].

Adsorción de un vapor a partir de un gas en lechos fluidizados

En la figura 11.28 se muestra un arreglo típico del que se requiere para la **adsorción** de un vapor a partir de un gas no adsorbido, en este caso el secado de aire con **silica gel** [22]. En la parte superior de la torre, el gel se pone en contacto a contracorriente con el aire que se va a secar, sobre platos perforados en lechos relativamente estrechos; el gel se mueve de plato a plato a través de los vertederos. En la parte inferior de la torre, el gel se regenera por medio de un contacto similar con gas caliente, el cual **desorbe** y acarrea la humedad. Entonces, el gel seco se **recircula** mediante una elevación con aire hasta la parte superior de la torre. Cuando el vapor adsorbido se va a recuperar, la regeneración puede incluir la **desorción** con vapor de un carbón adsorbente por **destilación** o decantación de la mezcla condensada de agua-vapor **orgánico**, seguida de secado con aire antes de volverse a utilizar; obviamente, serán necesarios algunos cambios en el diagrama de flujo.

Si la **adsorción** es isotérmica, los cálculos para las etapas ideales pueden hacerse de la misma forma que en la filtración por contacto de líquido [figura 11.20, ecuación (11.14)]; lo mismo es cierto para la **desorción-regeneración**. Sin embargo, generalmente el adsorbedor operará adiabáticamente; puede haber un aumento considerable en la temperatura debido a la adsorción (o caída, en el caso de la **desorción**). Como el equilibrio cambia entonces con el número de la etapa, los **cálculos** se hacen etapa por etapa, en forma bastante parecida a como se efectuaron en la absorción de gases. El mismo procedimiento se aplicará a cualquier aparato de etapas; no se limita a los lechos fluidizados. Así, para las primeras n etapas del diagrama de flujo de la figura 11.21, un balance del vapor adsorbible es

$$G_S(Y_0 - Y_n) = S_S(X_1 - X_{n+1}) \quad (11.42)$$

y un balance de entalpía para la operación adiabática es

$$G_S(H_{G0} - H_{Gn}) = S_S(H_{S1} - H_{S_{n+1}}) \quad (11.43)$$

en donde H_G = entalpía de la mezcla vapor-gas, energía/masa
 H_S = entalpía del sólido más en adsorbato, **energía/masa adsorbente**

Si las entalpías están referidas al adsorbente sólido, gas no adsorbido (componen-

te C) y el adsorbato (componente A) como un líquido, todos a una temperatura base t_0 , entonces

$$H_G = C_C(t_G - t_0) + Y[C_A(t_G - t_0) + \lambda_{A0}] \quad (11.44)$$

en donde C_C = capacidad calorífica del gas
 C_A = capacidad calorífica del vapor
 λ_{A0} = calor latente de evaporación de A en t_0

$$H_S = C_B(t_S - t_0) + XC_{A,L}(t_S - t_0) + \Delta H_A \quad (11.45)$$

en donde C_B = capacidad calorífica del adsorbente (componente B)
 C_{AL} = capacidad calorífica del líquido A
 ΔH_A = calor integral de adsorción en X y t_0 , **energía/masa adsorbente**

El gas y el **sólido** que salen de una etapa ideal están en equilibrio térmico y de concentración. El uso de estas ecuaciones es precisamente el mismo que para la absorción de gases; se muestra en el ejemplo 8.4.

Fraccionamiento de una mezcla de vapores Para separar una mezcla de vapores que consta por ejemplo, de dos componentes adsorbables, frente a los cuales el adsorbente exhibe una adsortividad relativa, los cálculos se hacen de la misma forma que en los lechos **móviles** para localizar las líneas de operación y las curvas en el equilibrio [ecuaciones (11.53) a (11.65) y figura 11.33]. Entonces, pueden determinarse las etapas ideales mediante la construcción usual por pasos en la parte inferior de una figura de este tipo.

II. CONTACTO CONTINUO

En estas operaciones, el fluido y el adsorbente están en contacto en todo el aparato, sin separaciones periódicas de las fases. La operación puede realizarse en forma estrictamente continua, en estado estacionario, caracterizada por el movimiento del **sólido** al igual que del fluido. De modo alternativo, a causa de la rigidez de las partículas del adsorbente sólido, también es posible operar, con ventajas, de manera semicontinua, caracterizada por un fluido móvil y un sólido estacionario. Esta **operación** tiene como resultado condiciones en estado no estacionario, en donde las composiciones en el sistema cambian con el tiempo.

Adsorbentes de lecho móvil de estado estacionario

Las condiciones del estado estacionario requieren del movimiento continuo, tanto del fluido como del adsorbente, a través del equipo a flujo constante, sin que la

composición cambie con el tiempo en ningún punto del sistema. Si se utiliza flujo paralelo del sólido y los fluidos, el resultado neto es cuando mucho una condición de equilibrio entre las corrientes efluentes, o el equivalente de una etapa teórica. Es el propósito de estas aplicaciones desarrollar separaciones equivalentes a varias etapas; por lo tanto, sólo es necesario considerar las operaciones a contracorriente. Aplicaciones se efectúan en el tratamiento de gases y líquidos, con el fin de recuperar el soluto y el fraccionamiento, mediante la adsorción ordinaria y el intercambio iónico.

Equipo Sólo recientemente se han creado aparatos satisfactorios a gran escala para el contacto continuo entre un sólido granular y un fluido. Dichos aparatos debieron resolver tanto las dificultades para obtener un flujo uniforme de las partículas sólidas y del fluido sin “flujo acanalado” o irregularidades locales, como las dificultades de introducción y retiro del sólido continuamente hacia el tanque por utilizar.

Grandes esfuerzos se han realizado para crear un aparato para el flujo a contracorriente de gas y sólido, con flujo de pistón del sólido en lugar de lechos fluidizados. La hidráulica y mecánica exitosas de este aparato, dieron por resultado el *Hypersorber*, que se utiliza para el fraccionamiento de gases de hidrocarburos con carbón activado como adsorbente del gas [8, 48]. El aparato se parece a una columna de destilación a contracorriente en que la fase sólida fluye en forma descendente, análoga al flujo ascendente de calor en la destilación. Se han construido varios adsorbedores a gran escala, pero el carbón, tan quebradizo, estaba sujeto a serias pérdidas por fricción. No parece estar en operación ningún nuevo aparato de flujo continuo a contracorriente para el flujo de pistón de sólidos y gases.

En el caso del tratamiento de líquidos se han utilizado aparatos bastante menos elaborados. Los sólidos pueden introducirse por la parte superior de la torre mediante un alimentador de tornillo o simplemente por gravedad desde un recipiente. La separación de sólidos en el fondo puede lograrse mediante diferentes tipos de aparatos; por ejemplo, una **válvula** giratoria con compartimientos, similar a las puertas giratorias de los edificios; generalmente no es posible que los sólidos separados estén completamente libres de líquidos.

El equipo de contacto de Higgins [35, 42] que se **diseñó** inicialmente para el intercambio iónico, pero que generalmente es útil para el contacto sólido-líquido, es único por su naturaleza intermitente de operación. En la figura 11.29 se muestra arreglado para la simple recolección de soluto. En la figura 11.29a, el lecho superior temporalmente estacionario de sólidos se pone en contacto con el líquido que fluye en forma descendente, de modo que no ocurre la fluidización. En el lecho inferior, el sólido se regenera mediante un líquido de **elución**. Después de varios minutos, el flujo del líquido se detiene, las **válvulas** se voltean como se muestra en la figura 11.29b y la bomba de pistón llena de líquido se mueve, tal como se muestra, por un periodo de varios segundos, con lo cual el sólido se mueve

hidráulicamente en la **dirección** de las manecillas del reloj. En la figura 11.29c, con las válvulas colocadas de nuevo en su posición original, se completa el movimiento del sólido y se vuelve a iniciar el flujo de los líquidos para completar el ciclo. La operación, a pesar de ser intermitente y cíclica, es casi la misma que para una operación real a contracorriente continua.

Un esquema continuo a contracorriente, real, para el tratamiento de líquidos por intercambio iónico incorpora la resina en una banda sinfín, flexible, que se mueve continuamente sobre rodillos horizontales y verticalmente con muchos pasos, a través de los cuales debe pasar la solución que se va a tratar [46, 47]. La banda puede sucesivamente pasar del contacto con la solución por tratar al líquido regenerador y regresar a la solución que se va a tratar.

Adsorción de un componente (obtención del soluto) Para los cálculos, la operación puede considerarse en forma conveniente como análoga a la absorción de gases; el adsorbente sólido reemplaza entonces al disolvente líquido. Obsérvese la figura 11.30, en donde G_s y S_s son las velocidades de masa del fluido libre de soluto y del sólido, respectivamente, **masa/tiempo(área de la sección transversal de la**

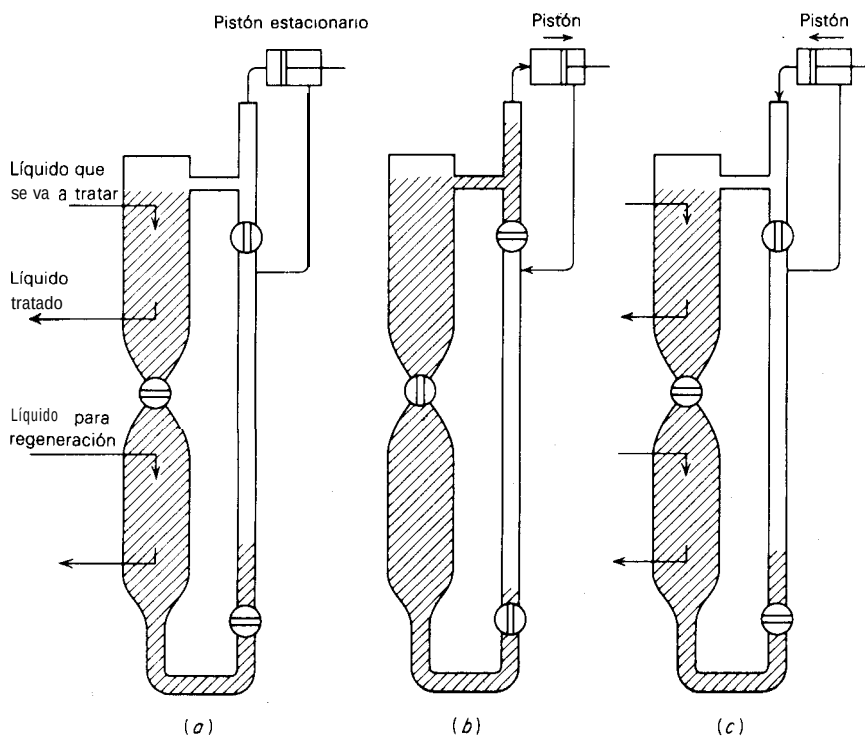


Figura 11.29 **Contactador de Higgins, esquemático** (los sólidos se muestran sombreados).

ADSORBENTE

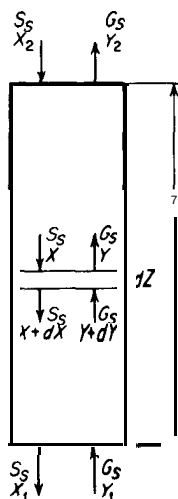


Figura 11.30 Adsorción a contracorriente continua de un componente.

columna). Las concentraciones de soluto están expresadas como masa **soluto**/masa sustancia libre de soluto. El desarrollo se muestra para el tratamiento de un gas, pero puede aplicarse igualmente bien al tratamiento de un líquido, si **G**, se reemplaza por **L**. Un balance de soluto en toda la torre es

$$G_S(Y_1 - Y_2) = S_S(X_1 - X_2) \quad (11.46)$$

y en la parte superior,

$$G_S(Y - Y_2) = S_S(X - X_2) \quad (11.47)$$

Estas ecuaciones establecen la línea de operación en coordenadas X, Y , una línea recta de pendiente S_S/G_S que une las condiciones terminales (X_1, Y_1) y (X_2, Y_2) (figura 11.3 1). Las concentraciones de soluto X y Y en cualquier punto de la torre caen sobre esta línea. Una curva de distribución en el equilibrio apropiada para el sistema y para la temperatura y presión predominantes también se puede **graficar** sobre la figura, como se muestra. Esta curva caerá debajo de la línea de operación para la adsorción y arriba para la **desorción**. En la misma forma que para los **absorbedores**, la relación mínima **sólido/fluido** está dada por la línea de operación de pendiente **máxima**, que en todo punto toca a la curva en el equilibrio.

La **suposición** simplificadora que se consideró útil para la absorción de gases (que la temperatura del fluido permanece **básicamente** constante en las operaciones **adiabáticas**), sólo **será** satisfactoria en el caso de la **obtención** de soluto a partir de soluciones líquidas diluidas; es poco satisfactoria para calcular las temperaturas en el caso de gases. El **cálculo** del efecto de la temperatura cuando el calor de adsorción es grande es muy complejo ^[2, 89]. El **análisis** presente se limita a la operación **isotérmica**.

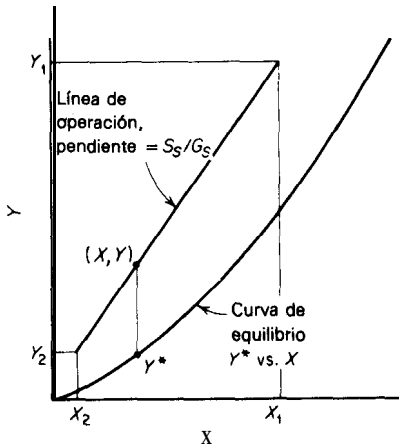


Figura 11.31 Adsorción a contracorriente continua de un componente.

La resistencia a la transferencia de masa del soluto desde el fluido hasta el estado adsorbido sobre el sólido, incluirá la resistencia que radica en el entorno gaseoso de las partículas sólidas, la resistencia correspondiente a la difusión de soluto a través del gas dentro de los poros del sólido y, posiblemente, una resistencia adicional en el momento de la adsorción. Durante la **adsorción** física, probablemente esta última resistencia sea despreciable. Si las resistencias restantes se pueden caracterizar mediante un coeficiente global de transferencia de masa del gas basado en a_p , la superficie externa de las partículas **sólidas**, $K_Y a_p$, entonces la rapidez de transferencia de soluto en la altura diferencial del adsorbente dZ (figura 11.30) puede escribirse en la forma usual como

$$S_S dX = G_S dY = K_Y a_p (Y - Y^*) dZ \quad (11.48)$$

en donde Y^* es la composición en el equilibrio en el gas que corresponde a la composición del adsorbato X . Entonces, la fuerza motriz $Y - Y^*$ se representa mediante la distancia vertical entre la línea de operación y la curva en el equilibrio (figura 11.30). Reordenando la ecuación (11.48) e integrando, el número de unidades de transferencia N_{iOG} , se define

$$N_{iOG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{K_Y a_p}{G_S} \int_0^Z dZ = \frac{Z}{H_{iOG}} \quad (11.49)$$

en donde

$$H_{iOG} = \frac{G_S}{K_Y a_p} \quad (11.50)$$

Generalmente, la integral de la ecuación (11.49) se evalúa **gráficamente** y la altura activa Z se determina mediante el conocimiento de la altura de una unidad de transferencia H_{iOG} , característica del sistema.

El uso de un coeficiente global o de una altura global de una unidad de transferencia, implica que la resistencia a la transferencia de masa dentro de los poros de las partículas sólidas, puede caracterizarse [21] mediante un coeficiente individual de transferencia de masa k_{sa_p} o altura de una unidad de transferencia H_{is} , así,

$$\frac{G_s}{K_Y a_p} = \frac{G_s}{k_Y a_p} + \frac{m G_s}{S_s} \frac{S_s}{k_{sa_p}} \quad (11.51)$$

$$H_{iog} = H_{ig} + \frac{m G_s}{S_s} H_{is} \quad (11.52)$$

en donde $m = dY^*/dX$, la pendiente de la curva en el equilibrio.

La resistencia dentro del fluido que rodea las partículas H_{ig} , o el coeficiente respectivo $k_Y a_p$, puede calcularse para lechos móviles mediante las correlaciones que se tienen para lechos fijos (tabla 3.3). Debido a la rigidez de cada partícula sólida y a las condiciones de difusión en estado no estacionario que existen dentro de cada partícula cuando viaja a través del adsorbente, el uso de un coeficiente de transferencia de masa k_s , con una fuerza motriz supuestamente lineal de diferencia de concentración, no es estrictamente correcto; además, las ecuaciones (ll .49) a (ll .52) sólo son ciertas cuando la resistencia a la transferencia de masa del fluido que rodea a las partículas es de **tamaño** controlable. Sin embargo, la resistencia difusiva dentro de las partículas es generalmente de principal importancia; respecto de estas condiciones, las cuales no se van a considerar aquí debido al espacio, debe consultarse la obra de Vermeulen [98, 99].

Ejemplo 11.6 Eagleton y Bliss [21] midieron las resistencias individuales a la transferencia de masa que residen en el fluido y dentro del sólido durante la **adsorción** de vapor de agua en aire mediante sílica gel; con ese **propósito**, utilizaron una técnica semicontinua de lecho fijo. Para contenidos bajos de humedad en el aire encontraron que

$$k_Y a_p = 31.6 G'^{0.55} \text{ kg H}_2\text{O/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{AY}$$

Y

$$k_s a_p = 0.965 \text{ kg H}_2\text{O/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \Delta X$$

en donde G' es la masa velocidad del gas, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$. El lecho de sílica gel tenía una densidad aparente del lecho de 671.2 kg/m^3 , un **tamaño** promedio de **partícula** de 1.727 mm diámetro; la superficie externa de las partículas era de $2.167 \text{ m}^2/\text{kg}$.

Se desea calcular la altura de un adsorbedor isotérmico a contracorriente continua para el secado de aire a 26.7°C , presión 1 atm. , de una humedad inicial de 0.005 a una humedad final de $0.001 \text{ kg H}_2\text{O/kg}$ aire seco. El gel entrante va a estar seco. (Nota: la llamada sílica gel seca debe contener un mínimo de 5% de agua para que retenga su capacidad de adsorción. Las mediciones de humedad informadas, generalmente no lo incluyen). La rapidez del gel será de $0.680 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ($500 \text{ lb}_m/\text{h ft}^2$) y la del aire de $1.36 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ($1000 \text{ lb}_m/\text{h ft}^2$). Para el contenido de humedad que se tiene en este caso, la isoterma de adsorción **en** el equilibrio a 26.7°C , 1 atm (véase el ejemplo ll .9), se puede tomar como básicamente recta y descrita por la **expresión** $Y^* = 0.0185X$.

SOLUCIÓN $Y_1 = 0.005$, $Y_2 = 0.0001 \text{ kg H}_2\text{O/kg}$ aire seco. $S_s = 0.680 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$, $G_s = 1.36 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$, $X_2 = 0 \text{ kg H}_2\text{O/kg}$ gel seco. Ecuación (11.46)

$$X_1 = \frac{G_s(Y_1 - Y_2)}{S_s} + X_2 = \frac{1.36(0.005 - 0.0001)}{0.68} = 0.0098 \text{ kg H}_2\text{O/kg gel seco}$$

$Y_2^* =$ humedad del aire en equilibrio con el gel entrante $= 0$.

$Y_1^* = 0.01851X_1 = 0.0001814 \text{ kg H}_2\text{O/kg gel seco}$.

Puesto que tanto la línea de operación como la curva en el equilibrio **serán** rectas sobre coordenadas X, Y , la fuerza **motriz** promedio es el promedio **logarítmico** [ecuaciones (8.47) y (8.48)].

$$Y, - Y_1^* = 0.005 - 0.0001814 = 0.00482 \quad Y_2 - Y_2^* = 0.0001 - 0 = 0.0001$$

$$\Delta Y \text{ pr} = \frac{0.00482 - 0.0001}{\ln(0.00482/0.0001)} = 0.001217$$

$$N_{IOG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y} = \frac{0.005 - 0.0001}{0.001217} = 4.03$$

Si se van a utilizar los datos de lecho fijo para calcular los coeficientes de transferencia de masa para un lecho **móvil** de sólidos, la masa velocidad relativa del aire y del sólido no es apropiada. El flujo lineal del sólido que desciende es $0.680/671.2 = 1.013(10^{-3}) \text{ m/s}$, en donde 671.2 es la densidad aparente. La densidad del aire **básicamente** seco a 26.7°C , 1 atm std, es 1.181 kg/m^3 y su velocidad lineal superficial ascendente es $1.36/1.181 = 1.152 \text{ m/s}$. La velocidad lineal relativa del aire y del **sólido** es $1.152 + 1.013(10^{-3}) = 1.153 \text{ m/s}$ y la masa velocidad relativa del aire es $1.153(1.181) = 1.352 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} = G'$.

$$H_{IG} = \frac{G_S}{31.6G'^{0.55}} = \frac{1.36}{31.6(1.1352)^{0.55}} = 0.0365 \text{ m}$$

$$H_{IS} = \frac{S_S}{k_Y a_p} = \frac{0.680}{0.965} = 0.7047 \text{ m} \quad \frac{mG_S}{S_S} = \frac{0.0185(1.36)}{0.680} = 0.037$$

Ecuación (II .52)

$$H_{IOG} = 0.0365 + 0.037(0.7047) = 0.0625 \text{ m}$$

$$Z = N_{IOG} H_{IOG} = 4.03(0.0625) = 0.25 \text{ m Respuesta}$$

Nota: En este caso el coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa, es más **pequeño** que el dado por el artículo 7, tabla 3.3, tal vez debido al **diámetro** tan **pequeño** (16 mm) del lecho en el cual se midió. Esto puede llevar a un importante “efecto de pared”. Sin embargo, **véase** el ejemplo II .9.

Adsorción de dos componentes; fraccionamiento Cuando varios componentes de una mezcla gaseosa se adsorben apreciablemente, se necesita utilizar el fraccionamiento para separarlos. Este **análisis** se limita a mezclas binarias gaseosas.

Respecto de los cálculos, es más sencillo recordar la similitud entre la operación de adsorción y la extracción a contracorriente continua con reflujo. El adsorbente sólido como fase insoluble agregada es análogo al disolvente de extracción; el adsorbato es análogo al extracto libre de disolvente y la corriente de fluido es similar al refinado. Por tanto, pueden hacerse los cálculos utilizando los métodos y las ecuaciones del capítulo 10 [ecuaciones (10.31) a (10.34) y (10.39) a (10.50) con la figura 10.281. Sin embargo, es posible cierta simplificación debido a la total insolubilidad del adsorbente en la mezcla que se va a separar.

Obsérvese la figura II .32, una **representación** esquemática del adsorbedor. La alimentación entra a la rapidez de **F masa/tiempo(área)**; contiene los **componentes** A y C. El adsorbente libre de adsorbato entra en la parte superior de la torre a la rapidez de **B masa/tiempo(área)** y fluye a contracorriente hacia el gas

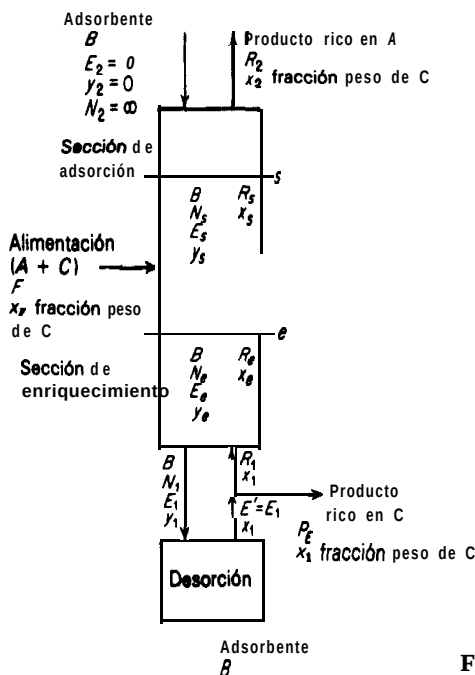


Figura 11.32 Fraccionamiento continuo.

que entra por el fondo con un flujo de R_1 masa/tiempo(área). Las composiciones en la corriente gaseosa se expresan como x fracción peso de C, la sustancia adsorbida **más** fuertemente. E representa el peso de adsorbato libre de adsorbente A + C sobre el **sólido**, masa/tiempo(área); N representa la relación, masa adsorbente/masa adsorbato, En cualquier punto del adsorbedor, $B = NE$. La **composición** del adsorbato se expresa como y fracción peso de componente C, sobre una base libre de adsorbente. El sólido sale del adsorbedor por el fondo y se **desorbe** del adsorbato en la **sección** de **desorción**; el fluido desorbido se divide en dos corrientes, el reflujo R_1 y el producto P_E , **rico en C**. El fluido que sale por la parte superior es el producto rico en A, R_2 , masa/tiempo(área). El arreglo es muy similar al que se muestra en la figura 10.27. Los **cálculos** se hacen sobre el diagrama de fases del tipo que se muestra en la parte superior de la figura 11.8a, con N como ordenada, x y y como abscisas.

Sea Δ_E el flujo neto libre de adsorbente hacia abajo y afuera del adsorbedor. Entonces $\Delta_E = P_E$ y las coordenadas del punto Δ_E sobre el diagrama de fase son $(N_{\Delta_E} = B/P_E, y_{\Delta_E} = x_1)$. En el fondo del adsorbedor, $B = N_1 E_1 y$

$$E_1 = E' = P_E + R_1 = \Delta_E + R_1, \quad (11.53)$$

Un balance de A-C debajo de la **sección** e de la sección de enriquecimiento es

$$E_e = P_E + R_e = \Delta_E + R_e \quad (11.54)$$

y para la sustancia C,

$$E_e y_e = P_E x_1 + R_e x_e = \Delta_E x_1 + R_e x_e \quad (11.55)$$

mientras que para el adsorbente se vuelve

$$N_e E_e = N_{\Delta E} \Delta_E = B \quad (11.56)$$

Por lo tanto, Δ_E representa la diferencia $E_e - R_e$ para cualquier nivel en la sección de enriquecimiento. Las ecuaciones (11.54) y (11.56) dan una medida de la relación de reflujo interno,

$$\frac{R_e}{E_e} = \frac{N_{\Delta E} - N_e}{N_{\Delta E}} = 1 - \frac{N_e}{N_{\Delta E}} \quad (11.57)$$

y en el fondo de la torre la relación de reflujo externo es

$$\frac{R_1}{P_E} = \frac{R_1}{E_1 - R_1} = \frac{N_{\Delta E} - N_1}{N_1} = \frac{N_{\Delta E}}{N_1} - 1 \quad (11.58)$$

En la parte superior del adsorbedor, sea Δ_R la diferencia entre los flujos de **adsorbato** y gas no adsorbido; puesto que $E_2 = 0$, $\Delta_R = -R_2$. Entonces, las coordenadas de Δ_R sobre el diagrama de fase son ($N_{\Delta R} = -B/R_2$, $x_{\Delta R} = x_2$). Entonces, los balances de materia arriba de la sección s son, para A y C,

$$R_s = E_s + R_2 = E_s - \Delta_R \quad (11.59)$$

para C,

$$R_s x_s = E_s y_s + R_2 x_2 = E_s y_s - \Delta_R x_2 \quad (11.60)$$

y para el adsorbente,

$$B = N_s E_s = \Delta_R N_{\Delta R} \quad (11.61)$$

Las ecuaciones (11.59) y (11.61) dan la relación de reflujo interno,

$$\frac{R_s}{E_s} = \frac{N_s - N_{\Delta R}}{-N_{\Delta R}} = 1 - \frac{N_s}{N_{\Delta R}} \quad (11.62)$$

Los balances globales para toda la planta son

$$F = R_2 + P_E \quad (11.63)$$

$$F x_F = R_2 x_2 + P_E x_1 \quad (11.64)$$

Las definiciones de Δ_R y Δ_E , junto con la **ecuación** (11.64) dan

$$\Delta_R + F = \Delta_E \quad (11.65)$$

La **interpretación** gráfica de estas relaciones sobre el diagrama de fase es la misma que para las situaciones correspondientes en la **extracción**; se muestra en el ejemplo Il .5, abajo.

Si se utiliza un aparato del tipo de etapas (lechos fluidizados, por ejemplo), el número de etapas ideales se obtiene **fácilmente** mediante la construcción usual por pasos sobre la parte inferior de un diagrama como el de la figura Il .33. Para

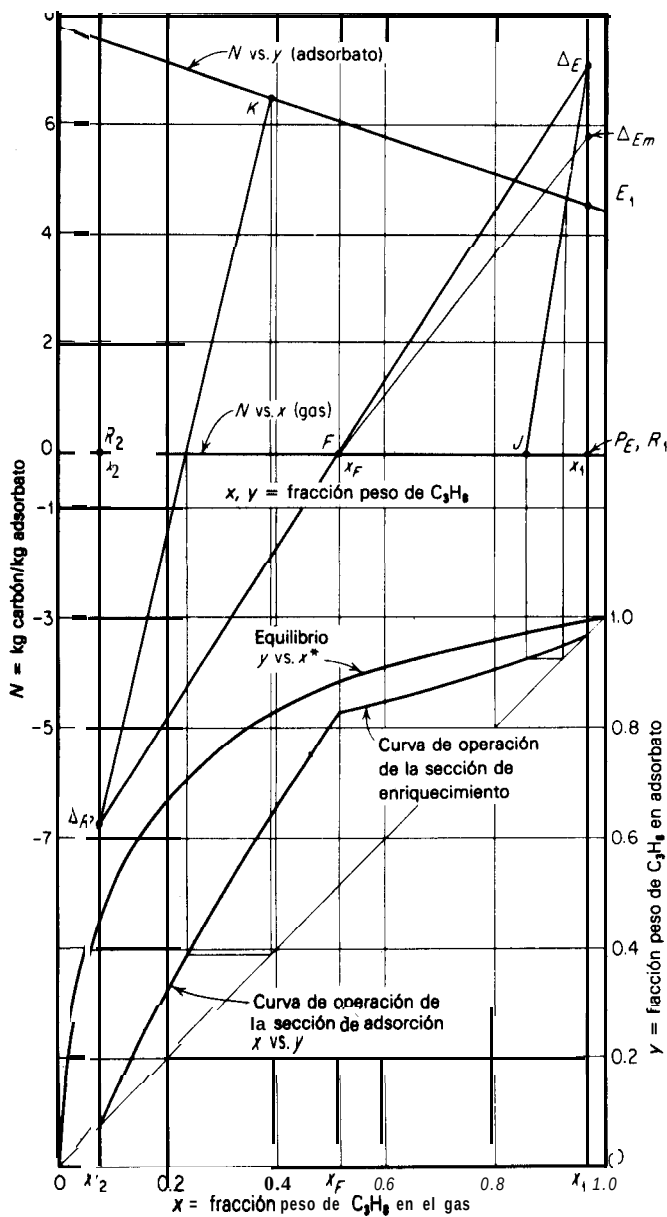


Figura 11.33 Solución al ejemplo 11.7.

contacto continuo,

$$N_{\text{IOG}} = \frac{Z}{H_{\text{IOG}}} = \int_{\bar{p}_2}^{\bar{p}_1} \frac{d\bar{p}}{\bar{p} - \bar{p}^*} - \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x - x^*} - \ln \frac{1 + (r-1)x_1}{1 + (r-1)x_2} \quad (11.66)$$

en donde $r = M_A/M_C$ y H_{IOG} está definida por la ecuación (11.50). Esta ecuación puede aplicarse por separado a las secciones de enriquecimiento y de adsorción. Supone la difusión a contracorriente equimolar de A y C, la cual no ocurre estrictamente en este caso; sin embargo, el refinamiento en este momento no está garantizado, a causa de la escasez de datos ^[45]. También es sujeto de las mismas limitaciones consideradas para el caso de la adsorción de un componente (obtención del soluto).

Ejemplo 11.7 Calcular el número de unidades de transferencia y la rapidez de circulación del adsorbente que se requieren para separar un gas que contiene 60% de etileno C_2H_4 y 40% de propano C_3H_8 en volumen, en productos que contengan 5 y 95% de C_2H_4 en volumen; la separación se efectuará isotérmicamente a 25 °C y 2.25 atm; se utilizará carbón activado como adsorbente y una relación de reflujo del doble del mínimo. (Nota: Estos adsorbentes generalmente se operarán a relaciones de reflujo cercanas al mínimo, con el fin de reducir la rapidez de circulación del adsorbente. El valor presente se utiliza con el fin de que la solución gráfica resulte más clara.)

SOLUCIÓN Los datos en el equilibrio para esta mezcla se calcularon a partir de los datos de Lewis y col., *Ind. Eng. Chem.*, 42, 1 319, 1 326 (1950); están graficados en la figura 11.33. El C_3H_8 es el componente más fuertemente adsorbido; las composiciones en el gas y en el adsorbato están expresadas como fracciones peso de C_3H_8 . Las líneas de unión se omitieron en la parte superior de la gráfica; las composiciones en el equilibrio se muestran en este caso en la parte inferior.

Los pesos moleculares son 28.0 para el C_2H_4 y 44.1 para el C_3H_8 . Entonces, la composición del gas de alimentación es $x_F = 0.4(44.1)/[0.4(44.1) + 0.6(28.0)] = 0.512$ fracción peso de C_3H_8 . En forma similar $x_1 = 0.967$ y $x_2 = 0.0763$ fracción peso de C_3H_8 .

Bases: 100 kg gas de alimentación Ecuaciones (11.63) y (11.64):

$$100 = R_2 + P_E$$

$$100(0.512) = R_2(0.0763) + P_E(0.967)$$

Resolviéndolas simultáneamente, $R_2 = 51.1$ kg, $P_E = 48.9$ kg.

El punto F en x_F y el punto E_1 en x_1 se ubican en el diagrama en la forma mostrada. De acuerdo con el diagrama, N_1 (en el punto E_1) = 4.57 kg carbón/kg adsorbato. La relación de reflujo mínimo se encuentra del mismo modo que en la extracción. En este caso, la línea de unión a través del punto F ubica a Δ_{Em} , y $\Delta_{Em} = 5.80$.

$$\left(\frac{R_1}{P_E} \right)_m = \frac{5.80}{4.57} - 1 = 0.269 \text{ kg gas reflujo/kg producto}$$

$$(R_1)_m = 0.269 P_E = 0.269(48.9) = 13.15 \text{ kg}$$

$$(E)_m = (R)_m + P_E = 13.15 + 48.9 = 62.1 \text{ kg}$$

$$B_m = N_1(E_1)_m = 4.57(62.1) = 284 \text{ kg carbón/100 kg alimentación}$$

Al doble de la relación de reflujo mínimo, $R_1/P_E = 2(0.269) = 0.538$. Ecuación (11.58)

$$0.538 = \frac{N_{\Delta E}}{4.57} - 1$$

$$N_{\Delta E} = 7.03 \text{ kg carbón/kg adsorbato}$$

y el punto Δ_r se localiza en el diagrama.

$$R_1 = 0.538 P_E = 0.538(48.9) = 26.3 \text{ kg}$$

$$E_1 = R_1 + P_E = 26.3 + 48.9 = 75.2 \text{ kg}$$

$$B = N_1 E_1 = 4.57(75.2) = 344 \text{ kg carbón/100 kg alimentación}$$

El punto Δ_r puede localizarse prolongando la línea $\Delta_r F$ hasta intersectar la línea $x = x_2$. En forma alternativa, $N_{\Delta_r} = -B/R_2 = -344/51.1 = -6.74 \text{ kg carbón/kg adsorbato}$. Las líneas al azar, como la línea $\Delta_r K$, se trazan a partir de Δ_r ; las intersecciones con las curvas en el equilibrio se proyectan hacia abajo, en la forma mostrada, para obtener la curva de operación de la sección de adsorción. De modo similar, las líneas al azar, como la línea $\Delta_r J$, se trazan desde Δ_r ; las intersecciones se proyectan hacia abajo, para obtener la curva de operación de la sección de enriquecimiento. La distancia horizontal entre las curvas de operación y en el equilibrio, en el diagrama inferior, es la fuerza motriz $x - x^*$ de la ecuación (11.66). Los siguientes valores se determinaron a partir del diagrama:

x	x^*	$\frac{1}{x - x^*}$				x	x^*	$\frac{1}{x - x^*}$
$x_1 = 0.967$	0.825	7.05				$x_F = 0.512$	0.39	8.20
0.90	0.710	5.26				0.40	0.193	4.83
0.80	0.60	5.00				0.30	0.090	4.76
0.70	0.50	5.00				0.20	0.041	6.29
0.60	0.43	5.89				$x_2 = 0.0763$	0.003	13.65

La tercera columna se graficó como ordenada contra la primera como abscisa; el área bajo la curva entre x_1 y x_F fue 2.65; bajo la curva entre x_F y x_2 fue 2.67. Más aún, $r = 28.0/44.1 = 0.635$. Aplicando la ecuación (11.66) a la sección de enriquecimiento,

$$N_{IOG} = 2.65 - \ln \frac{1 + (0.635 - 1)(0.967)}{1 + (0.635 - 1)(0.512)} = 2.52$$

y a la sección de adsorción.

$$N_{IOG} = 2.67 - \ln \frac{+}{+ + (0.635 - 1)(0.0763)} = 2.53$$

$$N_{IOG \text{ total}} = 2.52 + 2.53 = 5.1, 5.1.$$

Simulación de lechos móviles El arreglo que se muestra en la figura 11.34 para el fraccionamiento de líquidos evita los problemas de los lechos móviles de sólidos que descienden a través de una torre y de transportar el sólido hasta la parte superior^[10]. En el adsorbedor, dividido en cierto número de secciones mediante platos perforados, el adsorbente está en la forma de lechos fijos (es decir, no móviles). La válvula giratoria, que gira contra las manecillas del reloj periódicamente, cambia la posición de introducción de la alimentación sucesivamente, desde la posición *a* hasta la *c* y de regreso a *a*. En forma similar, el desorbente y las corrientes separadas se mueven periódicamente; la corriente superior (*A* + *D*) se mueve desde la posición *a* en la parte superior hasta *b* y *c* en el fondo y de regreso a *a*. La bomba de recirculación del líquido está programada para cambiar su rapidez de bombeo según se necesite. El grado de aproximación a un

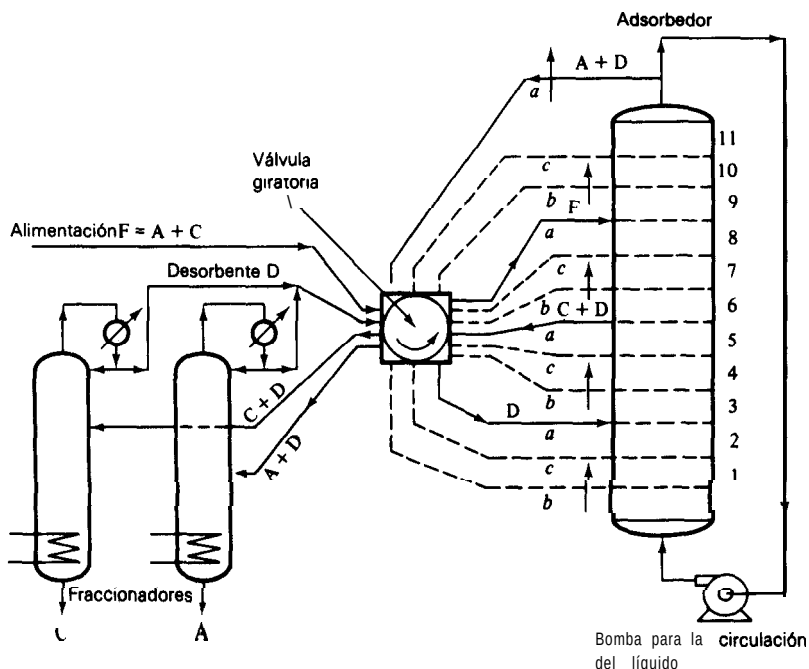


Figura 11.34 Simulación de lechos móviles [Broughton: *Chem. Eng. Progr.*, 64(8), 60 (1968), con permiso].

sistema real a contracorriente aumenta cuando el número de compartimentos aumenta; por supuesto, también aumenta la complejidad de las tuberías. El tanque del adsorbedor puede ser **horizontal**^[80]. Se han construido muchas plantas, que utilizan mallas moleculares, para diferentes separaciones de hidrocarburos.

Adsorbentes de lecho fijo de estado no estacionario

Debido a la **inconveniencia** y al costo relativamente alto de transportar continuamente partículas sólidas, lo cual es necesario en las operaciones en estado estacionario, frecuentemente es **más económico** pasar la mezcla de fluidos que se va a tratar a través de un lecho estacionario de adsorbente. Al aumentar la cantidad de fluido que pasa a través de este lecho, el sólido adsorbe cantidades mayores de soluto y predomina un estado no estacionario. Esta **técnica** se utiliza ampliamente y se aplica en campos tan diversos como la recuperación de vapores de disolventes valiosos a partir de gases, **purificación** del aire (como en las máscaras de gases), **deshidratación** de gases y líquidos, decoloración de aceites minerales y vegetales, concentración de solutos valiosos a partir de soluciones líquidas, **etcétera**.

La onda de adsorción Considérese el caso de una solución binaria, ya sea gaseosa o líquida, que contiene un soluto fuertemente adsorbido en concentración

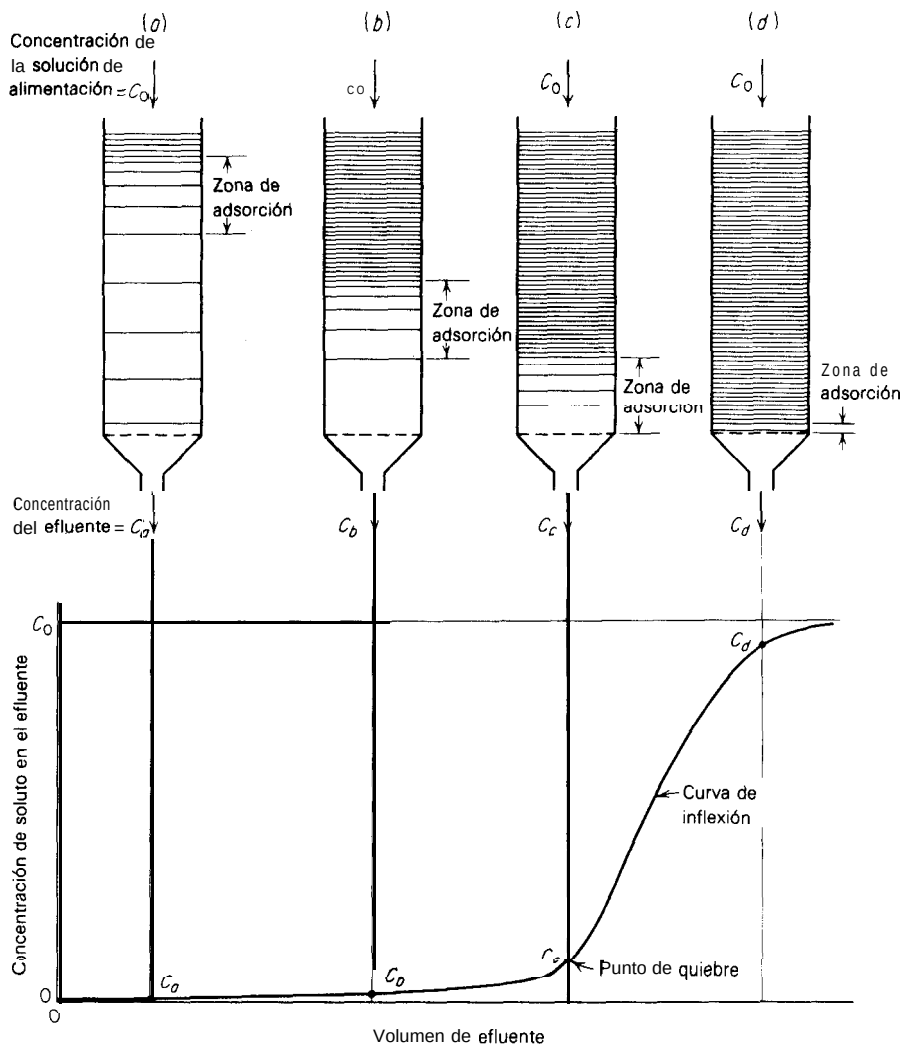


Figura 11.35 La onda de adsorción.

C_0 . El fluido se va a pasar continuamente a través de un lecho relativamente profundo de adsorbente que al principio está libre de adsorbato. La capa superior de sólido, en contacto con la fuerte solución entrante, adsorbe al principio el soluto rápida y efectivamente; el poco remanente de soluto en la solución queda prácticamente eliminado por las capas de sólido en la parte inferior del lecho. El efluente del fondo del lecho está prácticamente libre de soluto como en c., en la parte inferior de la figura 11.35. La distribución de adsorbato en el lecho sólido se indica en la parte superior de esta figura, en a, en donde la densidad relativa de las líneas

horizontales en el lecho sirve para indicar la concentración relativa de adsorbato. La capa superior del lecho está prácticamente saturada; la mayor parte de la adsorción tiene lugar en una zona de adsorción relativamente estrecha, en la cual la concentración cambia rápidamente, como se muestra. Mientras continúa fluyendo la **solución**, la zona de adsorción se mueve hacia abajo como una onda, con una rapidez generalmente mucho más lenta que la velocidad lineal del fluido a través del lecho. Después de cierto tiempo, como en **b**, en la figura, aproximadamente la mitad del lecho está saturada con soluto, pero la **concentración del efluente c_1** es aún básicamente cero. En **c**, en la figura, la parte inferior de la zona de adsorción ha alcanzado el fondo del lecho y la **concentración del soluto en el efluente** ha aumentado bruscamente hasta un valor apreciable **c_c** por primera vez. Se dice que el sistema ha alcanzado el "punto de ruptura". Ahora la **concentración de soluto en el efluente** aumenta con rapidez al pasar la zona de adsorción a través del fondo del lecho; en **d** ha alcanzado básicamente el valor final **c_0** . La parte de la curva de concentración del **efluente** entre las posiciones **c** y **d** se conoce como la curva de "ruptura". Si la solución continúa fluyendo, ocurre poca **adsorción** adicional puesto que el lecho, para todos los propósitos prácticos, está completamente en el equilibrio con la **solución de alimentación**.

Si un vapor se está adsorbiendo adiabáticamente de esta manera, a partir de una mezcla gaseosa, la evolución del calor de **adsorción** produce una onda de temperatura que fluye a través del lecho de adsorbente en forma similar a la onda de adsorción ^[56]; la elevación de la temperatura del lecho en la salida del fluido puede utilizarse algunas veces como un indicador aproximado del punto de ruptura. En el caso de la adsorción a partir de líquidos, el aumento en la temperatura es relativamente **pequeño** de ordinario.

La forma y el tiempo de la aparición de la curva de ruptura influye mucho sobre el método de operación de un adsorbedor de lecho fijo. Las curvas generalmente tienen una forma de S, pero pueden tener una gran pendiente o ser relativamente planas y, en algunos casos, considerablemente distorsionadas. Si el proceso de **adsorción** fuese infinitamente rápido, la curva de ruptura sería una línea vertical recta en la parte inferior de la figura II .35. La rapidez real y el mecanismo del proceso de adsorción, la naturaleza del equilibrio de adsorción, la velocidad del fluido, la concentración de soluto en la **alimentación** y la longitud del lecho adsorbedor, en particular si la concentración de soluto en la alimentación es elevada, determinan la forma de la curva producida por cualquier sistema. El punto de ruptura está muy bien definido en algunos casos; en otros sucede lo contrario. Por lo común, el tiempo de ruptura decrece al decrecer la altura del lecho, al aumentar el tamaño de partícula del adsorbente, al incrementarse el flujo del fluido a través del lecho y al crecer el contenido inicial de soluto de la **alimentación**. Hay una altura crítica mínima del lecho debajo de la cual la concentración de soluto en el **efluente** aumentará con rapidez desde la primera aparición del **efluente**. Al planear nuevos procesos, es mejor que el punto y la curva de **ruptura** se determinen para un sistema **particular**, en forma experimental y en las condiciones más parecidas a las que se encontrarán en el proceso.

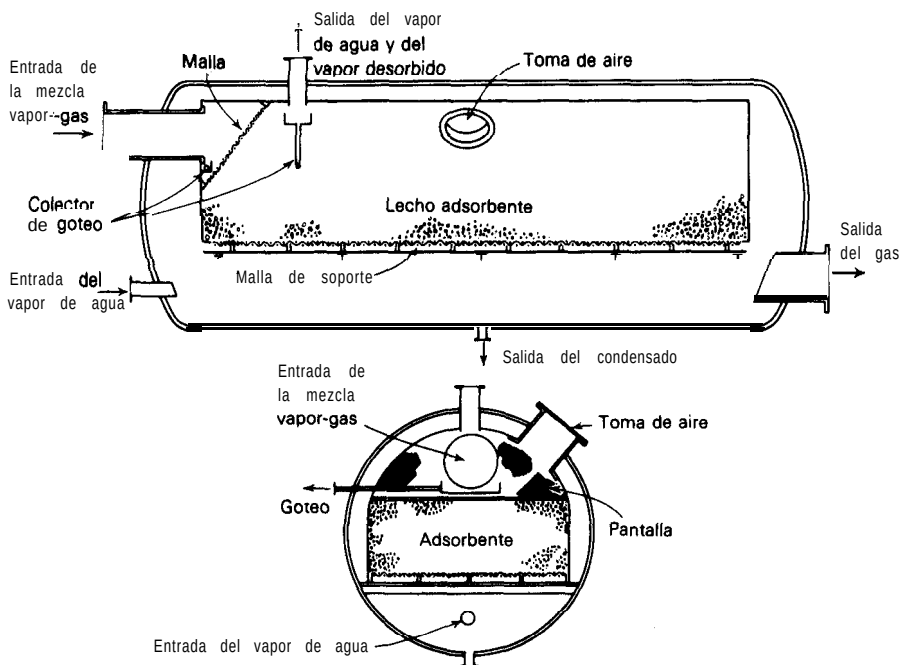


Figura 11.36 Adsorbedor para vapores de disolvente a bajas presiones, esquemático [Logan: U. S. Pat. 2 180 712 (1939)].

Adsorción de vapores Una de las aplicaciones más importantes de los adsorbedores de lecho fijo es la recuperación de vapores de disolventes valiosos. Los sólidos saturados con disolventes como alcohol, acetona, disulfuro de carbono, benceno y otros, pueden secarse por **evaporación** del disolvente en una corriente de aire; el disolvente vaporizado se recuperará pasando la mezcla vapor-gas resultante a **través** de un lecho de carbón activado. El equilibrio de adsorción tan favorable obtenido con una buena calidad de carbón para los vapores de este tipo permite la recuperación básicamente completa del vapor, 99 a **99.8%**, a partir de mezclas gaseosas que contienen muy poca cantidad, como 0.5 a 0.05% del vapor en volumen ^[15]. Las mezclas aire-vapor de concentración muy por debajo de los límites explosivos pueden manejarse de esta forma. En muchas plantas de adsorción es necesario operar con una **pequeña** caída de **presión** a través del lecho de adsorbente, con el fin de mantener bajos los costos de potencia. Por lo tanto, se utilizan adsorbentes granulares y no en polvo; las profundidades de los lechos son relativamente **pequeñas** (0.3 a 1 m) y de sección transversal grande. La velocidad superficial del gas puede encontrarse en el rango de 0.25 a 0.6 m/s. Un rearrreglo típico del tanque de adsorción se muestra en la figura 11.36.

En una operación típica, se admite al lecho adsorbente la mezcla de **aire-vapor**, enfriada si es necesario a **30-40 °C** y filtrada para eliminar partículas de polvo que pueden tapar los poros del adsorbente. Si la curva de ruptura está

empinada, el aire efluente, **básicamente** libre de vapor, puede descargarse a la **atmósfera** hasta que se alcance el punto de ruptura; en ese momento la corriente saliente debe dirigirse a un segundo adsorbedor, mientras el primero se regenera. Por otra parte, si la curva de ruptura es plana, de forma que una parte sustancial del adsorbente permanece sin saturarse con adsorbato en el punto de ruptura, se puede permitir que el gas fluya a través de un segundo adsorbedor en serie con el primero, hasta que el carbón en el primero esté saturado por completo. Entonces, la mezcla saliente se pasa a **través** de un segundo y tercer adsorbedor en serie, mientras que se regenera el primero.

Después de que el flujo de gas se ha dirigido hacia otro adsorbedor, el carbón generalmente se **desorbe** cuando se admite vapor a baja presión. Éste disminuye la **presión** parcial del vapor en contacto con el sólido y da, por condensación, el calor necesario de **desorción**. El **efluente** vapor de agua-vapor del carbón se condensa y el disolvente condensado se recupera por decantación del agua, si es insoluble en agua, o por rectificación si se obtiene una **solución** acuosa. Cuando la **desorción** se termina, el **carbón** está saturado con agua adsorbida. Esta humedad es desplazada **fácilmente** por muchos vapores y se evapora en el aire cuando la mezcla de aire-vapor se vuelve admitir al carbón; en realidad, mucho del calor desprendido durante la **adsorción** del vapor se puede utilizar en **desorber** el agua; de esta forma se mantienen temperaturas moderadas del lecho. Si la humedad interfiere con la adsorción del vapor, el lecho puede secarse antes: se admite aire caliente, que después se enfría con aire sin calentar, antes de volverlo a utilizar para la recuperación de vapores. En la figura 11.37 se muestra un plano típico de una planta rearmada para utilizar este método. Un procedimiento alternativo para regenerar el lecho es calentarlo **eléctricamente** o con tuberías llenas de vapor, bombeando hacia afuera el vapor adsorbido mediante una bomba de vacío. En la figura 11.38 se muestra un arreglo que evita la operación intermitente y que de ordinario se asocia con los lechos fijos. La **operación** recuerda la de los filtros continuos. Al girar el tambor interno, el adsorbente se somete en forma sucesiva a la adsorción, regeneración y secado con enfriamiento. Todos estos procedimientos, que utilizan calor como medio de regeneración, se llaman algunas veces procedimientos de **oscilación térmica**.

El contenido de agua se puede eliminar de los gases húmedos pasándolos a través de lechos de **silica** gel activada, alúmina, bauxita o mallas moleculares. Especialmente, si los gases están bajo presiones considerables, se utilizan lechos moderadamente profundos, puesto que la caída de presión debe representar sólo una **pequeña** fracción de la presión total. Las torres que contienen el adsorbente pueden ser de 10 m de altura o más; sin embargo, en muchos casos es mejor mantener el sólido sobre platos a intervalos de 1 o 2 m, con el fin de minimizar la compresión del lecho que resulta de la **caída** de presión. Puede **diseñarse** un tanque para el tratamiento de gases bajo presión, como en la figura 11.39. Después de que el lecho alcanza el contenido máximo de humedad práctico, el adsorbente puede regenerarse, ya por aplicación de calor mediante espirales de vapor sumergidas en el adsorbente, ya admitiendo aire o gas caliente. Los líquidos como gasolina,

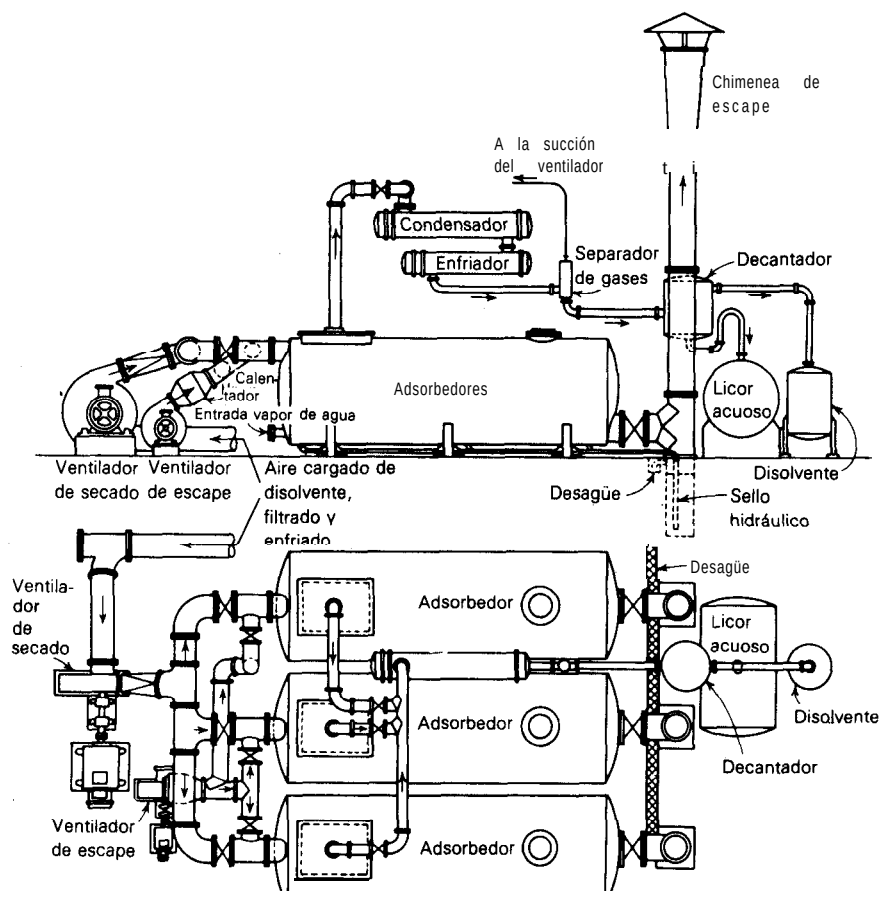


Figura 11.37 Planta de adsorción para la recuperación de disolvente [por Benson y Couroulea: *Chem. Eng. Progr.*, 44,466 (1948), con permiso].

queroseno, aceite de transformador, **también** pueden deshidratarse pasándolos a través de lechos de alúmina activada. Para regenerar el adsorbente, puede utilizarse vapor a altas temperaturas ($230\text{ }^{\circ}\text{C}$) y aplicar después vacío proporcionado por un expulsor de vapor.

Ejemplo 11.8 Una planta de recuperación de disolvente va a recuperar 0.1 kg/s ($800\text{ lb}_m/\text{h}$) de vapor de acetato etílico, a partir de una mezcla con aire a una **concentración** de $3\text{ kg vapor}/100\text{ m}^3$ ($1.9\text{ lb}_m/1000\text{ ft}^3$), 1 atm de presión. El adsorbente va a ser carbón activado, 6 a 8 mallas (diám. pr. de partícula = 2.8 mm); densidad aparente de las partículas individuales, 720 kg/m^3 ($45\text{ lb}_m/\text{ft}^3$). Densidad aparente del lecho empacado = 480 kg/m^3 ($30\text{ lb}_m/\text{ft}^3$). El carbón puede absorber $0.45\text{ kg vapor/kg carbón}$ hasta el punto de ruptura. El ciclo de adsorción se va a fijar a 3 h , para dar el tiempo suficiente para la **regeneración**. Calcular la cantidad de **carbón** **requerido**; escoger las dimensiones adecuadas para los lechos de carbón y calcular la **caída** de presión.

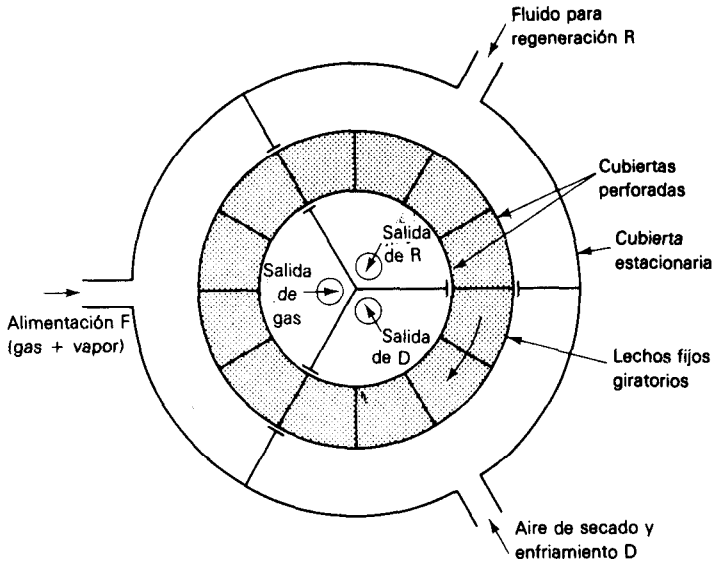


Figura 11.38 Adsorbedor de lecho fijo giratorio (esquemático).

SOLUCIÓN En 3 h. el vapor que se va a adsorber es $3(3\ 600 \times 0.1) = 1\ 080$ kg. El carbón requerido por lecho = $1\ 080/0.45 = 2\ 400$ kg. Se van a necesitar dos lechos, uno que **esté** adsorbiendo mientras que el otro esta siendo regenerado. Carbón total requerido = $2(2\ 400) = 4\ 800$ kg.

El volumen de cada lecho sera $2\ 400/480 = 5\text{ m}^3$. Si la profundidad del lecho es 0.5 m, el brea de la **sección** transversal es $5/0.5 = 10\text{ m}^2$; por ejemplo, 2 por 5 m ; puede **instalarse** en forma horizontal en un tanque adecuado, como el que se muestra en la figura 11.36.

La calda de presión puede calcularse mediante la **ecuación** (6.66). A $35\text{ }^\circ\text{C}$, la **viscosidad** del aire ≈ 0.0182 centip. o $1.82(10^{-5})\text{ kg/m}\cdot\text{s}$; la densidad = $(29/22.41)(273/308) = 1.148\text{ kg/m}^3$. Un metro **cúbico** del lecho, que pesa 480 kg , **contiene** $480/720 \approx 0.667\text{ m}^3$ de **partículas** sólidas. El volumen vacío fraccionarlo del lecho (espacio entre las partículas, **sin** incluir el volumen del poro) $= 1 - 0.667 = 0.333 = \epsilon$.

El flujo **volumétrico** de **aire** = $0.1(100/3) = 3.33\text{ m}^3/\text{s}$; la velocidad superficial de masa = $3.33(1.148)/10 = 0.383\text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$ (velocidad lineal = 0.333 m/s). De acuerdo con la **nota**ción del **capítulo** 6, el numero de Reynolds para la **partícula** $Re = d_p G/\mu \approx 0.0028(0.383)/1.82(10^{-5}) = 58.9$; $Z = 0.5\text{ m}$; $g_s = 1.0$; mediante la ecuación (6.66), $\Delta p \approx 1\ 421\text{ N/m}^2$ (5.7 pulg. H_2O). **Respuesta.**

El adsorbedor sin calentamiento (oscilación de presión) El método de operación que se muestra en la figura 11.40 para eliminar un vapor de un gas bajo presión, utiliza trabajo **mecánico** de compresión y no calor para regenerar el adsorbente [92]. El gas húmedo bajo presión pasa a través de la **válvula** 3 de 4 **pa**-sos hacia el lecho de adsorbedor 1; el gas seco sale por la parte superior. Una parte del producto gaseoso se pasa a través de la **válvula** 4 y, a una presión menor, al lecho 2, para evaporar el adsorbato allí acumulado. Sale a través de la **válvula** 3.

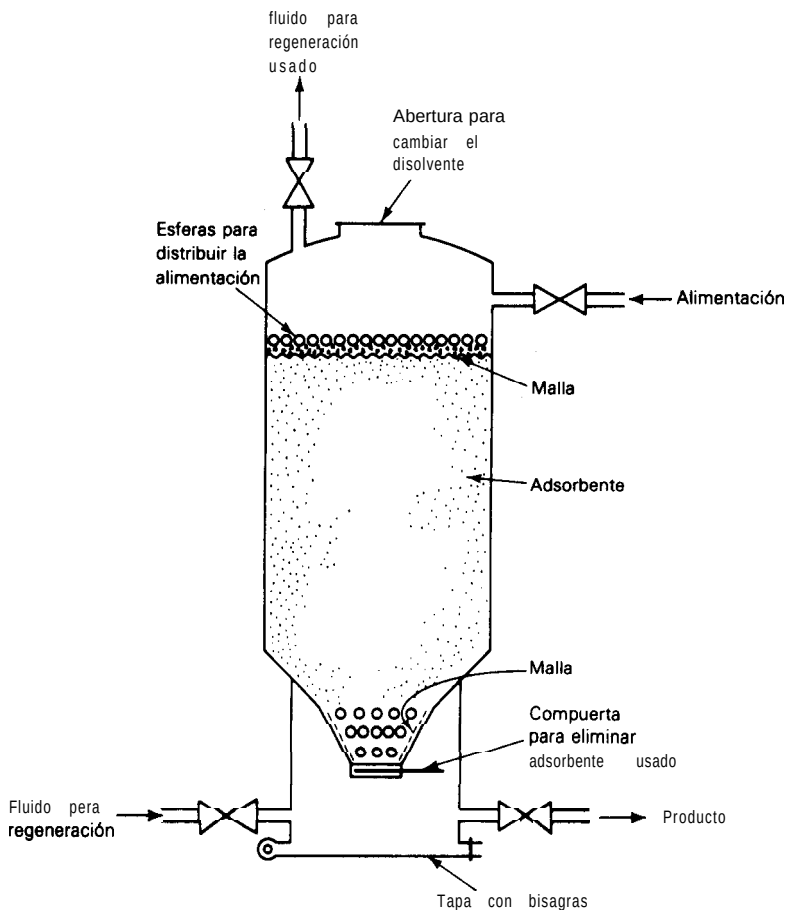


Figura 11.39 Adsorbedor de lecho fijo para vapores a presiones elevadas y para la percolación de líquidos [por Johnston: *Chem. Eng.*, 79, 87 (27 de noviembre de 1972)].

Las válvulas 5 y 6 son válvulas de prueba que permiten el flujo hacia la derecha o hacia la izquierda, respectivamente. Después de un pequeño intervalo (30-300 s), la válvula 3 se gira, los lechos 1 y 2 intercambian papeles y el flujo a través de la válvula 4 se invierte. El tiempo del ciclo es lo suficientemente corto para que la zona de adsorción permanezca siempre en la parte central de los lechos, con la porción inferior del adsorbente saturada con el adsorbato y la parte superior libre de adsorbato. El calor de adsorción se confina a un pequeño volumen del lecho y se utiliza para purgar el lecho. La humedad saturada de un gas está dada por $Y = [p/(p_s - p)](M_C/M_A)$, en donde p es la presión del vapor saturado del soluto C mas fuertemente adsorbido. Para una temperatura dada, con p fija, Y es mayor cuanto menor es la presión total p_s . Entonces, para asegurar que se desorba tanto vapor como se adsorba, con lo cual se mantiene un flujo estacionario del produc-

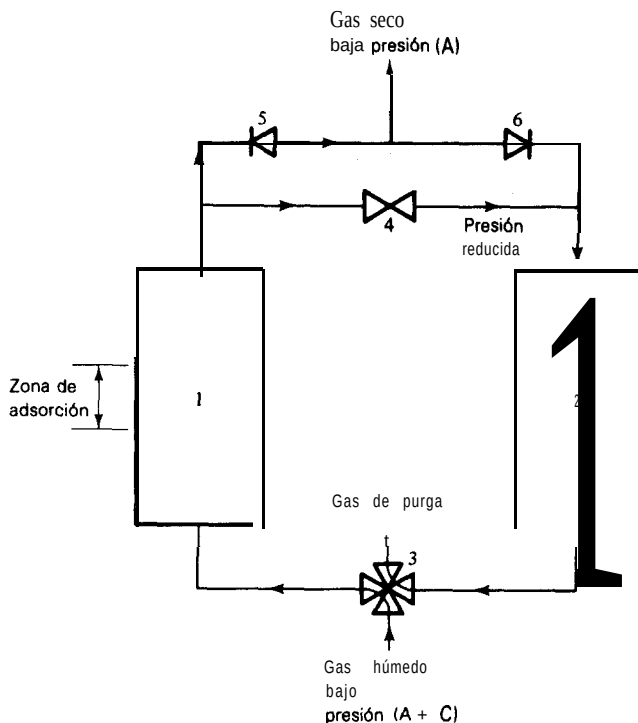


Figura 11.40 El adsorbedor sin calor.

to seco, la relación mol de gas purgado/moles de alimentación debe ser mayor que la relación presión purga **inferior/presión** alimentación mayor.

La aplicación original, el secado de gases, se ha extendido a una gran variedad de fraccionamientos, incluyendo la separación de oxígeno a partir de aire [17, 57] y la separación de hidrógeno a partir de los gases de refinería. Estos procesos generalmente requieren un diagrama de flujo ligeramente **más** elaborado que el de la figura 11.40.

Adsorción de líquidos; percolación Ya se mencionó la deshidratación de líquidos mediante lechos estacionarios de adsorbente. Además, los colores de los productos del petróleo, como en el caso de aceites lubricantes y de transformador y los de aceites vegetales, generalmente se reducen mediante la **percolación a través** de lechos de arcillas decolorantes; las soluciones de azúcar son tratadas para decolorarlas y para eliminar las cenizas mediante percolación a través de **carbón** de hueso; en muchas otras operaciones de tratamiento de líquidos se utilizan estos **métodos** por semílotes.

En estos casos, el lecho de adsorbente generalmente se llama un “filtro”. Puede instalarse en un tanque cilíndrico vertical que tenga un fondo cónico o en

forma de plato, de un **diámetro** hasta de 4.5 m y una altura hasta de 10 m. En el caso de las arcillas decolorantes, los lechos pueden contener hasta 50 000 kg de adsorbente. El adsorbente granular se coloca sobre una pantalla o sábana, que a su vez se coloca en un plato perforado.

De ordinario, el flujo del líquido es descendente, ya sea bajo la simple fuerza de la gravedad o bajo presión desde la parte superior. Al principio de la **operación**, con frecuencia se deja que el lecho de adsorbente se “empape” durante cierto tiempo con las primeras porciones del líquido de alimentación, con el fin de desplazar el aire de las partículas de adsorbente antes de que empiece la **percolación**. En las operaciones de decoloración, la concentración de la impureza en el líquido **efluente** inicial es por lo común mucho menor que las especificaciones requeridas por el producto; con frecuencia, la curva de ruptura es bastante plana. En consecuencia, a menudo se permite que el líquido **efluente** se acumule en un tanque de recepción debajo del filtro; luego se mezcla o compone hasta que el líquido mezclado alcance la máxima concentración aceptable de impureza. De esta forma, puede acumularse la máxima concentración posible de adsorbato sobre el sólido.

Cuando es necesario reactivar el sólido, se detiene el flujo de líquido y se drena el líquido en el filtro. Entonces, el sólido puede lavarse en el mismo lugar con un disolvente adecuado; por ejemplo, agua en el caso de los filtros para refinación de **azúcar**, nafta en el caso de productos del **petróleo**. Si es necesario, el disolvente se elimina admitiendo vapor; posteriormente, el sólido puede ser extraído del filtro y reactivado por combustión o mediante otro procedimiento propio, **según** la naturaleza del adsorbente.

Elución La **desorción** del soluto adsorbido mediante un disolvente se conoce como **elución**. El disolvente de **desorción es el eluyente**; el **eluido** esta formado por la corriente **efluente** que contiene el soluto desorbido y el disolvente de **elución**. La **curva de elución** es una **gráfica** de la concentración de soluto en el eluido contra la cantidad de eluido, como en la figura 11.41. El aumento inicial en la concentración de soluto del eluido, **OA** en la figura, se encuentra cuando los espacios vacíos entre las **partículas** de adsorbente están inicialmente llenas con el

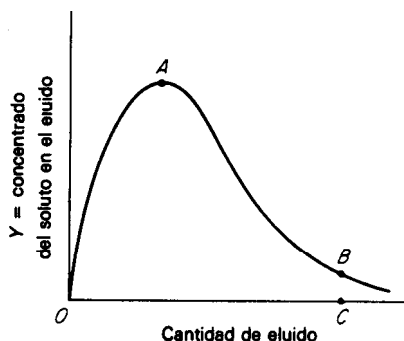


Figura 11.41 **Elución** de un lecho fijo.

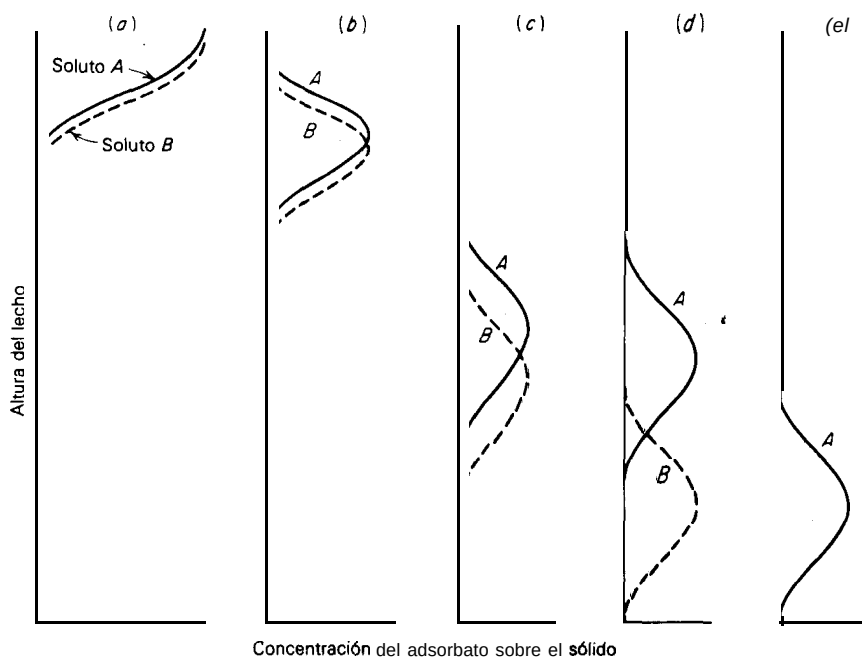


Figura 11.42 Separación cromatográfica de dos solutos.

fluido que quedó de la adsorción. En el caso de líquidos, si el lecho se drena antes de la **elución**, la curva de **elución** empieza en **A**. Si la **elución** se detiene **después** de que se ha separado el eluido que corresponde a **C**, el área bajo la curva **OABC** representará la cantidad de soluto desorbido. Para un proceso exitoso, **ésta** debe ser igual al soluto adsorbido durante un ciclo de adsorción; de lo contrario, el soluto aumentará de un ciclo al siguiente en el lecho.

Cromatografía Imagínese una solución que contiene dos solutos, **A** y **B**, que se adsorben de modo distinto en el equilibrio: **A** más fuertemente. Una pequeña cantidad de esta solución, suficiente para saturar tan sólo una **pequeña** cantidad del adsorbente, se pasa a través de un lecho de adsorbente, en donde los dos solutos se retienen en la parte superior del lecho, a fin de que las concentraciones del adsorbato producidas sean similares a las indicadas en la figura 11.42. Ahora se pasa un eluyente adecuado a través del lecho, en donde el soluto **B** se **desorbe** más fácilmente que en el **A**. En **b**, **c** y **d**, en la figura, se ve que los dos solutos se **desorben**, únicamente para volverse a adsorber y **desorber** en posiciones inferiores en el lecho; empero, la onda de la concentración de **B** se mueve más **rápidamente** hacia abajo que la de **A**†. En **e**, el soluto **B** se ha lavado del **sólido**, dejando **básica-**

† En algunos casos, las bandas de adsorción tienen diferentes colores, según la naturaleza química de los solutos; por esto se habla de **adsorción cromatográfica** o **cromatografía**.

mente a todo A detrás. Las curvas de la figura II .42 están idealizadas, puesto que en realidad su **forma** puede cambiar cuando las ondas de concentración descenden en la columna. Si la altura de la zona de adsorción (o **desorción**) es más corta con respecto a la altura del lecho y si la selectividad del adsorbente es lo suficientemente grande, es posible la **separación** prácticamente completa de los solutos. Esta técnica es la base de métodos muy poderosos de **análisis** de mezclas, tanto gaseosas como líquidas; en la industria se utilizan distintas variantes [91]. La **cromatografía de partición** logra resultados similares, pero utiliza un líquido contenido en los poros de un sólido como disolvente inmovilizado para la **separación** del soluto, en lugar de la adsorción en sí.

Rapidez de adsorción en lechos fijos Para **diseñar un** adsorbedor de lecho fijo y predecir la longitud del ciclo de **adsorción** entre reactivaciones, es necesario saber el porcentaje de aproximación a la saturación en el punto de ruptura, como se muestra en el ejemplo 11.8. Esto a su vez requiere que el **diseñador** prediga el tiempo del punto de ruptura y la forma de la curva de ruptura. Las condiciones del estado no estacionario de la adsorción en lecho fijo y los muchos factores que modifican la adsorción hacen que estos cálculos sean muy **difíciles** para el caso general [99]. El siguiente tratamiento simplificado, que se debe a Michaels [70], es de fácil empleo, pero está limitado a casos de adsorción **isotérmica** a partir de mezclas de alimentación diluidas y a los casos en que la isoterma de adsorción en el equilibrio es **cóncava** hacia el eje de **concentración** de la **solución**; en **tales** casos, la altura de la zona de adsorción es constante mientras viaja a través de la columna de adsorción y la altura del lecho adsorbente es grande con respecto a la altura de la zona de adsorción. Muchas aplicaciones industriales **están** sometidas a estas restricciones. Aquí el desarrollo es en función de la adsorción a partir de un gas, pero se puede aplicar igualmente al tratamiento de líquidos. Se han tratado también los casos no **isotérmicos** [56].

Considérese la curva de ruptura idealizada de la figura II .43. Se obtiene a partir del flujo de un disolvente gaseoso a través de un lecho adsorbente a un flujo de G_s **masa/tiempo(área)**; el disolvente con una concentración inicial de soluto Y_0 **masa soluto/masa** disolvente gaseoso. El **efluente** libre por entero de soluto en cualquier momento, es w **masa/área** de sección transversal del lecho. La curva de ruptura es empinada y la concentración de soluto en el **efluente** aumenta con rapidez desde prácticamente cero hasta la concentración del gas entrante. Se escoge de modo arbitrario algún valor bajo de Y_B como la concentración en el punto de ruptura; se considera que el adsorbente está básicamente agotado cuando la **concentración** del **efluente** aumenta hasta algún valor, escogido arbitrariamente, de Y_E y cercano a Y_0 . Interesa principalmente la cantidad de **efluente** w_B en el punto de ruptura y la forma de la curva entre w_B y w_E . El **efluente** total acumulado durante la aparición de la curva de ruptura es $w_a = w_E - w_B$. La zona de adsorción, de altura constante Z_a , es la parte del lecho en que la concentración cambia de Y_B a Y_E en cualquier momento.

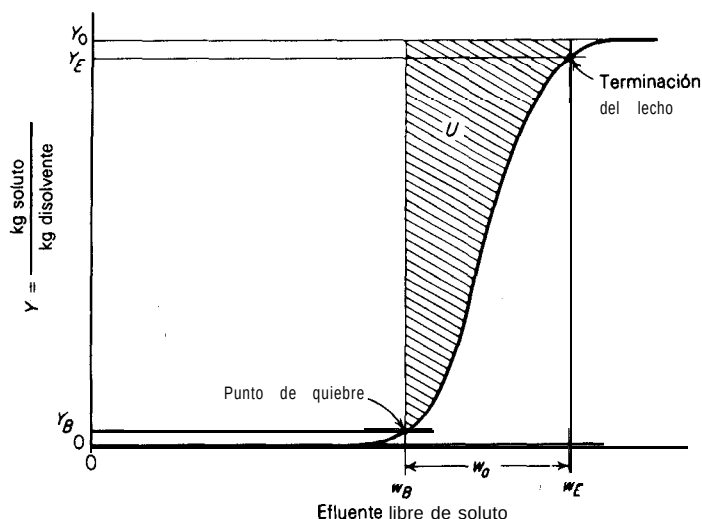


Figura 11.43 Curva de ruptura idealizada.

Sea θ_a el tiempo requerido por la zona de adsorción para mover su propia altura en forma descendente por la columna, después de que la zona se ha establecido. Entonces,

$$\theta_a = \frac{w_a}{G_s} \quad (11.67)$$

Sea θ_E el tiempo requerido por la zona de adsorción para establecerse y salir del lecho. Entonces,

$$\theta_E = \frac{w_E}{G_s} \quad (11.68)$$

Si la altura del lecho adsorbente es Z y si θ_F es el tiempo requerido para la **formación** de la zona de adsorción,

$$Z_a = Z \frac{\theta_a}{\theta_E - \theta_F} \quad (11.69)$$

La cantidad de soluto separado del gas en la zona de adsorción desde **el punto** de ruptura hasta el agotamiento es U masa **soluto/área** de la sección transversal del lecho. Dicha cantidad está representada por el área sombreada de la figura 11.43, que es

$$U = \int_{w_\theta}^{w_E} (Y_0 - Y) dw \quad (11.70)$$

Sin embargo, si todo el adsorbente en la zona estuviese saturado con soluto, contendría $Y_0 w_a$ masa **soluto/área**. Por lo tanto, cuando la zona todavía está

dentro de la columna, el poder fraccionario del adsorbente en la zona para adsorber todavía soluto es, en el punto de ruptura,

$$f = \frac{U}{Y_0 w_a} = \frac{\int_{w_B}^{w_E} (Y_0 - Y) dw}{Y_0 w_a} \quad (11.71)$$

Si $f = 0$, de forma que el adsorbente en la zona **esté** bhicamente saturado, el tiempo de formación de la zona en la parte superior del lecho θ_F será prácticamente el mismo que el tiempo requerido por la zona para viajar una distancia igual **a** su propia altura, 8.. Por otra parte, si $f = 1.0$, de forma que el **sólido** en la zona prkticamente no contenga adsorbato, el tiempo de formación de la zona será muy corto, **básicamente** cero. Al menos, estas condiciones limitantes están descritas por

$$\theta_F = (1 - f)\theta_a \quad (11.72)$$

Las ecuaciones (ll .69) y (ll .72) dan

$$Z_a = Z \frac{\theta_a}{\theta_E - (1 - f)\theta_a} = Z \frac{w_a}{w_E - (1 - f)w_a} \quad (11.73)$$

La columna de adsorción, altura Z y **área** de la sección transversal unitaria, contiene una masa $Z\rho_s$ de adsorbente, en donde ρ_s es la densidad empacada aparentemente del sólido en el lecho. Si toda esta masa de sólido estuviera en equilibrio con el gas entrante y, por lo tanto, completamente saturada en una concentración de adsorbato X_T masa adsorbato/masa sólido, la masa del adsorbato sería $Z\rho_s X_T$. En el punto de ruptura, la zona de adsorción de altura Z_a todavía se encuentra en la columna, en el fondo, pero el resto de la columna $Z - Z_a$ está **básicamente** saturada. Por lo tanto, en el punto de ruptura, el soluto adsorbido es $(Z - Z_a)\rho_s X_T + Z_a \rho_s (1 - f) X_T$. La aproximación fraccionaria a la **saturación** de la columna en el punto de ruptura es, por lo tanto [34],

$$\text{Grado de saturación} = \frac{(Z - Z_a)\rho_s X_T + Z_a \rho_s (1 - f) X_T}{Z \rho_s X_T} = \frac{Z - f Z_a}{Z} \quad (11.74)$$

En el lecho fijo de adsorbente, la zona de **adsorción** realmente se mueve hacia abajo a través del sólido, como ya se vio. Sin embargo, imagínese que en lugar de esto el sólido se mueve hacia arriba, a través de la columna y a contracorriente hacia el fluido, con suficiente velocidad para que la zona de adsorción permanezca estacionaria dentro de la columna, como en la figura ll .44a. Aquí, el sólido que sale por la parte superior de la columna se muestra en equilibrio con el gas entrante; todo el soluto aparece como si se hubiera separado del gas efluente. Por supuesto, esto requeriría una columna infinitamente alta, pero aquí lo que **intere-**

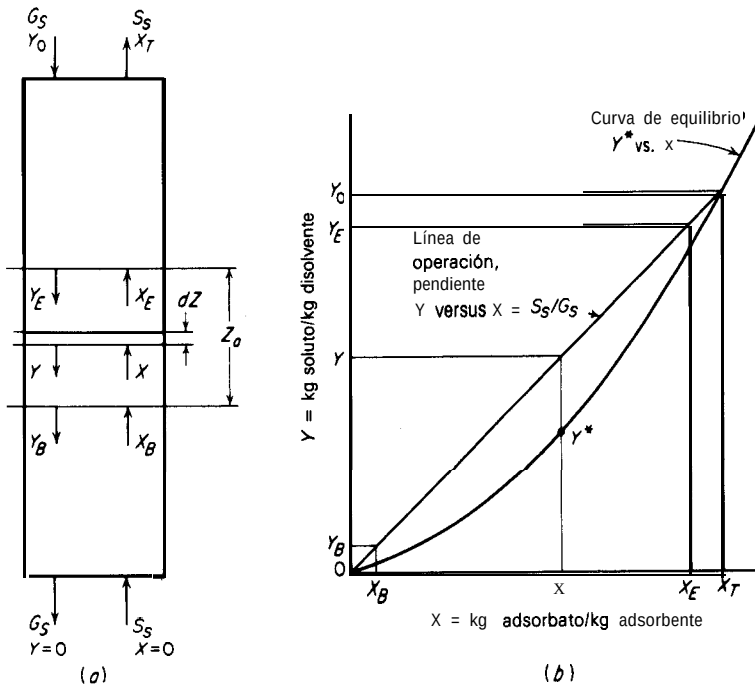


Figura 11.44 La zona de adsorción.

sa principalmente son las concentraciones en los niveles correspondientes a los extremos de la zona de adsorción. La línea de operación para toda la torre es

$$G_S(Y_0 - 0) = S_S(X_T - 0) \quad (11.75)$$

$$\frac{S_S}{G_S} = \frac{Y_0}{X_T} \quad (11.76)$$

Puesto que la línea de **operación** pasa a través del origen de la figura 11.44b, en cualquier nivel de la columna, la **concentración** de soluto en el gas Y y de **adsorbato** sobre el sólido X están relacionadas mediante

$$G_S Y = S_S X \quad (11.77)$$

Sobre la altura diferencial dZ , la relación de adsorción es

$$G_S dY = K_Y a_p (Y - Y^*) dZ \quad (11.78)$$

Por lo tanto, para la zona de adsorción,

$$N_{IOG} = \int_{Y_B}^{Y_E} \frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{Z_a}{H_{IOG}} = \frac{Z_a}{G_S / K_Y a_p} \quad (11.79)$$

en donde N_{IOG} es el número global de unidades de transferencia en la zona de **ad-**

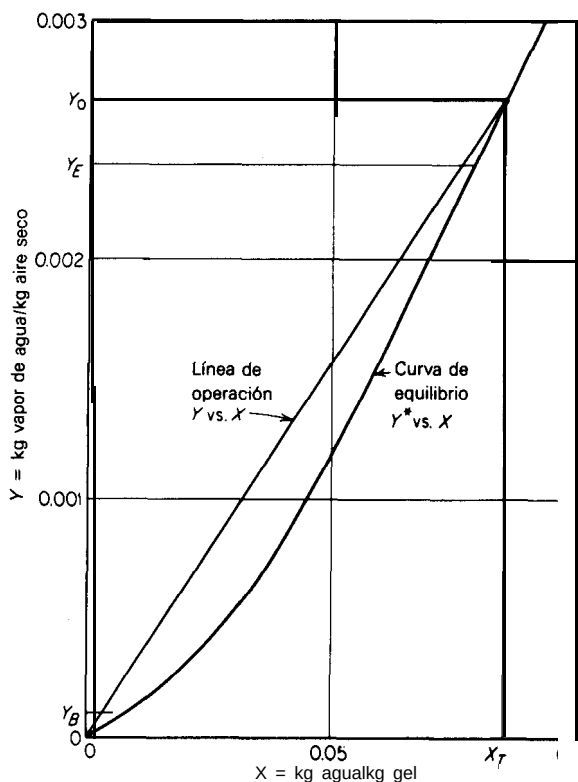


Figura 11.45 Solución al ejemplo 11.9.

sorción. Para cualquier valor de Z menor de Z_a , suponiendo que H_{rog} permanece constante al cambiar las concentraciones,

$$\frac{Z \text{ at } Y}{Z_a} = \frac{w - w_B}{w_a} = \frac{\int_{Y_B}^Y \frac{dY}{Y - Y^*}}{\int_{Y_B}^{Y_E} \frac{dY}{Y - Y^*}} \quad (11.80)$$

La ecuación (11.80) permite **graficar** la curva de ruptura mediante la evaluación gráfica de las integrales.

Además de las restricciones que se **señalaron** al principio, el hito de este **análisis** depende de la constancia de $K_y a_p$ o H_{rog} para las concentraciones dentro de la zona de **adsorción**. Por supuesto, esto dependerá de la constancia relativa de las resistencias a la transferencia de masa en el fluido y dentro de los poros del **sólido**. En el ejemplo 11.9 se muestra cómo se utilizan las ecuaciones en un caso normal.

Ejemplo 11.9 Se va a **deshumidificar** aire a 26.7°C , 1 atm. con una humedad de 0.00267 kg **agua/kg** aire seco; con ese propósito, **será** pasado a **través** de un lecho fijo de la misma **silica** gel que se utilizó en el ejemplo 11.6. La profundidad del lecho adsorbente va a ser de 0.61 m. El aire

$\frac{Y,}{\text{kg H}_2\text{O}} \frac{\text{kg aire seco}}{\text{kg H}_2\text{O}}$	$\frac{Y^*,}{\text{kg H}_2\text{O}} \frac{\text{kg aire seco}}{\text{kg H}_2\text{O}}$	$\frac{1}{Y - P}$	$\int_{Y_B}^Y \frac{dY}{Y - Y^*}$	$\frac{w - w_B}{w_a}$	$\frac{Y}{Y_0}$
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)
$Y_B = 0.0001$	0.00003	14 300	0	0	0.0374
0.0002	0.00007	7700	1.100	0.1183	0.0749
0.0004	0.00016	4 160	2.219	0.2365	0.1498
0.0006	0.00027	3 030	2.930	0.314	0.225
0.0008	0.00041	2 560	3.487	0.375	0.390
0.0010	0.00057	2 325	3.976	0.427	0.374
0.0012	0.000765	2300	4.438	0.477	0.450
0.0014	0.000995	2 470	4.915	0.529	0.525
0.0016	0.00123	2700	5.432	0.584	0.599
0.0018	0.00148	3 130	6.015	0.646	0.674
0.0020	0.00175	4 000	6.728	0.723	0.750
0.0022	0.00203	5 880	7.716	0.830	0.825
$Y_E = 0.0024$	0.00230	10000	9.304	1.000	0.899

se pasara a través del lecho a una velocidad superficial de masa de $0.1295 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$; se **supondrá** que la **adsorción** es **isotérmica**. Como punto de ruptura se va a considerar el momento en que el aire **efluente** tenga una humedad de $0.0001 \text{ kg agua/kg aire seco}$; se va a considerar que el lecho está agotado cuando la humedad del **efluente** sea de $0.0024 \text{ kg agua/kg aire seco}$. Los coeficientes de transferencia de masa se ofrecen en el ejemplo 11.6 para este gel. Calcular el tiempo requerido para alcanzar el punto de ruptura.

SOLUCIÓN Los datos en el equilibrio **están graficados** en la figura 11.44. El gel está inicialmente “seco” y el aire **efluente** tiene una humedad inicial tan baja que se puede considerar básicamente seco, de forma que la línea de operación pasa a través del origen de la figura. Entonces, la **línea** de operación se traza hasta intersectar la curva en el equilibrio en $Y_0 = 0.00267 \text{ kg agua/kg aire seco}$. $Y_B = 0.0001$, $Y_E = 0.0024 \text{ kg agua/kg aire seco}$.

En la siguiente tabla, en la columna 1 se listan los valores de Y sobre la línea de **operación** entre Y_B y Y_E ; en la columna 2, se listan los valores correspondientes de Y^* tomados de la curva en el equilibrio en el mismo valor de Y . A partir de estos datos, se calculó la columna 3. Se **preparó** una curva (no se muestra) de la columna 1 como abscisa y la columna 3 como ordenada; se **integró gráficamente** entre cada valor de Y en la tabla y Y_B , para obtener en la columna 4 los números de las unidades de transferencia que corresponden a cada valor de Y (así, por ejemplo, el área bajo la curva desde $Y = 0.0012$ hasta $Y = 0.0001$ es igual a 4.438). El número total de unidades de transferencia que corresponden a la zona de adsorción es $N_{\text{rog}} = 9.304$, de acuerdo con la **ecuación** (11.79).

Dividiendo cada entrada en la columna 4 entre 9.304, se determinaron los valores en la columna 5, de acuerdo con la ecuación (11.80). La columna 6 se obtuvo dividiendo cada entrada en la columna 1 entre $Y_0 = 0.00267$; la columna 6 se graficó contra la 5 para obtener una forma adimensional de la curva de ruptura entre w_B y w_E (figura 11.46). La ecuación (11.74) puede escribirse como

$$f = \frac{\int_{w_B}^{w_E} (Y_0 - Y) dw}{Y_0 w_a} = \int_0^{1.0} \left(1 - \frac{Y}{Y_0}\right) d \frac{w - w_B}{w_a}$$

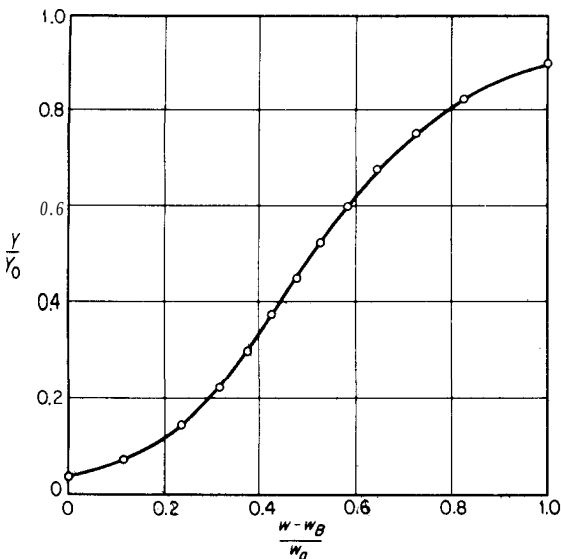


Figura 11.46 Curva de ruptura calculada para el ejemplo 11.9.

de donde se ve que f es igual a toda el área sobre la curva de la figura 11.46 hasta $Y/Y_0 = 1.0$. Mediante integración gráfica, $f = 0.530$.

Las rapidez de transferencia de masa están dadas en forma de ecuación en el ejemplo 11.6. Para una velocidad de masa del aire $G' = 0.1295 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$, $k_y a_p = 31.6(0.1295)^{0.55} = 10.27 \text{ kg H}_2\text{O/m}^3 \cdot \text{s}$. AY y $k_s a_p = 0.965 \text{ kg H}_2\text{O/m}^3 \cdot \text{s}$. AX .

De acuerdo con la figura 11.45, $X_r = 0.0858 \text{ kg H}_2\text{O/kg gel}$. Ecuación (11.76):

$$S_s = \frac{Y_0 G_s}{X_r} = \frac{0.0026(0.1295)}{0.0858} = 3.92 \times 10^{-3}$$

La pendiente promedio de la curva en el equilibrio es $\Delta Y/\Delta X = 0.0185$; de donde, $m G_s/S_s = 0.0185(0.1295)/3.92(10^{-3}) = 0.61$. Ecuaciones (11.51) y (11.52):

$$H_{IG} = \frac{G_s}{k_y a_p} = \frac{0.1295}{10.27} = 0.0126 \text{ m} \quad H_{IS} = \frac{S_s}{k_s a_p} = \frac{3.92 \times 10^{-3}}{0.965} = 4.062 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$H_{IOG} = H_{IG} + \frac{m G_s}{S_s} H_{IS} = 0.0126 + 0.61(4.062 \times 10^{-3}) = 0.0151 \text{ m}$$

Ecuación (11.79): $Z_a = N_{IOG} H_{IOG} = 9.304(0.0151) = 0.14 \text{ m}$. La altura del lecho = $Z = 0.61 \text{ m}$. Por lo tanto, ecuación (11.74):

$$\text{Grado de saturación en el punto de ruptura} = \frac{0.61 - 0.53(0.14)}{0.61} = 0.878 = 87.8\%$$

El lecho contiene $0.61 \text{ m}^3 \text{ gel/m}^2$ de sección transversal; puesto que la densidad del lecho es 671.2 kg/m^3 (ejemplo 11.6), la masa del gel = $0.61(671.2) = 409.4 \text{ kg/m}^2$. En 87.8% de equilibrio con el aire entrante, el gel contiene $409.4(0.878)(0.0858) = 30.8 \text{ kg H}_2\text{O/m}^2$ sección transversal. El aire introduce $0.1295(0.00267) = 3.46(10^{-4}) \text{ kg H}_2\text{O/m}^2 \cdot \text{s}$; por lo tanto, el punto de ruptura ocurre en $30.8/3.46(10^{-4}) = 89\,140 \text{ s} = 24.8 \text{ h}$ después de que se admite inicialmente

el aire y $w_B = 89 \cdot 140(0.1295) = 11\,540 \text{ kg aire/m}^2$ sección transversal. Si todo el lecho estuviese en equilibrio con el aire entrante, el agua adsorbida sería $409.4(0.0858) = 35.1 \text{ kg/m}^2$; de aquí, $U = 35.1 - 30.8 = 4.3 \text{ kg/m}^2 =$ capacidad para adsorber que todavía tiene el lecho. Por lo tanto, $w_A = U/fY_0 = 4.3/0.53(0.0026) = 3\,038 \text{ kg aire/m}^2$.

Las condiciones del cálculo corresponden al experimento S2 de Eagleton y Bliss [21], cuya curva de ruptura observada (su figura 5) concuerda perfectamente con la figura 11.46. Sin embargo, ellos observaron que 879 kg aire/m^2 fluyeron a través mientras que la humedad del efluente aumentaba desde $Y/Y_0 \approx 0.1$ hasta 0.8, por su parte, la curva de la figura 11.46 predice que esta cantidad será $(0.79 - 0.17)(3\,038) = 1\,883 \text{ kg/m}^2$. Es notorio que se obtenga mayor coincidencia si en los cálculos anteriores se utiliza la correlación de la tabla 3.3 para el coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa.

El método anterior es útil cuando están disponibles los coeficientes de transferencia de masa de la fase fluido y de la fase sólido. En particular, el coeficiente de la fase sólida no se tiene de ordinario para la mayoría de los desarrollos industriales. En estos casos, la siguiente aplicación es una aproximación útil, que también se limita a los casos de equilibrio de adsorción favorable [14].

Obsérvese la figura 11.47. Si la rapidez de transferencia de masa fuese infinitamente rápida, la curva de ruptura sería la línea vertical en θ_s , el cual puede localizarse a fin de que las áreas sombreadas sean iguales. Entonces, la zona de adsorción de la figura 11.35 puede reducirse, idealmente, a un plano, con la longitud del lecho Z_s hacia arriba del plano en la concentración X_T y la longitud $Z - Z_s$ hacia abajo igual a la longitud sin utilizar del lecho (LUB). En la ruptura, la longitud del lecho se toma como la suma de LUB y una longitud saturada con soluto en equilibrio con la corriente de alimentación. Si $V =$ velocidad de avance del "plano de adsorción", entonces a cualquier tiempo, $Z_s = V\theta$ en el tiempo θ_s , $Z = V\theta_s$ en la ruptura, $Z_s = V\theta_B$

$$\text{LUB} = Z - Z_s = V(\theta_s - \theta_B) = \frac{Z}{\theta_s}(\theta_s - \theta_B) \quad (11.81)$$

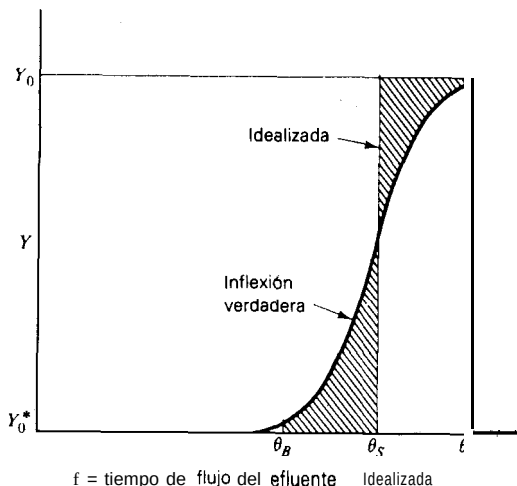


Figura 11.47 Curva de ruptura idealizada para transferencia de masa infinitamente rápida.

Un balance de soluto es

$$G_s(Y_0 - Y_0^*)\theta = Z_s \rho_s (X_T - X_0) \quad (11.82)$$

en donde Y_0^* es la **concentración** del fluido en equilibrio con X_0 .

En un experimento de laboratorio, a la misma G_s que se va a utilizar a gran escala, es posible medir la curva de ruptura, determinar θ_B y θ_T (mediante las áreas iguales) y calcular LUB mediante la ecuación (11.81). Esto debe ser igual a gran escala, siempre y cuando el mezclado radial y el entubamiento del lecho no sean importantes.

Si la **medición** se hace sobre un adsorbedor de producción que no puede operarse más allá del punto de ruptura, el **cálculo** puede hacerse a partir de lo siguiente. En $\theta_s, Z = Z_s$; la ecuación (11.82) se vuelve entonces

$$X_T - X_0 = \frac{G_s \theta_s}{Z_s \rho_s} (Y_0 - Y_0^*) \quad (11.83)$$

Sea $Z_s = V\theta$; la ecuación (11.82) se vuelve

$$V = \frac{G_s}{PS} \frac{Y_0 - Y_0^*}{X_T - X_0} \quad (11.84)$$

Eliminando θ , de las ecuaciones (11.81) y (11.83), se tiene que

$$\text{LUB} = Z - \frac{G_s \theta_B (Y_0 - Y_0^*)}{\rho_s (X_T - X_0)} \quad (11.85)$$

Si la profundidad del lecho a gran escala se va a calcular para un tiempo de ruptura dado, Z_s puede calcularse mediante la ecuación (11.82), haciendo $\theta = \theta_B$. Entonces, la **ecuación** (11.85) da LUB.

Ejemplo 11.10 Se hizo la siguiente prueba de laboratorio utilizando mallas moleculares tipo 4A, para eliminar vapor de agua de nitrógeno (Collins, corrida B) (14):

Espesor del lecho = 0.268 m (0.88 ft)

Conc. inicial de agua en el sólido = 0.01 kg $\text{H}_2\text{O}/\text{kg sólido} = X_0$

Densidad total del lecho = 712.8 kg/m^3 (44.5 $\text{lb}_\text{m}/\text{ft}^3$)

Temperatura = 28.3 °C

Presión del gas = 593 kN/m^2 (86 $\text{lb}_\text{f}/\text{pulg.}^2$)

Rapidez del nitrógeno = 4 052 $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ (830 $\text{lb}_\text{m}/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$)

Conc. inicial de H_2O en el gas = $1.440(10^{-6})$ fracción mol

Conc. de H_2O en el efluente, fracción mol		Conc. de H_2O en el efluente, fracción mol		Con. de H_2O en el efluente, fracción mol	
Tiempo, h (10^6)		tiempo, h (10^6)		tiempo, h (10^6)	
0	< 1	10.2	238	11.75	1235
9 = θ_B	1	10.4	365	12.0	1330
9.2	4	10.6	498	12.5	1410
9.4	9	10.8	650	12.8 = θ_T	1440
9.6	33	11.0	808	13.0	1440
9.8	80	11.25	980	15.0	1440
10.0	142	11.5	1115		

Y_0^* en equilibrio con $X_0 \approx 0$

X_0^* en equilibrio con $Y_0 \approx 0.22 \text{ kg H}_2\text{O/kg sólido seco}$

$$Y = \frac{\text{fracción mol de H}_2\text{O}}{1 - \text{fracción mol de H}_2\text{O}} \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{N}_2}} \approx \text{fracción mol H}_2\text{O} \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{N}_2}}$$

Los datos de ruptura se **graficaron** como en la figura II .47 y se **determinó** θ , (áreas iguales) como 10.9 h. Ecuación (II .81):

$$\text{LUB} = E(10.9 - 9) = 0.0467 \text{ m}$$

Se desea calcular la profundidad requerida del lecho para las mismas mallas moleculares operadas a la misma masa velocidad del gas, las mismas Y_0 y X_0 , y la misma concentración en el punto de ruptura, $1(10^{-6})$ fracción mol de agua, como en la prueba de laboratorio; empero, el tiempo del punto de ruptura θ_r va a ser 15 h.

$$Y_0 = \frac{1440 \times 10^{-6}}{1 - 1440 \times 10^{-6}} \frac{18}{29} = 9.0 \times 10^{-4} \text{ kg H}_2\text{O/kg N}_2 \quad Y_0^* \approx 0$$

Ecuación (II .82):

$$Z_r = \frac{G_s(Y_0 - Y_0^*)\theta_r}{\rho_s(X_r - X_0)} = \frac{4052(9 \times 10^{-4})}{712.8(0.21 - 0.01)} = 0.365 \text{ m}$$

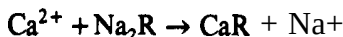
$$Z = \text{LUB} + Z_r = 0.0467 + 0.365 = 0.41 \text{ m (1.35 ft) Respuesta.}$$

Nota: La corrida A de Collins ^[14], profundidad del lecho = 0.44 m, 26.1 °C, $Y_0 = 1.490(10^{-6})$, $G_s = 4.002$ (condiciones diferentes a las anteriores) registra un punto de ruptura a las 15 h.

Intercambio iónico

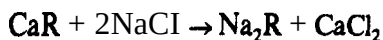
Las operaciones de intercambio iónico son básicamente reacciones químicas de sustitución entre un electrolito en solución y un electrolito insoluble con el cual se pone en contacto la solución. El mecanismo de estas reacciones y las técnicas utilizadas para lograrlas son tan parecidos a los de **adsorción** que, para la mayoría de los fines de Ingeniería, el intercambio iónico puede considerarse simplemente como un caso especial de la adsorción.

Principios del intercambio iónico ^[20, 40, 55] Los sólidos intercambiadores de iones que se utilizaron inicialmente fueron minerales porosos, naturales o sintéticos, que contenían **sílica**: las zeolitas, como por ejemplo el mineral $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 4\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$. Los **iones** cargados positivamente (cationes) de una solución que son capaces de difundirse a través de los poros se intercambian con los iones Na^+ de este mineral; por lo tanto, este último se llama un **intercambiador** de cationes. Por ejemplo,



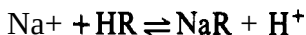
en donde R representa el residuo de la zeolita. De esta manera, se puede ablandar agua “dura” que contiene Ca^{2+} , poniéndola en contacto con la zeolita; el menos problemático Na^+ reemplaza al Ca^{2+} en solución y este último queda inmovilizado en el sólido. La reacción es reversible, y **después** de la **saturación** de la zeolita

con Ca^{2+} , aquélla puede regenerarse poniéndola en contacto con una solución salina.

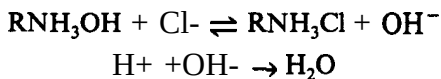


Recientemente se han fabricado algunos intercambiadores **catiónicos carboná-**ceos mediante el tratamiento de sustancias como carbón con reactivos del tipo de ácido sulfúrico fumante y similares. Los intercambiadores resultantes pueden regenerarse a su forma con hidrógeno, HR, por tratamiento con ácido y no con sal. Así, el agua dura que contiene $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ contendrá H_2CO_3 después de la eliminación del Ca^{2+} por intercambio; puesto que el **ácido** carbónico se elimina con facilidad mediante procedimientos de **degasificación**, el contenido total de **sólidos** del agua puede reducirse de esta forma. Las primeras aplicaciones de los **intercam-**biadores iónicos que utilizaron estos principios estaban bastante limitadas a los problemas de ablandamiento de agua.

En 1935, se introdujeron los intercambiadores iónicos de resinas sintéticas. Por ejemplo, puede considerarse que ciertas resinas **poliméricas** insolubles, **sinté-**ticas, que contienen un grupo **sulfónico**, **carboxílico** o **fenólico**, constan de un anión muy grande y un catión reemplazable o intercambiable. Éstos pueden presentar intercambios del siguiente tipo,



Además, se pueden intercambiar diferentes cationes con la resina, con relativa facilidad. El Na^+ inmovilizado en la resina puede intercambiarse con otros cationes o con H^+ , por ejemplo, al igual que un soluto puede reemplazar a otro adsorbido sobre un adsorbente tradicional. En forma similar, las resinas poliméricas insolubles que contienen grupos amina y aniones pueden utilizarse para intercambiar aniones en solución. El mecanismo de esta acción evidentemente no es tan simple como en el caso de los intercambiadores **catiónicos**; sin embargo, para los fines presentes se puede considerar simplemente como un intercambio **iónico**. Por ejemplo,



en donde RNH, representa la parte catiónica inmóvil de la resina. Estas resinas pueden regenerarse por contacto con soluciones de carbonato o hidróxido de sodio. Las resinas sintéticas intercambiadoras de iones se encuentran en gran variedad de formulaciones de diferente poder **intercambiador**; generalmente, se encuentran en la forma de sólidos o perlas granulares, finos, de 16 a 325 mallas. Con frecuencia, cada perla es una esfera perfecta.

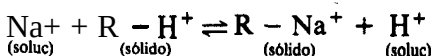
Técnicas y aplicaciones Por lo general, todas las técnicas de operación utilizadas para la adsorción se utilizan también para el intercambio **iónico**. Por consiguiente, hay tratamientos por lotes o por etapas de soluciones, operaciones en lecho fluidizado o fijo y operaciones continuas a contracorriente. Las percola-

ciones en lecho fijo son muy comunes. Se han utilizado los **métodos cromatográficos** para el fraccionamiento de mezclas **iónicas** de varios componentes. Se han aplicado estas técnicas en el tratamiento de lodos de minerales ("resina en pulpa") para la obtención de metales valiosos.

Además de las aplicaciones en el ablandamiento de aguas, antes mencionadas, la deionización total del agua se puede lograr por percolación, primero a **través** de un intercambiador catiónico y **después** a través de un intercambiador **aniónico**. Utilizando un lecho formado por una **mezcla íntima de cantidades** equivalentes de una resina intercambiadora catiónica fuerte y una **aniónica** fuerte, es posible la **eliminación** simultánea de todos los iones hasta la neutralidad. Para la regeneración, estas resinas en lecho mixto se separan mediante clasificación hidráulica por **tamaño** de partícula y diferencias de densidad para los dos tipos de resinas, las cuales se regeneran por separado. Los intercambiadores **iónicos** también se han utilizado para el tratamiento y concentración de soluciones de desecho diluidas. Tal vez la aplicación mas notable de las resinas intercambiadoras es la separación de metales de las tierras raras mediante **técnicas** cromatográficas.

En la **exclusión iónica**, se presatura una resina con los mismos iones que en una solución. Entonces, la resina puede rechazar los iones en una solución y al mismo tiempo adsorber sustancias orgánicas no **iónicas** como glicerina y similares, que también pueden estar en solución. Posteriormente, la materia orgánica puede extraerse de la resina en un estado **iónico** libre.

Equilibrio La **distribución** en el equilibrio de un **ión** entre un sólido **intercambiador** y una **solución** puede describirse gráficamente trazando isothermas en forma similar a la que se utilizó en la adsorción ordinaria. Algunas veces se han aplicado diferentes ecuaciones empíricas a estas isothermas, como la ecuación de Freundlich (11.3). **También** es posible aplicar ecuaciones del tipo de la **ecuación** de acción de masas a la reacción de intercambio. Por ejemplo, para el intercambio catiónico



la constante de la ley de acción de masas es

$$\alpha = \frac{[\text{R} - \text{Na}^+]_{\text{sólido}} [\text{H}^+]_{\text{soluc.}}}{[\text{R} - \text{H}^+]_{\text{sólido}} [\text{Na}^+]_{\text{soluc.}}} = \left[\frac{\text{Na}^+}{\text{H}^+} \right]_{\text{sólido}} \left[\frac{\text{H}^+}{\text{Na}^+} \right]_{\text{soluc.}} \quad (11.86)$$

en donde los parentesis cuadrados [] indican el uso de alguna unidad adecuada de **concentración** en el equilibrio. Entonces, se ve que α es una **expresión** de la **adsortividad** relativa del Na^+ al H^+ . Puesto que la solución y el sólido permanecen eléctricamente neutros durante el proceso de intercambio, se puede escribir

$$\alpha = \frac{X}{X_0 - X} \frac{c_0 - c^*}{c^*} = \frac{X/X_0}{1 - X/X_0} \frac{1 - c^*/c_0}{c^*/c_0} \quad (11.87)$$

en donde c_0 es, en este caso, la **concentración** inicial de $\text{Na}^+ + \text{H}^+$ en la solución y, en consecuencia, el total de éstos en cualquier momento; c^* es la concentración de Na^+ 'en el equilibrio después del intercambio; X , la concentración en el equilibrio de Na^+ en el sólido; X_0 , la concentración si todo H^+ se reemplazase con Na^+ ; todos esos valores se expresan como equivalentes por unidad de volumen o masa. En el caso general para cualquier sistema, la adsorptividad relativa α a una temperatura dada varía con la **concentración** catiónica total c_0 en la **solución** y también con c . En algunos casos, se ha encontrado que α es **básicamente** constante al variar c con c_0 fija.

Rapidez del intercambio iónico La rapidez del intercambio **iónico** depende, como la adsorción ordinaria, de la rapidez de cada uno de los siguientes procesos: (1) difusión de iones desde el seno del líquido hasta la superficie externa de una partícula intercambiadora; (2) **difusión** interna de iones a **través** del sólido hasta el sitio de intercambio; (3) intercambio de los iones; (4) **difusión** externa de los iones liberados hasta la superficie del **sólido**; (5) difusión de los iones liberados desde la superficie del sólido hasta el líquido. En algunos casos, la cinética de la **reacción** de intercambio (3) puede ser el paso que controle, pero en otros la rapidez de la reacción aparentemente es muy rápida en comparación con la rapidez de **difusión**. La rapidez de difusión puede describirse mediante los coeficientes de transferencia de masa apropiados para la **difusión** a contracorriente equivalente a través del sólido y a **través** del líquido; en algunos casos, por lo menos, parece que la resistencia a la **difusión** en la fase líquida es el paso controlante.

Cuando las reacciones de intercambio son rápidas en comparación con la rapidez de la transferencia de masa, los métodos de **diseño** desarrollados para los adsorbedores tradicionales pueden aplicarse directamente a las operaciones de intercambio iónico. Puede ser adecuada alguna modificación de las unidades de los **términos** en las diferentes ecuaciones, debido al uso acostumbrado de las concentraciones expresadas como equivalentes por unidad de volumen en el sistema cgs. El siguiente ejemplo ilustra lo anterior.

Ejemplo 11.11 Se va a utilizar una resina sintética intercambiadora de iones en forma de perlas, para obtener y concentrar el cobre en una solución de desecho diluida. La **alimentación** contiene CuSO_4 en una concentración de 20 miliequivalentes (meq) de Cu^{2+} /litro; se va a tratar un flujo de 37 850 litros/h. Se planea un sistema continuo: la **solución** que se va a tratar y la resina regenerada van a fluir a contracorriente a **través** de una torre vertical, en donde el 99% del Cu^{2+} de la **alimentación** se va a intercambiar; la resina se va a regenerar en una segunda torre por contacto a contracorriente con **ácido** sulfúrico 2N. Los datos necesarios están dados por Selke y Bliss, *Chem. Eng. Progr.*, 47, 529 (1951).

Para la obtención de Cu^{2+} Se utilizara una velocidad superficial del líquido de 2.2 litros/cm² · h, para la cual la rapidez de transferencia de masa es 0.018 meq Cu^{2+} /(h)(g resina)(meq Cu^{2+} /litro). La resina regenerada va a contener 0.30 meq Cu^{2+} /g; se va a utilizar 1.2 veces la **relación mínima resina/solución**.

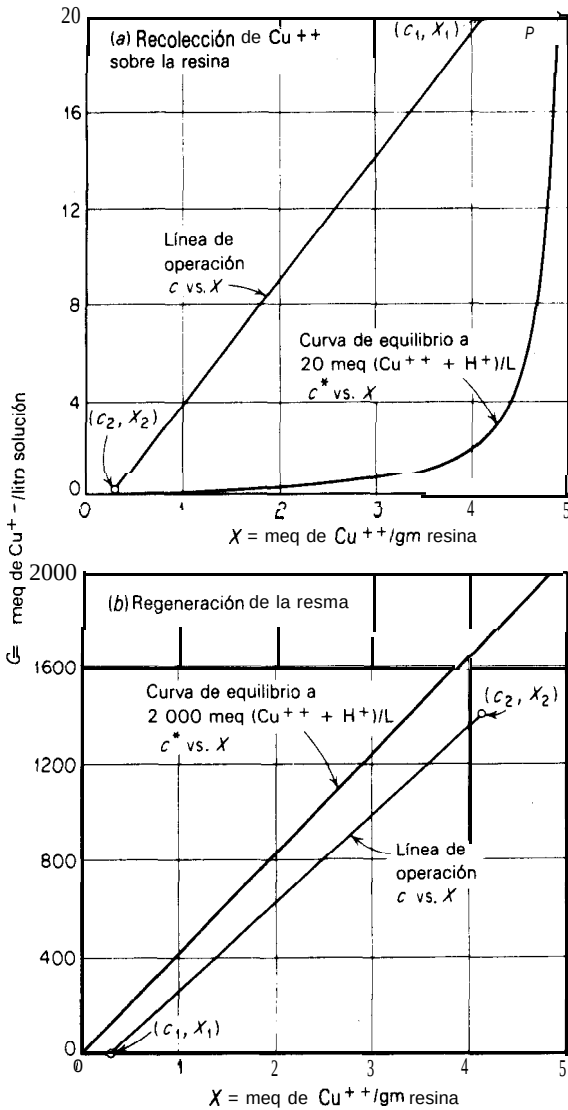


Figura 11.48 Solución al ejemplo 11.11.

Para la regeneración de la resina La velocidad superficial del líquido va a ser $0.17 \text{ litros/cm}^2 \cdot \text{h}$, para la cual la rapidez de transferencia de masa es $0.018 \text{ meq Cu}^{2+}/(\text{h})(\text{g resina})(\text{meq Cu}^{2+}/\text{litro})$. El ácido se va a utilizar con una **extensión** del 70%.

Calcular los flujos necesarios de la resina y la cantidad de retención de la resina en cada torre.

SOLUCIÓN El equilibrio para el intercambio $\text{Cu}^{2+} - \text{H}^+$ está dado por Selke y Bliss, a dos niveles de concentración. 20 y 2 000 meq **catión/litro**. Éstos se muestran en la figura 11.48a y b, respectivamente.

, Obtención de Cu^{2+} . Soluc. de alimentación = 37 850 litros/h. $c_1 = 20 \text{ meq Cu}^{2+}/\text{litro}$, $c_2 = 0.01(20) = 0.20 \text{ meq Cu}^{2+}/\text{litro}$. Cu^{2+} intercambiado = 37 850(20 - 0.20) = 750 000 meq/h.

$X_2 = 0.30 \text{ meq Cu}^{2+}/\text{g}$. El punto (c_2, X_2) se graficó en la figura 11.48a. Para la relación mínima resina/solución y una torre infinitamente alta, la línea de operación también pasa a través del punto P en $X = 4.9$, en esta figura, que corresponde al equilibrio con c_1 . Entonces, el flujo mínimo de la resina es 750 OMV(4.9 - 0.30) = 163 000 g/h. Para 1.2 veces el mínimo, el flujo de la resina es 1.2(163 000) = 195 600 g/h. Un balance de cobre,

$$750\,000 = 1\,956\,000(X_1 - 0.30)$$

$$X_1 = 4.12 \text{ meq Cu}^{2+}/\text{g resina}$$

El punto (c_1, X_1) se graficó en la figura 11.48; la línea de operación puede trazarse como una línea recta a estas concentraciones.

La cantidad de resina en la torre puede obtenerse utilizando la ecuación de rapidez de transferencia escrita en forma apropiada para las unidades de las cantidades involucradas. Adaptando la ecuación (11.48) a este caso, se tiene

$$V \, dc = \frac{K'_L a_p}{\rho_s} (c - c^*) \, d(SZ \rho_s)$$

en donde V = litro líquido/h

c = conc. Cu^{2+} , meq/litro, en la solución

c^* = conc. Cu^{2+} en la solución en equilibrio con la resina

$K'_L a_p / \rho_s$ = coeficiente de transferencia de masa global del líquido, meq/(h)(g resina) (meq/litro)

K'_L = coeficiente de transferencia de masa global del líquido

a_p = superficie de las partículas de resina, cm^2/cm^3

ρ_s = densidad de empaque de la resina, g/cm^3

$SZ \rho_s$ = resina en la torre, g

S = sección transversal de la torre, cm^2

Z = altura de la torre, cm

Reordenando esta ecuación e integrando,

$$SZ \rho_s = \frac{V}{K'_L a_p / \rho_s} \int_{c_2}^{c_1} \frac{dc}{c - c^*}$$

Para valores de c sobre la línea de operación entre c_1 y c_2 , los valores correspondientes de c^* de la curva en el equilibrio en el mismo valor de X se obtiene como sigue

c	20	16	12	8	4	2	1	0.2
c^*	2.4	1.9	0.5	0.25	0.10	0.05	0.02	0
$\frac{1}{c - c^*}$	0.0568	0.0710	0.0870	0.129	0.256	0.513	1.02	5.0

Se grafica una curva (no se muestra) de $1/(c - c^*)$ como ordenada, c como abscisa y se integra gráficamente entre los límites c_1 y c_2 . El área bajo la curva es 5.72. (Nota: Este es el número de unidades de transferencia N_{OL}). Sustituyendo en la ecuación integrada,

$$\text{retención de la resina} = SZ \rho_s = \frac{37\,850(5.72)}{2.0} = 108\,300 \text{ g}$$

Regeneración de la resina Cu^{2+} que se va a intercambiar = 750 000 meq/h, que requieren la misma cantidad de meq H^+ /h. Para usar el ácido al 70%, la alimentación del ácido

debe contener 750 $000/0.70 = 1\,071\,000$ meq H^+ /h, o $1\,071\,000/2\,000 = 536$ litros/h de ácido 2N.

$c_1 = 0$, $c_2 = 750\,000/536 = 1\,400$ meq Cu^{2+} /litro. $X_1 = 0.30$, $X_2 = 4.12$ meq Cu^{2+} /g resina. Los puntos (c_1, X_1) y (c_2, X_2) se graficaron en la figura 11.48 y se trazó la línea de operación. La integración de la ecuación de rapidez de transferencia en este caso, en que tanto la línea de operación como en el equilibrio son rectas, da

$$V(c_2 - c_1) = \frac{K'_L q_p}{\rho_s} (SZ\rho_s)(c^* - c)_m$$

en donde $(c^* - c)_m$ es el promedio logarítmico de las fuerzas motrices en los extremos de la torre; los demás símbolos tienen el mismo significado que antes.

$$c_1^* - c_1 = 120 - 0 = 120 \quad c_2^* - c_2 = 1700 - 1400 = 300 \text{ meq } Cu^{2+} / \text{litro}$$

$$(c^* - c)_m = \frac{300 - 120}{\ln(300/120)} = 196.5 \text{ meq } Cu^{2+} / \text{litro}$$

Sustituyendo en la ecuación de rapidez

$$750\,000 = (0.018SZ\rho_s)(196.5)$$

$$SZ\rho_s = 212\,000 \text{ g de resina retenida en la torre de regeneración}$$

La resina debe enjuagarse con agua antes de reintroducirla en la torre de adsorción. El Cu^{2+} en la solución efluente se ha concentrado $1\,400/20 = 70$ veces, lo cual equivale a la evaporación de $37\,300$ litros/h de agua de la solución original.

NOTACIÓN PARA EL CAPÍTULO 11

Se puede utilizar cualquier conjunto consistente de unidades, excepto cuando se indique lo contrario.

q_p	superficie de sólidos/volumen de la mezcla sólido-fluido, L^2/L^3
q_{pL}	superficie de sólidos/volumen líquido, L^2/L^3
A	masa velocidad del soluto adsorbido, $M/L^2\theta$
B	masa velocidad del adsorbente libre de adsorbato, $M/L^2\theta$
c	concentración del soluto en solución, M/L^3 o mol/L^3 ; para el intercambio iónico, EQ/L^3
Δc	fuerza motriz para la diferencia de concentración de la fase líquida, mol/L^3
C	distancia, impulsor hasta el fondo del tanque, L
	capacidad calorífica, FL/MT
	masa velocidad del soluto más fuertemente adsorbido, $M/L^2\theta$
d_i	diámetro del impulsor, L
d_p	diámetro de la partícula, L
D	difusividad, L^2/θ
E	masa velocidad del adsorbato libre de adsorbente, $M/L^2\theta$
E_D	difusividad de remolino de masa, L^2/θ
q_{ps}	superficie de sólidos/masa de sólidos, L^2/M
E_{MS}	eficiencia de Murphree de la etapa de la fase sólida, fraccionaria
f	habilidad fraccionaria de la zona de adsorción para adsorber soluto, adimensional
F	masa velocidad de la alimentación, $M/L^2\theta$
F_L	coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida, $\text{mol}/L^2\theta$
g	aceleración de la gravedad, L^2/θ
g_c	factor de conversión, $ML/F\theta^2$
G	masa velocidad total del gas, $M/L^2\theta$

G_S	masa velocidad del gas no adsorbido basada en la sección transversal del recipiente, M/L²θ
$\bar{H}$	calor diferencial de adsorción, FL/M
H_G	entalpía de un gas, en base libre de soluto, FL/M
H_S	entalpía del sólido y del soluto adsorbido, por unidad de masa del sólido libre de adsorbato , FL/M
H_{IG}	altura de una unidad de transferencia del gas, L
H_{IOG}	altura de una unidad global de transferencia del gas, L
H_{IS}	altura de una unidad de transferencia del sólido, L
ΔH_A	calor integral de adsorción referido al adsorbato líquido, por masa unitaria de adsorbente, FL/M
AH;	calor integral de adsorción referido al adsorbato vapor, por masa unitaria de adsorbente, FL/M
J	flux de transferencia de masa, mol/L²θ
k	una constante
k_L	coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida, mol/L²θ(mol/L³)
k_S	coeficiente de transferencia de masa de la fase sólida , mol/L²θ(mol/L³)
k_Y	coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa, M/L²θ(M/M)
K_Y	coeficiente global de transferencia de masa de la fase gaseosa, M/L²θ(M/M)
K_Y	coeficiente global de transferencia de masa de la fase gaseosa, mol/L²θ(fracción mol)
l	una distancia, L
L_S	disolvente líquido. masa en un proceso por lotes, M ; masa velocidad en un proceso continuo, M/L²θ
LUB	longitud de la porción no utilizada de un lecho fijo, L
m	pendiente de la isoterma de adsorción en el equilibrio [ecuaciones (11.51)-(11.52)], dY[*]/dX , adimensional: también (mol/L³)/(mol/M) o (M/L³)/(M/M)
M	una constante
n	peso molecular , M/mol
N	una constante
N	numero de impulsores sobre un eje, adimensional
N	rapidez de giro, θ⁻¹
N_{IOG}	flux de transferencia de masa basada en la superficie externa del sólido. mol/L²θ
P	masa adsorbente/masa adsorbato (fraccionación) , M/M
P	número de unidades globales de transferencia del gas, adimensional
P	presión de vapor en el equilibrio, F/L²
P	presión parcial. F/L²
P_E	potencia del agitador transmitida al fluido o lodos, FL/θ
P_o	masa velocidad del producto rico en C, M/L²θ
r	número de potencia, pg_c/d_i⁵N³q_m , adimensional
R	peso molecular gas poco adsorbido/peso molecular gas fuertemente adsorbido, adimensional
R	masa velocidad del reflujo hacia el fraccionador , M/L²θ
Re	constante universal de los gases, FL/mol T
Re_p	numero de Reynolds del impulsor, d_iNq_i/μ_L , adimensional
S_S	número de Reynolds de la partícula [ecuación (11.28)], adimensional
Sc_L	sólido libre de adsorbato: masa en el proceso por lotes, M ; velocidad de masa en un proceso continuo, M/L²θ
Sh_L	numero de Schmidt de la fase líquida, μ_L/q_LD_L , adimensional
T	numero de Sherwood de la fase líquida, k_Ld_p/D_L , adimensional
u'	temperatura absoluta
U	diámetro del tanque, L
U	velocidad fluctuante de turbulencia. L/θ
U	solute adsorbido en la zona de adsorción, M/L²θ

U	volumen de soluto/masa adsorbida, L^3/M
v_L	volumen líquido en un proceso por lotes, L^3 ; flujo volumétrico del líquido en un proceso continuo, L^3/Θ
v_m	volumen de la suspensión, L^3
v_T	volumen de líquido en una profundidad igual al diámetro del tanque, L^3
V	velocidad de avance del plano de adsorción, L/Θ
V_{IN}	velocidad terminal de sedimentación correspondiente a la Ley de Newton, L/Θ
V_{IS}	velocidad terminal de sedimentación correspondiente a la Ley de Stokes, L/Θ
W	cantidad de efluente en un adsorbedor de lecho fijo, M/L^2
w_d	$w_E \rightarrow w_B, M/L^2$
w_B	cantidad de efluente en un adsorbedor de lecho fijo en el punto de ruptura, M/L^2
w_E	cantidad de efluente en un adsorbedor de lecho fijo en el agotamiento del lecho, M/L^2
x	fracción peso del componente C en la corriente del fluido, adimensional
X	concentración del adsorbato, masa soluto/masa adsorbente, M/M ; para el intercambio iónico, EQ/M o EQ/L^3
X_T	concentración del adsorbato en equilibrio con el fluido entrante, masa soluto/masa adsorbente, M/M ; para el intercambio iónico, EQ/M o EQ/L^3
Y	fracción peso del componente C en el adsorbato, adimensional
Y	concentración de soluto en el fluido, masa soluto/masa disolvente, M/M
Y_B	concentración de soluto en el efluente en el punto de ruptura, masa soluto/masa disolvente, M/M
Y_E	concentración de soluto en el efluente en el agotamiento del lecho, masa soluto/masa sólido, M/M
Z	altura de la columna de adsorbente, L
Z'	altura arriba del plano medio del impulsor superior, L
Z_a	altura de la zona de adsorción , L
Z_i	altura del lecho de adsorbedor en equilibrio con la alimentación, L
α	constante de la ley de acción de masas o adsortividad relativa, adimensional
Δ	diferencia
$\Delta\rho$	valor absoluto de la diferencia de densidad, sólido y líquido, M/L^3
θ	tiempo, Θ
θ_a	tiempo requerido para que la zona de adsorción se mueva una distancia Z ., Θ
θ_E	tiempo requerido para lograr el agotamiento del lecho, Θ
θ_F	tiempo de formación de la zona de adsorción , Θ
θ_i	tiempo de ruptura idealizada (figura II .47), Θ
θ_T	tiempo de saturación del lecho, Θ
λ	calor latente de evaporación , FL/M
μ	viscosidad, $M/L\Theta$
μ_m	viscosidad de la suspensión debajo de Z' , $M/L\Theta$
ρ	densidad del fluido, M/L^3
ρ_m	densidad de la suspensión debajo de Z' , M/L^3
ρ_s	densidad aparente del lecho de adsorbente, masa sólido/volumen empacado, M/L^3
φ_{sm}	fracción volumen de sólidos en la suspensión abajo de Z' , dimensional
φ_{SS}	fracción volumen de sólidos en el lecho completamente sedimentado, adimensional
φ_{ST}	fracción volumen de sólidos con base en v_T , adimensional

Subíndices

A	soluto débilmente adsorbido; adsorbato
C	soluto fuertemente adsorbido
e	dentro de la sección de enriquecimiento de un fraccionador continuo
L	líquido
min	mínimo

n	etapa n
p	partícula
r	sustancia de referencia
s	dentro de la sección de adsorción de un fraccionador continuo
S	sólido, adsorbente
0	inicial
1	etapa 1; fondo de un adsorbedor de contacto continuo
2	etapa 2; parte superior de un adsorbedor de contacto continuo

Exponente

* en el equilibrio

REFERENCIAS

1. Abbott, E. A.: **Flatland**; Barnes and Noble Books; Nueva York, 1963.
2. Amundsen, N. R.: *Ind. Eng. Chem.*, 48, 26 (1956).
3. Anon: *Chem. Eng.*, 0, 92 (15 de abril de 1963).
4. Astakhov, V. A., V. D. Lukin, P. G. Romankov y J. A. Tan: *Z. Priklad. Khim.*, 44, 319 (1971).
5. Barker, J. J. y R. E. Treybal, *AIChE J.*, 6, 289 (1960).
6. Bartell, F. E. y C. K. Sloan: *J. Am. Chem. Soc.*, 51, 1643 (1928).
7. Bates, P. L., P. L. Fondy y J. G. Fenic: *Mixing*, vol. I, p. 148, V. Uhl y J. B. Gray, eds., Academic Press; Nueva York, 1966.
8. Berg, C.: *Trans. AIChE*, 42, 665 (1946); *Chem. Eng. Progr.*, 41, 585 (1951).
9. Brian, P. L. T., H. B. Hales y T. K. Sherwood: *AIChE J.*, 15, 727 (1969).
10. Broughton, D. B.: *Chem. Eng. Progr.*, 64(8), 60 (1968).
11. Calderbank, P. H.: en *Mixing*, vol. II, p. 78, V. Uhl y J. B. Gray, eds., Academic Press; Nueva York, 1967.
12. Calderbank, P. H. y M. B. Moo-Young: *Chem. Eng. Science*, 16, 39 (1961).
13. Clark, A.: **The Theory of Adsorption and Catalysis**; Academic Press; Nueva York, 1970.
14. Collins, J. J.: *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, 63(74), 31 (1967).
15. Courouveau, P. H. y R. E. Benson: *Chem. Eng.*, 55(3), 112 (1948).
16. Davidson, J. F. y D. Harrison, eds.: **Fluidization**; Academic Press; Nueva York, 1971.
17. Davis, J. C.: *Chem. Eng.*, 79, 88 (16 de octubre de 1972).
18. Deitz, V. R.: *Ind. Eng. Chem.*, 57(5), 49 (1965).
19. Denver Equipment Company: **Deco** Trefoil; En-Feb., 1966. p. 26.
20. Dorfner, K.: *Ion Exchangers, Principles and Applications*; Ann Arbor Science Publishers; Ann Arbor, Mich., 1972.
21. Eagleton, L. C. y H. Blss: *Chem. Eng. Progr.*, 49, 543 (1953).
22. Ermenc, E. D.: *Chem. Eng.*, 68, 87 (27 de mayo de 1961).
23. Etherington, L. D., R. J. Fritz, E. W. Nicholson y H. W. Scheeline: *Chem. Eng. Progr.*, 52, 274 (1956).
24. Etherington, L. D., R. E. D. Haney, W. A. Herbst y H. W. Scheeline: *AIChE J.*, 2, 65 (1956).
25. Fmdlay, A. y J. M. Greighton: *J. Chem. Soc. (Londres)*, 47, 536 (1910).
26. Friederich, R. O. y J. C. Mullins: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 12, 439 (1972).
27. Frost, A. C.: *Chem. Eng. Progr.*, 70(5), 644 (1974).
28. Furusawa, T. y J. M. Smith: *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 12, 197 (1973).
29. Glessner, A. J. y A. L. Myers: *AIChE Symp. Ser.*, 65(96), 73 (1969).
30. Glueckauf, E.: *Trans. Faraday Soc.*, 51, 1540 (1955).
31. Goldman, F. y M. Polanyi: *Z. Physik. Chem.*, 132, 321 (1928).

32. Gregg, S. J. y K. S. W. Sing: *Adsorption, Surface Area, and Porosity*; Academic Press; Nueva York, 1967.
33. Gröber, H.: *Z. Ver. Deut. Ing.*, 69, 705 (1925).
34. Halle, E. von: *comunicación personal*, 1964.
35. Hancker, C. W. y S. H. Jury: *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, 55(24), 87 (1959).
36. Harriott, P.: *AZChE J.*, 8, 93 (1962).
37. Hassler, J. W.: *Purification with Activated Carbon*, Chemical Pub. Co.; Nueva York, 1974.
38. Helby, W. A.: *Chem. Eng.*, 59(10), 153 (1952).
39. Helby, W. A., en J. Alexander, ed.: *Colloid Chemistry*; vol. VI. p. 814, Reinhold; Nueva York, 1946.
40. Helfferich, F.: *Zon Exchange*; McGraw-Hill; Nueva York, 1962.
41. Hersh, C. K.: *Molecular Sieves*; Reinhold; Nueva York, 1961.
42. Higgins, C. W. y J. T. Roberts: *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.*, 50(14), 87 (1954).
43. Hirsekorn, F. S. y S. A. Miller: *Chem. Eng. Progr.*, 49, 459 (1953).
44. Hudson, J. B. y S. Ross: *Znd. Eng. Chem.*, 56(11), 31 (1964).
45. Kapfer, W. H., M. Malow, J. Happel y C. J. Marsel: *AIChE J.*, 2, 456 (1956).
46. Karlson, E. L. y S. P. Edkins: *AZChE Symp. Ser.*, 71(151), 286 (1975).
47. Karlson, E. L. y R. Roman: *Products Finishing*, 41(9), 74 (1977).
48. Kehde, H., R. E. Fairfield, J. C. Frank y L. W. Zahnstecker: *Chem. Eng. Progr.*, 44, 575 (1948).
49. Kidnay, A. J. y A. L. Myers: *AZChE J.*, 12, 981 (1966).
50. Kipling, J. J. y D. A. Tester: *J. Chem. Soc.*, 1952, 4123.
51. Kneule, F.: *Chem. Ing. Tech.*, 28, 221 (1956).
52. Kohler, R. H. y J. Estrin: *AZChE J.*, 13, 179 (1967); *comunicación personal*, 1974.
53. Kubai, R., I. Komasa, T. Otake y M. Iwasa: *Chem. Eng. Science*, 29, 659 (1974).
54. Kunii, D. y O. Levenspiel: *Fluidization Engineering*, John Wiley, Nueva York, 1969.
55. Kunin, R.: *Elements of Zon Exchange*; Reinhold; Nueva York, 1960.
56. Leavitt, F. W.: *Chem. Eng. Progr.*, 58(8), 54 (1962).
57. Lee, H. y D. E. Stahl: *AZChE Symp. Ser.*, 69(134), 1 (1973).
58. Lee, M. N. Y.: en *Recent Developments in Separation Science*; vol. 1, p. 75, N. N. Li, ed., Chemical Publ. Co.; Cleveland, 1972.
59. Lee, M. N. Y. y I. Zwiebel: *Adsorption Technology*; *AZChE Symp. Ser.*, 67(117); Foreword (1971).
60. Lerch, R. G. y D. A. Rathowsky: *Znd. Eng. Chem. Fundamentals*, 6, 308 (1967).
61. Leva, M.: *Fluidization*; McGraw-Hill; Nueva York, 1959.
62. Levins, D. M. y J. R. Glastonbury: *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, 50, 32, 132 (1972).
63. Levy, C. I. y R. L. Harris: *J. Phys. Chem.*, 58, 899 (1954).
64. Lewis, W. K., E. R. Gilliland, B. Chertow y W. P. Cadogen: *Znd. Eng. Chem.*, 42, 1319, 1326 (1950).
65. Lyons, E. J.: en *Mixing*; vol. 2, p. 225, V. W. Uhl y J. B. Gray, eds.; Academic Press; Nueva York, 1967; *comunicación personal*, 1974.
66. Mehta, D. S. y S. Calvert: *Brit. Chem. Eng.*, 15, 781 (1970).
67. Mehta, D. S. y S. Calvert: *Environ. Sci. Technol.*, 1, 325 (1967).
68. Metzner, A. B., R. H. Feeks, H. L. Ramon, R. E. Otto y J. D. Tuthill: *AZChE J.*, 7, 3(1961).
69. Metzner, A. B. y R. E. Otto: *AZChE J.*, 3, 3 (1957).
70. Michaels, A. S.: *Znd. Eng. Chem.*, 44, 1922 (1952).
71. Miller, D. N.: *Znd. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, 10, 365 (1971).
72. Minka, C. y A. L. Myers: *AZChE J.*, 19, 453 (1973).
73. Misić, D. M. y J. M. Smith: *Znd. Eng. Chem. Fundamentals*; 10, 380 (1971).
74. Myers, A. J.: *Znd. Eng. Chem.*, 60(5), 45 (1968).
75. Myers, A. L. y J. M. Prausnitz: *AZChE J.*, 11, 121 (1965).
76. Myers, A. L. y S. Sircar: *J. Phys. Chem.*, 76, 3415 (1972).
77. Nagata, S., I. Yamaguchi, S. Yabata y M. Harada: *Mem. Fac. Eng. Kyoto Univ.*, 21, Pt. 3, 275

- (1959); 22, **Pt. 1**, 86 (1960).
78. Nienow, A. W.: **Chem. Eng. J.**, 9, 153 (1975).
79. Oldshue, J. Y.: **Ind. Eng. Chem.**, **61(9)**, 79 (1969).
88. Otavi, S.: **Chem. Eng.**, **80**, 106 (17 de septiembre de 1973).
81. Othmer, D. F. y F. G. Sawyer: **Ind. Eng. Chem.**, 35, 1269 (1943).
82. Ponick, V., Z. Knor y S. Cerný: **Adsorption on Solids**; trad. por D. Smith y N. G. Adams, Butterworth; Londres. 1974.
83. Radke, C. J. y J. M. Prausnitz: **AIChE J.**, 18, 761 (1972).
84. Rushton, J. H. y D. L. Fridlay: **USAEC TID-22073** (1958).
85. Rushton, J. J. y V. W. Smith, Jr.: **USAEC TID-22075** (1965).
86. Sanders, M. T.: **Ind. Eng. Chem.**, **20**, 791 (1928).
87. Schwartzberg, H. G. y R. E. Treybal: **Ind. Eng. Chem. Fundamentals**, 7, 1, **6(1968)**.
88. Seaburn, J. T. y A. J. Engel: **AIChE Symp. Ser.**, **69(134)**, 71 (1973).
89. Siegmund, C. W., W. D. Munro y N. R. Amundsen: **Ind. Eng. Chem.**, 48.43 (1956).
90. Sircar, S. y Myers, A. L.: **AZChE J.**, 17, 186 (1971).
91. Sircar, S. y A. L. Myers: **AIChE J.**, 19, 159 (1973).
92. Skarstrom, C. W.: **Ann. N. Y. Acad. Sci.**, **72**, 751 (1959); en **Recent Developments in Separation Science**, vol. 2, p. 95, N. N. Li, ed., CRC Press; Cleveland; Ohio; 1972.
93. Snyder, L. R.: **Principles of Adsorption and Chromatography**; Marcel Dekker; Nueva York, 1968.
94. Squires, A. M.: **Chem. Eng. Progr.**, **58(4)**, 66 (1962).
95. Stevens, B. W. y J. W. Kerner: **Chem. Eng.**, 82, 84 (3 de febrero de 1975).
96. Uchida, S., K. Korde y M. Shindo: **Chem. Eng. Science**, **30**, 644 (1975).
97. Van Ness, H. C.: **Znd. Eng. Chem. Fundamentals**, 8, 464 (1969).
98. Vermeulen, T.: en **Advances in Chemical Engineering**; vol. 2, p. 147. T. B. Drew y J. W. Hoopes, eds.; Academic Press; Nueva York, 1958.
99. Vermeulen, T., G. Klein y N. K. Heister: en **The Chemical Engineers' Handbook**; 5a. ed.; Sec. 16, R. H. Perry y C. H. Chilton, eds.; McGraw-Hill; Nueva York, 1973.
100. Walker, W. H., W. K. Lewis, W. H. McAdams y E. R. Gilliland: **Principles of Chemical Engineering**; 3a. ed., p. 511; McGraw-Hill; Nueva York; 1937.
101. Weisman, J. y E. E. Efferding: **AZChE J.**, 6, 414 (1960).
102. Young, D. M. y A. D. Crowell: **Physical Adsorption of Gases**; Butterworth; Londres, 1962.
103. Zenz, F. A. y D. F. Othmer: **Fluidization and Fluid-Particle Systems**; Reinhold; Nueva York, 1960.

PROBLEMAS

- 11.1 La adsorción en el **equilibrio** de vapor de acetona sobre un **carbón** activado a 30 °C esta dada por los siguientes datos:

G adsorbido/g carbón	0	0.1	0.2	0.3	0.35
Presión parcial de la acetona, mm Hg	0	2	12	42	92

La **presión** de vapor de la acetona a 30 °C es 283 mm Hg. Un matraz de 1 litro contiene aire y vapor de acetona a 1 atm y 30 °C, con una **saturación** relativa del vapor de 35%. Se introducen 2 g de carbón activado fresco en el matraz, el cual se sella. Calcule la concentración final del vapor a 30 °C y la **presión** final. Despreciar la **adsorción** del aire.

- 11.2 Una solución de **azúcar** de **caña** en bruto, lavada, 48% de sacarosa en peso, esta coloreada por la presencia de **pequeñas** cantidades de impurezas. Se va a decolorar a 80 °C por tratamiento con un carbón adsorbente en una planta de filtración por contacto. Los datos para la isoterma

de **adsorción** en el equilibrio se obtuvieron agregando diferentes cantidades del carbón para separar lotes de la **solución** original y observando **el color** alcanzado en el equilibrio en cada uno de los casos. Los datos, con la cantidad de **carbón** expresada en base en el contenido de azúcar de la **solución**, son los siguientes:

kg carbón/kg azúcar seca	0	0.005	0.01	0.015	0.02	0.03
% eliminado de color	0	47	70	83	90	95

La solución original tiene una concentración de color de 20, medida en una escala arbitraria; se desea reducir el color a 2.5% de su valor original.

- Conviértanse los datos en el equilibrio a Y^* = unidades de **color/kg** carbón. ¿Siguen la ecuación de **Freundlich**? Si lo hacen, ¿cuáles son las constantes de la **ecuación**?
- Calcule la dosis necesaria de carbón fresco, por 1 000 kg de solución, para un proceso en una sola etapa.

Respuesta: 20.4 kg.

- Calcule la dosis necesaria de carbón por 1 000 kg de solución para un tratamiento **a** corriente cruzada en dos etapas, utilizando la cantidad **mínima** total de carbón fresco.

Respuesta: 10 kg.

- Calcule la dosis necesaria de **carbón** por 1 000 kg de solución para un tratamiento a contracorriente en dos etapas.

Respuesta: 6.24 kg.

- II.3 La **refinería** de **azúcar** del problema II .2 debe tratar **también** una solución de azúcar en bruto, **48%** en peso de sacarosa, de color original 50, basado en la misma escala de color que la utilizada en el problema 11.2. La escala de **color** es tal que los colores son aditivos, es decir que pesos iguales de **solución** de **color** 20 y de color **50** darán una **solución** de **color** $(20 + 50)/2 = 35$, La misma isoterma de adsorción describe la **eliminación** del **color** de la **solución** más oscura, como en el problema II .2. Cantidades iguales de la solución **más** oscura y de la del problema II.2 se deben decolorar hasta un color 0.5.

- En un proceso en una sola etapa, ¿será **más económico** en función del **carbón**, mezclar primero las soluciones originales y tratar la mezcla, o tratar cada una de ellas por separado hasta obtener el color 0.5 y después mezclar los productos separados?
- Repita el cálculo de **a** para un tratamiento a corriente cruzada en dos etapas, con **carbón** fresco en cada etapa, arreglado para el mínimo carbón en cada caso.
- Repita el cálculo de **a** para un tratamiento a contracorriente en dos etapas.
- Se sugirió el siguiente esquema de tratamiento: la **solución** mas clara se va a tratar en una planta a contracorriente en dos etapas hasta el color final deseado. El carbón gastado en esta **operación** se va a utilizar para tratar un peso igual de la solución oscura; luego se va a reactivar el carbón. Entonces, la solución residual oscura se va a llevar hasta el color final deseado con la cantidad necesaria de **carbón** fresco. Trace un diagrama de flujo y un diagrama de **operación** (a mano libre) para todo el proceso. Calcule si se ahorra algo de carbón en **comparación** con el rearrreglo de la parte (c).
- Calcule si el esquema de la figura II .49 permite alguna **economía** de **carbón**.

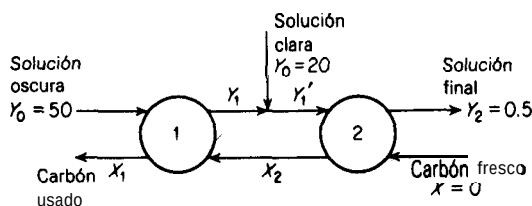


Figura II.49 Diagrama de flujo para el Prob. 11.3e.

- 11.4 Demuestre que para el tratamiento a contracorriente cruzada en dos etapas de soluciones líquidas mediante filtración por contacto, cuando la isoterma de adsorción es lineal, se tiene como resultado el mínimo adsorbente total si las cantidades utilizadas en cada etapa son iguales.
- 11.5 Para la adsorción de soluciones líquidas diluidas en operaciones por etapas a contracorriente, en donde la ecuación de Freundlich describe el equilibrio de adsorción, obténgase las expresiones analíticas en función de n , m , Y_0 y Y_N , para la relación mínima adsorbente/disolvente cuando se utiliza adsorbente fresco. Abarque los dos casos de la figura 11.21.
- 11.6 Un lote de agua que contiene cloro residual de un proceso de tratamiento, a una **concentración** de 12 ppm (**partes/millón**), se va a tratar con carbón activado a 25 °C para reducir la **concentración** de cloro hasta 0.5 ppm. El carbón consta de **gránulos** de 30 mallas, densidad = 561 kg/m³ (35 lb_m/ft³) = masa de **partícula/volumen** grueso de la **partícula**. Se espera que la resistencia a la difusión del adsorbato sea **pequeña** en **relación** con la del líquido. El coeficiente de distribución en el equilibrio = $c^*/X = 0.80$ (kg Cl₂/m³ líquido)/(kg Cl₂/kg C) = 0.05 (lb_m Cl₂/ft³ líquido)/(lb_m Cl₂/lb_m C).
- a) Calcule la masa mínima de **carbón/vol.** unitario de agua que puede utilizarse.
- Respuesta: 18.4 kg/m³
- b) Un lote de 2 m³ (528 US gal) se va a poner en contacto con 40 kg (88 lb_m) del carbón en un tanque con **agitación**. Especifique las dimensiones del tanque, escoja un impulsor adecuado y una velocidad adecuada de **agitación** y calcule el tiempo requerido de contacto para el cambio de concentración especificado arriba.
- 11.7 Obsérvese el ejemplo 11.5. a) Para la misma **concentración** de Cu²⁺ en el efluente, ¿cuál es el flujo mínimo de los sólidos que se pueden utilizar?
- Respuesta: 7.56(10⁻⁴) kg/s.
- b) Si se utiliza 0.0025 kg/s (0.33 lb_m/min) de resina en el tanque con la misma rapidez de agitación y la misma concentración del **efluente** de Cu²⁺ en el agua, como en el ejemplo, ¿cuál es el flujo volumétrico máximo del agua que puede tratarse?
- Respuesta: 3.2(10⁻⁴) m³/s.
- 11.8 Se va a eliminar dióxido de nitrógeno. NO₂, producido mediante un proceso térmico por fijación de nitrógeno, de una mezcla diluida con aire, mediante adsorción sobre **sílica gel**, en un adsorbedor continuo a contracorriente. El gas **que entra** en el adsorbedor con un flujo de 0.126 kg/s contiene 1.5% NO₂ en volumen; se va a separar el 90% del NO₂. La operación va a ser isoterma a 25 °C, 1 atm. El gel entrante va a estar libre de NO₂. La isoterma de adsorción en el equilibrio a esta temperatura está dada por los siguientes datos [Foster y Daniels, *Ind. Eng. Chem.*, 43, 986 (1951)]:

Presión parcial del NO ₂ , m m Hg	0	2	4	6	8	10	12
kg NO ₂ /100 kg gel	0	0.4	0.9	1.65	2.60	3.65	4.85

- a) Calcule el peso mínimo de gel requerido por hora.
- b) Para el doble del flujo mínimo del gel, calcule el número de unidades de transferencia requeridas.
- c) Se va a utilizar un flujo superficial del aire de 0.407 kg/m² · s (300 lb/(h)(ft²)). Suponga que las características del gel son las mismas que se describieron en el ejemplo 11.6. Modifique el coeficiente de transferencia de masa del gas del ejemplo 11.6, de forma que se aplique a la transferencia de NO₂ y no de agua. Modificar el coeficiente de transferencia de masa de la fase sólida para que se aplique al NO₂, suponiendo que la transferencia en los

poros del sólido es por difusión molecular a través del gas que llena los poros. La **difusividad** del NO_2 en el aire se ha calculado como $1.36(10^{-5}) \text{ m}^2/\text{s}$ a 25°C , 1 atm.

Calcular el valor de H_{iog} y calcular la altura correspondiente del adsorbedor.

Respuesta: 3 m.

- 11.9 Lewis y col., *J. Am. Chem. Soc.*, 72, 1157 (1950), informan los siguientes datos para la **adsorción** simultánea de acetileno y etileno a partir de mezcla de los dos, sobre **sílica** gel a 1 atm, 25°C (reproducido con permiso de la **American Chemical Society**):

Fracción mol etileno en el adsorbato	Fracción mol etileno en el gas, en equilibrio	Gramo mol mezcla adsorbida/kg adsorbente
0.0686	0.2422	1.622
0.292	0.562	1.397
0.458	0.714	1.298
0.592	0.814	1.193
0.630	0.838	1.170
0.864	0.932	1.078

Un gas que contiene cantidades equimolares de acetileno y etileno se va a fraccionar en un **adsorbedor** continuo a contracorriente, para obtener productos que contengan 98 y **2%** de acetileno en volumen. Suponiendo que la temperatura permanece constante a 25°C y que la **presión** es de 1 atm, calcule el número de unidades de transferencia y la rapidez de **circulación** del gel por $1\,000 \text{ m}^3$ de gas de **alimentación**; utilícese 1.2 veces la rapidez mínima de **circulación** del gel.

Respuesta: $N_{\text{iog}} = 15.3$

- 11.10 El contenido de azufre de un aceite se va a reducir mediante percolación a **través** de un lecho de arcilla adsorbente. Las pruebas de laboratorio con la arcilla y el aceite en un filtro de **percolación** representativo muestran los siguientes contenidos instantáneos de azufre en el aceite efluente. como función del aceite total que pasa a través del filtro [adaptados de Kaufman, *Chem. Met. Eng.*, 30, 153 (1924)]:

(Metro ³ aceite/kg arcilla)(@)	0	10	20	50	100	200	300	400
Barril aceite/ton arcilla	0	1.752	3.504	8.760	17.52	35.04	52.56	70.08
azufre	0.011	0.020	0.041	0.067	0.0935	0.118	0.126	0.129

Supóngase que la densidad del aceite no cambia durante la percolación. El aceite sin tratar tiene un contenido de azufre de 0.134%; se desea un producto que contenga 0.090% de azufre.

- a) Si el **efluente** del filtro se mezcla, **¿qué** rendimiento de producto satisfactorio se puede obtener por tonelada de arcilla?

Respuesta: 240 **barril/ton** = 0.042 **m³/kg**.

- b) Si el **efluente** del filtro se separa continua e inmediatamente y se mezcla con el suficiente aceite sin tratar para obtener el contenido deseado de azufre en la mezcla, **¿qué** cantidad de producto puede obtenerse por tonelada de arcilla?

Respuesta: 159.4 **barril/ton** = 0.0279 **m³/kg**.

- 11.11 Una columna de **adsorción** de lecho fijo de laboratorio, llena con una resina de intercambio **ca**iónico de **ácido sulfónico** sintética en la forma acidica, se va a utilizar para separar iones Na^+

de una solución acuosa de cloruro de sodio. La profundidad del lecho es 33.5 cm y la **solución** que se va a percolar a **través** del lecho contiene 0.120 meq Na^+/cm^3 . En la saturación, la resina contiene 2.02 meq Na^+/cm^3 resina. La **solución** se va a pasar a **través** del lecho a una velocidad superficial lineal de 0.31 cm/s. Para esta resina, Michaels [70] informa que la rapidez global de transferencia de masa del líquido $K_L a_p = 0.86 v_L^{0.5}$, en donde v_L es la velocidad superficial del líquido, cm/s y $K_L a_p$ está expresada como meq $\text{Na}^+/\text{cm}^3 \cdot \text{s}$ (meq/cm³). La adsorptividad relativa del Na^+ con respecto al H^+ para esta resina es $\alpha = 1.20$; ésta es *constante* para el **nivel de concentración** predominante. Defina la concentración en el punto de ruptura como el 5% de la concentración inicial de la **solución** y *suponga* que el agotamiento práctico del lecho sucede cuando la **concentración** del **efluente** es 95% de la inicial. Calcule el volumen de **efluente** en el punto de ruptura, por **sección** transversal unitaria del lecho.

Respuesta: 427 cm³/cm².

Nota: Para estas condiciones, Michaels [70] **observó** que la altura de la zona de adsorción era 23.8 cm, que el punto de ruptura **ocurría después** de que se había obtenido 382 ± 10 cm³ **efluente/cm²** sección transversal lecho y que la retención de líquido en el lecho era 14.5 ± 2.5 cm³ **solución/cm²** sección transversal lecho. Comparar con estos resultados obtenidos.

SECADO

Por lo general, el término *secado* se refiere a la **eliminación** de humedad en una sustancia. Se aplica tan fácil e incongruentemente que es necesario restringir su significado en el **análisis** presente del tema. Por ejemplo, un sólido húmedo, como madera, tela o papel, puede secarse por **evaporación** de la humedad ya sea en una corriente de gas o sin el beneficio del gas para acarrear el vapor; sin embargo, generalmente no se considera como secado la eliminación mecánica de esta humedad mediante el exprimido o centrifugado. Una solución puede “secarse” esparciéndola en forma de **pequeñas** gotas en un gas caliente y seco, lo que provoca la evaporación del líquido; empero, la evaporación de la solución mediante ebullición en ausencia de un gas para arrastrar la humedad por lo común se considera una operación de secado. Cualquier contenido **pequeño** de agua presente en un líquido como benceno, puede “secarse” mediante una operación que en realidad es una destilación; no obstante, la **eliminación** de una pequeña cantidad de acetona mediante el mismo proceso, de ordinario no se llama secado. Los gases y líquidos que contienen **pequeñas** cantidades de agua pueden secarse mediante operaciones de **adsorción**, como se expuso en el capítulo II. Este análisis limitará principalmente a la eliminación de humedad de sólidos y líquidos por **evaporación** en una corriente gaseosa. En la práctica, la humedad es con tanta frecuencia agua y el gas con tanta frecuencia aire que esta combinación proporcionará las bases para la mayor parte de este **análisis**. Sin embargo, es importante acentuar que el equipo, técnicas y relaciones son igualmente aplicables a otros sistemas.

EQUILIBRIO

El grado de presión de vapor que ejerce la humedad contenida en un **sólido** húmedo o en una **solución** líquida depende de la naturaleza de la humedad, la **naturale-**

za del sólido y la temperatura. Por tanto, si un sólido húmedo se expone a una corriente continua de gas fresco que contiene una presión parcial dada del vapor $\bar{p}$, el **sólido** o bien perderá humedad por evaporación o ganará humedad del gas, hasta que la **presión** de vapor de la humedad del sólido sea igual **a $\bar{p}$** . Entonces, el **sólido** y el gas están en equilibrio, y el contenido de humedad del **sólido** se conoce como su contenido de humedad en el equilibrio en las condiciones predominantes.

Sólidos insolubles

En la figura 12.1 se muestran algunas relaciones típicas de humedad en el equilibrio, en donde la humedad en cada caso es agua. Aquí, la presión parcial en el equilibrio $\bar{p}$ del vapor de agua en la corriente gaseosa se dividió entre la presión de vapor del agua pura p , para obtener la saturación relativa o humedad relativa del gas (véase el capítulo 7), porque entonces las curvas son aplicables en un rango modesto de temperaturas y no se limitan únicamente a una temperatura. Considérese la curva para la madera. Si la madera contiene inicialmente un contenido muy alto de humedad, 0.35 kg agua/kg sólido seco por ejemplo, y se expone a una corriente continua de aire con 0.6 de humedad relativa, la madera perderá humedad por evaporación hasta que alcance por fin su concentración en el equilibrio que corresponde al punto **A** sobre la curva. Una mayor **exposición** a este aire, aun por **periodos** indefinidamente grandes, no provocará pérdidas adicionales de humedad del sólido. Sin embargo, el contenido de humedad puede reducirse más exponiendo el sólido a aire de menor humedad relativa; no obstante,

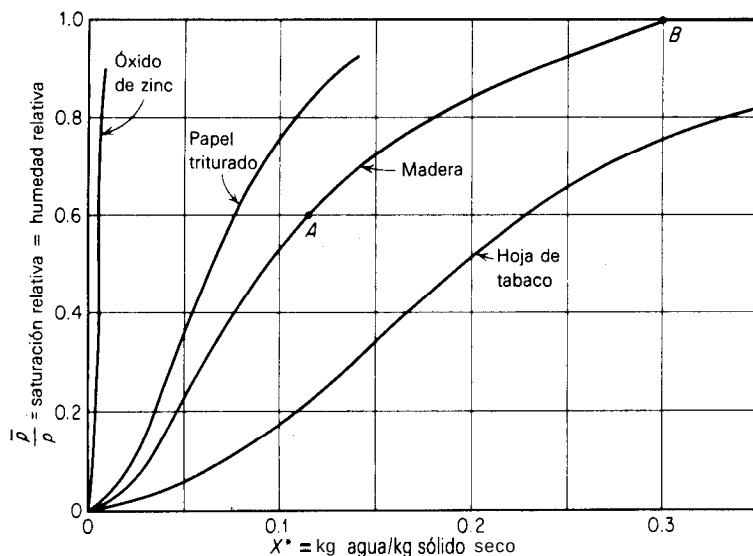


Figura 12.1 Contenido de agua en el equilibrio de algunos **sólidos** comunes a aproximadamente 25 °C (de *International Critical Tables*, vol 2, pp. 322-325, con permiso).

eliminar toda la humedad, hay que exponerlo a aire perfectamente seco, que corresponde al origen de la curva. La humedad contenida en la madera hasta una concentración que corresponde al punto *Ben* la figura, humedad que ejerce una presión de vapor menor que la del agua pura, puede ser humedad contenida dentro de las paredes de la estructura de la planta, humedad en suave combinación química con el material celulósico, humedad presente como una solución líquida de porciones solubles del sólido y como una solución de sólidos, humedad dentro de **pequeños** capilares y huecos en todo el sólido o bien adsorbida sobre la superficie. Esta humedad se llama agua *ligada*. Si se expone a aire saturado, la madera puede tener un contenido en humedad mayor de 0.3 **kg/kg** sólido seco (punto *B*); la humedad que excede a la que se encuentra en *B*, *agua no ligada*, ejerce la presión de vapor del agua pura a la temperatura predominante.

La humedad en el equilibrio para una especie dada de sólido puede depender del **tamaño** de partícula o de la superficie específica, si la humedad, antes que de cualquier otra forma, está físicamente adsorbida. Diferentes sólidos tienen diferentes curvas de humedad en el equilibrio, como se muestra en la figura. Generalmente, los sólidos inorgánicos, que son insolubles en el líquido y que no muestran propiedades especiales de adsorción, como el óxido de zinc en la figura, muestran contenidos relativamente bajos de humedad en el equilibrio; por el contrario, los materiales celulares, esponjosos, especialmente los de origen vegetal (como el tabaco, en la figura), generalmente muestran elevados contenidos de humedad en el equilibrio. La presión parcial en el equilibrio para un sólido es independiente de la naturaleza del gas seco, siempre que este último sea inerte frente al sólido y sea la misma presión en ausencia de gas no condensable. Los mismos sólidos, cuando están húmedos con líquidos diferentes al agua, muestran diferentes curvas en el equilibrio. Con frecuencia, el efecto de cambios grandes de temperatura pueden mostrarse en la forma de una gráfica para la sustancia de referencia, como en la figura 11.5 [57]. Se ve que la humedad en el equilibrio es similar en muchos aspectos al equilibrio de adsorción analizado en el capítulo II.

Histéresis

Muchos sólidos exhiben diferentes características de humedad en el equilibrio, según que el equilibrio se alcance por condensación (adsorción) o evaporación (**desorción**) de la humedad. En la figura 12.2 se muestra un ejemplo típico; esta curva se parece a la de la figura 11.4. En las operaciones de secado, lo que interesa particularmente es el equilibrio de **desorción**; éste siempre mostrará el mayor de los dos contenidos de humedad en el equilibrio para una presión parcial dada de vapor. La humedad recogida por un sólido seco cuando se expone a aire húmedo, es decir, el equilibrio de adsorción, algunas veces se conoce como *recuperado*; conocer el recuperado tiene un valor práctico al considerar las operaciones de secado. Por ejemplo, en el caso de la figura 12.2, es poco útil secar el sólido hasta un contenido de agua menor del correspondiente al punto A, si se **prevé** que posteriormente el material seco se expondrá a aire de 0.6 de humedad relativa. Si es

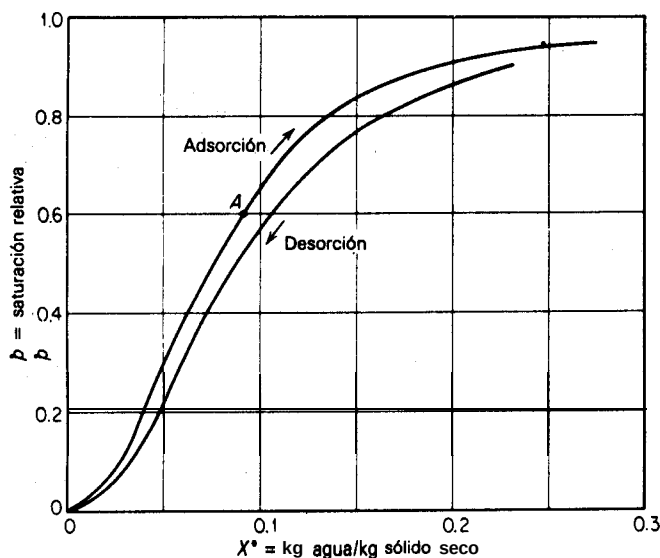


Figura 12.2 Contenido de agua en el equilibrio de una pulpa de sulfito; muestra **histeresis** [Seborg: *Ind. Eng. Chem.*, 29, 160 (1937)].

importante que el sólido se mantenga a un contenido de humedad inferior, debe empacarse o almacenarse inmediatamente fuera de contacto con el aire, en un recipiente que no permita la entrada de humedad.

Sólidos solubles

Los sólidos que son solubles en el líquido de que se trate, generalmente muestran contenidos insignificantes de humedad en el equilibrio, cuando se exponen a gases cuya presión parcial de vapor es menor que la de la **solución** saturada del sólido. **Obsérvese** la figura 12.3, en donde se muestran las características de nitrato de sodio-agua. Una **solución** saturada de nitrato de sodio en agua a 25 °C ejerce una presión parcial de agua (B) igual a 17.7 mm Hg; soluciones mas diluidas ejercen presiones parciales mayores, como se muestra en **la curva BC**. Cuando se expone a aire que contiene una presión parcial de agua menor de 17.7 mm Hg, una **solución** se evapora y el sólido residual sólo retiene una cantidad despreciable de humedad adsorbida, como se muestra en la curva desde el origen hasta el punto **A**, y aparece seco. Si el sólido se expone a aire que contiene un contenido de vapor de agua mayor, por ejemplo 20 mm Hg, el sólido adsorbe tal cantidad de humedad que se disuelve o presenta **delicuescencia** y da lugar a la solución correspondiente en C. Los sólidos de solubilidad muy baja, cuando se exponen al aire atmosférico ordinario, no presentan delicuescencia puesto que la presión parcial en el equilibrio de sus soluciones saturadas es mayor que la que generalmente se encuentra en el aire.

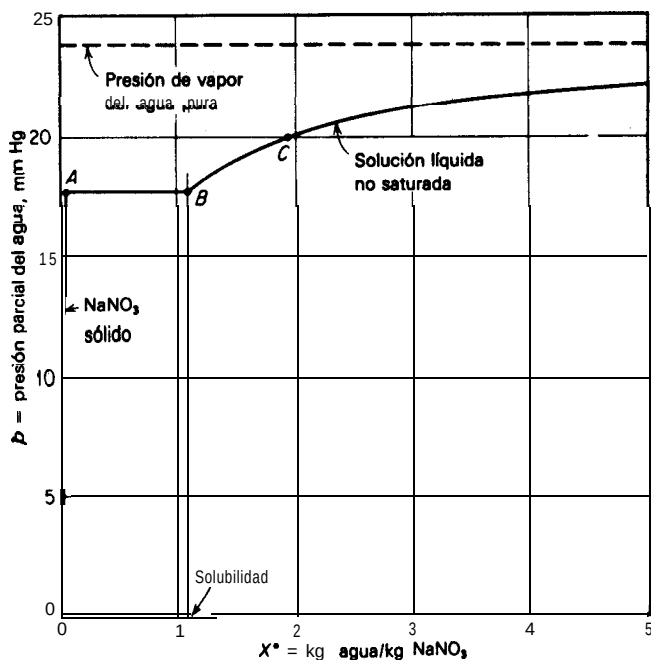


Figura 12.3 Contenido de humedad en el equilibrio del nitrato de sodio a 25°C .

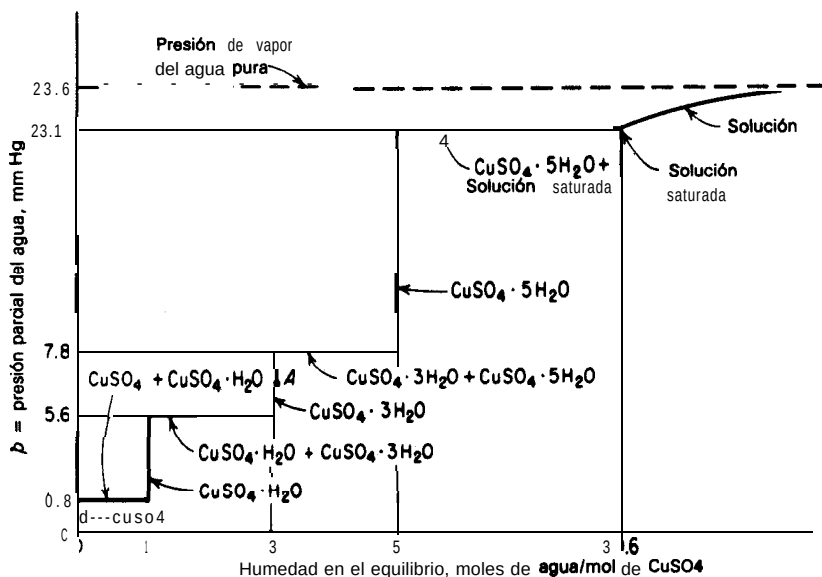


Figura 12.4 Humedad en el equilibrio del sulfato de cobre a 25°C (no está a escala).

Los cristales hidratados pueden mostrar relaciones más complicadas, como las de la figura 12.4 para el sistema sulfato de cobre-agua a 25 °C. En este sistema se forman tres hidratos, como se muestra en la figura. La sal anhidra muestra un contenido despreciable de humedad en el equilibrio, la cual consistirá de cualquier modo en agua adsorbida sobre la superficie de los cristales. Si se expone a aire que tenga una presión parcial de agua menor de 7.8 y mayor de 5.6 mm Hg, la sal tomara el agua suficiente para formar el trihidrato y los cristales tendrán una cantidad despreciable de agua adsorbida diferente al agua de cristalización. Las condiciones corresponderán a un punto como el punto *A* sobre la figura. Si el contenido de humedad del aire se reduce a un poco menos de 5.6 mm Hg, el trihidrato perderá humedad (eflorescencia) y formará el monohidrato; a 5.6 mm Hg, el mono y trihidrato pueden coexistir en cualquier proporción. En forma similar, si el contenido de humedad del aire se aumenta a ligeramente más de 7.8 mm Hg, se adsorberá humedad adicional hasta que se forme el pentahidrato. Si el contenido de humedad del aire excede 23.1 mm Hg, la sal delicuesce.

Definiciones

Como conveniente referencia se van a resumir a continuación ciertos términos que se utilizan para describir el contenido de humedad de las sustancias.

Contenido de humedad, en base húmeda. El contenido de humedad de un sólido o solución generalmente se describe en función del porcentaje en peso de humedad; a menos que se indique otra cosa, se sobreentiende que está expresado en base húmeda, es decir, como $(\text{kg humedad/kg sólido húmedo})100 = [\text{kg humedad}/(\text{kg sólido seco} + \text{kg humedad})]100 = 100X/(1 + X)$.

Contenido de humedad, base seca. Se expresa como kg humedad/kg sólido seco = X . Porcentaje de humedad, base seca = $100X$.

Humedad en el equilibrio X^* . Es el contenido de humedad de una sustancia que está en el equilibrio con una presión parcial dada del vapor.

Humedad ligada. Se refiere a la humedad contenida en una sustancia que ejerce una presión de vapor en el equilibrio menor que la del líquido puro a la misma temperatura.

Humedad no ligada. Se refiere a la humedad contenida en una sustancia que ejerce una presión de vapor en el equilibrio igual a la del líquido puro a la misma temperatura.

Humedad libre. La humedad libre es la humedad contenida por una sustancia en exceso de la humedad en el equilibrio: $X - X^*$. Sólo puede evaporarse la humedad libre; el contenido de humedad libre de un sólido depende de la concentración del vapor en el gas.

Estas relaciones se muestran en forma gráfica en la figura 12.5, para un sólido con un contenido de humedad X expuesto a un gas de humedad relativa *A*.

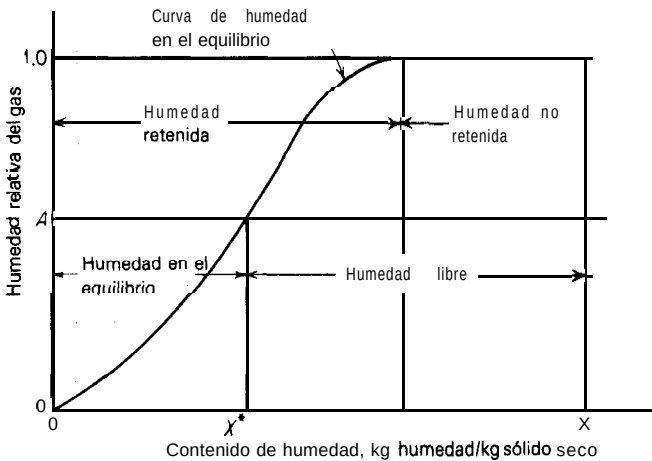


Figura 12.5 Tipos de humedad.

Ejemplo 12.1 Un sólido **húmedo** se va a secar de 80% a 5% de humedad, base húmeda. Calcular la humedad que debe evaporarse por 1000 kg de producto seco.

SOLUCIÓN

$$\text{Contenido inicial de humedad} = \frac{0.80}{1 - 0.80} = 4.00 \text{ kg agua/kg sólido seco}$$

$$\text{Contenido final de humedad} = \frac{0.05}{1 - 0.05} = 0.0527 \text{ kg agua/kg sólido seco}$$

$$\text{sólido seco en el producto} = 1000(0.95) = 950 \text{ kg}$$

$$\text{Humedad por evaporar} = 950(4 - 0.0527) = 3750 \text{ kg}$$

OPERACIONES DE SECADO

Las operaciones de secado pueden clasificarse ampliamente según que sean por lotes o continuas. Estos términos pueden aplicarse específicamente desde el punto de vista de la sustancia que está secando. Así, la operación denominada *secado por lotes*, generalmente es un proceso en semilotes, en donde una cierta cantidad de sustancia que se va a secar se expone a una corriente de aire que fluye continuamente, en la cual se evapora la humedad. En *las operaciones continuas*, tanto la sustancia que se va a secar, como el gas pasan continuamente a través del equipo. Generalmente, no se utilizan métodos normales por **etapas**; en todas las operaciones ocurre el contacto continuo entre el gas y la sustancia que se seca.

El equipo que se utiliza para el secado se puede clasificar de acuerdo con el tipo del equipo ^[35] y por la naturaleza del proceso de secado ^[10]. La clasificación

siguiente es **útil** para delinear las **teorías** de secado y los **métodos** de **diseño**. En los libros de Keey ^[22], Nonhebel y Moss ^[40] y Williams-Gardner ^[58] se presentan **análisis** excelentes del equipo y las teorías del secado.

1. **Método de operación, o sea, por lotes o continuo.** El equipo por lotes, o semilotes, se opera intermitente o cíclicamente en condiciones **de** estado no estacionario: el secador se carga con la sustancia, que permanece en el equipo hasta que se seca; entonces, el secador se descarga y se vuelve a cargar con un nuevo lote. Los secadores continuos generalmente se operan en estado estacionario.
2. **Método de obtención del calor necesario para la evaporación de la humedad.** En los secadores **directos**, el calor se obtiene completamente por contacto directo de la sustancia con el gas caliente en el cual tiene lugar la evaporación. En los secadores **indirectos**, el calor se obtiene independientemente del gas que se utiliza para acarrear la humedad evaporada. Por ejemplo, el calor puede obtenerse por conducción a **través** de una pared metálica en contacto con la sustancia o, con menos frecuencia, por **exposición** de la sustancia a radiación infrarroja o calentamiento **dieléctrico**. En este último caso, el calor se genera dentro del sólido mediante un campo **eléctrico** de alta frecuencia.
3. **Naturaleza de la sustancia que se va a secar.** La sustancia puede ser un sólido rígido como madera o **triplay**, un material flexible como tela o papel, un sólido granular, como una masa de cristales, una pasta ligera o un lodo ligero, o una solución. Si es un sólido, puede ser **frágil** o fuerte. La forma física de la sustancia y los diferentes métodos de manejo necesarios tienen tal vez, la mayor influencia sobre el secador que se va a utilizar.

SECADO POR LOTES

El secado por lotes es una operación relativamente cara; en consecuencia se limita a operaciones a pequeña escala, a plantas piloto y a trabajos de investigación, y para secar materiales valiosos cuyo costo total será poco alterado por el costo agregado en la operación de secado.

Secadores directos

La **construcción** de estos secadores depende en gran medida de la naturaleza de la sustancia que se va a secar. Los secadores de platos, llamados también secadores de gabinete, de compartimiento o de anaqueles, se utilizan para secar sólidos que deben sujetarse sobre platos. Pueden incluir materiales pastosos, como la torta de filtro húmeda de los **filtros de** prensa, sólidos en terrones que deben esparcirse sobre platos y materiales similares. Un aparato típico, mostrado **esquemática-**

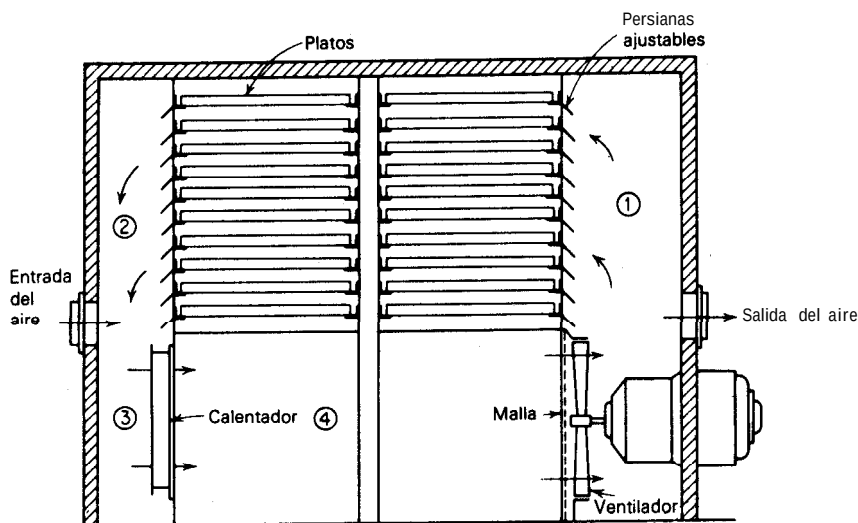


Figura 12.6 Secador de platos típicos (*Proctor y Schwartz, Inc.*)

mente en la figura 12.6, consta de un gabinete que contiene platos móviles sobre los cuales se coloca el sólido por secar. Una vez cargado, el gabinete se cierra y se introduce aire calentado con vapor a través y entre los platos, para evaporar la humedad (secado por circulación cruzada). Se puede utilizar un gas inerte, aun calor sobrecalentado [7, 24] (que tiene la ventaja de una alta capacidad calorífica) en lugar de aire si el líquido que se va a evaporar es combustible o si el oxígeno puede estropear el sólido. Cuando el sólido alcanza el grado de sequedad querido, el gabinete se abre y los platos se reemplazan con un nuevo lote. En la figura 12.7 se muestra una **modificación** sencilla, un **secador de camión**, en donde los **platos están** colocados sobre camiones **que** pueden sacarse y meterse en el gabinete. Puesto que los camiones pueden cargarse y descargarse fuera del secador, es posible ahorrar bastante tiempo entre los ciclos de secado. También se utilizan otras modificaciones obvias del diseño, de acuerdo con la naturaleza de la sustancia que se va a secar. Así, madejas de fibras como rayón pueden colgarse de tubos y la madera y materiales como el **triplay** pueden colocarse en pilas, separando una capa de otra mediante bloques espaciadores.

En, el caso de materiales granulares, el sólido puede arreglarse en lechos delgados sostenidos sobre mallas, de forma que aire u otros gases puedan pasarse a **través** de los lechos. Esto produce un secado mucho más rápido. Un aparato típico para este propósito, un **secador** por lotes de **circulación transversal**, se muestra en forma esquemática en la figura 12.8. Los sólidos cristalinos y los materiales que son naturalmente granulares, como la **sílica** gel, pueden secarse directamente de esta manera. En el caso de otros materiales, es necesario el **preformado**, un tipo de tratamiento preliminar, que les da la forma satisfactoria. Por

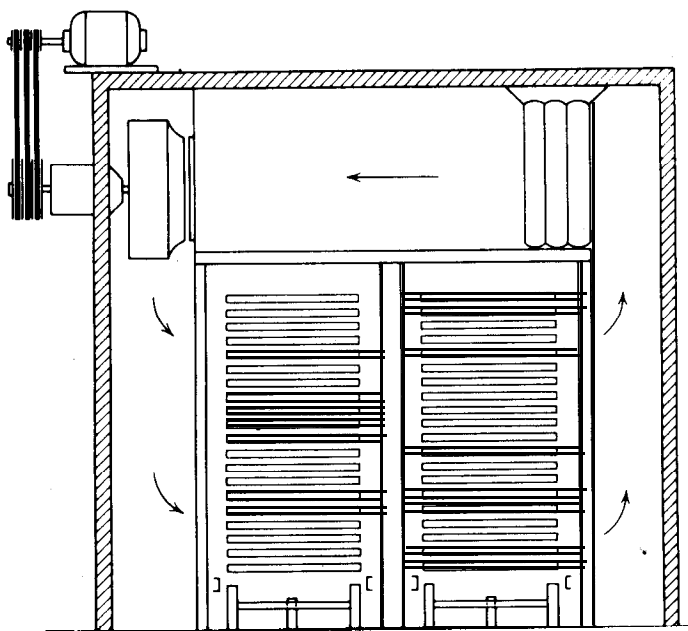


Figura 12.7 Secador de doble camión (*Proctor y Schwartz, Inc.*)

ejemplo, las pastas que resultan de la precipitación de pigmentos u otros sólidos, pueden preformarse mediante (1) extrusión en tiras cortas de forma de espagueti, (2) granulación, es decir, forzándolas a través de mallas, o (3) por enladrillado [31].

Una de las dificultades mas importantes en la utilización de secadores del tipo descrito es la no uniformidad del contenido en humedad, propia del producto terminado que se extrae de diferentes partes del secador. Esa falta de uniformidad es principalmente el resultado del movimiento inadecuado y no uniforme del aire dentro del secador. Es importante eliminar las bolsas de aire estancado y mantener una humedad razonable uniforme, al igual que una temperatura uniforme, en todo el secador. Con este fin, se deben pasar grandes volúmenes de aire sobre los platos, si es posible a velocidades entre 3 o 6 m/s (10 o 20 ft/s), siempre y cuando el sólido no salga volando de los platos a estas velocidades del aire. Esto puede lograrse introduciendo sólo una vez grandes cantidades de aire caliente fresco a través del secador; empero, la pérdida de calor en el aire descargado será entonces de un costo prácticamente prohibitivo. En lugar de esto, de ordinario se acostumbra admitir sólo cantidades relativamente pequeñas de aire fresco y recircular su mayoría, que algunas veces equivale del 80 al 95% [25, 54]. Esto puede hacerse dentro del secador, como se muestra por ejemplo en la figura 12.6, con humedecedores en las tuberías de entrada y salida para regular la extensión de recirculación. Los respiraderos en cada nivel de platos pueden ajustarse para asegurar una velocidad del aire lo más uniforme posible. En forma alternativa, los

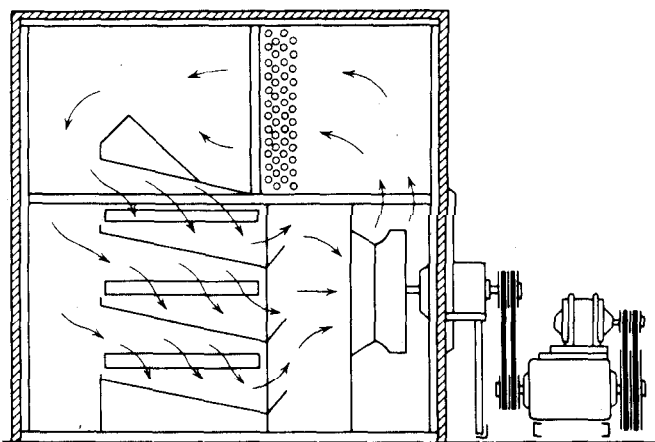


Figura 12.8 Secador de circulación transversal (*Proctor and Schwartz, Inc.*)

calentadores y ventiladores pueden instalarse fuera del secador, con **ductos y humidificadores**, para permitir un control más cuidadoso de las cantidades relativas de aire fresco y recirculado admitidas en el secador. También es importante que los platos en estos secadores se llenen a nivel con el borde, pero que no queden sobrecargados, de forma que se tenga un espacio libre uniforme para el movimiento del aire.

La recirculación de grandes cantidades de aire hace necesariamente que la humedad del aire en el secador aumente considerablemente mas que la del aire fresco. Por tanto, se obtienen bajos porcentajes de humedad y en consecuencia **rapideces** de secado razonablemente elevadas, utilizando temperaturas lo mas altas posible. El secador debe aislarse completamente, no sólo para conservar el calor, sino también para que las paredes internas se mantengan a temperaturas mayores del punto de formación de rocío del aire, a fin de prevenir la condensación de humedad sobre las paredes. El aire especialmente acondicionado, de baja humedad, no se utiliza, excepto cuando es necesario el secado a baja temperatura para que el producto no se eche a perder.

Ejemplo 12.2 El secador de la figura 12.6 contiene platos arreglados en tiras de 10, sobre tramas separadas 100 mm; cada plato es de 38 mm de profundidad, 1 m de ancho; se tiene una superficie de secado de 14 m^2 . Se desea que el aire que entra a los platos (posición 1 en la figura) tenga una temperatura de bulbo seco de 95°C y una humedad de $0.05 \text{ kg agua/kg aire seco}$. El aire **atmosférico** entra a 25°C , humedad 0.01. La velocidad del aire sobre los platos en la entrada a los platos va a ser de 3 m/s . En el momento en que el solido que se está secando está perdiendo agua a un flujo constante de $7.5(10^{-3}) \text{ kg/s}$, determinar **el** porcentaje de recirculación de aire y las condiciones del aire en las diferentes partes del secador.

SOLUCIÓN En la posición 1, $Y_1 = 0.05 \text{ kg agua/kg aire seco}$, $t_{G1} = 95^\circ\text{C}$; el volumen húmedo (tabla 7.1) es $[0.00283 + 0.00456(0.05)](95 + 273) = 1.125 \text{ m}^3/\text{kg aire seco}$.

Área libre para el flujo entre los platos $= 1[(100 - 38)/1000]11 = 0.682 \text{ m}^2$.

Flujo volumétrico de aire hasta los platos $= 3(0.682) = 2.046 \text{ m}^3/\text{s}$ $6 \text{ 2.046/1.125} = 1.819 \text{ kg aire seco/s}$ (en la posición 1).

La rapidez de **evaporación** es 0.0075 Kg agua/s ; la humedad en 2 (Fig. 12.6 es, por lo tanto, $0.05 + 0.0075/1.819 = 0.0541 \text{ kg agua/kg aire seco}$. Suponiendo un secado **adiabático**, la temperatura en 2 puede encontrarse sobre la línea de saturación **adiabática** (Fig. 7.5) trazada a través de 1 y en $Y_2 = 0.0541$, $t_{02} = 86 \text{ }^\circ\text{C}$.

La **condición** del aire en 4 y el aire descargado deben ser iguales que en 1. Un balance global de agua en el secador es

$$G(0.05 - 0.01) = 0.0075 \text{ kg agua evap./s}$$

$$G = 0.1875 \text{ kg aire seco/s entra y sale}$$

El flujo de aire en 3 y 4 (Fig. 12.6) es, por lo tanto, $1.819 + 0.1875 = 2.01 \text{ kg aire seco/s}$; en la **posición 4**, el volumen **húmedo** debe ser $1.125 \text{ m}^3/\text{kg aire seco}$. El flujo **volumétrico a través** del ventilador es, por lo tanto, $2.01/1.125 = 1.787 \text{ m}^3/\text{s}$. El porcentaje de aire reciclado es $(1.819/2.01)100 = 90.59\%$.

La entalpía del aire en 2 (y en 1) es $233 \text{ kJ/kg aire seco}$ (Fig. 7.5, entalpía saturada a la temperatura de saturación **adiabática**, $46.5 \text{ }^\circ\text{C}$), y la del aire fresco es $50 \text{ kJ/kg aire seco}$. Suponiendo un mezclado completo, la **entalpía** del aire en 3 es, mediante un balance de entalpía, $[233(1.819) + 50(0.1875)]/2.01 = 215.5 \text{ kJ/kg aire seco}$. Puesto que su humedad es 0.05 , su temperatura de bulbo seco (tabla 7.1) es por lo tanto $[215 \text{ 500} - 2 \text{ 502 } 300(0.05)]/[1.005 + 1 \text{ 884}(0.05)] = 82.2 \text{ }^\circ\text{C}$. El calentador debe aplicar $2.01(233 - 215.5) = 35.2 \text{ kW}$; se **desprecian** las pérdidas de calor.

La temperatura del punto de **formación** del rodo del aire (Fig. 7.5) en 1, 3 y 4 es $40.4 \text{ }^\circ\text{C}$ y en 2 es $41.8 \text{ }^\circ\text{C}$. El secador debe estar suficientemente bien aislado para que la superficie interna no baje de esta temperatura de $41.8 \text{ }^\circ\text{C}$.

El nivel de humedad general en el secador puede alterarse durante el ciclo de secado. Esto puede ser de especial importancia en el caso de ciertos sólidos que se tuercen, encogen, desarrollan rupturas en la superficie, o se “endurecen” cuando se secan muy rápidamente. Por ejemplo, si una torta de jabón de alto contenido de humedad se expone a aire caliente muy seco, perderá humedad, por evaporación, desde la superficie; dicha pérdida será tan rápida que el agua no se **moverá** con suficiente rapidez desde el centro de la torta hasta la superficie; por tanto, la evaporación se efectuará con mayor rapidez que ese movimiento del agua; entonces, la superficie de la torta se volverá dura y repelente de la humedad (“endurecida”); el secado se detendrá a pesar de que el contenido promedio de agua de la torta **aún** es muy alto. En el caso de otros sólidos, como madera, el encogimiento de la superficie puede causar rupturas o torcimientos. Estas sustancias deben secarse lentamente al principio con aire de humedad elevada; el aire más seco puede utilizarse solo después de que la mayoría del agua se ha eliminado.

Los secadores del tipo descrito son relativamente baratos de construir y requieren bajos costos de mantenimiento. Sin embargo, su operación es costosa debido a la baja economía calorífica y altos costos de trabajo. Cada vez que el secador se abre para descargar y cargar, la temperatura del interior baja; todas las partes **metálicas** del secador deben calentarse nuevamente a la temperatura de operación cuando la operación se vuelve a realizar. El gasto de vapor para **calen-**

tar el aire generalmente no sera menos de 2.5 kg **vapor/kg** agua evaporada; puede ser tan elevado como 10, especialmente cuando el contenido de humedad del producto se reduce a niveles muy bajos ^[25]. Los requerimientos de mano de obra para la carga, descarga y supervisión del ciclo de secado son altos.

Secadores indirectos

Los *secadores de anaqueles al vacío* son secadores de platos cuyos gabinetes, hechos de fierro colado o de acero, se ajustan con puertas que cierran perfectamente, de forma que pueden operarse a presiones inferiores a la **atmosférica**. No se pasa ni se recircula aire a través de estos secadores. Los platos que contienen el sólido por secar, descansan sobre anaqueles huecos a través de los cuales se pasa agua tibia o vapor, a fin de proporcionar el calor necesario para la evaporación de 'la humedad. El calor se conduce hasta el sólido a **través** del metal de los anaqueles y platos. Después de cargar y sellar, el aire en el secador se **evacúa** mediante una bomba de vacío mecánica o un eyector de vapor; luego se continua la **destilación** de la humedad. Los vapores generalmente pasan hasta un condensador, en donde se **licitan** y se recolectan; sólo el gas no condensable se saca de la bomba. Los *secadores de charola con agitación* ^[22], que pueden utilizarse para secar **pastas** o lodos en lotes **pequeños**, son laminas circulares, ligeras, de 1 a 2 m de **diámetro** y 0.3 a 0.6 de diámetro, con el fondo plano y los lados verticales. Las charolas se enchaquetan para admitir el vapor o agua caliente para el calentamiento. La pasta o lodo en la charola se agita y se despegas mediante una serie de rastrillos que giran, con el fin de exponer nuevo material a la superficie caliente. La humedad se evapora en la atmósfera en el caso de los secadores de charola atmosféricos; la charola también puede estar cubierta y ser operada al vado. Los *secadores giratorios de vacío* son cubiertas cilíndricas con chaqueta de vapor, rearregladas en forma horizontal, en las cuales puede secarse un lodo, o pasta, al vacío. El lodo se agita mediante una serie de hojas giratorias de agitación unidas a un eje central horizontal que pasa a través de las puntas de la cubierta cilíndrica. La humedad evaporada pasa a través de una abertura en la parte superior hasta un condensador; el gas no **condensable** se elimina mediante una bomba al vacío. El **sólido** seco se descarga a través de una puerta en el fondo del secador.

Los secadores de esta categoría son caros de construir y de operar. En consecuencia, se utilizan sólo para materiales valiosos que deben secarse abajas temperaturas o en ausencia de aire para evitarla descomposición, como ciertos productos farmacéuticos, o en donde la humedad por eliminar es un disolvente orgánico caro o venenoso que debe recuperarse **más** o menos completamente.

Secado por congelamiento (secado por sublimación). Las sustancias que no pueden calentarse ni siquiera a temperaturas moderadas, como **alimentos** y ciertos fármacos, pueden secarse mediante este **método** ^[27]. La sustancia que se va a secar generalmente se congela mediante **exposición** a aire-muy frío y se coloca en una cámara de vacío, en donde la humedad se sublima y se bombea mediante

eyectores de vapor o bombas mecánicas de vacío. Un método alternativo de congelamiento es la evaporación instantánea al vacío de parte de la humedad; no obstante los alimentos que no son rígidos en el estado no congelado pueden dañarse con este procedimiento. Algunos alimentos, la carne por ejemplo, evidentemente contiene canales capilares, en que el vapor de agua se difunde desde la superficie de hielo y se deshace al llevarse a cabo el secado ^[18]. En otros casos, la difusión debe suceder a través de las paredes celulares. En cualquier caso, uno de los problemas principales es proporcionar el calor necesario para la sublimación: cuando el plano de sublimación se corre, el calor debe llevarse a través de espesores mayores de materia seca de poca conductividad térmica, lo cual requiere aumentar las diferencias de temperatura, que pueden **dañar** el producto. En forma alternativa, el calor puede introducirse por la “cara posterior”, o sea, a través de una superficie como un anaquel o plato sobre el cual descansa el sólido, opuesta a la superficie a través de la cual sale la humedad evaporada. Esto mejora sustancialmente la rapidez de secado ^[11]. El calor de radiación se utiliza algunas veces. El calor dieléctrico es una posibilidad, aunque es cara: debido a la elevada constante dieléctrica del agua, el calor se libera directamente en el agua. Otro método adicional, útil para productos granulares, es el secado por circulación transversal con aire en lugar de eliminar el agua mediante una bomba de vacío.

La velocidad del secado por lotes

Con el fin de fijar horarios de secado y determinar el tamaño del equipo, es necesario saber el tiempo que se requerirá para secar una sustancia a partir de un contenido de humedad a otro en condiciones específicas. También se desea calcular el efecto que **tendrán** las diferentes condiciones de secado en el tiempo del secado. El conocimiento del mecanismo de secado es tan incompleto que, salvo pocas excepciones, es necesario con este fin confiar al menos en algunas mediciones experimentales. Las mediciones de la rapidez del secado por lotes son relativamente fáciles y proporcionan mucha información no sólo para la operación por lotes sino también para la continua.

Pruebas de secado Con respecto a la muestra de una sustancia, la rapidez de secado puede determinarse suspendiendo la muestra en un gabinete o tubería, en una corriente de aire, para un balance. Entonces, el peso de la muestra secada puede medirse como una función del tiempo. Deben observarse ciertas **precauciones** para que los datos sean de máxima utilidad. La muestra no debe ser muy pequeña. Más aún, las siguientes condiciones deben parecerse lo más posible a las condiciones que, según se prevé, predominarán en la operación a gran escala: (1) la muestra debe soportarse en forma similar sobre un plato o estructura; (2) debe tener la misma relación de superficie que se seca a la que no se seca; (3) debe sujetarse a condiciones similares de transferencia de calor por radiación; (4) el aire debe tener la misma temperatura, humedad y velocidad (con la misma velocidad y dirección con respecto a la muestra). Si es posible, se deben realizar varias

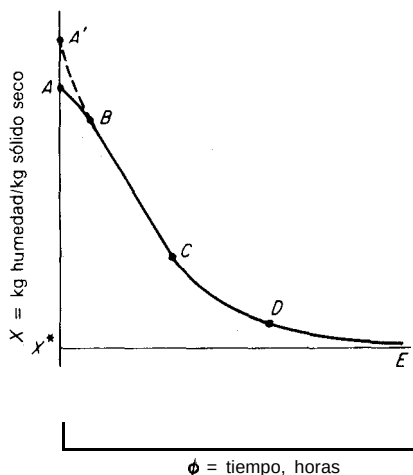


Figura 12.9 Secado por lotes, condiciones de secado constantes

pruebas sobre muestras de diferente espesor. También deben obtenerse el peso seco de la muestra.

La exposición de la muestra a aire de temperatura, humedad y velocidad constantes constituye el secado en *condiciones constantes de secado*.

Curva de rapidez de secado A partir de los datos obtenidos durante una de estas pruebas, se puede **graficar** una curva de contenido de humedad como función del tiempo (Fig. 12.9). Esta será directamente útil para determinar el tiempo necesario para secar grandes lotes en las mismas condiciones de secado. Se puede obtener mucha información si los datos se convierten a **rapideces** (o **fluxes**) de secado, expresadas como N masa/tiempo(área) y se **grafican** contra contenido de humedad, como en la figura 12.10. Esto puede hacerse midiendo las pendientes de las tangentes trazadas a la curva de la figura 12.9 o determinando, a partir de la curva, pequeños cambios en el contenido de humedad ΔX para los cambios pequeños correspondientes en el tiempo $\Delta \theta$ y calculando la rapidez como $N = -S_s \Delta X / A \Delta \theta$. Aquí, S_s es la masa de sólido seco; A es la superficie húmeda sobre la cual sopla el gas y a través de la cual tiene lugar la evaporación en el caso del secado de aire por circulación cruzada. En el caso del secado por circulación transversal, A es la sección transversal del lecho medida a ángulos rectos a la dirección del flujo del gas.

Algunas veces, la curva de rapidez de secado se **grafica** con la ordenada expresada como masa de humedad evaporada/(tiempo)(masa sólido seco), que en la notación presente es $-dX/d\theta$.

Generalmente hay dos partes principales en la curva de rapidez de la figura 12.10, un periodo de rapidez constante y uno de rapidez decreciente, como se **señala** en la figura. Aunque a menudo sólidos diferentes y condiciones distintas de secado dan lugar a curvas de formas muy diferentes en el periodo decreciente

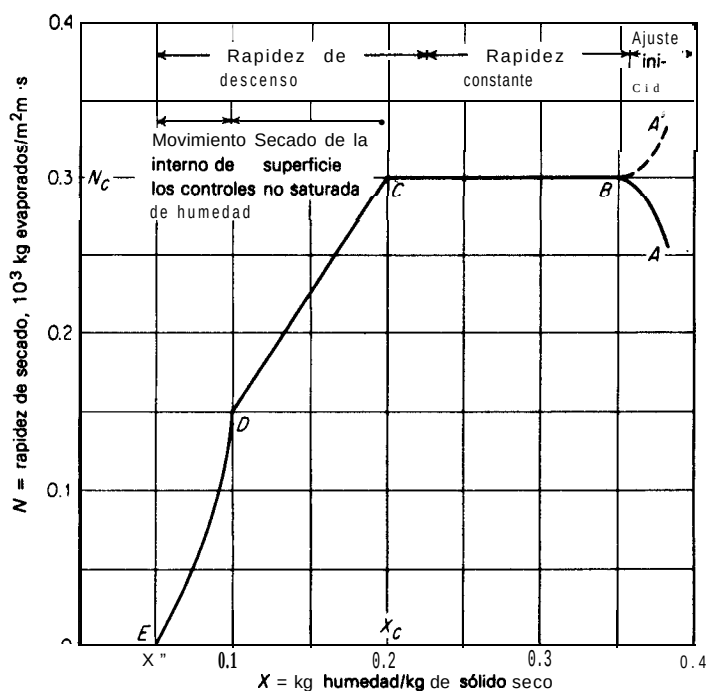


Figura 12.10 Curva típica de rapidez de secado, condiciones de secado constantes.

de la rapidez, la curva que se muestra ocurre con frecuencia. Algunas de las diferencias que pueden aparecer se consideraran posteriormente, mas por ahora se van a analizar las razones que se dan ordinariamente para las diversas partes de la curva presentada [16, 34, 47, 49].

Si un sólido se encuentra inicialmente muy húmedo, la superficie **estará** cubierta con una delgada película de líquido, que se **supondrá** como humedad total no ligada. Cuando se expone a aire relativamente seco, la evaporación **tendrá** lugar desde la superficie. La rapidez a la cual se evapora la humedad puede describirse en función de k_Y , un coeficiente de transferencia de masa del gas y de la diferencia de humedad entre el gas en la superficie líquida Y_s y en la corriente principal Y . Entonces, para el secado por circulación tangencial:

$$N_c = k_Y(Y_s - Y) \quad (12.1)$$

Se puede prever que el coeficiente k_Y permanecerá constante siempre y cuando no cambien la velocidad y dirección del flujo de gas sobre la superficie. La humedad Y_s es la humedad a saturación en la temperatura superficial del líquido t_s ; por lo tanto, dependerá de esta temperatura. Puesto que la evaporación de humedad absorbe calor latente, la superficie líquida llega y permanece en una temperatura en

el equilibrio tal que la rapidez del flujo de calor en el entorno de la superficie es exactamente igual a la rapidez de absorción de calor. Por lo tanto, Y_s permanece constante. Los capilares e intersticios del sólido, llenos de líquido, pueden llevar líquido hasta la superficie tan **rápidamente** como el líquido se evapora en ésta. Puesto que además Y permanece constante en las condiciones constantes de secado, la rapidez de **evaporación** debe permanecer constante en el valor N_c , como se muestra en la figura 12.9 y 12.10 entre el punto B y C . Al principio, la superficie sólida y la **líquida** están generalmente más frías que la temperatura superficial final t_s ; la rapidez de **evaporación** aumenta cuando la temperatura superficial aumenta hasta su valor final durante el periodo AB sobre estas curvas. En forma alternativa, la temperatura en el equilibrio t_s puede ser menor que el valor inicial, lo cual **dará** lugar a una curva $A'B$ mientras ocurre el ajuste inicial. Generalmente el periodo inicial es tan corto que de ordinario se ignora en el **análisis subsecuente** de los tiempos de secado.

Cuando el contenido de humedad promedio del sólido alcanza un valor X_c , el *contenido crítico de humedad* (figura 12.10) la **película** superficial de humedad se reduce tanto por evaporación que el secado posterior produce puntos secos que aparecen sobre la superficie; estos ocupan cada vez porciones **más** grandes de la superficie expuesta al continuar el secado. Sin embargo, puesto que la rapidez N se calcula mediante la superficie gruesa constante A , el valor de N debe descender aun cuando la rapidez por unidad de superficie húmeda permanezca constante. Esto da lugar a la primera parte del periodo decreciente de la rapidez, el periodo de **secado superficial no saturado**, desde el punto C hasta el D (Figs. 12.9 y 12.10). Finalmente, la película superficial original de líquido se **habrá** evaporado completamente a un contenido de humedad promedio del **sólido** que corresponde al punto D . Esta parte de la curva puede faltar completamente, o puede constituir el total del periodo decreciente de la rapidez. En el caso de algunos textiles, se han necesitado otras explicaciones para el periodo lineal de secado [39].

Al continuar el secado, la rapidez con la cual se puede mover la humedad a través del sólido es el paso controlante, a causa de los gradientes de concentración que existen entre las partes más profundas y la superficie. Como **la** concentración de humedad generalmente decrece mediante el secado, la rapidez de movimiento interno de la humedad decrece. En algunos casos, la evaporación puede tener lugar debajo de la superficie del sólido en un plano o zona que se va hundiendo mas profundamente en el sólido al irse secando. En cualquier caso, la rapidez de secado decae aún más rápidamente que antes, como de D a E (Fig. 12.10). En el punto E , el contenido de humedad del **sólido** ha **caído** hasta el valor en el equilibrio X^* para la humedad del aire predominante y el secado se detiene. La distribución de humedad dentro del **sólido** durante el periodo decreciente de la rapidez se calculó y se presenta **gráficamente** [17].

Tiempo de secado Si se desea calcular el tiempo de secado de un sólido en las mismas condiciones para las cuales se ha determinado completamente una curva del tipo de la mostrada en la figura 12.9, se necesita simplemente leer la diferencia

en los tiempos que corresponden a los contenidos inicial y final de humedad mediante la curva.

Dentro de ciertos límites, algunas veces es posible calcular la apariencia de una curva de rapidez de secado como la de la figura 12.10 para condiciones diferentes a utilizadas en los experimentos. Con el fin de calcular el tiempo de secado para una curva de este tipo, se puede hacer lo siguiente: por definición, la rapidez de secado es

$$N = \frac{-S_s dX}{A d\theta} \quad (12.2)$$

Reordenando e integrando en el intervalo de tiempo en que el contenido de humedad cambia de su valor inicial X_1 a su valor final X_2 ,

$$\theta = \int_0^\theta d\theta = \frac{S_s}{A} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{N} \quad (12.3)$$

1. *El periodo de rapidez constante.* Si el secado tiene lugar completamente dentro del periodo de rapidez constante, de forma que X_1 y $X_2 > X_c$ y $N = N_c$, la ecuación (12.3) se vuelve

$$\theta = \frac{S_s(X_1 - X_2)}{AN_c} \quad (12.4)$$

2. *El periodo decreciente de la rapidez.* Si tanto X_1 como X_2 son menores que X_c , de forma que el secado ocurre bajo condiciones cambiantes de N , se puede hacer lo siguiente:

a) *Caso general.* Para cualquier forma de la curva decreciente de la rapidez, la ecuación (12.3) puede integrarse gráficamente mediante la determinación del área bajo una curva de $1/N$ como ordenada, X como abscisa, cuyos datos se pueden obtener de la curva de rapidez de secado.

b) *Caso especial.* N es lineal en X , como en la **región** BC de la figura 12.10. En este caso,

$$N = mX + b \quad (12.5)$$

en donde m es la pendiente de la porción lineal de la curva y b es una constante. Sustituyendo en la ecuación (12.3) se tiene

$$\theta = \frac{S_s}{A} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{mX + b} = \frac{S_s}{mA} \ln \frac{mX_1 + b}{mX_2 + b} \quad (12.6)$$

Sin embargo, como $N_1 = mX_1 + b$, $N_2 = mX_2 + b$ y $m = (N_1 - N_2)/(X_1 - X_2)$, la ecuación (12.6) se vuelve

$$\theta = \frac{S_s(X_1 - X_2)}{A(N_1 - N_2)} \ln \frac{N_1}{N_2} = \frac{S_s(X_1 - X_2)}{AN_m} \quad (12.7)$$

en donde N_m es el promedio logarítmico de la rapidez N_1 , al contenido de humedad X_1 y N_2 en X_2 .

Con frecuencia, la curva decreciente de la rapidez total se puede tomar como una línea recta entre los puntos C y E (Fig. 12.10). Con frecuencia, esto se supone debido a la falta de datos. En este caso,

$$N = m(X - X^*) = \frac{N_c(X - X^*)}{X_c - X^*} \quad (12.8)$$

y la ecuación (12.7) se vuelve

$$\theta = \frac{S_s(X_c - X^*)}{N_c A} \ln \frac{X_1 - X^*}{X_2 - X^*} \quad (12.9)$$

En cualquier problema particular de secado, pueden intervenir tanto el periodo de rapidez constante como el decreciente según sean los valores relativos de X_1 , X_2 y X_c . Deben escogerse las ecuaciones y los límites adecuados.

Ejemplo 12.3 Un lote del sólido para el cual la figura 12.10 es la curva de secado, se va a secar de 25 a 6% de humedad en condiciones **idénticas** a aquellas para las cuales se aplica la figura. El peso inicial del **sólido** húmedo es 160 kg; la superficie que se va a secar es 1 $\text{m}^2/40$ kg. Calcular el tiempo para el secado.

SOLUCIÓN El peso total del lote no importa. $S_s/A = 40$. A 25% de humedad, $X_1 = 0.25/(1 - 0.25) = 0.333$ kg **humedad/kg** sólido seco. Observando la figura 12.10 se ve que interviene tanto el periodo de rapidez constante como el decreciente. Los límites del contenido de humedad en las ecuaciones para los diferentes **periodos** se escogen de acuerdo con lo anterior.

Periodo de rapidez constante De $X_1 = 0.333$ a $X_c = 0.200$. $N_c = 0.30(10^{-3})$.
Ecuación (12.4)

$$\theta = \frac{S_s(X_1 - X_c)}{AN_c} = \frac{40(0.333 - 0.200)}{1(0.30 \times 10^{-3})} = 17\,730 \text{ s}$$

Periodo decreciente de la rapidez De $X_c = 0.200$ a $X_2 = 0.064$. **Utilizar** la ecuación (12.3). La siguiente tabla se preparó a partir de los datos de la figura 12.10:

x	0.20	0.18	0.16	0.14	0.12	0.10	0.09	0.08	0.07	0.064
$10^3 N$	0.300	0.266	0.239	0.208	0.180	0.150	0.097	0.070	0.043	0.025
$\frac{1}{N} \times 10^{-3}$	3.33	3.76	4.18	4.80	5.55	6.67	10.3	14.3	23.3	40.0

Se prepara una curva, no se muestra, con $1/N$ como ordenada, X como abscisa y el **área** bajo la curva entre $X = 0.20$ y 0.064 es 1060. Ecuación (12.3):

$$\theta = \frac{40}{1}(1060) = 42\,400 \text{ s}$$

Por lo tanto, el tiempo total de secado es $17\,730 + 42\,400 = 60\,130 \text{ s} = 16.7 \text{ h}$.

En forma alternativa, puesto que la curva de secado es recta desde $X = 0.20$ hasta 0.10 , se puede utilizar la ecuación (12.7) en este rango de contenido de humedad,

$$\theta = \frac{S_s(X_c - X_D)}{A(N_c - N_D)} \ln \frac{N_c}{N_D} = \frac{40(0.20 - 0.10)}{1(0.30 - 0.15 \times 10^{-3})} \ln \frac{0.30 \times 10^{-3}}{0.15 \times 10^{-3}} = 18\,500 \text{ s}$$

La integración **gráfica** en el rango $X = 0.1$ a 0.064 , mediante la ecuación (12.3), proporciona 23 940 s adicionales, de forma que el tiempo decreciente de la rapidez es $18\,500 + 23\,940 = 42\,440 \text{ s}$.

Como **aproximación**, la rapidez decreciente puede representarse mediante una **línea** recta desde C hasta E (Fig. 12.10). El tiempo correspondiente decreciente de la rapidez es, mediante la **ecuación** (12.9),

$$\theta = \frac{S_s(X_c - X^*)}{N_c A} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} = \frac{40(0.20 - 0.05)}{(0.30 \times 10^{-3})(1)} \ln \frac{0.20 - 0.05}{0.064 - 0.05} = 47\,430 \text{ s}$$

MECANISMO DEL SECADO POR LOTES

Se van a considerar ahora con mayor detalle las diferentes partes de la curva de rapidez de secado. Los conocimientos actuales respectivos permiten describir razonablemente bien el proceso de secado en el periodo de rapidez constante; sin embargo, **aún** falta mucho para comprender los **periodos** decrecientes de la rapidez.

Secado por circulación tangencial

El periodo de rapidez constante. En este periodo, en el cual ocurre la **evaporación** superficial de la humedad no ligada, se ha demostrado que la rapidez de secado se establece mediante un balance de las necesidades caloríficas para la evaporación y la rapidez con la cual el calor alcanza la superficie. Considérese la sección de un material que se está secando en una corriente de gas, como se muestra en la figura 12.11. El sólido de espesor z_s se coloca sobre un plato de espesor z_M . Todo el conjunto se sumerge en una corriente de gas secante con una temperatura T_G y una humedad Y masa **humedad/masa** gas seco, que fluye con una velocidad de masa **G masa/tiempo(área)**. La evaporación de humedad tiene lugar desde la superficie superior, A, que está a una temperatura T_s . La superficie que se está secando recibe calor de diferentes fuentes: (1) q_c por **convexión** desde la corriente gaseosa; (2) q_k por conducción a través del sólido; (3) q_R por radiación directa de una superficie caliente a la temperatura T_R , como se muestra, todos expresados como un flux, **energía/tiempo(área)** del sólido para la transferencia de calor). De acuerdo con el mecanismo que se analizó antes, el calor que llega a la superficie por estos métodos se elimina mediante la humedad evaporada, de forma que la temperatura superficial permanece constante en T_s . Todo el mecanismo se parece al proceso de temperatura de bulbo húmedo, complicado por la fuente adicional de calor.

La rapidez de **evaporación** y la temperatura superficial pueden entonces **ob-**

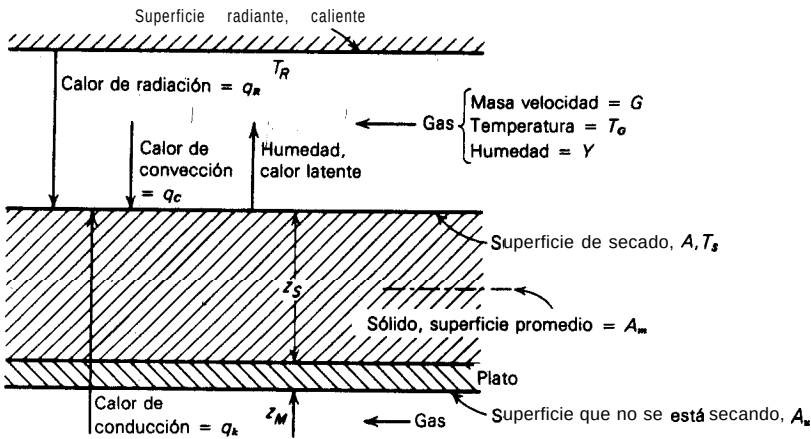


Figura 12.11 Secado a rapidez constante.

tenerse mediante un balance de calor ^[46]. Si q representa el calor total que llega a la superficie, entonces

$$q = q_c + q_R + q_k \quad (12.10)$$

Despreciando el calor necesario para sobrecalentar la humedad evaporada hasta la temperatura del gas y considerando **sólo** el calor latente de evaporación λ_s , entonces el flux de evaporación N_e y el flux de flujo de calor **están** relacionados

$$N_e \lambda_s = q \quad (12.11)$$

El calor recibido por convección en la superficie está controlado mediante el coeficiente correcto de transferencia de calor por convección h_c ,

$$q_c = h_c(T_G - T_s) \quad (12.12)$$

El calor recibido por **radiación** puede calcularse por los medios usuales ^[50, 55]; también puede expresarse como un coeficiente de transferencia de calor h_R t ,

$$q_R = \sim(5.729 \times 10^{-8})(T_R^4 - T_s^4) = h_R(T_R - T_s) \quad (12.13)$$

$$h_R = \frac{\sim(5.729 \times 10^{-8})(T_R^4 - T_s^4)}{T_R - T_s} \quad (12.14)$$

† Las ecuaciones (12.13) y (12.14) **están** escritas para unidades SI: $q_R = \text{W/m}^2$; $T = \text{K}$; $h_R = \text{W/m}^2 \cdot \text{K}$. Para $q_R = \text{Btu/h} \cdot \text{ft}^2$; $T = \text{R}$, $h_R = \text{Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$, la constante = $1.730(10^{-9})$.

Nota: El valor teórico de la constante de Stefan-Boltzmann es $5.6693(10^{-8}) \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$, pero el valor experimental aceptado es ^[50] $5.729(10^{-8})$.

en donde ϵ es la emisividad de la superficie que se está secando; T_R y T son las temperaturas absolutas de las superficies radiantes y de la que se está secando. El calor recibido por **convección** y conducción a través del sólido puede calcularse por los métodos usuales para la transferencia de calor a través de una serie de resistencias,

$$q_k = U_k(T_G - T_s) \quad (12.15)$$

$$U_k = \frac{1}{(1/h_c)(A/A_u) + (z_M/k_M)(A/A_u) + (z_s/k_s)(A/A_m)} \quad (12.16)$$

en donde h_c , el coeficiente de convección para el plato, puede tomarse generalmente como el mismo coeficiente que para la superficie que se está secando; k_M y k_s son las conductividades térmicas del material del plato y del sólido que se está secando; A_u y A_m , la superficie que no se está secando y el área promedio del sólido que se está secando, respectivamente. Si se desea, a la **ecuación** (12.16) puede sumarse una resistencia térmica a la unión entre el sólido que se está secando y el material del plato y un efecto de la **radiación** hasta el plato.

Combinando las ecuaciones (12.1) y (12.10) a (12.15) se puede calcular la rapidez de secado,

$$N_c = \frac{q}{\lambda_s} = \frac{(h_c + U_k)(T_G - T_s) + h_R(T_R - T_s)}{\lambda_s} = k_Y(Y_s - Y) \quad (12.17)$$

Debe conocerse la temperatura superficial para poder utilizar esta relación. Ésta puede obtenerse considerando la parte izquierda de la ecuación (12.17); que puede rearrreglarse como

$$\frac{(Y_s - Y)\lambda_s}{h_c/k_Y} = \left(1 + \frac{U_k}{h_c}\right)(T_G - T_s) + \frac{h_R}{h_c}(T_R - T_s) \quad (12.18)$$

La relación h_c/k_Y aplicable al flujo de gases en la temperatura de bulbo húmedo [ecuaciones (7.27) y (7.28)] puede utilizarse para los fines presentes; para el sistema aire-vapor de agua ya se **mostró** que esta relación es básicamente la misma que el calor húmedo del **gas** C_s . Puesto que Y_s es la humedad a saturación del gas que corresponde a T cuando se está evaporando humedad no confinada, estas cantidades pueden encontrarse resolviendo la ecuación (12.18) simultáneamente con la curva de humedad a saturación en una carta psicrométrica.

Si la conducción a través del sólido y los efectos de radiación están ausentes, la **ecuación** (12.18) se reduce a la del termómetro de bulbo húmedo [ecuación (7.26)] y la temperatura superficial es la temperatura de bulbo húmedo del gas. Las superficies que se están secando también están a la temperatura de bulbo húmedo, si el sólido se seca en toda la superficie en ausencia de radiación. Cuando se colocan charolas o platos de material que se van a secar unos encima de otros, como en las figuras 12.6 y 12.7, la mayor parte del sólido **sólo** recibirá radiación del fondo de la charola que se encuentra inmediatamente encima del sólido a menos que las temperaturas del gas sean muy elevadas, no es probable que sea

muy importante esa **radiación**. Por lo tanto, es esencial no acentuar demasiado el calor recibido por radiación cuando se realizan pruebas de secado sobre pares únicos de platos.

Para **el flujo** de gas paralelo a una superficie y confinado entre platos paralelos, como entre los platos de un secador de platos, los coeficientes de transferencia h_c y k_Y se describen generalmente mediante el artículo 3, tabla 3.3. La aplicación de la analogía de la transferencia de calor-masa, para $Re_c = 2\,600$ a $22\,000$, tiene como resultado

$$j_H = \frac{h_c}{C_p G} Pr^{2/3} = j_D = \frac{k_Y}{G_s} Sc^{2/3} = 0.11 Re_c^{-0.29} \quad (12.19)$$

en donde $Re_c = d_c G / \mu$; d_c es el **diámetro** equivalente del espacio para el flujo de aire. Con las propiedades del aire a $95^\circ C$ esto se transforma, en el sistema SI †

$$h_c = 5.90 \frac{G^{0.71}}{d_c^{0.29}} \quad (12.20)$$

en donde, en un estudio detallado del secado de arena sobre platos [46], h_c está dado, en el sistema SI, por

$$h_c = 14.3 G^{0.8} \quad (12.20a)$$

Estas discrepancias pueden atribuirse a diferentes causas: diferente longitud de “calma” delante de la superficie que se está secando [41], a la forma del vértice principal de la superficie que se está secando [7]. En ausencia de **información** más específica, se recomiendan las ecuaciones (12.19) y (12.20).

El **flujo de aire perpendicular a la superficie** [37], para $G = 1.08$ a 5.04 $kg/m^2 \cdot s$ (0.9 a 4.5 m/s), en el sistema SI ‡

$$h_c = 24.2 G^{0.37} \quad (12.21)$$

Las relaciones desarrolladas en las ecuaciones (12.17) a (12.21) permiten calcular directamente la rapidez de secado durante el periodo de rapidez constante, pero no deben considerarse como sustitutos totales de las mediciones experimentales. Tal vez su mayor valor es que juntamente con los limitados datos **experimentales** sirven para predecir el efecto de cambiar las condiciones de secado.

Efecto de la velocidad del gas. Si la radiación y la **conducción** a través del sólido son despreciables, N_c es proporcional a $G^{0.71}$ para el flujo paralelo del gas y a $G^{0.37}$ para el flujo perpendicular. Si la radiación y la conducción **están** presentes, el efecto del flujo del gas será menos importante.

† Para $G = lb_m/h \cdot ft^2$, d_c = pies, $h_c = Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$, el coeficiente de la ecuación (12.20) es 0.0135.

‡ Para $G = 800$ a $4\,000$ $lb_m/h \cdot ft^2$ (3 a 15 ft/s) y h_c en $Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$, el coeficiente de la ecuación (12.21) es 0.37.

Efecto de la temperatura del gas. Al aumentar la temperatura del aire aumenta la cantidad $T_g = T_s$; por lo tanto, aumenta N_c . En ausencia de efectos de **radiación**, y despreciando la variación de λ en rangos moderados de temperatura, N_c es directamente proporcional a $T_g - T_s$.

Efecto de la humedad del gas. N_c **varía** directamente con $Y_s = Y$; en consecuencia, al aumentar la humedad disminuye la rapidez de secado. Generalmente, en los cambios en Y y T_g intervienen cambios simultáneos de T_s y Y_s ; los efectos se calculan mejor aplicando directamente la ecuación (12.17).

Efecto del espesor del sólido que se está secando. Si ocurre la conducción de calor a través del sólido, las ecuaciones (12.15) y (12.16) indican valores mas reducidos de N_c al aumentar el espesor del sólido. Sin embargo, la **conducción** de calor a través de las superficies de los bordes en las charolas y platos puede ser una fuente importante de calor que aumente la rapidez de secado si la superficie de los bordes es grande. Si las superficies que no se están secando **están** bien aisladas, o si el secado ocurre en todas las superficies del **sólido**, N_c es independiente del espesor. El **tiempo** para el secado entre **contenidos** fijos de humedad dentro del periodo de rapidez constante **será** entonces directamente proporcional al espesor.

Ejemplo 12.4 Un **sólido** cristalino insoluble **húmedo** con agua se coloca en una charola de 0.7 m (2.3 pies) por 0.7 m, 25 mm (1 pulg.) de profundidad, hecha de fierro galvanizado de 0.8 mm (1/32 pulg.) de espesor. La charola se coloca en una corriente de aire a 65 °C, humedad 0.01 kg agua/kg aire seco, que fluye en forma paralela a la superficie superior e inferior a una velocidad de 3 m/s (10 pies/s). La superficie superior del sólido esta colocada directamente hacia las **tuberías** calentadas con vapor, cuya temperatura superficial es 120 °C (248 °F), a una distancia de la superficie superior de 100 mm (4 pulg.).

a) Calcular la rapidez de secado a rapidez constante.

b) Volver a calcular la rapidez si la charola estuviere completamente aislada del calor y si no hubiese radiación de las tuberías de vapor.

SOLUCIÓN a) $Y = 0.01$ kg agua/kg aire seco, $t_g = 65$ °C. El volumen húmedo del aire (tabla 7.1) es $[0.00283 + 0.00456(0.01)](65 + 273) = 0.972$ m³/kg aire seco.

$$\rho_g = \text{densidad del gas} = \frac{1.01}{0.972} = 1.04 \text{ kg/m}^3 \quad G = 3(1.04) = 3.12 \text{ kg/m}^2 \cdot s$$

$$d_c \text{ calculada} = \frac{4(\text{sección transversal para el flujo})}{\text{perímetro}} = \frac{4(0.7)(0.1)}{(0.7 + 0.1)2} = 0.175 \text{ m}$$

Ecuación (12.20)

$$h_c = \frac{5.90(3.12)^{0.71}}{(0.175)^{0.29}} = 21.9 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

Tomar la emisividad del **sólido** como $\epsilon = 0.94$. $T_g = 120 + 273 = 393$ K. Considerar en forma tentativa t_s como 38 °C, $T_s = 38 + 273 = 311$ K. **Ecuación** (12.14):

$$h_r = \frac{0.94(5.73 \times 10^{-8})(393^4 - 311^4)}{393 - 311} = 9.51 \text{ W/m}^2 \cdot K$$

Tomar $A_m = A = (0.7)^2 = 0.49 \text{ m}^2$. El área de los lados de la charola = $4(0.7)(0.025) = 0.07 \text{ m}^2$; $A_u = (0.7)^2 + 0.07 = 0.56 \text{ m}^2$ para el fondo y los lados (este método de incluir la transferencia de calor a través de los lados es claramente una **simplificación**, que, sin embargo, resulta adecuada para los fines presentes). Las conductividades **térmicas** son $k_m = 45$ para el metal de la charola; $k_s = 3.5$ para el sólido **húmedo** [46], los dos en $\text{W/m} \cdot \text{K}$. El **último** valor debe escogerse cuidadosamente y no debe guardar una relación simple con la conductividad ya sea del **sólido** seco o de su humedad. $z_s = 0.025 \text{ m}$, $z_m = 0.0008 \text{ m}$.

$$\frac{1}{U_k} = \frac{0.49}{21.9(0.56)} + \frac{0.0008}{45} \frac{0.49}{0.036} + \frac{0.025}{3.5} \frac{0.49}{0.49}$$

$$U_k = 21.2 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

El calor húmedo del aire (tabla 7.1) es $C_s = 1005 + 1.084(0.01) = 1023.8$ y λ_s en el valor tentativo de 38°C es 2411.4 kJ/kg .

$$\frac{(Y_s - 0.01)(2411.4 \times 10^3)}{1023.8} = \left(1 + \frac{21.2}{21.9}\right)(65 - t_s) + \frac{9.51}{21.9}(120 - t_s)$$

Esto se reduce a $Y_s = 0.0864 = 10.194(10^{-4})t_s$, que debe resolverse **simultáneamente** con la curva de humedad a saturación de la carta **psicrométrica** para aire-vapor de agua. La línea marcada **a** sobre la figura 12.12 es la **expresión** anterior, que interseca la curva de humedad a **saturación** en $Y_s = 0.0460$, $t_s = 39^\circ\text{C}$, la temperatura superficial, que **está** lo suficientemente cerca de los 38°C estimados previamente para que no sea necesaria la iteración. A 39°C , $\lambda_s = 2409.7 \text{ kJ/kg}$. Ecuación (12.17):

$$N_c = \frac{(21.9 + 21.2)(65 - 39) + 9.51(120 - 39)}{2409.7 \times 10^3} = 7.85 \times 10^{-4} \text{ kg de agua evaporada/m}^2 \cdot \text{s}$$

y la rapidez de evaporación es $7.85(10^{-4})(0.49) = 3.85(10^{-4}) \text{ kg/s}$ ó $3.06 \text{ lb}_m/\text{h}$.

6) Cuando no hay radiación ni conducción de calor a **través** del sólido, la superficie que se esta secando toma la temperatura de bulbo **húmedo** del aire. Para el sistema **aire-agua** a esta humedad, las **líneas de saturación adiabática** de la carta **psicrométrica** sirven como líneas de bulbo **húmedo**; en la figura 12.12, la **línea b** es la línea de saturación **adiabática** a **través** del punto que representa al aire ($t_a = 65^\circ\text{C}$, $Y = 0.01$). La línea interseca la curva de humedad a **saturación** en la condición del bulbo húmedo, $t_s = 28.5^\circ\text{C}$, $Y_s = 0.025$. A esta temperatura, $\lambda_s = 2435.0 \text{ kJ/kg}$. Ecuación (12.17):

$$N_c = \frac{h_c(t_a - t_s)}{\lambda_s} = \frac{21.9(65 - 28.5)}{2435 \times 10^3} = 3.28 \times 10^{-4} \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

y la rapidez de **evaporación** es $3.28(10^{-4})(0.49) = 1.609(10^{-4}) \text{ kg/s}$ ó $1.277 \text{ lb}_m/\text{h}$.

Cuando el aire sufre un cambio considerable de temperatura y humedad al pasar sobre el sólido (un cambio parecido al que se indica en el ejemplo 12.2), difiere la rapidez del secado en la orilla delantera y trasera del sólido; esto puede explicar en parte el secado no uniforme que se obtiene en los secadores de platos. Esto puede evitarse parcialmente con la reversión del flujo de aire.

Movimiento de la humedad dentro del sólido Cuando ocurre la evaporación superficial, debe haber un movimiento de la humedad desde el interior del sólido hasta la superficie. La naturaleza del movimiento modifica el secado durante el periodo decreciente de la rapidez. Con el fin de apreciar la naturaleza diversa de las porciones observadas en el periodo decreciente de la rapidez de la curva de **se-**

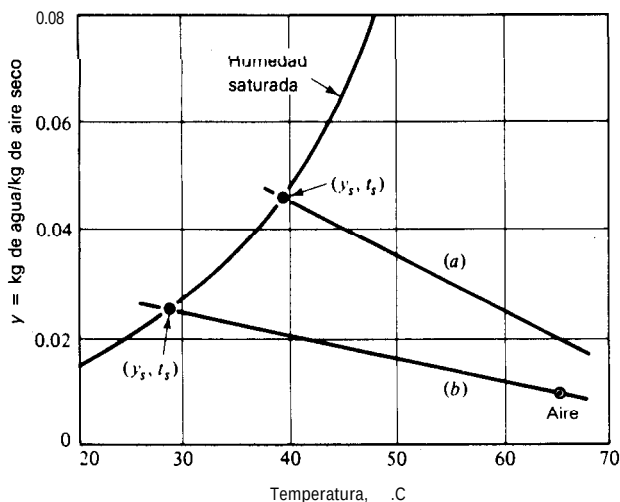


Figura 12.12 Solución al ejemplo 12.4.

cado, se analizarán brevemente algunas de las teorías expuestas para explicar el movimiento de la humedad y la relación de éstas con las curvas de decaimiento de la rapidez.

Difusión del líquido La difusión de la humedad líquida puede derivarse de los gradientes de **concentración** entre el interior del sólido, donde la concentración es alta, y la superficie, donde es baja. Estos gradientes se fijan durante el secado de la superficie. Este método de transporte de la humedad se limita probablemente a los casos en que se forman soluciones sólidas de una sola fase con la humedad, como en el caso del jabón, goma, gelatina y similares, y en ciertos casos en que se está secando la humedad ligada, como en el secado de las últimas partes de agua en arcillas, harina, textiles, papel y madera ^[19]. El mecanismo general de este proceso se describe en el capítulo 4. Se ha descubierto que la difusividad de la humedad generalmente decrece con rapidez al decrecer el contenido de humedad.

Durante el periodo de rapidez constante de secado de estos sólidos, la concentración de humedad superficial se reduce, pero la **concentración** en el interior del sólido permanece elevada. Las altas difusividades resultantes permiten que la humedad se mueva hasta la superficie tan rápido como se evapora y la rapidez de secado permanece constante. Cuando aparecen manchas secas debido a la proyección de partes del sólido en la película gaseosa, se tiene un periodo de evaporación superficial no saturada. Al final, la superficie se seca hasta el contenido de humedad en el equilibrio para el gas predominante. El secado posterior sólo sucede a flujos que están completamente controlados por las **rapideces de difusión** dentro del **sólido**, puesto que éstas son lentas a contenidos bajos de humedad. Si

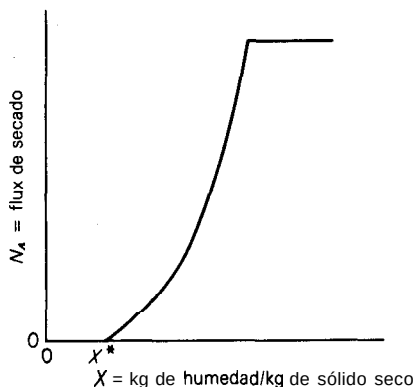


Figura 12.13 Período de rapidez de decreciente controlado por la difusión.

el secado inicial a rapidez constante es muy **rápido**, quizá no aparezca el período de **evaporación** superficial no saturada; el período decreciente de la rapidez controlado por la difusión empieza inmediatamente después de que termina el período de rapidez constante ^[48], como en la figura 12.13.

En muchos casos de secado, en donde el mecanismo de difusión explica satisfactoriamente la rapidez de secado como **función** del contenido de humedad promedio, la distribución de humedad dentro del sólido en las diferentes etapas del secado no se asemeja a este mecanismo ^[19, 38]. La aplicabilidad superficial del mecanismo de **difusión** es entonces aparentemente accidental.

Movimiento capilar ^[6, 19, 38, 42, 56]. La humedad no ligada en sólidos granulares y porosos como arcillas, arena, pigmentos para pinturas y similares, se mueve a **través** de los capilares e intersticios de los sólidos mediante un mecanismo en que interviene la **tensión** superficial; además, se mueve de la misma forma que el aceite se mueve a través de la mecha de una lámpara. Los capilares se extienden desde pequeños recipientes de la humedad en el sólido hasta la superficie que se está secando. Conforme el secado continúa, al principio la humedad se mueve por capilaridad hasta la superficie, con la suficiente rapidez para mantener una superficie uniformemente húmeda; la rapidez de secado es constante. El agua es reemplazada por aire que entra en el sólido a través de las relativamente pocas aberturas y rupturas. Finalmente, la humedad superficial se lleva hasta los espacios entre los gránulos de la superficie, el área húmeda en la superficie decrece y continúa el período de secado de la superficie no saturada. Al final, los recipientes abajo de la superficie se secan, la superficie líquida queda en los capilares, la evaporación sucede abajo de la superficie en una zona o plano que gradualmente se va haciendo más profunda en el sólido y ocurre el segundo período decreciente de la rapidez. Durante este período la difusión del vapor dentro del sólido ocurre desde el lugar de la evaporación hasta la superficie.

En el caso de ciertas pastas que se secan en charola, la adhesión de la torta húmeda al fondo de la charola tal vez no permita la ventilación de los pasajes debajo de la superficie mediante el gas. Esto puede originar curvas del tipo mostrado en la figura 12.14. En este caso, el periodo usual de rapidez constante predomina durante **a**. Cuando la humedad de la superficie se agota primero, el líquido no puede llevarse hasta la superficie mediante la tensión en los capilares, porque no puede entrar aire a reemplazar al líquido, la superficie **húmeda recede** en los capilares y la rapidez decrece durante **b**. Por último, como el **sólido** se rompe, se admite aire para reemplazar al líquido, con lo cual la acción de los capilares lleva al líquido a la superficie; la rapidez aumenta nuevamente, como en **c**.

Difusión del vapor [42] Si el calor se proporciona especialmente a una superficie de un sólido, mientras se realiza el secado en otra superficie, la humedad puede evaporarse debajo de la superficie y difundirse como vapor al exterior. Las partículas de humedad en los sólidos granulares, que se han aislado de la porción principal de la humedad que fluye a través de los capilares, puede **también** evaporarse debajo de la superficie.

Presión Debido al encogimiento de las capas externas de un sólido durante el secado, la humedad puede exprimirse de la superficie.

De ordinario, **sólo** es posible especular acerca de cual de los mecanismos es apropiado para un **sólido** particular; se debe confiar en un tratamiento mas o menos empírico de las **rapideces** experimentales de secado.

Secado de la superficie no saturada Durante este periodo, la rapidez de secado **N** generalmente variara en forma lineal con el contenido de humedad **X**. Como el mecanismo de **evaporación** durante este periodo es el mismo que en el periodo de

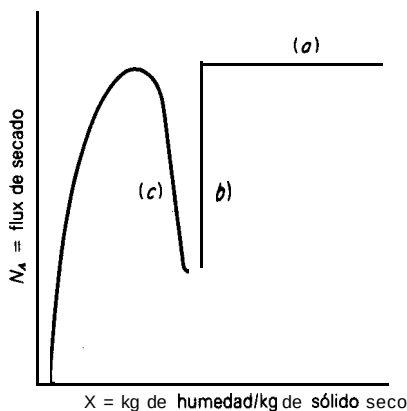


Figura 12.14 Efecto de la adhesión de la pasta que se está secando en la charola [por Emst, et al.: *Ind. Eng. Chem.*, 30, 1 119 (1938)].

rapidez constante, los efectos de variables como la temperatura, humedad y velocidad del gas y espesor del sólido, son los mismos que el secado a rapidez constante.

En algunos casos, este periodo puede constituir el total del secado durante el periodo decreciente de la rapidez y originar una curva del tipo mostrado en la figura 12.15. Entonces, se aplican las ecuaciones (12.8) y (12.9). Combinando las ecuaciones (12.2), (12.8) y (12.17),

$$-\frac{dX}{d\theta} = \frac{k_r A (X - X^*) (Y_s - Y)}{S_s (X_c - X^*)} \quad (12.22)$$

Obsérvese que $S_s = z_s A \rho_s$, y si se deja que $k_r = f(G)$, se tiene

$$-\frac{dX}{d\theta} = \frac{f(G)(X - X^*)(Y_s - Y)}{z_s \rho_s (X_c - X^*)} = \frac{\alpha f(G)(X - X^*)(Y_s - Y)}{z_s} \quad (12.23)$$

en donde $\alpha = \text{cte}$. Algunas veces esta expresión **se utiliza** como una descripción empírica de las **rapideces** de secado en estos casos. En forma alternativa, si el tiempo se define como el tiempo en que el contenido en humedad es X , la ecuación (12.9) se transforma fácilmente en

$$\ln \frac{X - X^*}{X_c - X^*} = \frac{-N_c \theta}{\rho_s z_s (X_c - X^*)} \quad (12.24)$$

la cual sugiere que los datos del periodo decreciente de la rapidez de esta naturaleza, al ser **graficados**, **darán** una línea recta, línea **a**, sobre las coordenadas semilogarítmicas de la figura 12.16. Si las pruebas de secado se hacen en las mismas condiciones para muestras de diferente espesor, de forma que el calor sólo se aplique al sólido a través de la superficie que se está secando, las pendientes de estas líneas en las gráficas serán proporcionales a $-1/z_s$. El tiempo de secado

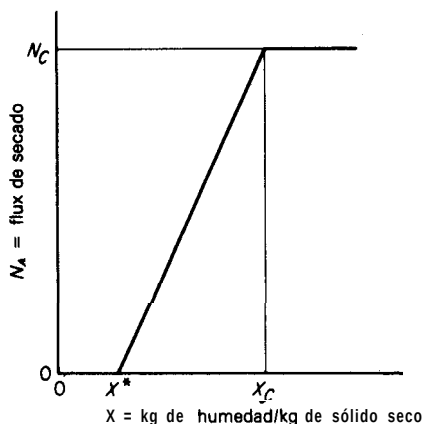


Figura 12.15 Rapidez decreciente lineal.

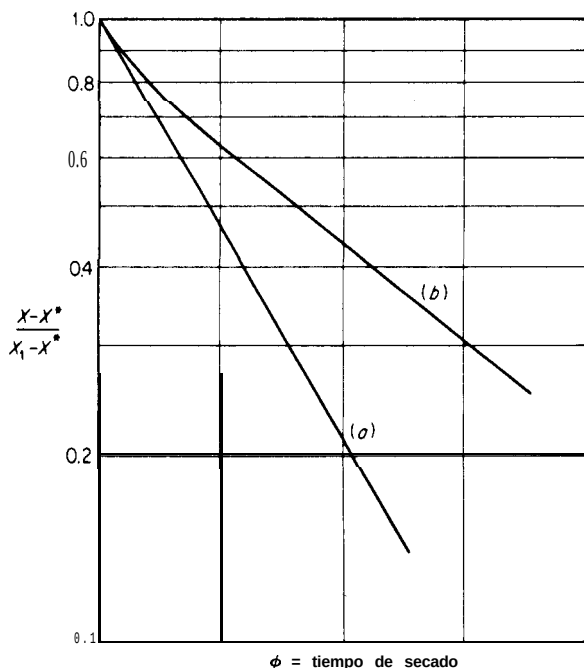


Figura 12.16 Tratamiento empírico de los datos de rapidez decreciente (a) N varía linealmente con $\log (X - X^*)$; (b) rapidez decreciente controlada por la difusión.

entre contenidos fijos de humedad es, entonces, directamente proporcional al espesor del sólido.

La difusión interna como paso limitante Si se desarrolla un periodo de secado en donde la difusión interna de la humedad controla la rapidez, se puede esperar que las variables que modifican los coeficientes de transferencia de calor o de masa del gas, no alteren la rapidez de secado. Las rapideces de secado deben ser independientes de la velocidad del gas; la humedad sólo será importante mientras controle la concentración de humedad en el equilibrio. Cuando se prepara una gráfica semilogarítmica (Fig. 12.16) para los datos de secado de este tipo, la curva b que se obtiene se parece a la curva de la figura 4.2. Para una placa, las curvas deben ser básicamente rectas a valores de la ordenada menores de 0.6, con pendientes proporcionales a $-1/z_s^2$. El tiempo de secado entre contenidos fijos de humedad debe ser proporcional al cuadrado del espesor. Puede haber discrepancias, porque es posible que la distribución inicial de la humedad no sea uniforme en todo el sólido, si se tiene un periodo de secado antes del periodo en que controla la difusión y debido a que la difusividad varía con el contenido de humedad.

Se han hecho esfuerzos por describir las rapideces de secado en el periodo decreciente de la rapidez mediante coeficientes globales de transferencia de calor y de masa [34], pero no han resultado demasiado exitosos debido a que las **resisten-**

cias individuales a la transferencia cambian en el sólido durante el curso del secado. Existen diferentes expresiones para el tiempo del secado en el periodo decreciente de la rapidez para diferentes tipos de sólidos [30].

Contenido crítico de humedad Los datos existentes indican que el contenido crítico promedio de humedad para un tipo dado de sólido depende de la concentración de humedad superficial. Si el secado durante el periodo de rapidez constante es muy rápido y si el sólido es grueso, entonces se desarrollan gradientes de concentración grandes dentro del sólido y el periodo decreciente de la rapidez empieza en elevados contenidos de humedad promedio. Generalmente, el contenido de humedad crítica aumenta al aumentar la rapidez de secado y el espesor del sólido. De ordinario esto se debe medir experimentalmente. **McCormick** [35] lista valores aproximados para muchos sólidos industriales.

Secado por circulación transversal

Cuando un gas pasa a través de un lecho de sólidos granulares húmedos, puede resultar tanto un periodo de rapidez constante como un periodo decreciente de la rapidez; asimismo, las curvas de rapidez de secado pueden parecerse bastante a la que se muestra en la figura 12.10 [31]. Considere el caso en que el lecho de sólidos tienen un espesor apreciable con respecto al tamaño de las partículas, como en la figura 12.11⁽¹⁾. La evaporación de la humedad no contenida hacia el gas ocurre en una zona relativamente estrecha que se mueve lentamente a través del lecho; a menos que el lecho se caliente internamente, el gas que sale de esta zona está, para todos los fines prácticos, saturado a la temperatura de saturación adiabática del gas entrante. Esta temperatura también es la temperatura superficial de las partículas húmedas. La rapidez de secado es constante mientras la zona esté completamente dentro del lecho. Cuando la zona alcanza al principio el final del lecho, la rapidez de secado empieza a decaer debido a que el gas ya no sale en

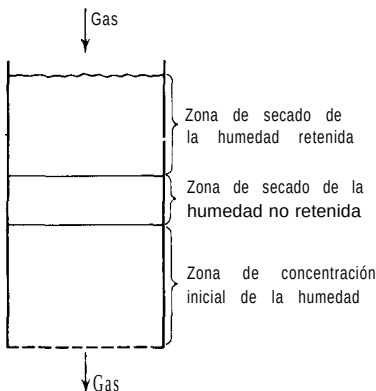


Figura 12.17 Secado por circulación transversal de lechos espesos de sólidos.

una condición saturada. En otras palabras, una onda de **desorción** pasa a través del lecho y la situación es muy parecida a la que se describió para la **elución** en lechos fijos (Cap. 11). Sin embargo, lo que interesa es el contenido de humedad del sólido y no los cambios de concentración que ocurren en el gas saliente. En el caso de lechos delgados compuestos de partículas grandes, desde el principio el gas sale insaturado del lecho [31]; empero, mientras cada una de las superficies de las partículas permanezca completamente húmeda, se tendrá un periodo de rapidez constante. Entonces el periodo decreciente de la rapidez empieza cuando se termina la humedad superficial.

La rapidez de secado de la humedad no ligada ^[1]. Considérese un lecho de sección transversal uniforme como en la figura 12.17, alimentado con un gas de humedad Y_1 a un flujo G_s masa gas **seco/(tiempo)(área sección transversal del lecho)**. La rapidez máxima de secado $N_{\text{máx}}$ ocurrirá si el gas que sale del lecho está saturado a la temperatura de saturación adiabática, con humedad Y_{sa}

$$N_{\text{máx}} = G_s(Y_{\text{sa}} - Y_1) \quad (12.25)$$

en donde N está expresada como masa de humedad **evaporada/(tiempo)(área de la sección transversal del lecho)**. En general, el gas saldrá del lecho a una humedad Y_2 ; la rapidez **instantánea** de secado es

$$N = G_s(Y_2 - Y_1) \quad (12.26)$$

Para una sección diferencial del lecho, en donde el gas sufre un cambio de humedad dY y sale a una humedad Y , la rapidez de secado es

$$dN = G_s dY = k_y dS (Y_{\text{sa}} - Y) \quad (12.27)$$

en donde S es la superficie interfacial por unidad de área de la sección transversal del lecho. Sea a la superficie interfacial por unidad de volumen de lecho cuyo espesor es z_s ,

$$dS = a \, dz_s \quad (12.28)$$

y la ecuación (12.27) se vuelve

$$\int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{Y_{\text{sa}} - Y} = \int_0^{z_s} \frac{k_y a \, dz_s}{G_s} \quad (12.29)$$

$$\ln \frac{Y_{\text{sa}} - Y_1}{Y_{\text{sa}} - Y_2} = N_{tG} = \frac{k_y a z_s}{G_s} \quad (12.30)$$

en donde N_{tG} es el número de unidades de transferencia en el lecho. Esta ecuación es la misma que la ecuación (7.57) desarrollada para una situación similar. La fuerza motriz media para la evaporación es, entonces, la media logarítmica de Y_{sa}

$= Y_1$ y $Y_{sa} = Y_2$, de acuerdo con la ecuación (7.61). Combinando las ecuaciones (12.29), (12.26) y (12.30),

$$\frac{N}{N_{\max}} = \frac{Y_2 - Y_1}{Y_{sa} - Y_1} = 1 - \frac{Y_{sa} - Y_2}{Y_{sa} - Y_1} = 1 - e^{-N_{iG}} = 1 - e^{-k_Y a z_s / G_s} \quad (12.31)$$

La ecuación (12.31) proporciona la rapidez de secado N , si pueden determinarse los valores $k_Y a$ o N_{iG} . Éstos pueden establecerse para ciertos casos como sigue:

1. **Partículas pequeñas (10 a 200 mallas, o 2.03 a 0.074 mm de diámetro) con respecto al espesor del lecho (mayor de 11.4 mm secado de la humedad no ligada desde la superficie de partículas no porosas [1]).** Para este caso, † la rapidez constante esta dada por $N_{\max}$ [ecuación (12.25)]. La ecuación (12.31) puede utilizarse tanto para la rapidez constante como para el periodo decreciente de la misma, puesto que a contenidos elevados de humedad el termino exponencial es despreciable. La superficie interfacial a varía con el contenido de humedad y es mas conveniente expresar N_{iG} empíricamente como ‡

$$N_{iG} = \frac{0.273}{d_p^{0.35}} \left(\frac{d_p G}{\mu} \right)^{0.215} (X \rho_s z_s)^{0.64} \quad (12.32)$$

en donde d_p es el diámetro de la partícula, y ρ_s es la densidad aparente del lecho, masa sólido seco/volumen. El secado transversal en estos lechos en el equipo ordinario puede involucrar una caída de presión del flujo del gas demasiado alta para fines practicos, en especial si las partículas son muy pequeñas. El secado en estos lechos se hace en filtros giratorios continuos (secadores de filtro de cristal).

2. **Partículas grandes (3.2 a 20 mm de diámetro) en lechos estrechos (10 a 64 mm de espesor); secado de la humedad no contenida de partículas porosas o no porosas.** Durante el periodo de rapidez constante, el gas sale insaturado del lecho; la rapidez constante de secado está dada por la ecuación (12.31). Con este fin, k_Y está dada por

$$k_Y = \frac{j_D G_s}{Sc^{2/3}} \quad (12.33)$$

† En lechos de solidos finamente empacados que contienen un gran porcentaje de liquido, el liquido esta muy forzado entre las partículas sólidas mediante un proceso mecánico cuando el gas se fuerza a través del lecho. Véase, en particular, Brownell y Katz, *Chem. Eng. Progr.*, **43**, 537, 601, 703 (1947). Sólo se eliminan las últimas trazas de humedad en el proceso que se considera aquí.

‡ La ecuación (12.32) es empírica; se utiliza con unidades SI (kg, m, s). Para unidades de ft, lb_m y h. el coeficiente es 1.14.

y a su vez j_D resulta de las primeras dos entradas en el artículo 7, tabla 3.3. La superficie interfacial puede tomarse como la superficie de las partículas. Para el secado del agua con aire en sólidos, $Sc = 0.6$. Existen datos experimentales adicionales en un gran número de materiales preformados [31]. Durante el periodo decreciente de la rapidez, la resistencia interna al movimiento de la humedad puede ser importante; no hay un tratamiento general. En muchos casos [31] se encuentra que son útiles las **gráficas** semilogarítmicas de la forma de la figura 12.16. Si la línea sobre esta gráfica es recta, se aplican las ecuaciones (12.8) y (12.9).

Secado de la humedad ligada Para describir este tipo de secado, puede hacerse alguna adaptación de los métodos utilizados para la adsorción en lechos fijos (Cap. II). Sin embargo, no hay experimentales que confirmen esas adaptaciones.

Ejemplo 12.5 Una torta de un precipitado cristalino se va a secar pasando aire a través de la torta. Las **partículas** de la torta no son porosas; su **diámetro** promedio es de 0.20 mm; puesto que son insolubles en agua, tienen un contenido despreciable de humedad en el equilibrio. La torta tiene 18 mm de espesor y la densidad aparente es 1 350 kg sólido **seco**/m³ (85 lb_m/ft³). Se va a secar desde 2.5 hasta 0.1% de humedad. El aire va a entrar a la torta a 0.24 kg aire **seco**/s(m² sección transversal lecho) (= 177 lb_m/h ft²), a una temperatura de bulbo seco de 32 °C y 50% de humedad. Calcular el tiempo para el secado.

SOLUCIÓN $X_1 = 0.025/(1 - 0.025) = 0.0256$ kg **agua/kg sólido seco**; $X_2 = 0.001/(1 - 0.001) = 0.001001$. De acuerdo con la figura 7.5, $Y_1 = 0.0153$ kg **agua/kg** aire seco; $t_{sa} = 24$ °C (la temperatura de saturación adiabática) y $Y_{sa} = 0.0190$ kg **agua/kg** aire seco. $G_s = 0.24$ kg aire **seco**/m² · s.

$$G \text{ aprox. pr.} = 0.24 + \frac{0.24(0.0153 + 0.0190)}{2} = 0.244 \text{ kg aire seco/m}^2 \cdot s$$

Ecuación (12.26): $N_{\max} = 0.24(0.0190 - 0.0153) = 8.88(10^{-4})$ kg **evap./m**² · s; $z_s = 0.018$ m; $d_p = 2(10^{-4})$ m; $\rho_s = 1\,350$ kg/m³. La viscosidad del aire a $(32 + 24)/2 = 28$ °C es $1.8(10^{-5})$ kg/m · s.

$$\frac{d_p G}{\mu} = \frac{(2 \times 10^{-4})(0.244)}{1.8 \times 10^{-5}} = 2.71$$

Ecuación (12.32):

$$N_{tG} = \frac{0.273}{(2 \times 10^{-4})^{0.35}} (2.71)^{0.215} [X(1350)(0.018)]^{0.64} = 51.37 X^{0.64}$$

Ecuación (12.31):

$$N = (8.88 \times 10^{-4}) [1 - \exp(-51.37 X^{0.64})]$$

Esto proporciona los siguientes valores de N , kg **agua evap./m**² · s para valores de X dentro del rango de interés. Estos valores son las coordenadas de la curva de rapidez de secado.

X	0.0256	0.02	0.015	0.010	0.008	0.006	0.004	0.002	0.001
N x 10 ⁴	8.815	8.747	8.610	8.281	8.022	7.609	6.898	5.488	4.092

El cálculo del tiempo de secado requiere un valor de la integral $\int dX/N$, de acuerdo con la **ecuación (12.3)**, entre X_1 y X_2 . Ésta puede evaluarse de modo numérico, o **gráficamente** a partir

de una gráfica de $1/N$ vs. X . La integral = 31.24. Puesto que $S_s/A = \rho_s z_s = 1\ 350(0.018) = 24.3\text{ kg sólido seco/m}^2$, el tiempo para el secado, mediante la ecuación (12.3),

$$\theta = 24.3(31.24) = 759\text{ s} = 12.7\text{ min}$$

Ejemplo 12.6 Se van a secar unas lentejas de catalizador porosas y húmedas, cuya forma es de pequeños cilindros; tienen 13.5 mm de diámetro, 13.0 mm longitud. Se secarán mediante un secador de circulación transversal. Las lentejas se van a colocar en lechos de 50 mm de profundidad, sobre mallas y se van a secar con aire que fluye a 1.1 kg aire seco/s (m^2 sección transversal lecho); el aire entra a una temperatura de bulbo seco de 82 °C, humedad 0.01 kg agua/kg aire seco. La densidad aparente del lecho es 600 kg sólidos secos/ m^3 ; la superficie de la partícula es 280 m^2/m^3 de lecho. Calcular la rapidez de secado, y la humedad y temperatura del aire que sale del lecho durante el periodo de rapidez constante.

SOLUCIÓN $Y_1 = 0.01\text{ kg agua/kg aire seco}$ y de la figura 7.5, $Y_{sa} = 0.031$ a la temperatura de saturación adiabática correspondiente, 32 °C. $G_s = 1.1\text{ kg aire seco/m}^2 \cdot \text{s}$; el promedio aproximado $G = 1.1 + 1.1(0.031 + 0.01)/2 = 1.123\text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$. La viscosidad promedio aproximada del aire es $1.9(10^{-5})\text{ kg/m} \cdot \text{s}$.

La superficie de cada partícula = $\pi(0.0135)^2(2)/4 + \pi(0.0135)(0.0130) = 8.376(10^{-4})\text{ m}^2$. El diámetro de una esfera de la misma área = $d_p = [8.376(10^{-4})/\pi]^{0.5} = 0.01633\text{ mm}$. $a = 280\text{ m}^2/\text{m}^3$; $z_s = 0.050\text{ m}$.

El número de Reynolds para las partículas (Re'' del artículo 7, tabla 3.3) = $d_p G/\mu = 0.01633(1.123/1.9(10^{-5})) = 965$. ϵ = fracción vacía (véase la tabla 3.3) = $1 - d_p a/6 = 1 - 0.01633(280)/6 = 0.237$. Por lo tanto, $j_D = (2.06/\epsilon)Re''^{-0.575} = 0.1671$. Sc para aire-vapor de agua = 0.6. Ecuación (12.33):

$$k_Y = \frac{0.1671(1.1)}{(0.6)^{2/3}} = 0.258\text{ kg H}_2\text{O/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{AY}$$

$$N_{IG} = \frac{k_Y a z_s}{G_s} = \frac{0.258(280)(0.050)}{1.1} = 3.28$$

Ecuación (12.25)

$$N_{\max} = G_s(Y_{sa} - Y_1) = 1.1(0.031 - 0.01) = 0.0231\text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Ecuación (12.31):

$$\frac{N}{0.0231} = \frac{Y_2 - 0.01}{0.031 - 0.01} = 1 - \exp(-3.28)$$

Por lo tanto, $N = 0.0222\text{ kg agua evaporada/m}^2 \cdot \text{s}$ en el periodo de rapidez constante; $Y_2 = 0.0302\text{ kg agua/kg aire seco}$ para el aire saliente. De acuerdo con la curva de saturación adiabática de la figura 7.5, la temperatura respectiva del aire saliente, para el gas entrante, es 33.0 °C.

Puesto que:

$$\frac{S_s}{A} = \rho_s z_s = 600(0.050) = 30\text{ kg sólido seco/m}^2$$

entonces, ecuación (12.2):

$$\frac{-dX}{d\theta} = \frac{NA}{S_s} = \frac{0.0222}{30} = 7.4 \times 10^{-4}\text{ kg H}_2\text{O/s(kg sólido seco)}$$

Esto se considerará únicamente como una estimación, que debe verificarse mediante pruebas de rapidez de secado.

SECADO CONTINUO

El secado continuo ofrece las ventajas siguientes: generalmente el equipo necesario es pequeño en comparación con la cantidad de producto; la operación se integra fácilmente con la fabricación química continua, sin necesidad del almacenamiento intermedio; el producto tiene un contenido más uniforme de humedad, y el costo de secado por unidad de producto es relativamente pequeño. Como en el caso del secado por lotes, la naturaleza del equipo que se utiliza depende bastante del tipo de material que se va a secar. Pueden utilizarse el secado directo o indirecto y algunas veces los dos.

En muchos de los secadores directos que se van a describir, el sólido se mueve a través del secador mientras que esta en contacto con una corriente móvil de gas. El gas y el sólido pueden fluir en paralelo o a contracorriente; asimismo, el gas puede fluir **tangencialmente** a la trayectoria del sólido. Si el calor no se proporciona dentro -del **secador** ni se pierde hacia el entorno, la **operación** es adiabática; entonces, el gas perderá calor sensible y se enfriará mientras la humedad evaporada absorbe calor latente de evaporación. Si el calor se proporciona dentro del secador, el gas puede mantenerse a temperatura constante.

En la operación adiabática a contracorriente, el gas más caliente está en contacto con el sólido más seco; por lo tanto, el sólido descargado se calienta a una temperatura que se puede aproximar a la del gas entrante. Esto proporciona el secado mas **rápido**; en efecto, especialmente en el caso de la humedad ligada, las últimas trazas son las más difíciles de eliminar y esto se hace **más rápidamente** a temperaturas elevadas. Por otra parte, el sólido seco puede descomponerse al calentarse a altas temperaturas. Además, el sólido descargado caliente acarreará considerable calor sensible, con lo cual se disminuye la eficiencia térmica de la operación de secado.

En la operación adiabática en **paralelo**, el sólido húmedo se pone en contacto con el gas más caliente. Mientras esté presente la humedad superficial no contenida, el **sólido** se calentará **únicamente** a la temperatura de bulbo húmedo del gas; por esta razón, aun los sólidos sensibles al calor pueden secarse con frecuencia mediante un gas bastante caliente en flujo paralelo. Por ejemplo, un gas combustible típico que se obtiene de la combustión de un combustible, que puede tener una humedad de 0.03 kg vapor de **agua/kg** gas seco a 430 °C, tiene una temperatura de bulbo húmedo de sólo, aproximadamente, 65 °C. En cualquier caso, la temperatura de bulbo húmedo nunca puede exceder el punto de ebullición del líquido a la **presión** predominante. En la salida del secador, el gas se ha enfriado considerablemente; no se daña el sólido seco. En los casos en que el sólido no debe secarse completamente, el flujo en paralelo **también** permite un mayor control del contenido de humedad del sólido descargado, porque así se controla la cantidad de gas que pasa a través del secador; en consecuencia, también se controla su temperatura de salida y humedad. Por esta **razón**, también se utiliza para evitar el endurecimiento y otros problemas asociados con el secado por lotes.

Secadores de túnel

Estos secadores directos son básicamente adaptaciones del secador de **camión** para la operación continua. Consisten en túneles relativamente largos a través de los cuales se mueven camiones cargados con platos llenos del sólido que se va a secar, en contacto con una corriente de gas para evaporar la humedad. Los camiones pueden empujarse continuamente a través del secador mediante una cadena móvil, a la cual se encuentran unidos. En un arreglo simple, los camiones cargados se introducen periódicamente por uno de los lados del secador, mientras cada camión se desplaza al anterior hacia el otro lado. El tiempo de residencia en el secador debe ser lo suficientemente grande como para reducir al valor deseado el contenido de humedad del sólido. Para operaciones a temperaturas relativamente bajas, generalmente se calienta el gas mediante aire calentado con vapor; ahora bien, para temperaturas más elevadas y especialmente para productos que no necesitan mantenerse escrupulosamente limpios, se puede utilizar el gas de combustión producido por la combustión de un combustible. Puede utilizarse el flujo en paralelo o a contracorriente del gas y del sólido; en algunos casos, ventiladores dispuestos a lo largo de los lados del túnel soplan el gas a través de los camiones en flujo tangencial. La operación puede ser básicamente adiabática o el gas puede calentarse con espirales de calentamiento a lo largo de su trayectoria a **través** del secador; en este caso, la **operación** puede ser básicamente a temperatura constante. Parte del gas puede reciclarse, como en el caso de los secadores por lotes, para economizar calor. Es posible utilizar los secadores de tipo túnel para cualquier material que pueda secarse sobre platos: cristales, tortas de filtración, pastas, cerámica y similares.

Hay muchas modificaciones del secador de túnel que son **básicamente** iguales en el principio, pero diferentes en el **diseño** de los detalles, debido a la naturaleza del material que se está secando. Por ejemplo, las madejas de estambre pueden suspenderse en perchas o caballetes que se mueven a través del secador de túnel. Los cueros se pueden extender en armaduras que cuelgan de cadenas conductoras que pasan a través del secador. Los materiales en hojas continuas, como tela, pueden moverse bajo tensión a través del secador, como en un cinturón continuo sobre una serie de rodillos, o pueden colgarse en festones en caballetes **móviles**, si es que se desea secarlos en ausencia de tensión.

Secadores de tipo turbo (base rotatoria)

Los **sólidos** que generalmente pueden secarse sobre platos, como materiales en polvo o granulares, lodos y pastas pesadas, sólidos en perlas o cristalinos, pueden secarse en forma continua en un secador de tipo turbo, una forma de secador **directo**. El más sencillo de estos, se muestra en la figura 12.19. El secador tiene una **serie** de platos anulares arreglados en un eje vertical. Estos giran lentamente (de unas cuantas revoluciones a 60 rps) alrededor de un eje vertical. Cada plato tiene una ranura, lo mismo que un rastrillo nivelador para **esparcer** el sólido. El sólido se alimenta por la parte superior y se esparce sobre el plato superior, hasta un **es-**

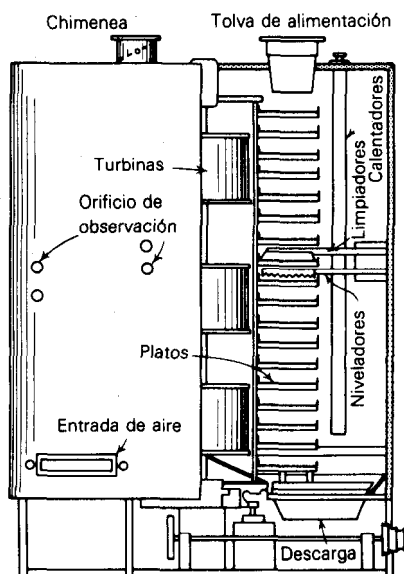


Figura 12.18 Secador del tipo turbo
(Wyssmont Co., Inc.)

pesor uniforme; al girar el plato, el sólido se empuja por la ranura mediante un rastrillo de rodillo separado y cae al siguiente plato. De esta forma, mediante el giro, al ser esparcido sobre cada plato, el sólido continúa hasta el punto de descarga en el fondo del secador. El gas de secado fluye en forma ascendente a través del secador, circula sobre los platos mediante el giro lento de los ventiladores de turbina y se vuelve a calentar mediante tuberías de calentamiento interno, como se muestra. La rapidez de secado será mayor que la experimentada en un secador de túnel equipado con platos, debido a la frecuente carga del sólido sobre cada **plato** [26]. Otros arreglos son posibles: el calentamiento externo del gas, la **recirculación** del gas y rearrreglos para la recuperación de los disolventes evaporados. En algunas instalaciones, el sólido se acarrea sobre una banda sinfín **móvil**, que está unida alrededor de un eje vertical del secador en una espiral de tipo tornillo, bastante estrecha. Estos secadores generalmente se construyen en tamaños que varían desde 2 a 6 m (6 a 20 ft) de diámetro y 2 a 7.5 m (6 a 25 ft) de altura. Se han hecho algunas instalaciones tan altas como 18 m (60 ft).

Secadores de circulación transversal

Los sólidos granulares pueden arreglarse en lechos delgados para la circulación transversal del gas; si es necesario, las pastas y tortas de **filtración** se pueden **pre-formar** en gránulos, lentejas o fideos, como se describió en el caso de los secadores por lotes. En el secador de circulación transversal continua de la figura 12.19 [20], el sólido es esparcido hasta una profundidad de 38 a 50 mm sobre una banda sinfín móvil que pasa a través del secador. La banda está hecha de platos

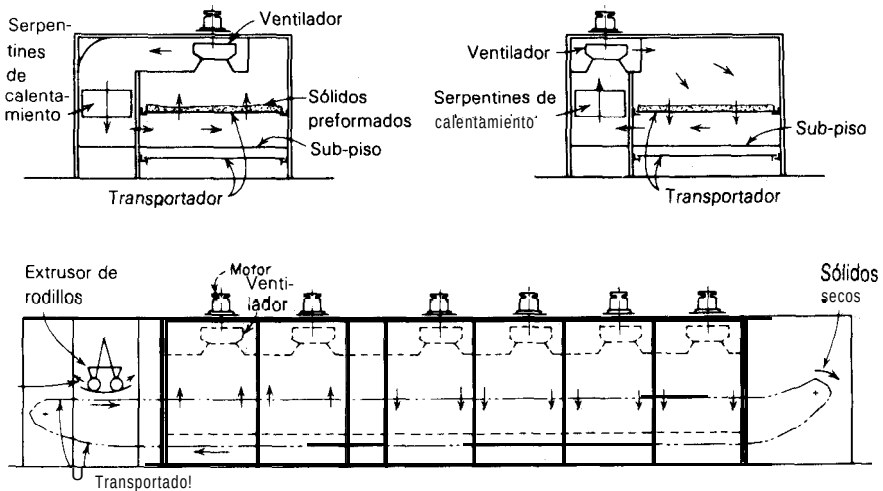


Figura 12.19 Secador de circulación transversal continua (acarreador único) con extrusor de rodillos (Proctor and Schwartz, Inc.).

perforados o alambradas cubiertas en **pequeñas** secciones para evitar la ruptura debido a la flexión ininterrumpida de la alambrada. El aire caliente se sopla mediante ventiladores a través del sólido; por lo general, en forma ascendente a través del **sólido** húmedo, y en forma descendente después de obtenido el secado inicial. En esta forma, se logra una concentración de humedad más uniforme en todo el lecho. Comúnmente, la mayor parte del gas se recircula y una parte se descarta continuamente en cada posición del ventilador en el secador. Para materiales que permiten el flujo del gas a través del lecho, tal como se muestra, el secado es mucho más **rápido** que para los secadores de tipo túnel con platos.

Secadores rotatorios

Forman un grupo muy importante de secadores; son adecuados para manejar materiales granulares de flujo libre que pueden arrojarse sin temor de romperlos. En la figura 12.20 se muestra uno de estos secadores, un secador de aire caliente directo a contracorriente. El sólido por secar se introduce continuamente en uno de los extremos de un cilindro giratorio, como se muestra, mientras que el aire caliente fluye por el otro extremo. El cilindro está instalado en un pequeño ángulo con respecto a la horizontal; en consecuencia, el sólido se mueve lentamente a través del aparato. Dentro del secador, unos elevadores que se extienden desde las paredes del cilindro en la longitud total del secador levantan el sólido y lo riegan en una cortina móvil a través del aire; así lo exponen completamente a la acción secadora del gas. Esta acción elevadora también contribuye al movimiento hacia adelante del sólido. En el extremo de alimentación del sólido, unos cuantos **eleva-**

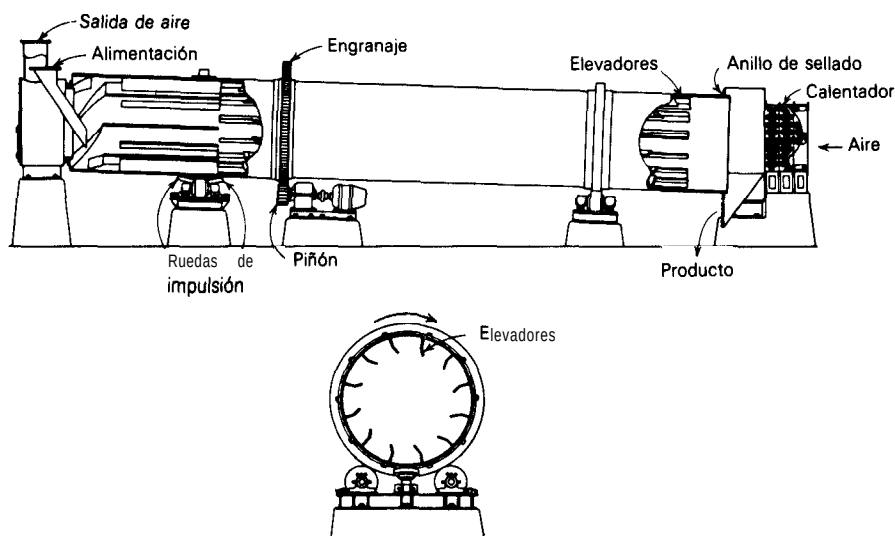


Figura 12.20 Secador de aire caliente de Raggles-Coles XW, fabricado por **Hardinge Co., Inc.**

dores espirales **pequeños** ayudan a impartir el movimiento inicial del sólido hacia adelante, antes de que **éste** llegue a los elevadores principales. Es obvio que el **sólido** no debe ser pegajoso ni chicloso, puesto que podría pegarse a las paredes del secador o tendería a apelotonarse. En estos casos, la recirculación de una parte del producto seco puede permitir el uso de un secador rotatorio.

El secador puede alimentarse con gas de combustible caliente y no con aire; además, si el gas sale del secador a una temperatura lo suficientemente alta, al ser descargado a través de un montón de aire puede proporcionar una corriente de aire natural adecuada que proporcione el gas suficiente para el secado. Sin embargo, de ordinario, se utiliza un ventilador de **extracción** para jalar el gas a través del secador, porque así se obtiene un control más completo del flujo de gas. Se puede interponer un recolector de polvo, del tipo de ciclón, filtro o de lavado entre el ventilador y el gas saliente. También puede ponerse un ventilador de empuje en la entrada del gas; de esta forma se mantiene una presión cercana a la atmosférica en el secador; éste previene la fuga de aire frío en los extremos de almacenamiento del secador; si la **presión** está bien balanceada, la fuga hacia el exterior también puede reducirse al mínimo.

Los secadores rotatorios se fabrican para diversas operaciones. La **clasificación** siguiente incluye los tipos principales.

1. **Calor directo, flujo a contracorriente.** Para materiales que pueden calentarse a temperaturas elevadas, como minerales, arena, piedra caliza, arcillas, etc., se puede utilizar un gas de combustible como gas de secado. Para **sustan-**

cias que no pueden calentarse excesivamente, como ciertos productos químicos cristalinos, como sulfato de amonio y **azúcar de caña**, se puede utilizar aire caliente. El arreglo general es el que se muestra en la figura 12.20; si se utiliza gas de combustible, las espirales de calentamiento se reemplazan por una caldera que **esté quemando gas, aceite o carbón**.

2. **Calor directo, flujo a corriente paralela.** Los **sólidos** que pueden secarse con un gas de combustible sin miedo de contaminarlos, pero que no deben calentarse a temperaturas muy elevadas por temor a dañarlos (como yeso, piritas de hierro, y materiales orgánicos como la turba y la alfalfa), deben secarse en un secador con flujo a corriente paralela. La **construcción** general es muy **si-**

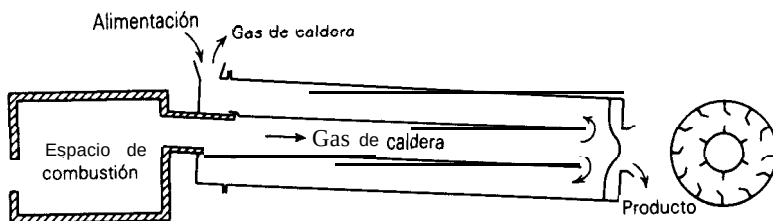
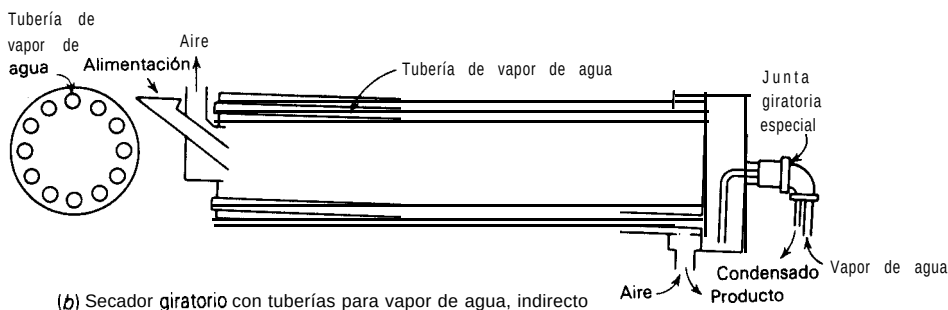
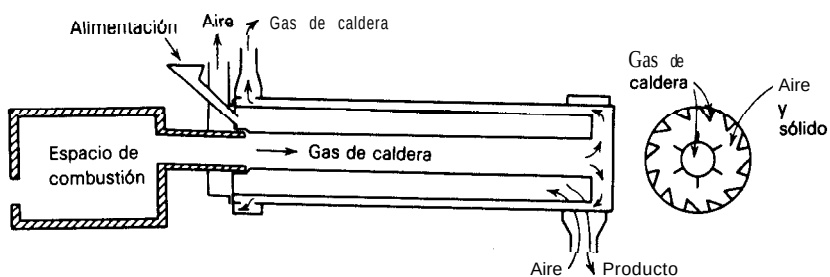


Figura 12.21 Algunos secadores rotatorios (esquemático).

milar a la de la figura 12.20, excepto en que el gas y el sólido entran por el mismo extremo **del** secador.

3. **Calor indirecto, flujo a contracorriente.** Para sólidos como pigmentos blancos y similares, que pueden calentarse a temperaturas elevadas pero que nunca deben entrar en contacto con el gas, puede utilizarse el secador indirecto que se muestra en forma esquemática en la figura 12.21 **a**. Como una **construcción** alternativa, el secado puede encerrarse en una estructura de ladrillo y rodearse completamente con los gases calientes de combustible. El flujo de aire en un secador de este tipo debe ser mínimo, puesto que el calor se proporciona por conducción a través de la estructura o tubería central; además, de esta manera pueden manejarse los sólidos muy finamente divididos que tienden a formar polvo. Para los sólidos que no se deben calentar a temperaturas elevadas y para los cuales es deseable el calor indirecto, como el alimento para ganado, granos para cerveza, plumas y similares, se puede utilizar el secador de tubería con vapor que se muestra en la figura 12.21 **b**. El secador puede tener o no elevadores y puede construirse con una, dos o más hileras concéntricas de tubos calentados con vapor. Como los tubos giran con el secador, es necesaria una junta giratoria especial en donde se introduce el vapor y se separa el condensado. Con frecuencia se utiliza este tipo de secador cuando se necesita la recuperación del líquido evaporado.
4. **Directo-indirecto.** Estos secadores, más económicos de manejar que los secadores directos, pueden utilizarse para sólidos que pueden secarse a altas temperaturas mediante un gas de combustible, en especial cuando los costos de combustible son altos y cuando se deben eliminar elevados porcentajes de humedad del sólido. En la figura 12.21 **c** se muestra un arreglo típico. En un secador de este tipo, el gas caliente puede entrar al tubo central a 650 a 980 °C (1 200 a 1 800 °F), ser enfriado hasta 200 a 480 °C (400 a 900 °F), cuando pase por vez primera por el secador y ser regresado a través del espacio de secado anular para que se enfríe más aún hasta 60 a 70 °C (140 a 170 °F) durante la descarga. La lignita, carbón y coque pueden secarse en atmósfera inerte en este secador a temperaturas relativamente altas sin peligro de que se quemen o de provocar una explosión de polvos.

El secador **Solidaire** contiene gran número de paletas unidas a un eje axial, que se extienden hasta cerca del interior de la cubierta. Estas paletas giran a una velocidad relativamente alta, 10 a 20 m/s (2 000 a 4 000 ft/min); la fuerza centrífuga impartida de esta manera a los sólidos los mantiene en contacto con la cubierta caliente. El gas caliente que fluye a corriente paralela con respecto a los sólidos les imparte su movimiento hacia adelante.

Se ha demostrado que la insonación de alta frecuencia aumenta sustancialmente la rapidez de secado en los secadores rotatorios [13].

Aunque son distintos los fabricantes que construyen todos estos secadores, éstos se consiguen en **tamaños** estándar, que van desde 1 m de diámetro por 4 m de longitud hasta 3 m de diámetro por 30 m de longitud.

Retención en secadores rotatorios

El tiempo promedio de paso, o tiempo de retención, del sólido en el secador debe ser igual al tiempo requerido de secado, si el sólido va a salir al contenido deseado de humedad. Por supuesto, debe reconocerse que el tiempo de retención de cada **partícula** puede diferir apreciablemente del promedio ^[36, 45]; esto puede hacer que la calidad del producto no sea uniforme. Diferentes factores pueden provocar el movimiento de las **partículas** sólidas a **través** de un secador rotatorio. La **acción** de vuelo es la **acción** de levantar y dejar caer las **partículas** mediante los elevadores en la cubierta del secador: en ausencia de flujo de aire, cada vez que el sólido se levanta y se deja caer **avanza** una distancia igual al producto de la longitud de la **caída** y la pendiente del secador. La acción de horneado es el giro hacia adelante de las partículas unas encima de otras en el fondo del secador, como en un horno sin elevadores. Las partículas también rebotan hacia adelante **después** de caer de los elevadores. Además, el movimiento hacia adelante del **sólido** es impedido por el flujo de gas a contracorriente o favorecido por el flujo a corriente paralela.

La retención ϕ_D del sólido se define como la fracción del volumen seco ocupado por el **sólido** en cualquier momento; el tiempo promedio de **retención** ϕ puede calcularse dividiendo la retención entre el flujo **volumétrico** de alimentación,

$$\theta = \frac{\phi_D Z \pi T_D^2 / 4}{(S_S / \rho_S)(\pi T_D^2 / 4)} = \frac{Z \phi_D \rho_S}{S_S} \quad (12.34)$$

en donde S_S / ρ_S = flujo **volumétrico** de **alimentación/área** de la **sección** transversal del secador

S_S = masa velocidad de los sólidos secos. **masa/tiempo(área)**

ρ_S = densidad aparente del **sólido**, masa sólido **seco/volumen**

Z = longitud del secador

T_D = **diámetro** del secador

Aunque el efecto de las características de los sólidos puede ser considerable ^[51], Friedman y Marshall ^[14] encontraron que la **retención** de un gran número de sólidos **en** distintas condiciones normales de operación puede expresarse simplemente así

$$\phi_D = \phi_{D0} \pm KG \quad (12.35)$$

en donde ϕ_{D0} = retención sin flujo de gas $\pm KG$ = corrección por el efecto del flujo del gas, **G masa/tiempo(área)**; El signo + se utiliza para el flujo a contracorriente del gas y sólido, el signo - para el flujo a corriente paralela. Cuando no se tiene flujo de gas, la **retención** depende en cierto grado del **diseño** de los elevadores y de la naturaleza del sólido; sin embargo, en condiciones normales y para ϕ_{D0} no mayor de 0.08, sus datos pueden describirse por †

$$\phi_{D0} = \frac{0.3344 S_S}{\rho_S s N^{0.9} T_D} \quad (12.36)$$

en donde s = pendiente del secador, **m/m**

N = velocidad de **rotación**, **rev/s**

T_D = **diámetro** del secador, **m**

La constante K depende de las propiedades del sólido y para cálculos aproximados puede tomarse, en unidades SI (kg, m, s), como ‡

$$K = \frac{0.6085}{\rho_S d_p^{1/2}} \quad (12.37)$$

† La **ecuación** (12.36) es empírica. Para unidades de ft, lb., y h (N en min^{-1}), el coeficiente es 0.0037.

‡ Para unidades de ft, h y lb., el coeficiente es $9.33(10^{-5})$.

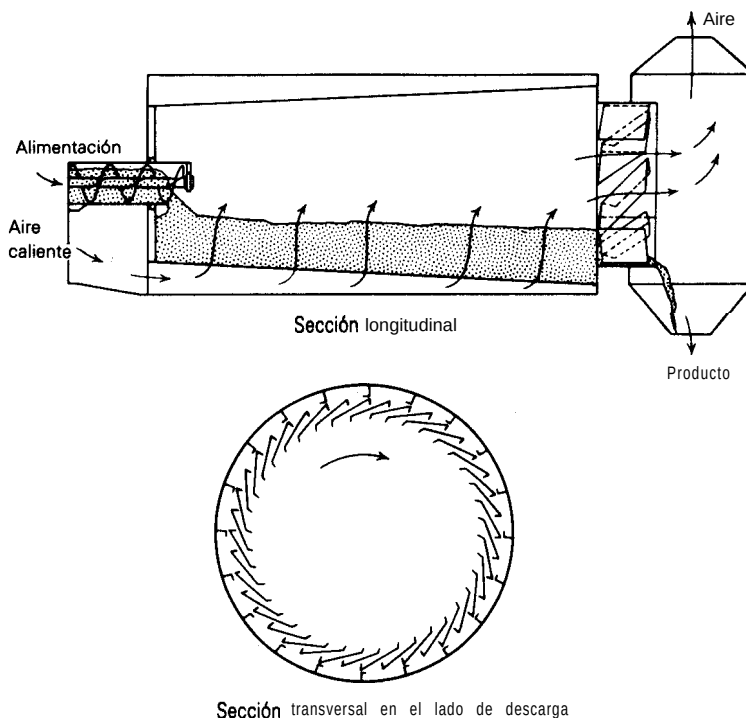


Figura 12.22 Secador rotatorio de circulación **transversal** continuo (Roto-Louvre) (*Link-Belt Co.*)

en donde d_p es el **diámetro** promedio de la partícula. Las retenciones en el rango de 0.05 a 0.15 parecen ser las mejores. Se tienen mayor **acción** del horno a mayor retención, pero es mala entonces la exposición del sólido al gas; por consecuencia, también se necesita mayor potencia para operar el secador.

Estas relaciones empíricas **sólo** son aplicables en condiciones razonables del flujo del gas que no causen una **formación** excesiva de polvos ni que hagan volar las partículas sólidas del secador. Generalmente se desea mantener el polvo abajo del 2 al 5% del material de alimentación, como **máximo**; los flujos permisibles correspondientes del gas dependen bastante de la naturaleza del **sólido**. Se utilizan flujos desde 0.27 hasta 13.6 kg $\text{gas}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ (200 a 10 000 $\text{lb}_\text{m}/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$), según el sólido; para la mayoría de los sólidos a 35 mallas (d_p aproximadamente de 0.4 mm) 1.36 $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ (1 000 $\text{lb}_\text{m}/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$), es un flujo ampliamente seguro ^[14]. El empolvamiento es menos severo para el flujo a contracorriente que para el flujo en paralelo, puesto que la alimentación húmeda **actúa** hasta cierto punto como un colector de polvo; el empolvamiento **también** depende del **diseño** de las entradas de la alimentación y de los puntos terminales. En cualquier caso, es mejor basarse en pruebas reales para el **diseño** final; las ecuaciones se utilizarían **únicamente** para hacer estimaciones iniciales.

Los secadores se construyen más fácilmente con relaciones longitud/diámetro $Z/T_D = 4$ a 10. Para muchos fines, los elevadores se extienden desde la pared del secador hasta una distancia de 8 al 12% del **diámetro**; su número varía desde $6T_D$ hasta $10T_D$ (T_D en metros). Deben poder levantar la retención **sólida** total, a fin de minimizar de esta forma la acción del horno, lo cual lleva a tiempos de retención menores. Las **rapideces** de rotación son **tales** que proporcionan velocidades periféricas de 0.2 a 0.5 m/s (40 a 100 ft/min); las pendientes **están** generalmente en el rango de 0 a 0.08 m/m ^[14]. Algunas veces son necesarias las pendientes negativas en el caso de los secadores de flujo en corriente paralela.

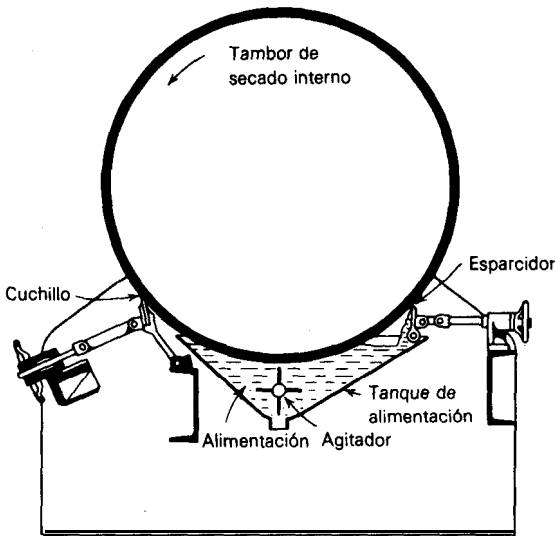


Figura 12.23 Secador de tambor con alimentación por remojo (*Blaw-Knox Co.*)

Secadores rotatorios por circulación transversal

Los secadores del tipo indicado en la figura 12.22 combinan las características de los secadores de circulación transversal y rotatorios. El secador directo que se muestra, el Roto-Louvre^[12], consta de un tambor cónico que gira lentamente con celosías para sostener el sólido que se está secando y para permitir la entrada del aire caliente debajo del sólido. El gas caliente sólo se admite a aquellas celosías que están por debajo del lecho de sólido. Básicamente no se tiene un esparcimiento del sólido a través de la corriente del gas; en consecuencia, ocurre un **empolvamiento** mínimo. A temperaturas tanto bajas como elevadas, el aparato es satisfactorio para el secado de los mismos materiales que generalmente se tratan en un secador rotatorio.

Secadores de tambor

Los materiales fluidos y semifluidos, como soluciones, lodos, pastas y suspensiones, pueden secarse en secadores indirectos; un ejemplo de **tales** secadores, es el secador de tambor de **inmersión** de la alimentación, que aparece en la figura 12.23. Un tambor **metálico** giratorio, calentado internamente con vapor, se sumerge en un tanque que contiene la sustancia por secar; una película delgada de la sustancia se retiene sobre la superficie del tambor. El espesor de la película se regula mediante un cuchillo repartidor, como se muestra; al ir girando el tambor, la humedad se evapora en el aire que lo rodea mediante el calor transferido a través del metal del tambor. El material seco se desprende continuamente de la superficie del tambor mediante un cuchillo. Para un secador de este tipo, el factor

controlante es la transferencia de calor y no la difusión. El líquido o solución se calienta inicialmente hasta su punto de ebullición; entonces se desprende la humedad por ebullición a temperatura constante, si se precipita un soluto de una solución a concentración constante, o a temperaturas más elevadas, si el cambio de concentración es gradual; finalmente, el sólido seco se calienta hasta que posea una temperatura próxima a la temperatura de la superficie del tambor. En el caso de lechadas o pastas de sólidos insolubles, la temperatura permanece **básicamente** constante en el punto de ebullición del disolvente mientras el sólido esté completamente húmedo; aumenta únicamente durante las últimas etapas del secado. Con frecuencia, los vapores se recogen en una campana con **ventilación** construida directamente sobre el secador.

El poder de los diferentes lodos, soluciones y pastas para adherirse a un tambor calentado varía considerablemente; en consecuencia, se han buscado diferentes métodos para alimentar el tambor. A menudo, las suspensiones de sólidos dispersos en líquidos se alimentan por el fondo del tambor en una charola inclinada; el material no adhesivo excedente se recircula al recipiente de alimentación. Las gomas vegetales y sustancias similares pueden bombearse contra la superficie del fondo del tambor. El arreglo del tambor de inmersión de la figura 12.23 se utiliza para lodos muy pesados; para materiales que muy difícilmente se pegan al tambor, la alimentación puede ser esparcida mediante unos rodillos que giren rápidamente. Los secadores de doble tambor, que constan de dos tambores colocados juntos y que giran en direcciones opuestas, pueden alimentarse desde arriba; la alimentación se admite entonces en la **depresión** entre los tambores. En algunos casos, todo el secador de tambor puede colocarse dentro de una cámara grande evacuada para la evaporación de la humedad a baja temperatura.

Secadores de cilindro son secadores de tambor utilizados para material en forma de hoja continua, tal como papel y tela. El **sólido** húmedo se alimenta continuamente sobre el tambor rotatorio, o sobre una serie de tambores de este tipo, cada uno de los cuales está calentado por vapor u otros fluidos calientes.

Secadores por aspersión

Las soluciones, suspensiones y pastas pueden secarse mediante su aspersión en pequeñas gotas dentro de una corriente de gas caliente en un secador por aspersión [29, 32]. En la figura 12.24 se muestra uno de estos aparatos. El líquido que se va a secar se atomiza y se introduce en una cámara grande de secado, en donde las gotas se dispersan en una corriente de aire caliente. Las partículas de líquido se evaporan rápidamente y se secan antes de que puedan llegar a las paredes del secador; el polvo seco que se obtiene cae al fondo cónico de la cámara y luego es **extraído** mediante una corriente de aire hasta un colector de polvos. La parte principal del gas saliente también se lleva al colector de polvos, como se muestra, antes de ser descargado. Son posibles muchos otros arreglos en que interviene tanto el flujo en paralelo como a contracorriente del gas y del atomizado [28]. Las instalaciones pueden ser, incluso, de 12 m de diámetro y 30 m de altura (40 por

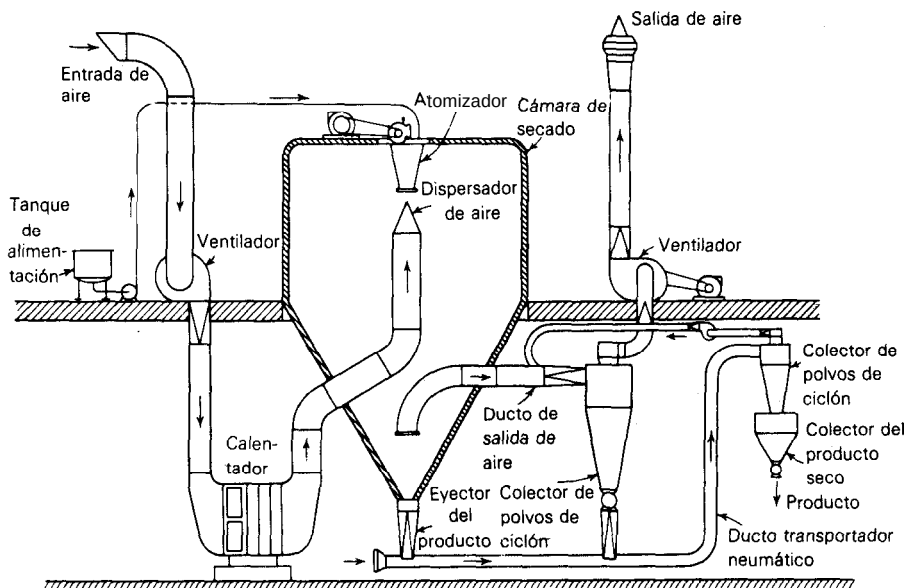


Figura 12.24 Secador por aspersión (Nichols Engineering and Research Corp.)

100 ft). Los arreglos y **diseños** detallados varían considerablemente, según el fabricante. Los secadores por aspersión se utilizan para gran variedad de productos, que incluyen materiales tan diversos como sustancias químicas orgánicas e inorgánicas, productos **farmacéuticos**, alimenticios como leche, huevos y café soluble, lo mismo que jabón y productos detergentes.

Con el fin de obtener un secado rápido, la **atomización** de la alimentación debe proporcionar **pequeñas** partículas de elevada relación **superficie/peso**, cuyo **diámetro** generalmente varía de 10 a 60 μ . Con esta finalidad, se pueden utilizar boquillas de aspersión o discos que giren rápidamente. Las boquillas de aspersión son principalmente de dos tipos: las boquillas a presión, en las cuales el líquido se bombea a una presión elevada, con un movimiento circular **rápido** a través de un **pequeño** orificio y las **boquillas** de doble fluido en las cuales se utiliza un gas como aire o vapor a presiones relativamente bajas para separar al líquido en **pequeñas** gotas. Las boquillas poseen características relativamente invariables de operación; no permiten siquiera una variación moderada en los flujos del líquido: una variación semejante produce cambios muy grandes en el **tamaño** de las gotas. Las boquillas se erosionan y deterioran con rapidez. Por lo tanto, en la industria química se prefieren los discos giratorios. Éstos pueden ser planos, en forma de aspas o en forma de copas, hasta de 0.3 m (12 pulg) de longitud aproximadamente y pueden girar a velocidades de 50 a 200 rps. El líquido o suspensión se alimenta sobre el disco, cerca del centro y se acelera centrífugamente hacia la periferia, de donde se arroja en una atomización en forma de paraguas. Puede manejarse

satisfactoriamente una variación apreciable en las propiedades del líquido y los flujos de alimentación; aun las suspensiones o pastas espesas se pueden atomizar sin taponar el aparato, siempre y cuando se bombeen en el disco.

El gas de secado, ya sea gas de combustible o aire, puede entrar a la **temperatura** práctica mas elevada, 80 a 760 °C (175 a 1 400 °C), limitada únicamente por la sensibilidad del producto a la temperatura. Puesto que el tiempo de contacto entre el producto y el gas es muy corto, es posible utilizar temperaturas relativamente elevadas. El corto tiempo de secado requiere un mezclado efectivo del gas y el atomizado; debido a la gran cantidad de intentos por conseguirlo, existe una gran cantidad de **diseños** de las cámaras de aspersión. Algunas veces, se admite aire frío en las paredes de la cámara de secado, con el fin de evitar que el producto se pegue a los lados. El gas **efluente** puede arrastrar todo el producto seco fuera del secador; es posible **también** que únicamente arrastre el más fino; en cualquier caso, el gas debe pasar a través de algún tipo de colector de polvos, como ciclones o filtros de bolsa; algunas veces, después de pasar por éstos, pasa por lavadores de humedad que eliminan las últimas trazas de polvo. La recirculación del aire caliente al secador con el fin de economizar calor no es práctico, porque la operación de recuperación de polvos generalmente no puede lograrse sin pérdida apreciable de calor.

Las gotas de líquido alcanzan rápidamente su velocidad terminal en la corriente gaseosa, a pocos centímetros del aparato de atomización. La evaporación ocurre desde la superficie de las gotas; en el caso de muchos productos, se puede acumular materia sólida como una cubierta impenetrable. Como de todas maneras el calor se transmite rápidamente a las partículas desde el gas caliente, la porción atrapada de líquido en la gota se evapora y hace que la pared de la gota, plástica todavía, aumente hasta 3 a 10 veces su **tamaño** original; finalmente, al explotar se abre un **pequeño** agujero en la pared escapando y dejando una cubierta hueca y seca de sólido como producto. En otros casos, el centro líquido se difunde a través de la cubierta hacia el exterior; la presión interna reducida causa una implosión. En cualquier caso, con frecuencia el producto seco está en forma de pequeñas perlas huecas de baja densidad total^[8]. Generalmente es posible tener cierto control sobre la densidad total mediante el control del **tamaño** de la partícula durante la atomización (el aumento en la temperatura del gas causa la disminución de la densidad total del producto mediante una expansión más extensa del contenido de la gota). Para productos de alta densidad, se pueden romper las perlas secas.

El secado por aspersión ofrece la ventaja de un secado extremadamente rápido para los productos sensibles al calor, un **tamaño** y densidad de la partícula de producto que son controlables dentro de ciertos límites y costos relativamente bajos de operación, en especial en el caso de secadores de capacidad grande. Hay bastantes datos acerca del **tamaño** de las gotas, trayectorias de las gotas, velocidades relativas del gas y de la gota y **rapideces** de secado^[32]. En el trabajo de Gauvin y colaboradores^[3, 15], se señalan con un mínimo de trabajo experimental los **pro-**

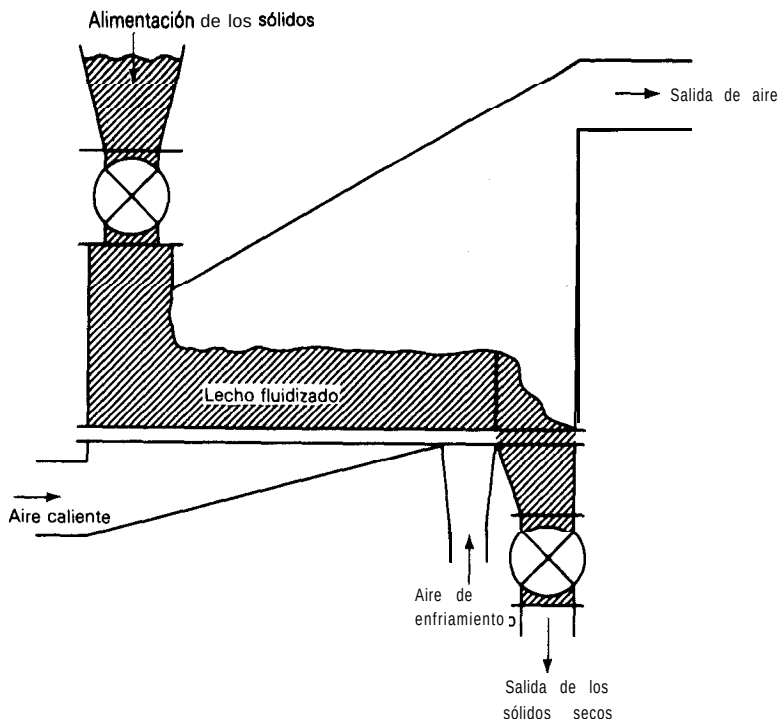


Figura 12.25 Secador de lecho fluidizado (esquemático) (Strong Scott Mfg. Co.)

cedimientos lógicos para el diseño de los secadores por aspersión, que por razones de espacio *no* se van a presentar aquí.

Lechos fluidizados

Los sólidos granulares, fluidizados mediante algún medio de secado como aire caliente (véase el capítulo 1 1), se pueden secar y enfriar en lechos fluidizados similares [53], los cuales se muestran en forma **esquemática** en la figura 12.25. Las características principales de estos lechos incluyen el flujo tangencial del sólido y el gas de secado, un tiempo de residencia controlable de los sólidos de segundos a horas y la posibilidad de cualquier temperatura del gas. Es necesario que los sólidos fluyan libremente y que tengan un **tamaño** de 0.1 a 36 mm [59]. Puesto que el **flujo** de masa del gas para los requerimientos térmicos es básicamente menor que la requerida para la fluidización, el lecho se opera en forma más económica a la velocidad mínima para la fluidización. Una posibilidad [2] es la operación en **multietapas** a flujo tangencial (aire fresco para cada etapa), como lo es el arreglo a contracorriente en dos etapas de la figura 11.28 [58]. Ya se propuso un procedimiento tentativo de **diseño** [40].

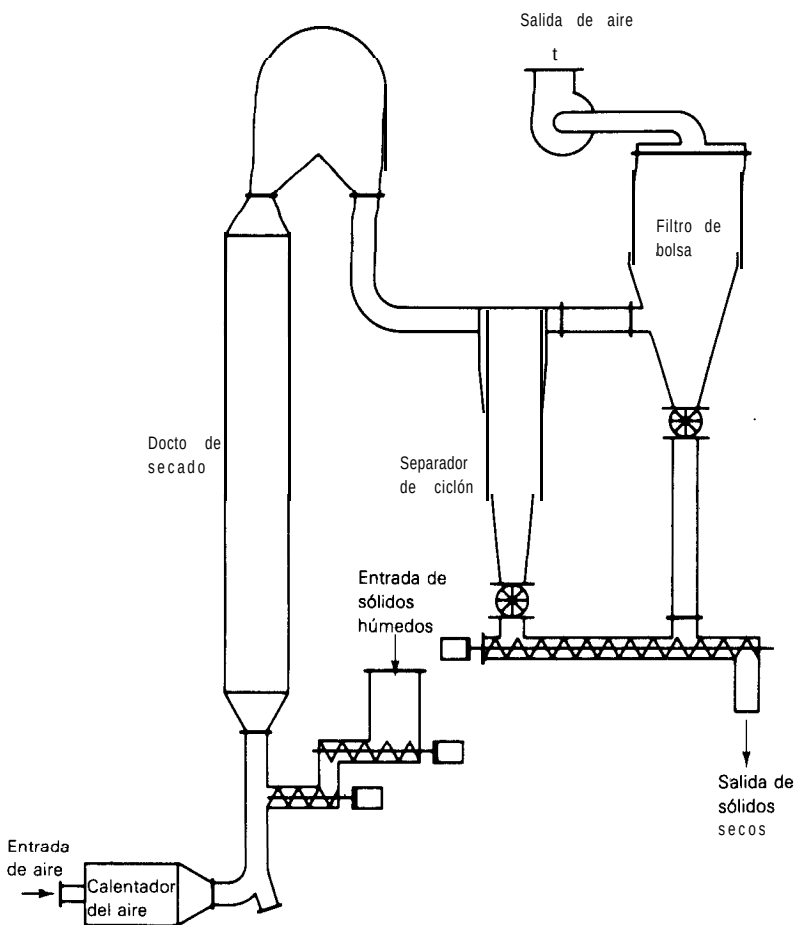


Figura 12.26 Secador neumático (Strong-Scott Mfg. Co.)

Los sólidos gruesos, demasiado grandes para ser fluidizados fácilmente, pueden manejarse en un *lecho de borboteo** [33]. En este caso, el fluido se introduce en el fondo cónico del recipiente para los sólidos y no en forma uniforme sobre la sección transversal. Fluye ascendentemente a través del centro del lecho en una columna y provoca una especie de surtidor de una fuente de sólidos en la parte superior. Los sólidos circulan en forma descendente alrededor de la columna de fluido. Este lecho se ha utilizado especialmente en el secado de trigo, guisantes, linno y similares [43].

* N. del R. T. En inglés se conoce como *spouted bed*.

Secadores neumáticos (instantáneos)

Si la velocidad del gas en un lecho fluidizado se incrementa hasta la velocidad terminal de las partículas sólidas individuales, éstas son levantadas del lecho y acarreadas junto con el gas fluidizante. Estas mezclas de partículas de sólido y gas son características de los **secadores instantáneos o neumáticos**. Los sólidos granulares, al fluir libremente, se dispersan en una corriente de gas caliente que fluye con rapidez (**ca. 25 m/s**), como en la figura 12.26, con un tiempo de exposición de unos segundos ^[35]. Estos tiempos breves de secado limitan el método a los casos en que sólo se tiene humedad superficial, en donde no es importante la difusión interna de la humedad dentro del sólido. Aunque ya se empezaron a sistematizar los parametros de rapidez de secado ^[9] y ya se preparó un procedimiento de **diseño** por computadora ^[5], las pruebas piloto siguen siendo necesarias.

Balances de materia y entalpía

En la figura 12.27 se muestra un diagrama de flujo para un secador continuo, arreglado para el flujo a contracorriente. El sólido entra con un flujo S_s masa sólido **seco/tiempo(área)**; † se seca de X_1 a X_2 masa humedad/masa sólido seco y sufre un cambio de temperatura de t_{s1} a t_{s2} . El gas fluye con una rapidez G_s masa gas **seco/tiempo(área)** y sufre un cambio de humedad de Y_2 a Y_1 masa humedad/masa gas seco y un cambio de temperatura t_{o2} a t_{o1} . Entonces, un balance de humedad es

$$S_s X_1 + G_s Y_2 = S_s X_2 + G_s Y_1 \quad (12.38)$$

$$o \quad S_s (X_1 - X_2) = G_s (Y_1 - Y_2) \quad (12.39)$$

La entalpía del sólido húmedo está dada por la ecuación (II .45),

$$H'_s = C_s(t_s - t_0) + X C_A(t_s - t_0) + A H, \quad (11.45)$$

en donde H'_s = entalpía del sólido húmedo en t_s , con respecto al sólido y líquido a la temperatura de referencia t_0 , **energía/masa sólido seco**

C_s = capacidad calorífica del sólido seco, **energía/masa(temp.)**

C_A = capacidad calorífica de la humedad, como un líquido, **energía/masa(temp.)**

ΔH_A = calor integral de humidificación (o de adsorción, **hidratación** o solución) con referencia al líquido y sólido puros, en t_0 , **energía/masa sólido seco**

La humedad contenida generalmente exhibe un calor de humidificación (véase capítulo II), aunque no se tienen muchos datos. La entalpía del gas, H'_g

† Únicamente para los balances de materia y de entalpia, los flujos del gas y el sólido pueden expresarse en forma igualmente adecuada por **masa/tiempo**.

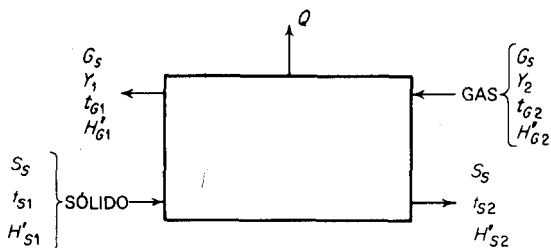


Figura 12.27 Balance de materia y entalpía, secador continuo

energía/masa gas seco, está dada por la ecuación (7.13). Si la pérdida neta de calor en el secador es Q **energía/tiempo**, el balance de entalpía se vuelve

$$S_S H'_{S1} + G_S H'_{G2} = S_S H'_{S2} + G_S H'_{G1} + Q \quad (12.40)$$

Para la operación adiabática, $Q = 0$, y si se proporciona calor dentro del secador a un grado mayor que las pérdidas caloríficas, Q es negativa. Si el sólido se acarrea sobre camiones u otro soporte, el calor sensible del soporte también debe incluirse en el balance. Pueden hacerse los cambios obvios en las ecuaciones para los secadores en flujo paralelo.

Ejemplo 12.7 Un secador rotatorio a contracorriente con aire caliente, no aislado, del tipo que se muestra en la figura 12.20, se va a utilizar para secar sulfato de amonio de 3.5 a 0.2% de humedad. El secador tiene 1.2 m (4 ft) de **diámetro**, 6.7 m (22 ft) longitud. Se va a calentar aire atmosférico a 25 °C, 50% de humedad, pasándolo sobre espirales de calentamiento hasta que llegue a 90 °C antes de que entre en el secador; se desea descargarlo a 32 °C. El sólido va a entrar a 25 °C; se espera descargarlo a 60 °C. Se van a introducir 900 kg de producto por hora. Calcule las necesidades de aire y calor para el secador.

SOLUCIÓN Defina los flujos en función de **kg/h**. $X_2 = 0.2/(100 - 0.2) = 0.0020$; $X_1 = 3.5/(100 - 3.5) = 0.0363$ **kg agua/kg sólido seco**. $S_s = 900(1 - 0.0020) = 898.2$ **kg sólido seco/h**. La rapidez de secado $= 898.2(0.0363 - 0.0020) = 30.81$ **kg agua evap./h**.

A 25 °C, 50% humedad, la humedad absoluta del aire que se tiene $= 0.010$ **kg agua/kg aire seco $= Y_2$. Puesto que $t_{G2} = 90$ °C y con $t_0 = 0$ °C, la entalpía del aire que entra al secador (tabla 7.1) es**

$$H'_{G2} = [1005 + 1884(0.01)]90 + 2502.300(0.01) = 117\,200 \text{ J/kg aire seco}$$

Para el aire saliente, $t_{G1} = 32$ °C,

$$H'_{G1} = (1005 + 1884 Y_2)(32) + 2502.300 Y_1 = 32\,160 + 2504.200 Y_1$$

La capacidad calorífica del sulfato de amonio seco es $C_s = 1507$ y la del agua 4187 **J/kg K**. Se va a suponer que ΔH_A es despreciable debido a la falta de una **información** más adecuada. Se toma $t_0 = 0$ °C, de forma que las entalpías del gas y del sólido sean uniformes; puesto que $t_{S1} = 25$ °C, $t_{S2} = 60$ °C, las entalpías del **sólido**, **J/kg sólido seco**, son: [ecuación (11.45)]

$$H'_{S2} = 1507(60 - 0) + 0.002(4187)(60 - 0) = 90\,922$$

$$H'_{S1} = 1507(25 - 0) + 0.0363(4187)(25 - 0) = 41\,475$$

El coeficiente estimado de transferencia de calor para la **convección** natural y la radiación combinadas, desde el secador a los alrededores ^[23], es $12 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$. La A_t promedio entre el secador y los alrededores se toma como $[(90 - 25) + (32 - 25)]/2 = 36 \text{ }^\circ\text{C}$ y el **área** expuesta como $\pi(1.2)(6.7) = 25.3 \text{ m}^2$, de donde la pérdida de calor estimada es

$$Q = 12(3600)(25.3)(36) = 39\,350 \text{ kJ/h}$$

El balance de humedad [ecuación (12.39)]:

$$898.2(0.0363 - 0.002) = G_s(Y_1 - 0.01)$$

El balance de entalpía [ecuación (12.40)]:

$$898.2(41\,475) + G_s(117\,200) = 898.2(90\,922) + G_s(32\,160 + 2\,504\,200Y_1) + 39\,350\,000$$

Cuando se resuelven simultáneamente, se obtiene

$$G_s = 2\,682 \text{ kg aire seco/h} \quad Y_1 = 0.0215 \text{ kg agua/kg aire seco}$$

La entalpía del aire fresco (Fig. 7.5) es 56 kJ/kg aire seco; por lo tanto, la carga calorífica del calentador es $2\,682(117\,200 - 56\,000) = 164\,140 \text{ kJ/h}$. Si el vapor está a la presión de 70 kN/m^2 manométrica (10.2 psig), cuyo calor latente es $2\,215 \text{ kJ/kg}$, el vapor que se requiere es $164\,140/2\,215 = 74.1 \text{ kg vapor/h}$ o $74.1/30.81 = 2.4 \text{ kg vapor/kg agua evaporada}$.

Rapidez del secado para secadores de calentamiento directo continuo

Los secadores de calentamiento directo se dividen mejor en dos categorías, según que predominen las temperaturas altas o bajas. Para la operación a temperaturas mayores del punto de ebullición de la humedad por evaporar, la humedad del gas sólo tiene un efecto mínimo sobre la rapidez del secado; es más **fácil** trabajar directamente con la rapidez de transferencia de calor. A temperaturas menores del punto de ebullición, las fuerzas motrices de la transferencia de masa se establece convenientemente. En cualquier caso, se debe acentuar que son necesarias las pruebas experimentales debido al imperfecto conocimiento de los mecanismos de secado. Los **cálculos** sólo son útiles para una aproximación.

Secado a altas temperaturas En una situación normal, en estos secadores se distinguen tres zonas separadas, que pueden reconocerse por la variación de la temperatura del gas y del sólido en las diferentes partes del secador ^[14]. Obsérvese la figura 12.28, en donde las temperaturas típicas se muestran en forma esquemática mediante las líneas sólidas para un secador a contracorriente. En la zona **I**, la zona de **precalentamiento**, el sólido se calienta mediante el gas, hasta que la rapidez de transferencia de calor al sólido se equilibra mediante los requerimientos caloríficos para la evaporación de la humedad. Realmente, ocurre poco secado aquí. En la zona **II**, la temperatura en el equilibrio del sólido permanece básicamente constante, mientras que se evaporan la humedad superficial y no ligada. En el punto **B**, se alcanza la humedad crítica del sólido; en la zona **III**, ocurren el secado de la superficie no saturada y la evaporación de la humedad ligada. Suponiendo que los coeficientes de transferencia de calor permanecen **básicamente** constantes, el periodo decreciente de la rapidez de evaporación en la zona **III** provoca un aumento en la temperatura del sólido; la temperatura de descarga del sólido se aproxima a la temperatura de entrada del gas.

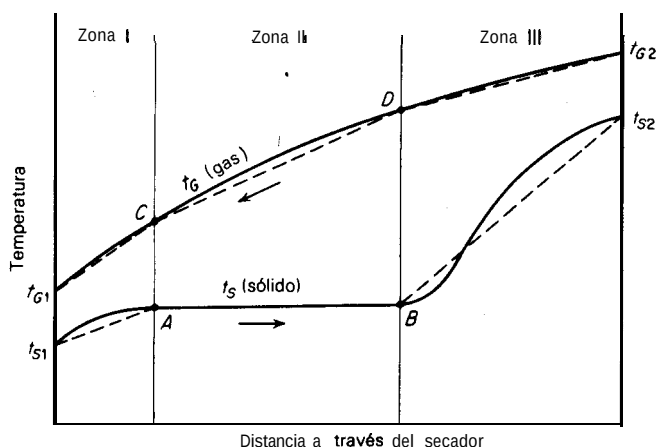


Figura 12.28 Gradientes de temperatura en un secador a contracorriente continua

La zona II representa la parte principal para muchos secadores; es importante considerar las relaciones de temperatura-humedad del gas cuando éste pasa a través de esta sección. En la carta psicrométrica (Fig. 12.29), el punto D representa las condiciones del gas en el punto correspondiente D en la figura 12.28. Si el secado es adiabático, o sea, sin adición o pérdida de calor en el secador, la línea de **saturación** adiabática DC , representara la variación de la humedad y la temperatura del gas cuando pasa a través de esta sección del secador; las condiciones del gas que sale de esta zona (punto C , Fig. 12.28) se muestran en C_1 en la figura 12.29. La temperatura superficial del sólido, que puede calcularse mediante los **métodos** antes descritos para el secado por lotes, variará de aquella en S_1 (correspondiente al punto B de la Fig. 12.28) hasta S'_1 (correspondiente al punto A). Si se pueden despreciar la **radiación** y la conducción a través del sólido, éstas son las temperaturas de bulbo húmedo correspondientes a D y C_1 , respectivamente. Para el sistema aire-agua, cuyas temperaturas de bulbo húmedo y de saturación adiabática son iguales, las dos estarán dadas por una prolongación de la línea de saturación adiabática DC , hasta la curva de humedad a saturación. Las pérdidas caloríficas pueden hacer que el gas siga una trayectoria como DC_2 . Por otra parte, si en esta sección se le proporciona calor al gas, la trayectoria estará representada por una línea como DC_3 ; si el gas se mantiene a temperatura constante, por la línea DC_4 . En este último caso, la temperatura superficial del sólido variará desde S_1 hasta S_4 . Para cualquier secador específico, las temperaturas y humedades pueden calcularse mediante los balances de humedad y entalpía [ecuaciones (12.39) y (12.40)], los cuales se aplican a cada sección por separado.

Considerando únicamente la transferencia de calor desde el gas y despreciando cualquier transferencia de calor indirecta entre el sólido y el secador, la **pérdida**

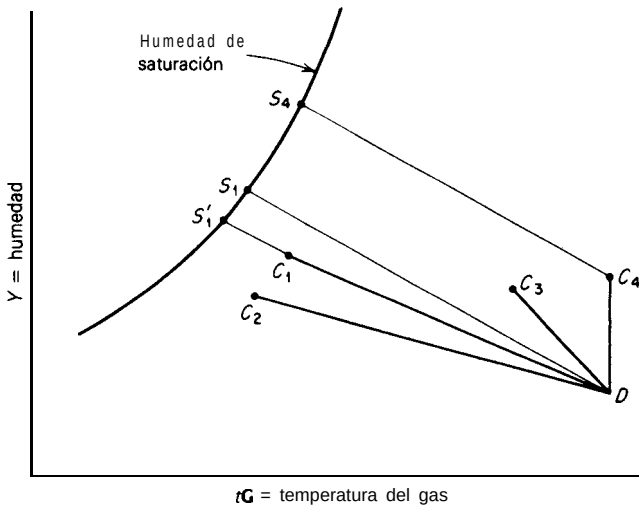


Figura 12.29 Relaciones temperatura-humedad en un secador continuo

da de calor del gas q_G puede igualarse a la que se transfiere al sólido q y a las pérdidas Q . Para una longitud diferencial del secador, dZ , se tiene ^[14]

$$dq_G = dq + dQ \quad (12.41)$$

Reordenando,

$$dq = dq_G - dQ = U dS(t_G - t_s) = Ua(t_G - t_s) dZ \quad (12.42)$$

en donde U = coeficiente global de transferencia de calor entre el gas y el sólido

$t_G - t_s$ = diferencia de temperatura para la transferencia de calor

S = superficie interfacial/sección transversal del secador

a = superficie interfacial/volumen del secador

Entonces
$$dq = G_S C_s dt'_G = Ua(t_G - t_s) dZ \quad (12.43)$$

en donde dt'_G es la caída de temperatura experimentada por el gas como resultado de la transferencia de calor únicamente al sólido, sin considerar las pérdidas; C_s es el calor húmedo.

$$dN_{IOG} = \frac{dt'_G}{t_G - t_s} = \frac{Ua dZ}{G_S C_s} \quad (12.44)$$

y si el coeficiente de transferencia de calor es constante,

$$N_{iOG} = \frac{\Delta t'_G}{\Delta t_m} = \frac{z}{H_{iOG}} \quad (12.45)$$

$$H_{iOG} = \frac{G_s C_s}{Ua} \quad (12.46)$$

en donde N_{iOG} = número de unidades de transferencia de calor

H_{iOG} = longitud de la unidad de transferencia de calor

t'_G = cambio en la temperatura del gas debido a la *transferencia de calor únicamente hacia el sólido*

t_m = diferencia de temperatura promedio adecuada entre el gas y el sólido

Si los perfiles de temperatura en el secador pueden idealizarse como líneas rectas, como las líneas punteadas de la figura 12.28, entonces, *para cada zona tomada por separado* $At_{m,}$ es el promedio logarítmico de las diferencias de temperatura terminales y N_{iOG} el número de unidades de transferencia correspondiente a cada zona. En el caso de la zona III, esta simplificación será satisfactoria para la evaporación de la humedad de la superficie no saturada, mas no para la humedad ligada ni para el caso en que la difusión interna de la humedad controle la rapidez de secado.

Secadores de túnel En el secado de sólidos mediante circulación tangencial del aire sobre la superficie, como en el caso de materiales sobre platos o sólidos en forma de hojas o planchas, la temperatura superficial en la zona II puede calcularse mediante la ecuación (12.18). A menos que todas las superficies estén expuestas a la transferencia de calor por radiación, es mejor ignorar esta característica de la transferencia de calor; además, U en la ecuación (12.46) puede tomarse como $h_c + U_k$. Este valor también servirá en la zona I; en la zona III servirá sólo para el caso del secado de la superficie no saturada. La cantidad a puede calcularse mediante el método de carga del secador.

Secadores rotatorios Como la superficie del sólido expuesta al aire secante no puede medirse en forma conveniente, el grupo Ua debe considerarse junto. En los secadores a contracorriente, Ua es modificado por los cambios de retención debidos a cambios en el flujo del gas y rapidez en la alimentación del sólido; sin embargo, son **pequeños** los efectos producidos por los cambios en la pendiente o rapidez de rotación del secador [14, 44]. El efecto de la masa velocidad del gas es algo incierto. En ausencia de datos experimentales, se recomienda el valor de Ua en las ecuaciones (12.43)-(12.46) para los secadores comerciales fabricados en Norteamérica [35]; se usan entonces unidades **SI**: †

$$Ua = \frac{237 G^{0.67}}{T_D} \quad (12.47)$$

† En unidades de Btu, ft, h, lb, y °F, el coeficiente de la ecuación (12.47) es 0.5.

Aquí, en especial en la zona II, la diferencia de temperatura promedio “apropiada” es la depresión de bulbo húmedo promedio del gas, puesto que la superficie del sólido húmedo está a la temperatura de bulbo húmedo. El uso de las diferencias de temperatura basadas en la temperatura del sólido llevaría a resultados moderados. Obviamente, el carácter de los sólidos también tendrá cierta influencia, que no se considera en la ecuación (12.47).

Ejemplo 12.8 Se hará una **estimación** preliminar del **tamaño** de un secador rotatorio calentado directamente, a contracorriente, para secar un concentrado de la flotación de un mineral. El **sólido** se **llevará** desde un filtro continuo y se va a introducir en el secador con un 8% de humedad, 27 °C; será descargado del secador a 150 °C, 0.5% de humedad. Habrá 0.63 kg/s (5 000 lb_m/h) de **producto seco**. El gas de secado es un gas de combustible que contiene 2.5% CO₂, 14.7010 O₂, 76.0% N₂, 6.8% H₂O en volumen. Entrará al secadora 480 °C. Las pérdidas caloríficas se van a considerar como del 15% del calor en el gas entrante. El concentrado **metálico** se **molió** hasta un **diámetro** promedio de partícula de 200 micrones y tiene una densidad total de 1 300 kg sólido seco/m³ (81.1 lb_m/ft³) y una capacidad calorífica de 837 J/kg · K (0.2 Btu/lb_m · °F), **seco**. El flujo del gas no debe exceder de 0.70 kg/m² · s, para evitar el excesivo empolvamiento.

SOLUCIÓN $X_1 = 8/(100 - 8) = 0.0870$, $X_2 = 0.5/(100 - 0.5) = 0.00503$ kg **agua/kg sólido seco**. Temporalmente, definir S_s y G_s como kg sustancia **seca/s**. $S_s = 0.63(1 - 0.00503) = 0.627$ kg sólido **seco/s**. Agua que se va a evaporar = $0.627(0.0870 - 0.00503) = 0.0514$ kg/s. Buses: 1 kmol gas entrante. Gas seco = $1 - 0.068 = 0.932$ kmol.

	kmol	kg	Capac. Calor. pr., kJ/kmol · K 480 ~ 0°C
CO ₂	0.025	1.10	45.6
O ₂	0.147	4.72	29.9
N ₂	0.760	21.3	29.9
Peso seco total		27.1	

Peso molec. pr. del gas seco = $27.1/0.932 = 29.1$ kg/kmol, casi el mismo que el del aire.

$$Y_2 = \frac{0.068(18.02)}{0.932(29.1)} = 0.0452 \text{ kg agua/kg gas seco} \quad t_{G2} = 480^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Capac. calor. pr. del gas seco} &= \frac{0.025(45.6) + (0.147 + 0.760)(29.9)}{0.932(29.1)} \\ &= 1.042 \text{ kJ/kmol K} \end{aligned}$$

La temperatura del gas saliente se va a tomar tentativamente como 120 °C. Dicha temperatura está sujeta a revisión después de que se haya calculado el número de unidades de transferencia. De forma similar a la anterior, la capacidad calorífica promedio del gas seco, 120 °C a 0 °C, es 1.005 kJ/kmol · K. Ecuación (7.13):

$$H'_{G2} = [1.042 + 1.97(0.0452)](480 - 0) + 2502.3(0.0452) = 656.0 \text{ kJ/kg gas seco}$$

$$H'_{G1} = (1.005 + 1.884 Y_1)(120 - 0) + 2502.3 Y_1 = 120.5 + 2728 Y_1$$

Tómese $\Delta H_A = 0$. Ecuación (11.45):

$$H'_{S1} = 0.837(27 - 0) + 0.087(4.187)(27 - 0) = 32.43 \text{ kJ/kg sólido seco}$$

$$H'_{S2} = 0.837(150 - 0) + 0.00503(4.187)(150 - 0) = 128.7 \text{ kJ/kg sólido seco}$$

$$Q = \text{pérdida calorífica} = 0.15(656)G_S = 98.4G_S \text{ kJ/s}$$

Ecuación (12.39):

$$0.0514 = G_S(Y, - 0.0452)$$

Ecuación (12.40):

$$0.627(32.43) + G_S(656) = 0.627(128.7) + G_S(120.5 + 2728 Y_1) + 98.46,$$

Solución simultánea:

$$G_S = 0.639 \text{ kg gas seco/s} \quad Y_1 = 0.1256 \text{ kg agua/kg gas seco}$$

$$H'_{01} = 463 \text{ kJ/kg gas seco} \quad Q = 62.9 \text{ kJ/s}$$

Suponiendo que la relación **psicrométrica** del gas es la misma que la del aire, su temperatura de bulbo **húmedo** para la zona II [ecuación (7.26)] se estima aproximadamente de 65 °C. La **superficie** de las **partículas** de sólido que se **está** secando **está** sujeta a **radiación** desde las paredes calientes del secador; **según** se calcula, la superficie del **sólido** en la zona II es aproximadamente 68 °C. (**Nota:** Esta superficie se debe volver a **calcular** después de que se conozca la temperatura en el punto **D**, figura 12.28).

Por falta de **información** acerca del contenido de humedad **crítico** del **sólido**, que probablemente es bastante bajo para las condiciones encontradas en este secador, se va a suponer que toda la humedad se evapora en la zona II a 68 °C. La zona **I** se va a tomar como una zona de **precalentamiento** del **sólido** a 68 °C, sin secado. La **entalpía** del **sólido** a 68 °C, $X = 0.0870$ (punto **A**, Fig. 12.28) = $0.837(68 - 0) + 0.0870(4.187)(68 - 0) = 81.7 \text{ kJ/kg sólido seco}$. En forma **similar**, la **entalpía** del sólido a 68 °C, $X = 0.00503$ (punto **B**, Fig. 12.28) = $58.3 \text{ kJ/kg sólido seco}$.

Suponiendo que las **pérdidas** caloríficas en las tres zonas son proporcionales al **número** de unidades de transferencia en cada zona y a la diferencia de temperatura promedio entre el gas y el aire que lo rodea (27 °C), las **pérdidas** están distribuidas (mediante un **cálculo** al tanteo) así: 14% en la zona **I**, **65%** en la zona **II** y 21% en la zona **III**.

Cálculos para la zona III El calor **húmedo** del calor entrante = $1.042 + 1.97(0.0452) = 1.131 \text{ kJ/kg gas seco} \cdot K$. Un balance de calor:

$$0.639(1.131)(480 - t_{GD}) = 0.627(128.7 - 58.3) + 0.21(62.9)$$

$$t_{GD} = \text{temp. del gas en D (Fig. 12.28)} = 401 \text{ °C}$$

El cambio en la temperatura del gas, exclusivamente la resultante por **pérdidas** caloríficas, es

$$\Delta t'_G = \frac{0.627(128.7 - 58.3)}{0.639(1.131)} = 61.1 \text{ °C}$$

Diferencia de temp. pr. entre el gas y el sólido = pr. de $(480 - 150)$ y $(401 - 68) = 332 \text{ °C} = \Delta t_m$

$$N_{IOG} = \frac{\Delta t'_G}{\Delta t_m} = \frac{61.1}{332} = 0.18$$

Cálculos para la zona I Calor **húmedo** del gas saliente = $1.005 + 1.884(0.1256) = 1.242 \text{ kJ/kg gas seco} \cdot K$. Un balance de calor:

$$0.639(1.242)(t_{GC} - 120) = 0.627(81.7 - 32.43) + 0.14(62.9)$$

$$t_{GC} = \text{temp. del gas en C (Fig. 12.28)} = 170 \text{ °C}$$

$$\Delta t'_G = \frac{0.627(81.7 - 32.43)}{0.639(1.242)} = 38.9 \text{ °C}$$

$$\Delta t_m = \text{pr. de } (170 - 68) \text{ y } (120 - 27) = 98 \text{ °C}$$

$$N_{IOG} = \frac{\Delta t'_G}{\Delta t_m} = \frac{38.9}{98} = 0.39$$

Cálculos para la zona II

$$\text{Calor húmedo pr. del gas} = \frac{1.042 + 1.242}{2} = 1.142 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}$$

$$\text{Cambio real en la temp. del gas} = 401 - 170 = 231^\circ\text{C}$$

$$\text{Cambio en la temp. como resultado de las pérdidas caloríficas} = \frac{0.65(62.9)}{0.639(1.142)} = 56^\circ\text{C}$$

$$\Delta t'_o \text{ resultante de la transferencia de calor al sólido} = 231 - 56 = 175^\circ\text{C}$$

$$\Delta t'_m = \frac{(401 - 68) - (170 - 68)}{\ln[(401 - 68)/(170 - 68)]} = 195^\circ\text{C}$$

$$N_{iOG} = \frac{\Delta t'_G}{\Delta t'_m} = \frac{175}{195} = 0.90$$

$$\text{Total } N_{iOG} = 0.39 + 0.90 + 0.18 = 1.47$$

Tamaño del secador Los **diámetros estándar** que se consiguen son 1, 1.2 y 1.4 m y **mayores**. El secador de **diámetro** de 1 m es muy **pequeño**. Para $T_D = 1.2$ m, el **área** de la sección transversal = $\pi(1.2)^2/4 = 1.13 \text{ m}^2$. Expresando los flujos como kg sustancia **seca**/m² · s, $G_s = 0.639/1.13 = 0.565$. $S_s = 0.627/1.13 = 0.555 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$.

$$Av G = G_s(1 + Y_{av}) = 0.565 \left(1 + \frac{0.1256 + 0.0452}{2} \right) = 0.613 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Por falta de información **más** específica, utilícese la **ecuación** (12.47):

$$Ua = \frac{237(0.613)^{0.67}}{1.2} = 142.3 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$H_{iOG} = \frac{G_s C_s}{Ua} = \frac{0.565(1142)}{142.3} = 4.5 \text{ m} \quad Z = N_{iOG} H_{iOG} = 1.47(4.5) = 6.6 \text{ m (21.7 ft)}$$

La longitud **estándar más** cercana es 7.5 m (24.6 ft).

Tómese la velocidad **periférica** como 0.35 m/s (70 ft/min), de donde la velocidad angular = $N = 0.35/\pi T_D = 0.093 \text{ s}^{-1}$ (5.6 rpm).

$$d_p = 200 \times 10^{-6} \text{ m} \quad \rho_s = 1300 \text{ kg/m}^3$$

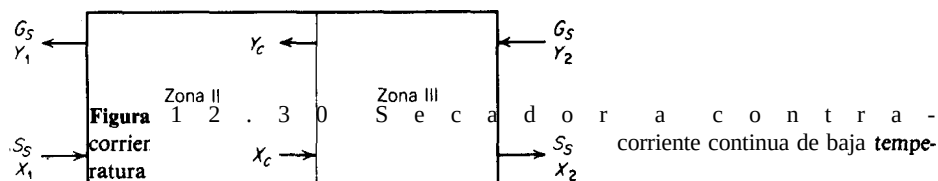
Ecuación (12.37):

$$K = \frac{0.6085}{1300(200 \times 10^{-6})^{0.5}} = 0.033 \text{ 1}$$

Tómese la retención $\phi_D = 0.05$. Ecuación (12.35): $\phi_{D0} = \phi_D - KG = 0.05 - 0.0331(0.613) = 0.0297$. Ecuación (12.36):

$$s = \frac{0.3344 S_s}{\phi_{D0} \rho_s N^{0.9} T_D} = \frac{0.3344(0.555)}{0.05(1300)(0.093)^{0.9} 1.2} = 0.02 \text{ m/m, la pendiente del secador.}$$

Secado a bajas temperaturas Los secadores continuos que operan a bajas temperaturas pueden dividirse en zonas, de la misma manera que los secadores a altas temperaturas. Puesto que la humedad superficial se evaporará a una temperatura comparativamente baja en la zona II, la zona de **precalentamiento** generalmente puede ignorarse; **sólo** se necesitan considerar las zonas II y III. Obsérvese la figura 12.30, la cual muestra un arreglo para el flujo a contracorriente. En la zona II se evaporan la humedad no contenida y la superficial, como se analizó **pre-**



viamente; el contenido de humedad del sólido cae hasta el valor crítico X_c . La rapidez de secado en esta zona sería constante, si no fuese por las condiciones variantes del gas. En la zona III, ocurren el secado de la superficie no saturada y la evaporación de la humedad contenida; la humedad del gas aumenta desde su valor inicial Y_2 hasta Y_c . Esta última puede calcularse aplicando a cualquier zona por separado la relación para el balance de material (12.39). El tiempo de retención puede calcularse integrando la ecuación (12.3),

$$\theta = \theta_{II} + \theta_{III} = \frac{S_S}{A} \left(\int_{X_c}^{X_1} \frac{dX}{N} + \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{N} \right) \quad (12.48)$$

en donde A/S_S es la superficie específica expuesta que se está secando, área/masa sólido seco.

Zona II, $X > X_c$. El flujo N está dado por la ecuación (12.17), la cual, cuando se sustituyen en la primera parte de la ecuación (12.48), da

$$\theta_{II} = \frac{S_S}{A} \frac{1}{k_Y} \int_{X_c}^{X_1} \frac{dX}{Y_s - Y} \quad (12.49)$$

Puesto que $G_S dY = S_S dX$, la ecuación (12.49) se vuelve

$$\theta_{II} = \frac{dY G_S}{S_S} \frac{S_S}{A} \frac{1}{k_Y} \int_{Y_c}^{Y_1} \frac{dY}{Y_s - Y} \quad (12.50)$$

La integración de la ecuación (12.50) debe tomar en cuenta la variación de Y_s , la humedad del gas en la superficie sólida, con Y . Por ejemplo, si al aplicar calor la temperatura del gas se mantiene constante en esta zona, la trayectoria del gas se parece a la línea DC , en la figura 12.29. Más aún, si se pueden despreciar los efectos de la radiación y de la conducción, Y_s para cualquier valor de Y sobre la línea DC , es la humedad a saturación a la temperatura correspondiente de bulbo húmedo. Entonces, la ecuación (12.50) puede integrarse gráficamente.

Para el caso en que Y_s es constante, como para el secado adiabático de agua en aire, la ecuación (12.50) se vuelve

$$\theta_{II} = \frac{G_S}{S_S} \frac{S_S}{A} \frac{1}{k_Y} \ln \frac{Y_s - Y_c}{Y_s - Y_1} \quad (12.51)$$

Zona 111, $X < X_c$. Cierta simplificación es necesaria para el tratamiento matemático. Las ecuaciones (12.8) y (12.17) se aplican cuando ocurre el secado de la superficie no saturada y cuando la rapidez de secado depende estrictamente de las condiciones predominantes en cualquier momento, independientemente de cómo haya sido hasta entonces el secado. Dichas ecuaciones dan

$$N = \frac{N_c(X - X^*)}{X_c - X^*} = \frac{k_Y(Y_s - Y)(X - X^*)}{X_c - X} \quad (12.52)$$

Cuando éste se sustituye en la segunda parte de la ecuación (12.48), se tiene

$$\theta_{III} = \frac{S_s}{A} \frac{X_c - X^*}{k_Y} \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{(Y_s - Y)(X - X^*)} \quad (12.53)$$

Esta ecuación puede calcularse gráficamente después de determinar las relaciones entre X , X^* , Y_s y Y . Con esta finalidad, el balance de materia puede escribirse como

$$Y = Y_2 + (X - X_2) \frac{S_s}{G_c} \quad (12.54)$$

La humedad superficial Y_s se encuentra de la forma descrita previamente; X^* está dada por la curva de humedad en el equilibrio para la Y apropiada.

Para el caso especial de que la humedad contenida sea despreciable, ($X^* = 0$) y Y_s sea constante (secado adiabático), la sustitución de la ecuación (12.54) y su diferencial $G_s dY = S_s dX$ en la ecuación (12.53) da

$$\theta_{III} = \frac{G_s}{S_s} \frac{S_s}{A} \frac{X_c}{k_Y} \int_{Y_2}^{Y_c} \frac{dY}{(Y_s - Y)[(Y - Y_2)G_s/S_s + X_2]} \quad (12.55)$$

$$\theta_{III} = \frac{G_s}{S_s} \frac{S_s}{A} \frac{X_c}{k_Y} \frac{1}{(Y_s - Y_2)G_s/S_s + X_2} \ln \frac{X_c(Y_s - Y_2)}{X_2(Y_s - Y_c)} \quad (12.56)$$

Estos métodos no se deben aplicar a sólidos cuya resistencia interna al movimiento de la humedad es grande, en donde la difusión interna controla la rapidez de secado y en donde ocurre endurecimiento. En estos casos, la rapidez instantánea de secado en condiciones variables no es simplemente una función de las condiciones predominantes, sino que también depende de cómo haya sido hasta entonces el secado. Respecto de estos sólidos, es mejor determinar el tiempo para el secado experimentalmente, con una prueba cuidadosamente planeada en la cual se simule la acción a contracorriente del secador continuo^[4].

Al aplicar las ecuaciones (12.48) a (12.56) es claro que si el secado tiene lugar sólo arriba, o debajo del contenido crítico de humedad, deben hacerse los cambios apropiados en los límites del contenido de humedad y de humedades del gas. En el caso de los secadores en flujo paralelo, en donde el gas entra con una hume-

dad Y_1 y sale a Y_2 , mientras que el sólido entra con un contenido de humedad X_1 y sale a X_2 , las ecuaciones (12.51) y (12.56) se transforman en

$$\theta_{II} = \frac{G_S}{S_S} \frac{S_S}{A} \frac{1}{k_Y} \int_{Y_1}^{Y_c} \frac{dY}{Y_s - Y} = \frac{G_S}{S_S} \frac{S_S}{A} \frac{1}{k_Y} \ln \frac{Y_s - Y_1}{Y_s - Y_c} \quad (12.57)$$

$$\begin{aligned} \theta_{III} &= \frac{S_S}{A} \frac{X_c - X^*}{k_Y} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{(Y_s - Y)(X - X^*)} \\ &= \frac{G_S}{S_S} \frac{S_S}{A} \frac{X_c}{k_Y} \frac{1}{(Y_s - Y_c)G_S/S_S - X_2} \ln \frac{X_c(Y_s - Y_2)}{X_2(Y_s - Y_c)} \end{aligned} \quad (12.58)$$

Ejemplo 12.9 Después de ser centrifugadas, se van a secar al aire madejas de rayón húmedo, de 46 a 8.5% de agua, en un secador de túnel, continuo, a contracorriente. Las madejas se colgaran de perchas que van a viajar a través del secador. El aire entrara a 82 °C, humedad 0.03 kg agua/kg aire seco; se va a descargar con una humedad de 0.08. La temperatura del aire se mantendrá constante a 82 °C mediante espirales de calentamiento dentro del secador. El flujo del aire va a ser de 1.36 kg/m² · s (1 000 lb_m/pies² · h).

El contenido de humedad crítica de las madejas de rayón es del 50%; su porcentaje de humedad en el equilibrio a 82 °C puede tomarse como un cuarto del porcentaje de humedad relativa del aire. La rapidez de secado es, entonces [Simons, Koffolt y Withrow: *Trans. AIChE*, 39, 133 (1943)]

$$\frac{-dX}{d\theta} = 0.0137 G^{1.47} (X - X^*)(Y_w - Y)$$

en donde Y_w es la humedad a saturación del aire en la temperatura de bulbo húmedo correspondiente a Y . (Nota: aquí G esta expresada como kg/m² · s y ϕ en segundos; para ft, h y lb_m, el artículo original da el coeficiente como 0.003).

Cálculase el tiempo que deberá permanecer el rayón en el secador.

SOLUCIÓN $X_1 = 0.46/(1 - 0.46) = 0.852$; $X_2 = 0.085/(1 - 0.085) = 0.093$ kg agua/kg sólido seco. $Y_1 = 0.08$; $Y_2 = 0.03$ kg agua/kg aire seco. Un balance de agua [ecuación (12.39)]:

$$\frac{S_S}{G_S} = \frac{0.08 - 0.03}{0.852 - 0.093} = 0.0660 \text{ kg sólido seco/kg aire}$$

Puesto que el contenido inicial de humedad del rayón es menor a la crítica, el secado se realiza por completo dentro de la zona III. La forma de la ecuación de rapidez de transferencia es la misma que la de la ecuación (12.22), en donde $k_Y A / S_S (X_c - X^*) = 0.0137 G^{1.47}$. Reordenando la ecuación de rapidez de transferencia,

$$\theta_{III} = \int_0^\theta d\theta = \frac{1}{0.0137 G^{1.47}} \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{(X - X^*)(Y_w - Y)}$$

la cual esta en la forma de la ecuación (12.53). Al sustituir $G = 1.36$, se tiene

$$\theta_{III} = 46.4 \int_{0.093}^{0.852} \frac{dX}{(X - X^*)(Y_w - Y)} \quad (12.59)$$

Considérese la parte del secador en donde el contenido de humedad del rayón es $X = 0.4$. Ecuación (12.54):

$$Y = 0.03 + (0.4 - 0.093)0.066 = 0.0503 \text{ kg agua/kg gas seco}$$

A 82 °C, $Y = 0.0503$, la temperatura de bulbo húmedo es 45 °C y la humedad correspondiente a saturación $Y_w = 0.068$ (Fig. 7.5). Ecuación (7.8):

$$0.0503 = \frac{\bar{p}}{101\,330 - \bar{p}} \frac{18}{29}$$

$\bar{p}$ = presión parcial del agua = 7 584 N/m²

La presión de vapor del agua a 82 °C = $p = 51\,780$ N/m² y la humedad relativa del aire = $(7\,584/51\,780)100 = 14.63\%$. La humedad en el equilibrio es $14.63/4 = 3.66\%$ y $X^* = 3.66/(100 - 3.66) = 0.038$ kg agua/kg sólido seco. Por lo tanto,

$$\frac{1}{(X - X^*)(Y_w - Y)} = \frac{1}{(0.4 - 0.038)(0.068 - 0.0503)} = 156$$

En forma similar, se pueden calcular otros valores de esta cantidad mediante otros valores de X, como sigue:

X	Y	Y_w	Porcentaje de humedad relativa	X^*	$\frac{1}{(X - X^*)(Y_w - Y)}$
0.852	0.080	0.0950	22.4	0.0594	84
0.80	0.0767	0.0920	21.5	0.0568	88
0.60	0.0635	0.0790	18.17	0.0488	117
0.40	0.0503	0.0680	14.63	0.0380	156
0.20	0.037 r	0.0550	11.05	0.0284	325
0.093	0.030	0.0490	9.04	0.023 1	755

La integral de la ecuación (12.59) se calcula gráfica o numéricamente; el área es 151.6; de donde, por la ecuación (12.59),

$$\theta_{III} = 46.4(151.6) = 7034 \text{ s} = 1.95 \approx 2 \text{ h} \quad \text{Respuesta:}$$

NOTACIÓN PARA EL CAPÍTULO 12

Se puede utilizar cualquier conjunto consistente de unidades excepto cuando se señale lo contrario.

a	superficie interfacial específica del sólido, L^2/L^3
A	área de la sección transversal perpendicular a la dirección del flujo para el secado por circulación transversal, L^2
a_m	superficie que se esta secando en el secado por circulación tangencial, L^2
b	área de la sección transversa) promedio del sólido que se está secando, L^2
C_A	una constante
C_p	capacidad calorifica de la humedad como un líquido, FL/MT
C_s	capacidad calorifica a presión constante, FL/MT
C_S	calor húmedo, capacidad calorifica del gas húmedo por unidad de masa del contenido de gas seco, FL/MT
d_e	capacidad calorifica del sólido seco, FL/MT
d_p	diámetro equivalente, $4(\text{área de la sección transversal})/\text{perímetro}$, L
D	diámetro de la partícula, L
G	difusividad, L^2/Θ
G_S	masa velocidad del gas, $M/L^2\Theta$
h_c	masa velocidad del gas seco, $M/L^2\Theta$
	coeficiente de transferencia de calor para la convección, $FL/L^2T\Theta$

h_R	coeficiente de transferencia de calor para la radiación, FL/L²Θ
ΔH_A	calor integral de humedecimiento (o de adsorción , hidratación o solución) referido al líquido y sólido puros, por unidad de masa de sólido seco, FL/M
H'_G	entalpía del gas húmedo por unidad de masa del gas seco, FL/M
H'_S	entalpía del sólido húmedo por unidad de masa del sólido seco, FL/M
H_{IOG}	longitud de una unidad de transferencia global del gas, L
j_D	$k_r Sc_c^{2/3}/G_s$, adimensional
j_H	$h_c Pr^{2/3}/C_p C_s$, adimensional
k_M	conductividad térmica del plato, FL²/L²Θ
k_S	conductividad térmica del sólido que se está secando, FL²/L²Θ
k_Y	coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa, masa evaporada/tiempo(área) (diferencia de humedad), M/L²Θ(M/M)
K	una constante
m	una constante
N	flux de secado, masa de humedad evaporada/tiempo(área) , M/L²Θ
N_c	velocidad angular, Θ⁻¹
N_{IG}	flw constante de secado, M/L²Θ
N_{IOG}	número de unidades de transferencia del gas, adimensional
p	número de unidades globales de transferencia del gas, adimensional
$\bar{p}$	presión de vapor a saturación, F/L²
p_i	presión parcial, F/L²
Pr	presión total, F/L²
4	número de Prandtl = $C_p \mu / k$, adimensional
q_c	flux de calor recibido en la superficie que se está secando, secado por lotes, FL/L²Θ
q_G	flux de calor recibido por sólido/área de la sección transversal del secador, secado continuo, FL/L²Θ
q_k	flux de calor para la convección , FL/L²Θ
q	flux de calor transferido desde el gas por unidad de sección transversal del secador, FL/L²Θ
Q	flux de calor para la conducción, FL/L²Θ
Re_c	flux de calor para la radiación, FL/L²Θ
s	flux neto de la pérdida calorífica, por unidad de sección transversal del secador, FL/L²Θ
S	número de Reynolds para la tubería, $d_s G / \mu$, adimensional
S_s	pendiente del secador, L/L
Sc	superficie interfacial de sólido/sección transversal lecho, L²/L²
t'_G	masa de sólido seco en un lote, secado por lotes , M
t'_R	masa velocidad del sólido seco, secado continuo, M/L²Θ
t'_s	numero de Schmidt, $\mu / \rho D$, adimensional
t'_0	temperatura de bulbo seco de un gas, T
T_D	temperatura de la superficie que irradia, T
T_G	temperatura de la superficie , T
T_R	temperatura del sólido, T
T_s	temperatura de referencia, T
V	diámetro del secador, L
U_k	temperatura absoluta de un gas, T
X	temperatura absoluta de la superficie que irradia, T
X^*	temperatura absoluta superficial, T
	coeficiente global de transferencia de calor, FL/L²Θ
	coeficiente global de transferencia de calor [ecuación (12.16)]. FL/L²Θ
	contenido de humedad de un sólido, masa humedad/masa sólido seco, M/M
	contenido de humedad en el equilibrio de un sólido, masa humedad/masa sólido seco, M/M

z_M	espesor del material del plato, L
z_S	espesor del sólido que se está secando, L
Z	longitud del secador, L
Δ	diferencia
e	emisividad de la superficie que se está secando, adimensional
θ	tiempo, Θ
λ_s	calor latente de evaporación en t_s , FL/M
μ	viscosidad, M/LΘ
π	3.1416
ρ	densidad, M/L³
ρ_S	densidad aparente del sólido, masa sólido seco/volumen húmedo , M/L³
Φ_D	retención del sólido en un secador continuo, vol sólido/vol secador, L³/L³
Φ_{D0}	retención del sólido cuando no hay flujo del gas, L³/L³

Subíndices

C	en el contenido critico de humedad
G	gas
m	promedio
max	máximo
s	superficie
S	gas seco, sólido seco
sa	saturación adiabática
1	al principio, secado por lotes; en el extremo de entrada de los sólidos , secador continuo
2	al final, secado por lotes; en el extremo de salida de los sólidos, secador continuo
I, II, III	zonas I , II y III en un secador continuo

REFERENCIAS

1. Allerton, J., L. E. Brownell y D. L. Katz: *Chem. Eng. Progr.*, 45, 619 (1949).
2. Beram, Z. y J. Lutch: *Chem. Engr. (Londres)*, 1975, 678.
3. Boltas, L. y W.H. Gauvin: *AIChE J.*, 15, 764, 772 (1969).
4. Broughton, D. B. y H. S. Mickley: *Chem. Eng. Progr.*, 49, 319 (1953).
5. Coggan, G. C.: *Chem. Eng. J.*, 2, 55 (1971).
6. Comings, E. W. y T. K. Sherwood: *Ind. Eng. Chem.*, 26, 1096 (1934).
7. Chu, J. C., S. Finelt, W. Hoerner y M. Lin: *Ind. Eng. Chem.*, 51, 275 (1959).
8. Crosby, E. J. y W. R. Marshall, Jr.: *Chem. Eng. Progr.*, **54(7)**, 56 (1958).
9. Debrand, S.: *Znd. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, 13, 396 (1974).
10. Dittman, F. W.: *Chem. Eng.*, 84, 106 (17 de enero de 1977).
11. Dyer, D. F. y J. E. Sunderland: *J. Heat Transfer*, 90, 379 (1968).
12. Erissman, J. L.: *Znd. Eng. Chem.*, 30, 996 (1938).
13. Fairbanks, H. V. y R. E. Clins: *ZEEE Trans. on Sonics and Ultrasonics*, **SU-14(4)**, 175 (1967); *AIME Trans.*, 252, 70 (1972).
14. Friedman, S. J. y W. R. Marshall, Jr.: *Chem. Eng. Progr.*, 45, 482, 573 (1949).
15. Gauvin, W. H. y S. Katta: *AIChE J.*, 21, 143 (1975); 22, 713 (1976).
16. Gilliland, E. R. y T. K. Sherwood: *Znd. Eng. Chem.*, 25, 1134 (1933).
17. Harmathy, T. Z.: *Ind. Eng. Chem. Fundamenta* & 8, 92 (1969).
18. Harper, J. C. y A. L. Tappel: *Advances in Food Research*, vol. 7, p. 171, Academic Press, Nueva York, 1957.
19. Hougen, O. A. y H. J. McCauley: *Trans. AIChE*, 36, 183 (1940).
20. Hurxthal, A. O.: *Znd. Eng. Chem.*, 30, 1004 (1938).

21. Keey, R. B.: **Chem. Eng. Science**, 23, 1299 (1968).
22. Keey, R. B.: *Dtying, Principles and Practices*, Pergamon Press, Elmsford, Nueva York, 1973.
23. Kern, D. Q.: **Process Heat Transfer**, McGraw-Hill, Nueva York, 1950.
24. Lane, A. M. y S. Stem: **Mech. Eng.**, 78, 423 (1956).
25. Lapple, W. C., W. E. Clark y E. C. Dybdal: **Chem. Eng.**, 62(11), 117 (1955).
26. Lee, D. A.: **Amer. Ceramic Soc. Bull.**, 55, 498 (1976).
27. Loesbecke, H. W. von: **Dtying and Dehydration of Foods**; 2a. ed., Reinhold; Nueva York, 1955.
28. Lyne, C. W.: **Brit. Chem. Eng.**, 16, 370 (1971).
29. Marshall, W. R., Jr.: *Atomization and Spray Dtying*, **Chem. Eng. Progr. Monograph Ser.**, 50(2), (1954).
30. Marshall, W. R., Jr.: en **Encyclopedia of Chemical Technology**; 2a. ed., vol. 7, p. 326; H. F. Mark, J. J. McKetta; D. F. Othmer y A. Standen, eds., Interscience; Nueva York, 1965.
31. Marshall, W. R., Jr. y O. A. Hougen: **Trans. AIChE**, 38, 91 (1942).
32. Masters, K.: **Spray Dtying**; CRC Press; Cleveland, Ohio, 1972.
33. Mathur, K. B. y N. Epstein: **Spouted Beds**; Academic Press; Nueva York, 1974.
34. McCready, D. W. y W. L. McCabe: **Trans. AIChE**, 29, 131 (1933).
35. McCormick, P. Y.: **Sec. 20** en **Chemical Engineers' Handbook**, 5a. ed., R. H. Perry y C. H. Chilton, eds.; McGraw-Hill; Nueva York, 1973.
36. Miskell, F. y W. R. Marshall, Jr.: **Chem. Eng. Progr.**, 52(1), 35-J (1956).
37. Molstad, M. C., P. Farevaag y J. A. Farrell: **Ind. Eng. Chem.**, 30, 1131 (1938).
38. Newitt, D.M., et al.: **Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)**, 27, 1(1949); 30, 28 (1952); 33, 52, 64 (1955).
39. Nissan, A. H., W. A. Kaye y J. R. Bell: **AIChE J.**, 5, 103, 344 (1959).
40. Nonhebel, G. y A. A. H. Moss: **Drying of Solids in the Chemical Industry**; Butterworth; Londres, 1971.
41. Pasquill, F.: **Proc. Rev. Soc.**, A182, 75 (1944).
42. Pearse, J. G., T. R. Oliver y D. M. Newitt: **Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)**, 27, 1, 9 (1949).
43. Peterson, W. S.: **Can. J. Chem. Eng.**, 40, 226 (1962).
44. Saeman, W. C.: **Chem. Eng. Progr.**, 58(6), 49 (1962).
45. Saeman, W. C.: y T. R. Mitchell: **Chem. Eng. Progr.**, 50, 467 (1954).
46. Shepherd, C. B., C. Haddock y R. C. Brewer: **Znd. Eng. Chem.**, 30, 389 (1938).
47. Sherwood, T. K.: **Ind. Eng. Chem.**, 21, 12, 976 (1929); 22, 132 (1930); 24, 307 (1932).
48. Sherwood, T. K.: **Trans. AIChE**, 27, 190 (1931).
49. Sherwood, T. K. y E. W. Comings: **Ind. Eng. Chem.**, 25, 311 (1933).
50. Siegel, R. y J. R. Howell: **Thermal Radiation Heat Transfer**, McGraw-Hill; Nueva York, 1972.
51. Spraul, J. R.: **Ind. Eng. Chem.**, 47, 368 (1955).
52. Uhl, V. C. y W. L. Root: **Chem. Eng. Progr.**, 58(6), 37 (1962).
53. Vanacek, V., M. Markvart y R. Drbohlav: **Fluidized Bed Dtying**; L. Hill; Londres, 1966.
54. Victor, V. P.: **Chem. Met. Eng.**, 52(7), 105 (1945).
55. Welty, J. R.: **Engineering Heat Transfer**; Wiley; Nueva York, 1974.
56. Wheat, J. A. y D. A. McLeod: **Can. J. Chem. Eng.**, 37, 47 (1959).
57. Whitwell, J. C. y R. K. Toner: **Textile Res. J.**, 17, 99 (1947).
58. Williams-Gardner, H.: **Industrial Dtying**; L. Hill; Londres, 1971.
59. Wormwald, D. y E. M. W. Burnell: **Brit. Chem. Eng.**, 16, 376 (1971).

PROBLEMAS

- 12.1 Una planta desea secar cierto tipo de triplay en hojas 1.2 por 2 m por 12 mm (4 por 6 ft por 1/2 pulg). Para determinar las características de secado, una muestra de 0.3 por 0.3 m (1 ft por 1 ft) de la plancha, con los lados sellados para que el secado tenga lugar únicamente por las dos caras grandes, se suspendió de una balanza en un secador de gabinetes de laboratorio y se expuso a una corriente de aire caliente y seco. El contenido inicial de humedad fue de 75%. La hoja

perdió peso a una rapidez constante de $1(10^{-4})$ kg/s (0.8 lb/h) hasta que el contenido de humedad **descendió** hasta **60%**, a partir de lo cual disminuyó la rapidez de secado. Las mediciones de la rapidez de secado se detuvieron; empero, **después** de un largo periodo de **exposición** a este aire se **estableció** que el contenido de humedad en el equilibrio era de 10%. La masa seca de la muestra fue de 0.9 kg (2 lb). Todos los contenidos de humedad son en base **húmeda**.

Calcule el tiempo para el secado de las planchas grandes de 75 a 20% de humedad en las mismas condiciones de secado.

- 12.2 Una muestra de un material en forma de placa, poroso, manufacturado, de origen mineral se secó por ambos lados mediante la circulación tangencial de aire en un secador de laboratorio. La muestra era cuadrada de 0.3 m de lado, 6 mm de espesor; los lados estaban sellados. La velocidad del aire sobre la superficie fue de 3 m/s, su temperatura de bulbo seco fue 52 °C y su temperatura de bulbo húmedo, 21 °C. No hubo efectos por radiación. El **sólido** perdió **humedad** a una rapidez constante de $7.5(10^{-5})$ kg/s hasta que se alcanzó el contenido **crítico** de humedad, 15% (base húmeda). En el periodo decreciente de la rapidez, la rapidez de evaporación **decaió** linealmente con el contenido de humedad hasta que la muestra se **secó**. La humedad en el equilibrio se puede despreciar. El peso seco de la plancha fue de 1.8 kg.

Calcule el tiempo para secar las hojas de este material de 0.6 por 1.2 m por 12 mm de espesor, por los dos lados, desde 25 hasta 2% de humedad (base **húmeda**); se utilizara aire a la temperatura de bulbo seco, 66 °C, pero de la misma humedad absoluta; a una velocidad lineal sobre la hoja de 5 m/s. **Supóngase** que no hay cambio en la humedad crítica al cambiar las condiciones de secado.

Respuesta: 3.24 h.

- 12.3 Calcule la rapidez de secado durante el periodo de rapidez constante para las condiciones **existentes** cuando el aire entra a los platos del secador del ejemplo 12.2. El **sólido** que se va a secar es un material granular que cuando está **húmedo** tiene una conductividad **térmica** = $1.73 \text{ W/m} \cdot \text{K}$, y llena completamente los platos. El metal de los platos es acero inoxidable, 16 BWG (1.65 mm de espesor). Incluya en los **cálculos** una **estimación** del efecto de la radiación procedente de la subsuperficie de cada plato sobre la superficie que se **está** secando.
- 12.4 Se va a llevar a cabo una prueba de secado de laboratorio sobre una muestra de 0.1 m^2 de un material fibroso laminado. La muestra se **suspendió** de una balanza; se sellaron sus lados y el secado tuvo lugar desde las dos caras **más** grandes. El aire tenía una temperatura de bulbo seco de 65 °C, temperatura de bulbo húmedo de 29 °C; su velocidad fue de 1.5 m/s a través de la muestra. A continuación se presentan los pesos registrados a diferentes tiempos durante la muestra:

Tiempo, h	Masa, kg	Tiempo, h	Masa, kg	Tiempo, h	Masa, kg
0	4.820	3.0	4.269	7.0	3.885
0.1	4.807	3.4	4.206	7.5	3.871
0.2	4.785	3.8	4.150	8.0	3.859
0.4	4.749	4.2	4.130	9.0	3.842
0.8	4.674	4.6	4.057	10.0	3.832
1.0	4.638	5.0	4.015	11	3.825
1.4	4.565	5.4	3.979	12	3.821
1.8	4.491	5.8	3.946	14	3.819
2.2	4.416	6.0	3.933	16	3.819
2.6	4.341	6.5	3.905		

Luego la muestra se **secó** en un horno a 110 °C; la masa seca fue de 3.765 kg.

a) Grafique la curva de rapidez de secado.

b) Calcule el tiempo requerido para secar las mismas hojas de 20 a 2% de humedad (base

húmeda) utilizando aire de la misma temperatura y humedad, pero con una velocidad del aire 50% mayor. Supóngase que la humedad crítica permanece constante.

Respuesta: 8.55 h.

- 12.5 Un pigmento que se ha separado húmedo de un filtro-prensa se va a secar por extrusión en **pequeños** cilindros, que se **someterán** a un secado a circulación transversal. Los cilindros extruidos tienen 6 mm de **diámetro**, 50 mm long.; se van a colocar sobre telas de alambre a una profundidad de 65 mm. Según se estima, la superficie de las **partículas** es de $295 \text{ m}^2/\text{m}^3$ de lecho; la densidad aparente $1\,040 \text{ kg sólido seco}/\text{m}^3$. El aire a una masa velocidad de $0.95 \text{ kg aire seco}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ va a fluir a **través** del lecho, entrará a 120°C , humedad $0.05 \text{ kg agua}/\text{kg aire seco}$.

a) Calcule la rapidez constante de secado que se esperaría. (*Nota:* Para cilindros grandes es mejor tomar el **diámetro** equivalente como el diámetro real del cilindro).

Respuesta: $0.0282 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$.

b) Calcule la rapidez constante de secado que se esperarla si la torta de filtración se fuese asecar platos, mediante **circulación** tangencial del aire sobre la superficie y a la misma velocidad de masa, temperatura y humedad. **Despréciase** la radiación y la conducción de calor a través del sólido.

Respuesta: $4.25(10^{-4}) \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$.

- 12.6 Un secador rotatorio continuo del tipo de celosías (Fig. 12.22) se va a utilizar para secar viruta de madera de 40 a 15% de humedad [Horgan, *Trans. Inst. Chem. Engrs.*, 6, 131 (1928)]. La madera entra a 0.56°C (33°F); el producto seco se descargó a 37.8°C (100°F), aun flujo de 0.398 kg/s ($3\,162 \text{ lb}_\text{m}/\text{h}$). El medio de secado fue el gas resultante de la **combustión** de combustible; sin embargo, para los **cálculos** presentes puede suponerse que **tenía** las **características** del aire. Entró en el secadora 380°C (715°F), con una humedad de $0.038 \text{ kg vapor de agua}/\text{kg gas seco}$, a un flujo de 2.079 kg/s ($275 \text{ lb}_\text{m}/\text{min}$), húmedo. El gas se descargó a 77°C (175°F). La capacidad calorífica de la madera se puede tomar como $1\,758 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$ ($0.42 \text{ Btu}/\text{lb}_\text{m} \cdot ^\circ\text{F}$); el calor de **humidificación** puede despreciarse. Calcule la rapidez de la pérdida de calor.

- 12.7 Un secador de calentamiento directo en flujo a corriente paralela, 2.44 por 18.3 m (8 ft de **diámetro**, 60 ft de Long.), se **utilizó** para secar alfalfa picada [*véase* Gutzeit y Spraul: *Chem. Eng. Progr.*, 49,380 (1953)]. Durante un periodo de prueba de 5 h, el secador produjo un promedio de 0.28 kg/s ($2\,200 \text{ lb}_\text{m}/\text{h}$) de producto seco con **11%** de humedad y 145°F (63°C), cuando se alimentó con alfalfa que contenía 79% de humedad a 26.7°C (80°F). El medio de secado fue los productos de combustión resultantes de quemar $13\,074 \text{ ft}^3/\text{h}$ (80°F , $4 \text{ oz}/\text{in}^2$ gage de presión) $0.1029 \text{ m}^3/\text{s}$, (26.7°C , $862 \text{ N}/\text{m}^2$ gage presión) de gas natural (85% metano, 10% etano, 5% nitrógeno, en volumen) con aire a 26.7°C (80°F), **50%** de humedad. El gas tiene un **análisis** de **2.9%** CO_2 , **15.8%** O_2 , **81.3%** N_2 , en volumen en base seca; entra el secador a 816°C ($1\,500^\circ\text{F}$) y sale a 91°C (195°F). La capacidad calorífica de la alfalfa seca se ha estimado que es $1\,549 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$ ($0.37 \text{ Btu}/\text{lb}_\text{m} \cdot ^\circ\text{F}$); el calor de **humidificación** puede despreciarse. Calcule el flujo **volumétrico** de gas a **través** del ventilador de descarga y las pérdidas caloríficas. Respuesta: $6.4 \text{ m}^3/\text{s}$ ($13\,550 \text{ ft}^3/\text{min}$), $1\,500 \text{ kW}$ [$5.12(10^6) \text{ Btu}/\text{h}$].

- 12.8 Un secador rotatorio de calentamiento directo a contracorriente de aire caliente se escogió para secar un sólido **orgánico** cristalino insoluble. El **sólido** va a entrar a 20°C ; contendrá 20% de agua. Se va a secar mediante aire que entra a 155°C , $0.01 \text{ kg agua}/\text{kg aire seco}$. Se espera que el **sólido** salga a 120°C , con un contenido de humedad del 3%. El producto seco obtenido va a ser 450 kg/h . La capacidad calorífica del sólido seco es $837 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$; su tamaño promedio de **partícula** es 0.5 mm . La velocidad superficial del aire no debe exceder 1.6 m/s en ninguna parte del secador. El secador va a estar aislado; las pérdidas caloríficas pueden despreciarse para los fines presentes. Escójase un secador entre los siguientes **tamaños estándar** y especifíquese el flujo del aire que se debe utilizar: 1 por 3 m, 1 por 9 m, 1.2 por 12 m, 1.4 por 9 m, 1.5 por 12 m. Respuesta: 1.2 por 12 m.

- 12.9 Un material fabricado en forma de planchas de 0.6 por 1.2 m por 12 mm , se va a secar en forma continua en un secador de túnel de aire caliente a contracorriente **adiabático**, a la rapidez de 100 laminas por hora. Las laminas se van a colocar sobre un acarreador especial que llevara al

material en grupos de 30 láminas de altura; se van a secar por los dos lados. La masa seca de cada lámina es de 12 kg y el contenido de humedad se **reducirá** de 50 a 5% de agua, mediante aire que entrará a 120 °C, humedad 0.01 kg **agua/kg** aire seco. Se van a pasar 40 **kg** de aire seco a **través** del secador por kg de **sólido** seco.

En un experimento a **pequeña** escala, cuando se **secó** con aire en condiciones constantes de secado, temperatura de bulbo seco de 95 °C, temperatura de bulbo húmedo de 50 °C y a la misma velocidad que se va a utilizar en el secador mayor, la rapidez constante de secado fue de **3.4(10⁻⁴) kg agua evaporada/m² . s** y el contenido crítico de humedad fue del 30%. El contenido de humedad en el equilibrio es despreciable.

a) Calcule el valor de **k_r** a partir de los datos del experimento a **pequeña** escala.

Respuesta: 0.01545 **kg/m² . s** AY.

b) Para el secador grande, calcule la humedad del aire saliente y en el punto en que el **sólido** alcanza el contenido crítico de humedad.

c) Calcule el tiempo de secado en el secador grande.

Respuesta: 9.53 h.

d) **¿Cuántas** laminas de material se encontraran en el secador en cualquier momento?

12.10 Un secador de túnel de aire caliente continuo a contracorriente se va a **diseñar** para secar una torta de filtración de cristales grandes de una sustancia **inorgánica**, insoluble en agua. La torta de **filtración** se va a colocar sobre platos de 1.0 m long. por 0.9 m ancho por 25 mm, 20 platos por camión, con 50 mm entre los platos. El secador de túnel va a tener una sección transversal de 2 m de altura por 1 m de ancho. Los platos tienen un fondo de malla reforzada, de forma que el secado ocurre tanto por la parte superior como por la inferior de cada plato. La producción es tal que permite introducir un camión cargado por hora. Cada plato contiene 30 kg de sólido seco, que va a entrar al secador a 25 °C, 50% de humedad y se va a secar hasta un **contenido** despreciable de humedad. El contenido crítico de humedad es 15%; la humedad en el equilibrio es despreciable. Los camiones son de acero; cada uno pesa aproximadamente 135 kg. El aire entrará a 150 °C, humedad 0.03 kg **agua/kg** aire seco; se espera que el sólido descargado salga a 135 °C. Se va a soplar el aire sobre los platos, de forma que la velocidad promedio en la entrada del aire va a ser de 4.5 **m/s** sobre los platos. La capacidad calorífica del **sólido** seco es 1.255 **kJ/kg . K**. El secador estará bien aislado.

a) Calcule la longitud del secador requerido.

Respuesta: 8.5 m por la ecuación (12.20~); 6.5 m por la ecuación (12.20).

b) Se va a preparar el gas entrante para reciclar una parte del aire descargado con aire atmosférico (25 °C, humedad 0.01 kg **agua/kg** aire seco) y calentando la mezcla a 150 °C. Calcule el porcentaje de aire descargado que se va a reciclar y los requerimientos **caloríficos**.

Calcule el calor expresado **también** por unidad de masa de agua evaporada.

Respuesta: 3 515 **kJ/kg**.

LIXIVIACIÓN

La lixiviación es la disolución preferente de uno o mas componentes de una mezcla sólida por contacto con un disolvente líquido. Esta operación unitaria, una de las mas antiguas en la industria química, ha recibido muchos nombres, según la técnica más o menos compleja utilizada para llevarla a cabo. La **colada** se refería originalmente a la percolación del líquido a través de un lecho fijo del sólido, pero en la actualidad se utiliza para describir la operación en forma general, sin importar la forma en que se **realice**.† Lixiviación se utiliza con menos frecuencia como sinónimo para colada, aunque al principio se refería específicamente a la colada de álcali a partir de cenizas de madera. El término **extracción** también se emplea por lo común para describir esta operación particular, aunque también se aplica a todas las operaciones de separación, que utilicen métodos de transferencia de masa o mecánicos. La **decocción** se refiere específicamente al uso del disolvente a su temperatura de **ebullición**. Cuando el material soluble está sobre todo en la superficie de un sólido insoluble y simplemente se lava con el disolvente, la operación algunas veces recibe el nombre de **elución**. En este capítulo también se analizaran estas operaciones de lavado, puesto que frecuentemente se relacionan íntimamente con la lixiviación.

Tal vez las industrias metalúrgicas son las que más utilizan las operaciones de lixiviación. La mayoría de los minerales útiles se encuentran en forma de mezclas, con grandes proporciones de componentes indeseables; por eso, la lixiviación del material valioso es un método de separación que se aplica con frecuencia. Por

† En **español** el término empleado con mayor frecuencia es el de lixiviación. *Nota del T.*

ejemplo, los minerales de cobre se disuelven preferentemente a partir de algunos de sus minerales por lixiviación con ácido sulfúrico o soluciones amoniacales, y el oro se separa de sus minerales con la ayuda de soluciones de cianuro de sodio. En forma similar, la lixiviación juega un papel importante en el procesamiento metalúrgico de aluminio, cobalto, manganeso, níquel y zinc. Muchos productos orgánicos naturales se separan de sus estructuras originales mediante lixiviación. Por ejemplo, el azúcar se separa por lixiviación de la remolacha con agua caliente; los aceites vegetales se recuperan a partir de semillas, como las de **soya** y de algodón mediante la lixiviación con disolventes **orgánicos**; el tanino se disuelve a partir de diferentes cortezas arbóreas mediante lixiviación con agua; en forma similar, **muchos** productos farmacéuticos se recuperan a partir de raíces y hojas de plantas. El té y el café se preparan doméstica e industrialmente por operaciones de lixiviación. Además, los precipitados químicos con frecuencia se lavan de sus aguas madres adheridas mediante técnicas y equipo muy similares a los utilizados en las verdaderas operaciones de lixiviación, como en el lavado del licor de sosa cáustica del carbonato de calcio precipitado después de la reacción entre óxido de calcio y carbonato de sodio.

Preparación del sólido

El éxito de una lixiviación y la técnica que se va a utilizar dependen con mucha frecuencia de cualquier tratamiento anterior que se le pueda dar al sólido.

En algunos casos, las pequeñas partículas del material soluble están completamente rodeadas de una matriz de materia insoluble. Entonces, el disolvente se debe difundir en la masa y la solución resultante se debe difundir hacia el exterior antes de poder lograr una **separación**. Esto es lo que sucede con muchos materiales metalúrgicos. La **trituration** y molienda de estos sólidos acelerará bastante la acción de lixiviación, porque las porciones solubles son entonces más accesibles al disolvente. Por ejemplo, cierto mineral de cobre puede lixivarse eficazmente por soluciones de ácido sulfúrico de 4 a 8 h, si se muele hasta que pase a través de una malla 60; en 5 días, si se tritura hasta gránulos de 6 mm, y de 4 a 6 **años** si se utilizan rocas de 140 mm ^[43]. Puesto que la molienda es cara, la calidad del mineral tiene mucho que ver con la elección del **tamaño** al cual se va lixiviar. Por otra parte, en el caso de ciertos minerales de oro, las **pequeñas** partículas metálicas están revueltas en una matriz de cuarzo que es tan impenetrable a la acción de lixiviación del disolvente que es básico moler la roca para que pase por una malla 100 para que ocurra la lixiviación. Cuando la sustancia soluble está distribuida más o menos uniformemente en todo el sólido o aun en **solución del sólido**, la acción de **lixiviación** puede proporcionar canales para el paso del disolvente fresco y tal vez no sea necesaria una molienda muy fina. El derrumbe del esqueleto insoluble que permanece después de la separación del soluto puede, sin embargo, presentar problemas.

Los cuerpos vegetales y animales tienen una estructura celular, los productos naturales que se van a lixiviar a partir de estos materiales se encuentran generalmente dentro de las células. Si las paredes celulares permanecen intactas después

de la exposición a un disolvente adecuado, entonces en la acción de lixiviación interviene la **ósmosis** del soluto a **través** de las paredes celulares. Éste puede ser un proceso lento. Sin embargo, moler el material lo suficientemente **pequeño** como para liberar el contenido de las **células** es poco práctico y algunas veces indeseable. Así, la remolacha se corta en rebanadas delgadas, en forma de **cuñas**, antes de la lixiviación, a fin de reducir el tiempo requerido para que el agua disolvente llegue a cada célula vegetal. Sin embargo, las **células** se dejan deliberadamente intactas, de forma que el azúcar pase a través de las paredes celulares semipermeables y que los indeseables materiales coloidales y albumínicos queden casi **completamente** detrás. En el caso de muchos productos farmacéuticos, recuperados a partir de raíces, tallos y hojas vegetales, el material vegetal con frecuencia se seca antes del tratamiento; esto favorece la ruptura de las paredes celulares y la liberación del soluto mediante **la** acción directa del disolvente. Las semillas vegetales y los cereales, tal como la **soya**, se aplanan o se hacen hojuelas para obtener partículas de 0.15 a 0.5 mm. Por supuesto, las **células** tienen un **tamaño** menor, pero se rompen bastante debido al proceso de formación de hojuelas; entonces, los aceites se ponen más fácilmente en contacto con el disolvente.

Cuando el soluto se adsorbe sobre la superficie de las partículas sólidas o se disuelve simplemente en una **solución** adherente, no es necesaria la trituración o molienda y las partículas pueden lavarse directamente.

Temperatura de lixiviación

Por lo general se desea realizar la lixiviación a temperaturas lo más elevadas posible. Las temperaturas elevadas producen la mayor solubilidad del soluto en el disolvente y, en consecuencia, concentraciones finales mayores en el licor de lixiviación. A temperaturas elevadas la viscosidad del líquido es menor y mayores las difusividades; esto incrementa la rapidez de lixiviación. En el caso de algunos productos naturales, como las remolachas, las temperaturas muy elevadas pueden producir la lixiviación de cantidades excesivas de solutos indeseables o de deterioro químico del sólido.

Métodos de operación y equipo

Las operaciones de **lixiviación** se realizan por lotes o semilotes (estado no estacionario) y también en condiciones totalmente continuas (estado estacionario). En cada categoría se encuentran equipos del tipo de etapas y de contacto continuo. Se utilizan dos **técnicas** principales de manejo: la aspersion o goteo del líquido sobre el sólido y la completa inmersión del **sólido** en el líquido. En cualquier caso, la **elección** del equipo que se va a utilizar depende bastante de la forma **física** de los sólidos y de las dificultades y costo de manejo. En muchos casos, esto ha llevado al uso de equipos muy especializados en ciertas industrias.

OPERACIÓN EN ESTADO NO ESTACIONARIO

Las operaciones en estado no estacionario incluyen aquellas en que los sólidos y los líquidos se ponen en contacto únicamente en forma de lotes y **también** aquellas en que un lote del sólido se pone en contacto con una corriente que fluye continuamente del líquido (mttodo por semilotes). Las partículas sólidas gruesas generalmente se tratan en lechos fijos mediante métodos de percolación, mientras que los sólidos finamente divididos, que pueden mantenerse mas fácilmente en **suspensión**, pueden dispersarse en todo el líquido con la ayuda de algún tipo de agitador.

Lixiviación *in situ*

Esta operación, que algunas veces se llama **minería** en *solución*, se refiere a la **lixiviación** por percolación de los minerales en la mina, mediante la circulación del disolvente sobre y a través del cuerpo del mineral. Se utiliza regularmente para obtener sal a partir de los depósitos en la superficie de la tierra mediante la **disolución** de la sal en agua, la cual se bombea hasta el depósito. Se ha aplicado a la lixiviación de minerales con bajo contenido **de** cobre, tan bajo como 0.2% de cobre ^[34] y a vetas a profundidades de hasta 335 m (1 100 ft) debajo de la superficie ^[4]. En la minería en solución para uranio, el mineral debe oxidarse ***in situ***, con el fin de solubilizarlo en soluciones de carbonato. Los reactivos pueden inyectarse continuamente a través de una serie de tuberías que bajan hasta la veta; el licor resultante se obtiene a través de otra serie de **tuberías**. En forma alternativa, el reactivo puede bombearse intermitentemente y sacarse a través del mismo pozo.

Lixiviación a la intemperie

Los minerales con bajo contenido, cuyo valor en mineral no garantiza el gasto de molienda o **trituration**, pueden lixiviar en forma de rocas extraídas de la mina y colocadas en grandes montones sobre terreno impermeable. El licor de **lixiviación** se bombea sobre el mineral y se obtiene cuando sale del montón. El cobre se ha lixiviado de esta forma a partir de minerales de piritita en montones que contienen hasta **2.2(10⁷) toneladas métricas** de mineral; con este propósito se han utilizado más de 20 000 **m³** diarios (5 millones de galones) de licor de lixiviación. Tal vez se necesiten 7 o más **años** para reducir el contenido de cobre de estos montones del 2 al 0.3%. En un caso normal de **lixiviación** a la intemperie de uranio, después de colocar una tubería perforada de drenaje sobre una base de arcilla impermeable, el mineral se apila sobre las tuberías, en montones de 6 a 8 m de altura, con sección transversal trapezoidal y **120 m** de ancho en la base, con una longitud de hasta 800 m (0.5 millas). La **solución** de lixiviación, que se introduce en forma de lagunas en la parte superior del **montón**, se va percolando hasta las tuberías de drenaje en la base, de donde se lleva a otro lugar.

Tanques de percolación

Los sólidos de tamaño intermedio pueden lixiviarse adecuadamente con métodos de percolación en tanques abiertos. La construcción de estos tanques varía bastante, según la naturaleza del sólido y del líquido que se van a manejar y el **tamaño** de la **operación**, pero son relativamente baratos. Los tanques **pequeños** frecuentemente se hacen de madera, siempre y cuando este material no sea atacado químicamente por el líquido de lixiviación. Las partículas sólidas por lixiviar descansan sobre un fondo falso, que en la construcción más sencilla consiste en una rejilla de tiras de madera colocadas en forma paralela unas con respecto a otras y lo suficientemente cercanas para sostener al sólido. Éstas, a su vez, pueden descansar sobre tiras similares colocadas en ángulos rectos, separadas 150 mm o más, de forma que el licor de lixiviación pueda fluir hasta un conjunto de tuberías que llevan al fondo del tanque. Para sostener partículas muy finas, la rejilla de madera puede cubrirse mediante una estera de coco y un filtro de lona muy tenso y sujeto con una cuerda metida en una ranura alrededor de la periferia del fondo falso. Los tanques pequeños también pueden hacerse completamente de metal, con fondos falsos perforados, sobre los cuales se coloca una tela filtro, como en la lixiviación de productos farmacéuticos a partir de plantas. Los tanques de **percolación** muy grandes (45 por 34 por 5.5 m de profundidad) para la lixiviación de minerales de cobre, se han fabricado de concreto reforzado revestidos con cemento de plomo o bituminoso. Los tanques pequeños pueden tener puertas laterales cerca del fondo para extraer el sólido lixiviado, mientras que los tanques muy grandes generalmente se vacían excavando desde la parte superior. Los tanques deben llenarse con sólidos cuyo **tamaño** de partícula sea lo más uniforme posible; de esta manera, el porcentaje de huecos será mayor y menor la caída de presión requerida para el flujo del líquido de lixiviación. Esto también induce la uniformidad del grado de lixiviación de cada partícula sólida y una dificultad menor ocasionada por el acanalamiento del líquido que podría pasar a través de un número limitado de pasajes a través del lecho de sólidos.

La operación de uno de estos tanques puede seguir distintos procedimientos. Después de que el tanque se llena con sólido, un lote de disolvente, lo suficientemente grande para sumergir al sólido, se puede bombear en el tanque y dejar que toda la masa se empape o remoje durante cierto periodo. A lo largo de este periodo, el lote del líquido puede circularse o no sobre el sólido mediante bombeo. Entonces, el líquido puede drenarse del sólido a través del fondo falso del tanque. Toda esta operación representa una etapa. Con la repetición de este proceso se obtendrá la disolución final de todo el soluto. Entonces, el único soluto retenido es el que está disuelto en la solución que humedece al sólido drenado. Éste puede enjuagarse llenando el tanque con disolvente fresco y repitiendo la operación tantas veces como sea necesario. Un método alternativo es admitir líquido continuamente al tanque y **continuamente** separar la solución resultante, con o sin **recirculación** de una parte del flujo total. Una operación de este tipo puede ser equivalente a muchas etapas. Como la solución que se obtiene de ordinario es más densa que el disolvente, el mezclado por **convexión** se reduce mediante la **per-**

colación en dirección descendente. Algunas veces se utiliza el flujo ascendente, con el fin de evitar que se tape el lecho o el filtro con rebabas, pero esto puede provocar el arrastre excesivo de esas rebabas en el líquido sobrenadante. Otra modificación, utilizada con menos frecuencia, es la aspersión continua del líquido sobre la parte superior, dejando que el líquido gotee a través del sólido, el cual nunca se sumerge por completo. Hay estudios excelentes sobre los procesos, técnicas y química de la lixiviación de minerales [6].

Retención del líquido después del drenado

Imagínese un lecho de sólidos granulares, cuyo espacio vacío **esté** completamente lleno de líquido. Cuando se drena el líquido mediante el efecto de la gravedad, admitiendo aire en los lugares vacíos desde la parte superior del lecho, el flujo del líquido es, inicialmente, muy elevado. El flujo va decayendo gradualmente; después de un periodo relativamente largo ya no ocurre drenado. Sin embargo, el lecho aún contiene líquido. La fracción del volumen vacío que aún está ocupada por líquido se denomina **saturación residual, s** , que sólo incluye el líquido retenido en el exterior de las partículas y no el líquido que pudo haberse retenido dentro de los poros de un sólido poroso. En la figura 13.1 se muestra la variación de s con la altura del lecho [11]. En la parte superior del lecho, el valor de s es constante en s_0 ; éste representa el líquido que permanece en los huecos y **pequeños ángulos** entre las partículas como fajas, mantenidas en su lugar por la **tensión** superficial. En la parte inferior del lecho, el líquido está retenido en los espacios vados y los llena completamente ($s = 1.0$) por acción capilar. La altura drenada Z_D se define como la altura en donde el valor de s es el promedio entre el rango desde s_0 hasta 1, tal como se muestra en la figura. El valor promedio de s para todo el lecho será el **área** entre el eje de las ordenadas y la curva en la figura, dividida entre la altura del lecho Z ,

$$s_{pr} = \frac{(Z - Z_D)s_0}{Z} + \frac{Z_D}{Z} \quad (13.1)$$

Un gran número de mediciones de Z_D en gran variedad de condiciones muestra que, aproximadamente [11],

$$Z_D = \frac{0.275(g_c/g)}{(K/g)^{0.5}(\rho_L/\sigma)} \quad (13.2)$$

en donde K es la "permeabilidad" del lecho, ρ_L es la densidad del líquido y σ la **tensión** superficial del líquido. Se ha encontrado que el valor de s_0 depende del grupo $(K\rho_L/g\sigma)(g/g_c)$ llamado el número **capilar**, como sigue:

$$s_0 = \begin{cases} 0.075 & \frac{K\rho_L}{g\sigma} \frac{g}{g_c} < 0.02 \\ \frac{0.0018}{(K\rho_L/g\sigma)(g/g_c)} & \frac{K\rho_L}{g\sigma} \frac{g}{g_c} > 0.02 \end{cases} \quad (13.3)$$

$$\frac{K\rho_L}{g\sigma} \frac{g}{g_c} > 0.02 \quad (13.4)$$

En estas expresiones se supone que el drenado ocurrió bajo la acción de la fuerza de gravedad únicamente y que el **ángulo** de contacto entre la superficie líquida y sólida es de 180° .

La permeabilidad K es la constante de proporcionalidad en la ecuación de flujo para el flujo laminar a **través** del lecho,

$$G = \frac{K\rho_L}{\mu_L Z} \frac{\Delta p}{g_c} \quad (13.5)$$

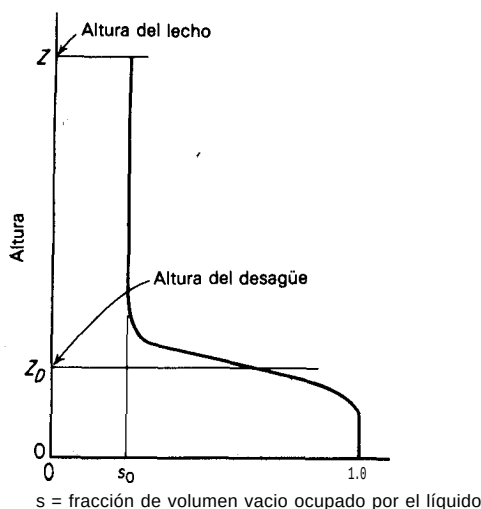


Figura 13.1 Drenado de los lechos empacados [11]

en donde Δ_p es la **caída de presión** a través del lecho y G es la masa velocidad del flujo con base en la sección transversal total del lecho. La ecuación (6.66) describe el flujo a través de los lechos de **sólidos** granulares; para el flujo laminar sólo se utiliza el primer término del lado derecho de esta **expresión**. Si $\Delta p/Z$ de esta ecuación se sustituye en la ecuación (13.5), si Re se reemplaza por $d_p G/\mu_L$ y simplificando, se obtiene

$$K = \frac{d_p^2 \epsilon^3 g}{150(1 - \epsilon)^2} \quad (13.6)$$

en donde d_p es el **diámetro** de una esfera con la misma relación **superficie/volumen** que las partículas del lecho y ϵ es el volumen vacío fraccionario. Para materiales fibrosos y otros cuyo valor de d_p puede resultar **difícil** de calcular, K puede obtenerse con la ecuación (13.5), **después** de la medición experimental de la **caída** de presión para el flujo laminar a **través** del lecho.

Ejemplo 13.1 El azúcar que queda en un lecho de carbón de hueso que se utilizó para decolorarlo, se va a liiviar inundando el lecho con agua; posteriormente, el lecho se drenara de la solución de **azúcar** resultante. El **diámetro** del lecho es 1 m, la profundidad 3.0 m, la temperatura es 65 °. La solución de azúcar que se drena tiene una densidad de 1 137 **kg/m³** (71 **lb_m/ft³**) y una tensión superficial de 0.066 **N/m**. La densidad global del carbón es 960 **kg/m³** (60 **lb_m/ft³**) y la densidad individual de **partícula** es 1 762 **kg/m³** (110 **lb_m/ft³**). Las partículas tienen una superficie externa específica de 16.4 **m²/kg** (80 **ft²/lb_m**).

Calcular la masa de solución que queda retenida aún en el lecho **después** de que se ha detenido el goteo de la solución. Expresarla también como masa de **solución/masa** carbón de hueso seco.

SOLUCIÓN El volumen **vacío** fraccionario $= \epsilon = 1 - (\text{densidad global/densidad de la partícula}) = 1 - 960/1\,762 = 0.455$ **m³ vacío/m³** lecho. La superficie de la partícula $= a_p = (16.4 \text{ m}^2/\text{kg})(960 \text{ kg/m}^3) = 15\,744 \text{ m}^2/\text{m}^3$ lecho.

Ecuación (6.67):

$$d_p = \frac{6(1 - \epsilon)}{a_p} = \frac{6(1 - 0.455)}{15744} = 2.077 \times 10^{-4} \text{ m}$$

Ecuación (13.6):

$$K = \frac{d_p^2 \epsilon^3 g}{150(1 - \epsilon)^2} = \frac{(2.077 \times 10^{-4})^2 (0.455)^3 (9.807)}{150(1 - 0.455)^2} = 8.94 \times 10^{-10} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\frac{K \rho_L}{g \sigma} \frac{g}{g_c} = \frac{(8.94 \times 10^{-10})(1137) 9.81}{9.81(0.066)} \frac{1}{1} = 1.54 \times 10^{-5}$$

Ecuación (13.3):

$$s_0 = 0.075$$

Ecuación (13.2):

$$Z_D = \frac{0.275(1/9.81)}{[(8.94 \times 10^{-10})/9.81]^{0.5} (1137/0.066)} = 0.1705 \text{ m}$$

$$Z = 3.0 \text{ m}$$

Ecuación (13.1):

$$s_{pr} = \frac{(3 - 0.1705)(0.075)}{3} + \frac{0.1705}{3} = 0.1276$$

$$\frac{\text{Vol. líquido retenido}}{\text{Vol. lecho}} = 0.1276\epsilon = 0.1276(0.455) = 0.0581 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\text{Masa líquido en lecho} = 0. \frac{\pi(1)^2}{4} (1137) = 155.6 \text{ kg}$$

$$\frac{\text{Masa líquido}}{\text{Masa sólido seco}} = \frac{0.0581(1137)}{1(960)} = 0.069 \text{ kg/kg}$$

Contacto múltiple a contracorriente; el sistema de Shanks

La lixiviación y el lavado del soluto lixiviado de los tanques de percolación por métodos a corriente tangencial descritos antes, inevitablemente dará soluciones diluidas del soluto. Se obtendrá una solución más concentrada si se emplea un esquema a contracorriente, en donde la solución final **obtenida** se logra por contacto con el sólido más fresco y en donde el disolvente más fresco se agrega al sólido del cual ya se ha lixiviado o lavado la mayoría del soluto. Con el fin de evitar el movimiento físico de los sólidos de tanque en este proceso, se utiliza el arreglo de la figura 13.2, que se muestra en forma esquemática para un sistema de seis tanques. Este sistema de **Shanks**, † como se llama, se opera de la siguiente manera:

1. Supóngase que en el momento de examinarlo, el sistema de la figura 13.2a ya tiene cierto tiempo en operación. El tanque 6 está vacío; los tanques del 1 al 5

† Llamado así en honor de James Shanks, quien en 1841 introdujo por primera vez este sistema en Inglaterra, para la lixiviación de carbonato de sodio a partir de las "cenizas negras" del proceso de Le Blanc. Sin embargo, parece haber sido un descubrimiento alemán.

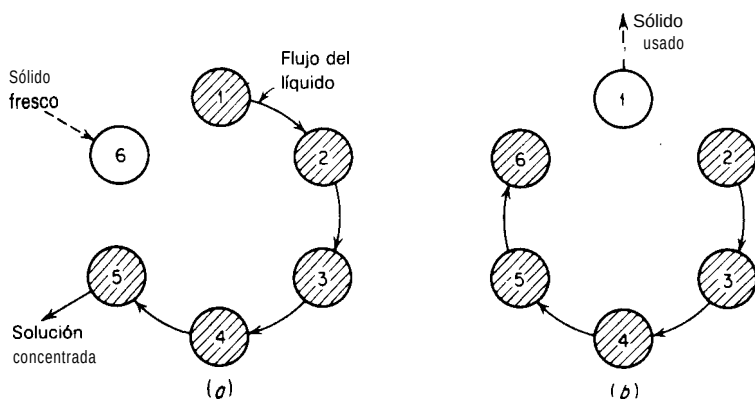


Figura 13.2 Contacto **múltiple** a contracorriente, sistema de Shanks

están llenos de sólido; el que se ha llenado más recientemente es el tanque 5 y el que lleva más tiempo, el tanque 1. Los tanques del 1 al 5 también están llenos con el líquido de **lixiviación**; el más concentrado está en el tanque 5, porque está en contacto con el sólido mas fresco. Se acaba de agregar disolvente fresco en el tanque 1.

2. Sáquese la solución concentrada del tanque 5, transfírase el líquido del tanque 4 al 5, del 3 al 4, del 2 al 3 y del 1 al 2. Agréguese sólido fresco con el tanque 6.
3. Obsérvese la figura 13.26. Descártese el sólido agotado del tanque 1. Transfírase el líquido del tanque 5 al 6, del 4 al 5, del 3 al 4 y del 2 al 3. Agréguese disolvente fresco en el tanque 2. Las condiciones son ahora idénticas a las iniciales en la figura 13.2a, excepto que los números de los tanques son mayores por una unidad.
4. Continúe la operación de la misma manera que antes.

El esquema es idéntico a la **simulación** por lotes de una operación a contracorriente en varias etapas, la cual se muestra en la figura 10.38. Después de que se han corrido varios ciclos de esta forma, las concentraciones de la solución y en el sólido se aproximan bastante a los valores obtenidos en una lixiviación real, continua y a contracorriente en varias etapas. Por supuesto, el sistema puede operarse con cualquier número de tanques; por lo común se usan de 6 a 16 tanques. No es necesario arreglarlos en un círculo, sino que es mejor colocarlos en una hilera, llamada una “batería de **extracción**”; de esta manera, si se desea, se pueden agregar en forma conveniente mas tanques al sistema. Los tanques pueden colocarse a niveles progresivamente decrecientes, a fin de que el líquido pueda fluir de uno a otro por gravedad con un mínimo de bombeo.

Estos tanques y arreglos para la lixiviación se utilizan bastante en las industrias metalúrgicas, para la recuperación de taninos a partir de cortezas y **ma-**

deras arbóreas, para la lixiviación del nitrato de sodio a partir de la roca chilena de nitrato (caliche) y en muchos otros procesos.

Percolación en tanques cerrados

Cuando la caída de presión para el flujo del líquido es demasiado grande para el flujo por gravedad, se deben utilizar tanques cerrados y bombear el líquido a través del lecho de sólido. Algunas veces estos tanques reciben el nombre de “difusores”. Los tanques cerrados también son necesarios para evitar las pérdidas por evaporación cuando el disolvente es muy volátil o cuando se desean temperaturas superiores al punto normal de ebullición del disolvente. Por ejemplo, algunos taninos se tratan por **lixiviación** con agua a 120°C , 345 kN/m^2 (50 psi) de presión en tanques cerrados de percolación.

Los **diseños** varían considerablemente, según su aplicación. En el caso de la lixiviación de azúcar a partir de las rebanadas de remolacha, se utiliza undifusor del tipo mostrado en la figura 13.3. Estos difusores se colocan en batería con 16

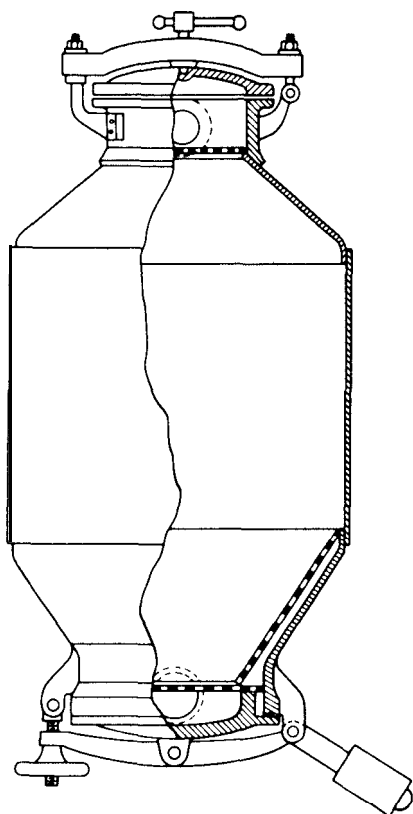


Figura 13.3 Difusor de remolacha [12] (cortesía de Institution of Chemical Engineers)

tanques como máximo; las remolachas sufren la lixiviación con agua caliente a contracorriente, como en el sistema de Shanks. Los calentadores se colocan entre los difusores para que la temperatura de la solución se mantenga de 70 a 78 °C. De esta forma, puede lixiviarse del 95 al 98% del azúcar de remolachas que contenían inicialmente alrededor del 18%, para formar una **solución** de 12% de concentración. **También** se utiliza el equipo continuo a contracorriente en la industria del **azúcar** de remolacha [3, 20].

Lixiviación en filtro prensa

Los **sólidos** finamente divididos, demasiado finos para ser tratados por **percolación** en tanques de percolación relativamente profundos, pueden filtrarse y lixiviarse en el filtro prensa por bombeo del disolvente a través de la torta de la prensa. Evidentemente, esta práctica es común en el lavado de las aguas madres de precipitados que se han filtrado.

Tanques con agitación

El acanalamiento del disolvente en la percolación o en la lixiviación mediante filtros prensa de lechos fijos, y su lenta e incompleta lixiviación subsecuente, pueden evitarse mediante la agitación del líquido y el sólido en tanques de **lixiviación**

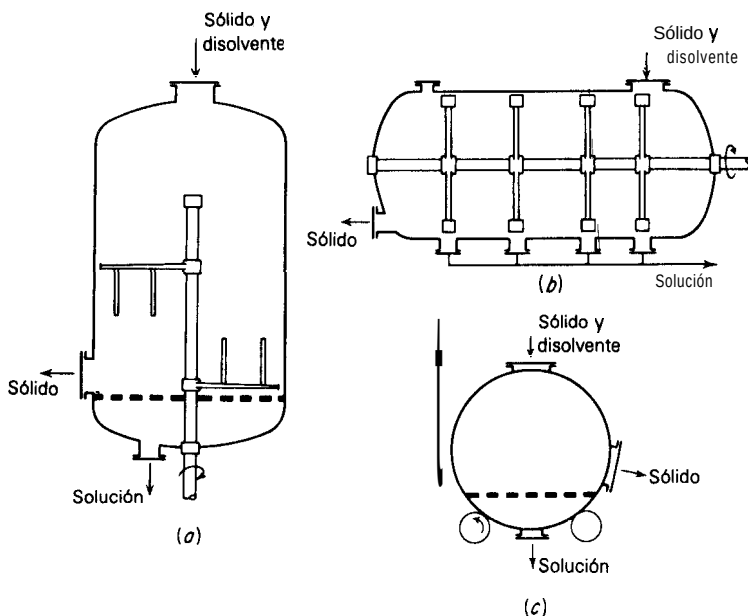


Figura 13.4 Tanques de lixiviación por lotes con agitación (véase también el capítulo II)

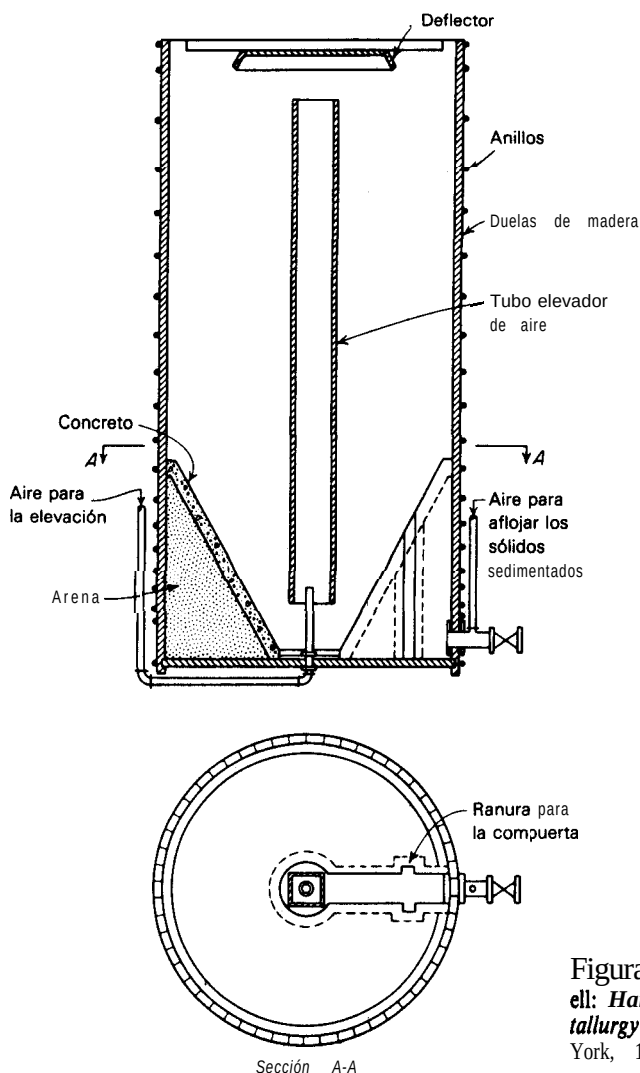


Figura 13.5 Tanque Pachuca (Lide-
ell: *Handbook of Non-Ferrous Me-
tallurgy*, 2a ed., McGraw-Hill, Nueva
York, 1945)

viación. Para sólidos gruesos, se han **diseñado** muchos tipos de tanques con agitación [36]. En estos casos, los tanques cilíndricos cerrados se colocan en forma vertical (Fig. 13.4a) y se les ponen remos o agitadores sobre ejes verticales, lo mismo que fondos falsos para el drenado de la solución de lixiviación al final del proceso. En otros casos, los tanques son horizontales, como en la figura 13.4b, con el agitador colocado sobre un eje horizontal. En algunos casos, un tambor horizontal es el tanque de extracción y el sólido y el líquido se golpean dentro mediante la rotación del tambor sobre rodillos, como en la figura 13.4c. Estos **apa-**

ratos se operan por lotes y proporcionan una sola etapa de **lixiviación**. Se pueden utilizar solos, pero con frecuencia **también** se utilizan en baterías colocadas para la lixiviación a contracorriente. Se han utilizado bastante en las instalaciones europeas mas antiguas y en las sudamericanas, para la lixiviación de aceites vegetales a partir de semillas; empero, *son* raros en **Norteamérica**.

Los sólidos finamente divididos se pueden suspender en los disolventes de lixiviación por agitación; para la operación por lotes se utiliza una gran variedad de tanques con agitación (véanse los Caps. 6 y 11). El más sencillo es el tanque Pachuca (Fig. 13.5) que se ha usado ampliamente en las industrias metalúrgicas. Estos tanques pueden construirse de madera, metal o concreto y pueden cubrirse con un metal inerte como plomo, según la naturaleza del líquido de lixiviación. La **agitación** se lleva a cabo pasando aire a **través** de la suspensión: las burbujas de aire ascienden a **través** del tubo central y causan el flujo ascendente de líquido y del **sólido** suspendido en el tubo; en consecuencia, provocan la circulación vertical del contenido del tanque ^[26]. Los agitadores mecánicos estándar, con impulsores del tipo de turbina (Fig. 6.3), por ejemplo, también pueden utilizarse para mantener los sólidos finamente divididos en suspensión en el líquido. **Después** de terminar la lixiviación, la **agitación** se detiene, el sólido se deja sedimentar en el mismo tanque o en uno separado y el líquido sobrenadante, claro, puede decantarse mediante sifoneo sobre la parte superior del tanque, o separándolo a través de tuberías de descarga colocadas a un nivel apropiado a un lado del tanque. Si los sólidos están finamente divididos y se sedimentan en un sólido comprimible, la cantidad de solución retenida en los **sólidos** sedimentados será considerable. La agitación y la sedimentación con varios lotes de disolvente de lavado serán necesarias para recuperar las últimas huellas de soluto; esto puede hacerse a contracorriente. Las **rapideces** de lixiviación, siempre y cuando se conozcan las difusividades dentro del sólido, se pueden calcular en la forma descrita para la adsorción en estos tanques, capítulo II. En forma alternativa, el sólido se puede filtrar y lavar en el filtro.

Sedimentación por lotes

Las características de la sedimentación de una suspensión que consiste en un sólido finamente dividido, de densidad uniforme y **tamaño** de partícula razonablemente uniforme y que está disperso en un líquido, puede seguirse fácilmente observando una muestra de la suspensión que se ha dejado sin perturbar en un cilindro vertical de vidrio transparente. Si inicialmente la suspensión esta muy diluida, se vera que las partículas sedimentan en forma individual a través del liquido; cada una lo **hará** a una rapidez que depende del **tamaño** de la partícula, la densidad relativa del sólido y del líquido y la viscosidad del líquido; al final formarán un **montón** en el fondo. Finalmente el líquido queda claro; sin embargo, **sólo** hasta el final habrá una linea clara de separación entre el líquido claro y la suspensión que se está sedimentando. En suspensiones **más** concentradas, del tipo que generalmente se encuentra en las operaciones de **lixiviación** y de lavado, el comportamiento es distinto. Generalmente se observara que las partículas se sedimentan con más lentitud debido a la interferencia mutua (**sedimentación impedida**). Más aún, excepto para unas cuantas partículas de tamaño relativamente grande que pueden estar presentes, las partículas no se acomodan de acuerdo con su **tamaño**, **así** que, en general las partículas se sedimentan juntas. Como resultado, hay una linea razonablemente marcada de separación entre el líquido sobrenadante claro, en la parte superior del cilindro y la masa de **sólidos** que se **están** sedimentando en la parte inferior.

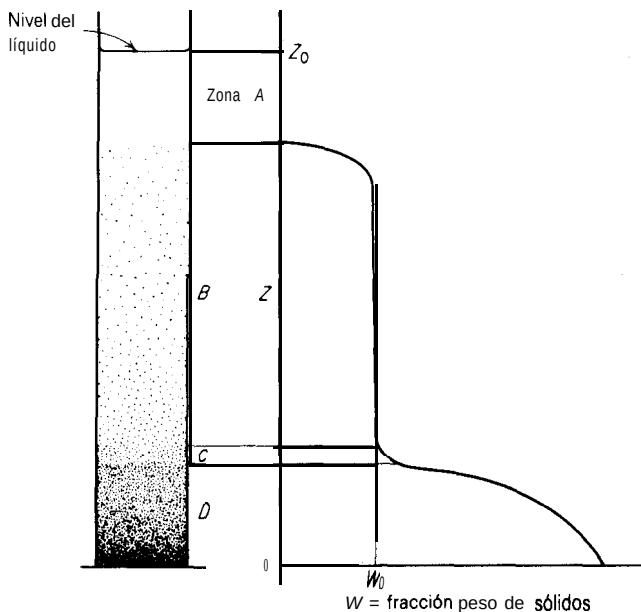


Figura 13.6 Sedimentador por lotes

Considerese el cilindro de la figura 13.6, lleno inicialmente hasta una altura Z_0 con una suspensión de concentración uniforme w_0 fracción peso de sólidos, en la cual ha ocurrido cierta sedimentación. En el momento de la observación, hay una zona **A** de líquido claro en la parte superior. Directamente abajo de esta se encuentra la zona **B**, en la cual la concentración de los sólidos es razonablemente uniforme en el valor inicial w_0 , como se muestra en la gráfica [10]. En la zona **D**, en el fondo, llamada generalmente la “zona de compresión”, las partículas que se van acumulando desde arriba han llegado a descansar una sobre otra; entonces, debido a su peso, el líquido queda comprimido entre las partículas. En lodos comprimibles, esto aumenta la **concentración** de los sólidos con la profundidad en esta zona, como se muestra en la curva. La zona **C** es una zona de transición entre **B** y **D**; no siempre esta claramente definida. Al continuar la **sedimentación** durante un tiempo mayor que el de la figura, la línea de demarcación entre la zona **A** y **B** cae y la altura de la zona **D** aumenta, hasta que por último la zona **B** desaparece y sólo resta una zona de compresión que contiene a todos los sólidos y que va disminuyendo lentamente hasta cierta altura final.

La rapidez de **sedimentación** generalmente se sigue al graficar la altura de la línea de **demarcación** entre las zonas **A** y **B** contra el tiempo, como se muestra mediante la curva sólida de la figura 13.7. La curva punteada representa la posición del nivel superior de la zona **D**. La parte superior de la zona **B** se sedimenta a rapidez constante (curva de Z vs. recta de tiempo) desde el principio, hasta que casi ha desaparecido la zona **B** y hasta que todos los sólidos están en la zona de **compresión**. La rapidez de sedimentación de la zona de compresión hasta su altura final Z_∞ es entonces relativamente lenta y variable. En algunos casos, pueden observarse dos **periodos** de sedimentación a rapidez constante, sin periodo de **compresión**, básicamente. La forma de las curvas depende no sólo del tipo de suspensión (naturaleza y tamaño de **partícula** del **sólido** y naturaleza del líquido) sino también de la altura inicial y de la concentración de la suspensión, lo mismo que del grado de floculación, ya sea que se agite o no durante la sedimentación.

Floculación Si todas las partículas del **sólido** finamente dividido están similarmente cargadas, se repelen entre sí y permanecen dispersas. Si la carga se neutraliza mediante la **adición**, por ejemplo, de un

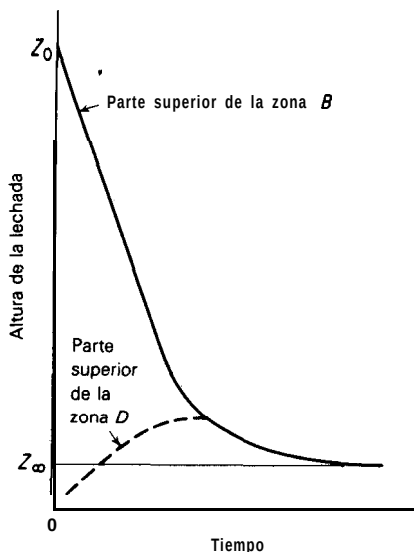


Figura 13.7 Rapidez de sedimentación

electrolito (agente floculante) a la mezcla, las **partículas** pueden formar agregados o **flóculos**. Puesto que los **flóculos** son de **tamaño** más grande, se sedimentan con mayor rapidez. Las suspensiones que se encuentran en las operaciones químicas generalmente se floculan.

Agitación La agitación muy lenta, tan lenta que no se forman **corrientes** de remolino dentro del líquido, cambia profundamente el **carácter** de la sedimentación. Como se altera la estructura de los **flóculos**, la concentración de los sólidos en la zona **B** ya no es uniforme en el valor inicial y hace posible que la zona **D** no **esté** claramente definida. La altura final de la suspensión sedimentada puede ser **sólo** una fracción de la **obtenida** sin agitación [21], debido a la ruptura de la estructura punteada de los **flóculos** en la zona de compresión; la concentración final de **sólidos** en la masa sedimentada es, por lo tanto, mayor. Sin embargo, de ordinario todavía se observan las zonas de rapidez constante y de decremento de la rapidez de sedimentación, aunque las **rapideces serán diferentes** de las obtenidas sin agitación [44].

Concentración La rapidez de sedimentación decrece al aumentar la **concentración** inicial de los **sólidos** debido **al** aumento de la densidad y viscosidad efectivas del medio **a través** del cual se sedimentan las **partículas**. En la figura 13.8 se ilustra el efecto que por lo común puede esperarse cuando se sedimentan suspensiones de **concentración** creciente de la **misma** sustancia en columnas de la misma altura. Se ha tratado en varias ocasiones de predecir el efecto de la concentración sobre la rapidez de sedimentación, a partir del conocimiento de las curvas a una o **más** concentraciones. Esto se ha conseguido únicamente para suspensiones que no son comprimibles [39].

Altura **Obsérvese** la figura 13.9, en la cual se muestran las curvas de sedimentación para la misma suspensión empezadas a diferentes alturas iniciales. La rapidez inicial de sedimentación constante no depende de la altura; además, siempre y cuando se exceda cierto valor mínimo crítico de Z_0 , aparentemente también será constante el valor final de Z_∞/Z_0 . Las líneas de rapidez de **sedimentación** constante terminan sobre una línea **OA** que parte del origen; en general, cualquier línea [44] que salga del origen, como **OB**, **será** cortada de forma que la línea **OC/línea OB = Z_0/Z_0** . Por tanto, el tiempo **pa-**

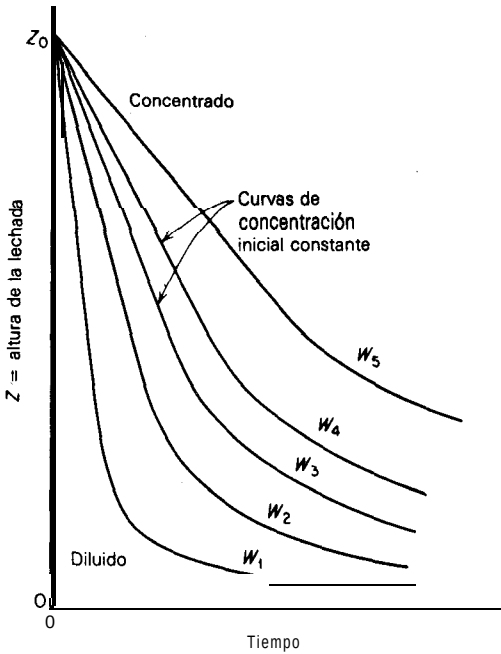


Figura 13.8 **Sedimentación** por lotes de suspensiones. Efecto de la concentración de la suspensión

ra que una lechada se sedimente a una altura fraccionaria fija Z/Z_0 es proporcional a la altura inicial Z_0 . De esta forma, es posible predecir razonablemente bien las curvas de sedimentación para tanques profundos a partir de los resultados obtenidos en pequeños cilindros de laboratorio. Sin embargo, al efectuar estas pruebas de laboratorio es importante ^[21] utilizar cilindros de 1 m de altura y 50 mm de diámetro, como mínimo y hacer que todas las demás condiciones en el laboratorio permanezcan idénticas a las que, según se prevé, predominarán a gran escala.

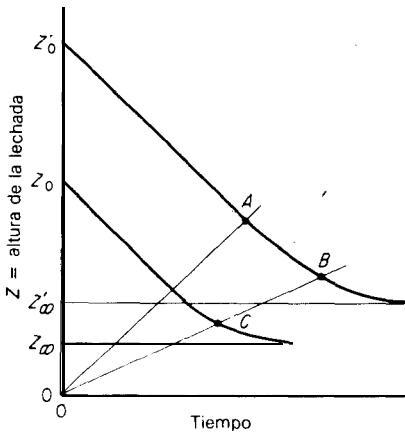


Figura 13.9 **Sedimentación** por lotes de suspensiones a diferentes alturas iniciales

Percolación vs. agitación

Si se va a lixiviar un sólido en la forma de grandes rocas, con frecuencia se debe decidir si han de triturarse hasta pedazos grandes, si ha de realizarse la lixiviación por percolación o si se molerán finamente y si la lixiviación será realizada mediante agitación y sedimentación. No es posible una respuesta general a este problema, debido a las diversas características de lixiviación de los diferentes sólidos y a los distintos valores del soluto; no obstante, entre las consideraciones se encuentran las siguientes. El molido fino **es más** costoso, pero proporciona una lixiviación mas completa y más **rápida**. ~~Tiene la~~ desventaja de que siendo el peso del líquido asociado con el sólido sedimentado tan grande como el peso del sólido, más, se utilizará una cantidad considerable de disolvente para eliminar del sólido lixiviado el soluto y la solución resultante **estará** diluida. Las partículas trituradas grandes, por otra parte, se **lixivian** con más lentitud y posiblemente de modo menos completo, pero a lo largo del drenado pueden retener relativamente poca **solución**, requieren menos lavado y, por lo tanto, proporcionan una solución final más concentrada.

En el caso de sólidos **más** fibrosos, como la cana de azúcar que se lixivia con agua para separar el azúcar, se ha demostrado ^[35] que la lixiviación es por lo general más eficiente en un tanque bien agitado que por percolación, probablemente debido a que la gran cantidad de **retención** estática del líquido (**véase** el Cap. 6) hace imposible la obtención de cantidades importantes del soluto.

OPERACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO (CONTINUO)

El equipo para las operaciones en estado estacionario continuo puede clasificarse en dos grandes categorías principales: operado por etapas o en contacto continuo. Algunas veces, el equipo por etapas puede montarse en unidades múltiples, para producir efectos de varias etapas; el equipo de contacto continuo puede proporcionar el equivalente a muchas etapas en un único aparato.

Lixiviación durante el molido

Como ya se indicó, muchos **sólidos** deben ser molidos para que las porciones solubles sean accesibles a los disolventes de lixiviación; además, si se practica el molido húmedo continuo, parte de la **lixiviación** puede lograrse en ese momento. Por ejemplo, del 50 al 75% del oro soluble puede disolverse mediante la molienda del mineral en presencia de una solución de cianuro. En forma similar, las semillas de ricino se muelen en un molino por frotación con un disolvente para el aceite de ricino. El líquido y el **sólido** fluyen a **través** de un molino en paralelo y, en consecuencia, tienden a alcanzar su concentración en el equilibrio. Por lo tanto, estas operaciones son lixivitaciones en una sola etapa y generalmente se completan mediante operaciones de agitación o lavado adicionales, como se describirá posteriormente.

Tanques con agitación

Los sólidos finamente molidos que son **fáciles** de suspender en líquidos por medio de la agitación, pueden lixiviarse continuamente en cualquiera de los muchos tipos de tanques con agitación. Éstos pueden utilizarse para el flujo continuo del líquido y del sólido en y fuera ~~del tanque~~ y deben **diseñarse** con cuidado para que no haya acumulación del sólido. Debido al mezclado completo que se obtiene de ordinario, estos aparatos **funcionan en** una sola etapa; además, el líquido y el **sólido** tienden a alcanzar el equilibrio en el tanque.

Pueden utilizarse los tanques agitados mecánicamente, para los cuales es probable, que el agitador de tipo de turbina sea generalmente el mas adecuado (véanse los Caps. 6 y II). Los tanques Pachuca se utilizan frecuentemente en las industrias metalúrgicas. El agitador de Dorr (Fig. 13.10) utiliza tanto el principio de transporte de material con aire* como el raspado mecánico de **los sólidos**; es muy usado tanto en la industria metalúrgica como química para la lixiviación continua y el lavado de sólidos finamente divididos. El eje central hueco del agitador actúa como un transporte de material con aire y al mismo tiempo gira lentamente. Los brazos unidos a la parte inferior del eje raspan los **sólidos** sedimentados hacia el centro del fondo del tanque, en donde se levantan mediante la elevación de aire a través del eje hasta unos lavadores unidos a la parte superior. Entonces, los lavadores distribuyen la mezcla elevada de líquido y sólido sobre toda la sección transversal del tanque. Los brazos de raspado pueden levantarse para eliminar los sólidos que hayan quedado sedimentados en ellos durante el tiempo en que la máquina no funcionó; también tienen unas tuberías de aire auxiliares para favorecer la eliminación del sólido sedimentado. Para sólidos de tamaño variado, la operación del agitador puede ajustarse de tal forma que las partículas gruesas, que pueden requerir mayor tiempo de lixiviación, permanezcan en el tanque por **periodos** más largos que las finas. Estos agitadores generalmente se construyen en **tamaños** que van desde 1.5 hasta 12 m de **diámetro**.

El tiempo de retención promedio en un tanque agitado puede calcularse dividiendo el contenido del tanque entre el flujo en el tanque. Esto se puede hacer separadamente para el sólido y el líquido; el tiempo de retención para cada uno será diferente si la relación de las cantidades de ambos en el tanque es diferente de la que hay en la alimentación. El tiempo promedio de retención del sólido debe ser el suficiente para lograr la **acción** de lixiviación requerida. Por supuesto, las partículas individuales de sólido pueden causar un corto circuito en el tanque (mezclado axial); esto significa que las partículas cruzan en tiempos mucho mas cortos que **los** tiempos promedio calculados y que en consecuencia, disminuye la eficiencia de la etapa. Este corto circuito puede eliminarse pasando la mezcla de sólido-líquido a través de una serie de pequeños tanques con agitación, uno después del otro; la suma de los tiempos de **retención** promedio será el tiempo **nece-**

*Nota del R.T. En inglés *air-lift*.

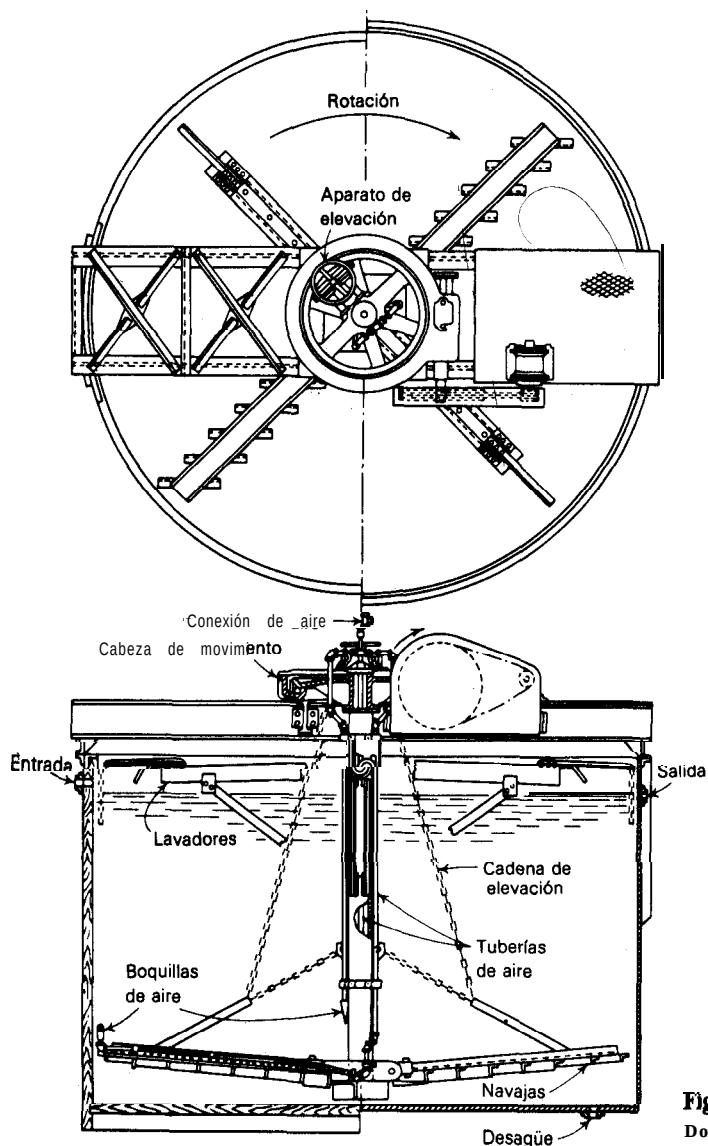
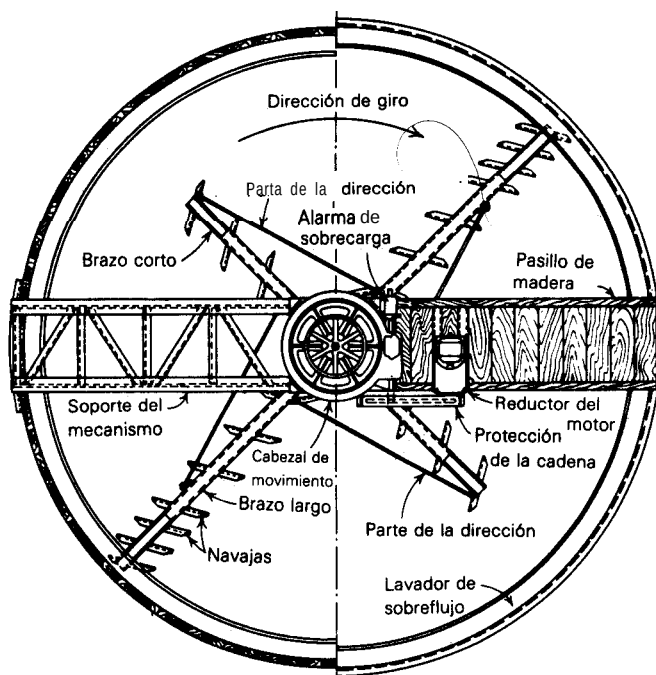
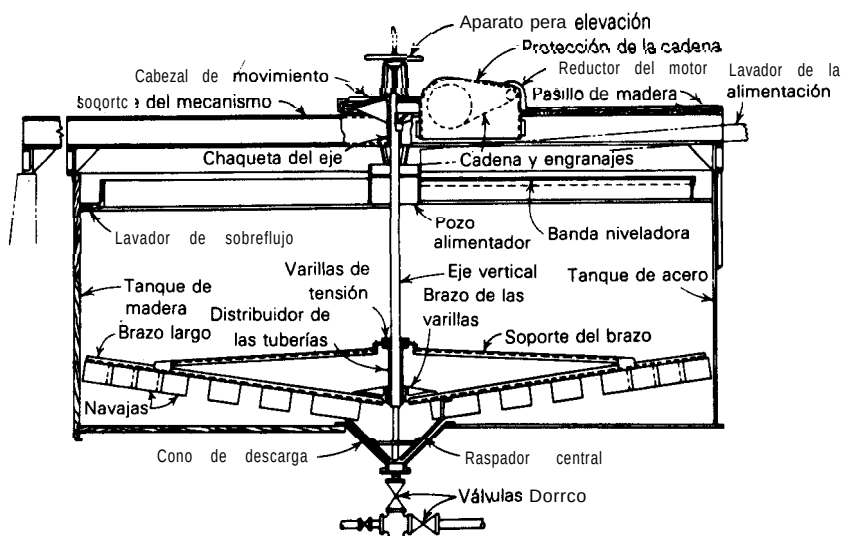


Figura 13.10' Agitador de Dorr (Dorr-Oliver, Inc.)

sario para la **lixiviación**. Esto puede lograrse fácilmente con el flujo por gravedad de la suspensión, colocando cada tanque en serie, a niveles progresivamente más bajos. Por lo general, bastan tres tanques en serie para reducir el corto circuito a una cantidad despreciable. Debe observarse que, como el líquido y el sólido pasan a **través** de estos tanques en flujo paralelo, la serie completa sigue equivaliendo a una sola etapa.



DISEÑO



ALZADO DE LA SECCIÓN

Figura 13.11 Espesador de Dorr (*Dorr-Oliver, Inc.*)

El **efluente** de los agitadores continuos puede enviarse a un filtro para separar el líquido del sólido; el sólido puede lavarse sobre el filtro hasta eliminar los sólidos disueltos o a una serie de espesadores para el lavado a contracorriente.

Espesadores

Los espesadores son aparatos mecánicos **diseñados** especialmente para aumentar en forma continua la relación de sólidos a líquido en una suspensión diluida de partículas muy finas mediante la sedimentación y la decantación, con lo cual se produce un líquido claro y un lodo espeso en forma de dos productos separados. Los espesadores pueden utilizarse antes que cualquier filtro para reducir los costos de **filtración**. Dado que los dos efluentes se pueden bombear y, en consecuencia, ser transportados fácilmente, los espesadores se utilizan con frecuencia para lavar los sólidos lixiviados y los precipitados químicos, para eliminar la solución adherente en un arreglo continuo a contracorriente en varias etapas; esta aplicación es la que interesa aquí.

Un espesador de un solo compartimiento, típico del diseño de la **Compañía Dorr-Oliver**, se muestra en la figura 13. 11. La suspensión fina de líquido y sólidos suspendidos entra en un gran tanque de sedimentación a través de un pozo de **alimentación** en la parte superior central, de tal forma que se evite el mezclado de la

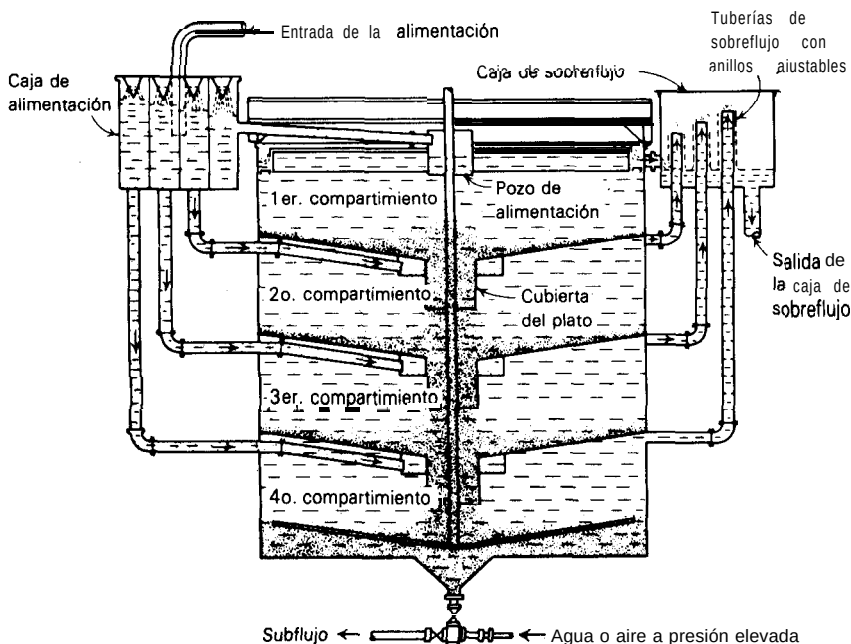


Figura 13.12 Espesador de platos balanceados de Dorr (Dorr-Oliver, Inc.)

suspensión con el líquido claro en la parte superior del tanque. Los sólidos se sedimentan en el líquido que llena el tanque y el lodo sedimentado se dirige cuidadosamente hacia el cono de descarga en el fondo, mediante cuatro series de hojas de arado o rastrillos. Éstas giran lentamente, de modo que se perturbe poco el sólido sedimentado. El lodo se bombea desde el cono de descarga mediante una bomba de diafragma. El líquido sobrenadante claro se derrama en un lavador construido alrededor de la parte periférica superior del tanque. Los espesadores se construyen en **tamaños** que van desde 2 hasta 180 m (6 a 600 ft) de diámetro, para manejar sólidos granulares y también floculados; tienen distinto **diseño** de detalle que depende del **tamaño** y del servicio. Con el fin de reducir los requerimientos de espacio, se pueden colocar varios espesadores que operen en paralelo sobrepuestos, como en la figura 13.12. Este tipo de aparato produce un único producto lodoso.

El contenido de líquido del lodo depende bastante de la naturaleza de los sólidos, el líquido y del tiempo que se dé para la sedimentación; empero, en casos típicos debe estar en el rango del 15 al 75% de líquido. Cuanto menos líquido se retenga, más eficiente será el proceso de **lixiviación** o lavado que se esté llevando a cabo.

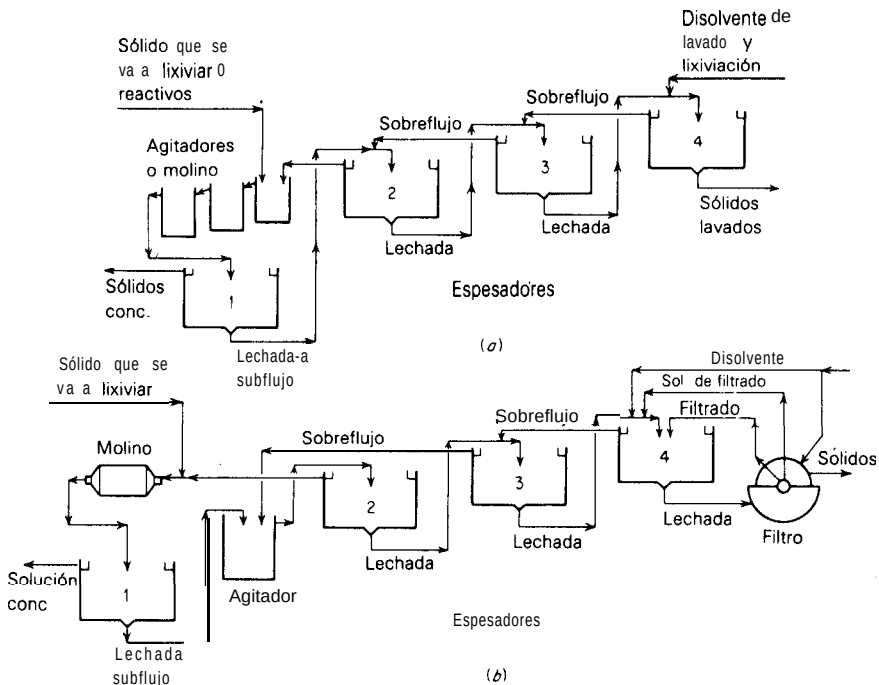


Figura 13.13 Decantación a contracorriente continua (DCC). (a) diagrama de flujo simple; (b) con agitación intermedia y filtración de los sólidos lavados

Decantación a contracorriente continua (DCC)

El equipo de **lixiviación**, como agitadores y molinos, puede descargar el **efluente** en una cascada de espesadores, para el lavado a contracorriente continua de los sólidos finamente divididos que han de liberarse del soluto adherido. Puede utilizarse el mismo tipo de cascada para lavar los sólidos formados durante reacciones químicas, como en la fabricación de ácido fosfórico por tratamiento de la roca de fosfato con ácido sulfúrico, o de sulfato de bario por la reacción de ácido sulfúrico y sulfuro de bario, o de litopona.

En la figura 13.13 *a* se muestra un arreglo sencillo. Los sólidos que se van a lixiviar (o los reactivos para una **reacción**), junto con la solución del segundo **espesador**, se introducen en los agitadores de lixiviación en la parte izquierda; la fuerte solución producida de esta forma se decanta de los sólidos mediante el primer espesador. Entonces, los agitadores junto con el primer espesador constituyen una sola etapa. El lodo se pasa a **través** de la cascada para ser lavado con el disolvente en una contracorriente real; los sólidos lavados se descargan por la derecha. Por supuesto, puede haber más o menos de las cuatro etapas que se **muestran y** los agitadores pueden reemplazarse por cualquier aparato de lixiviación **continua**, como un molino. Regularmente se hacen muchas variaciones en el **diagrama de flujo**. Por ejemplo, el lodo de cada etapa puede volverse a “formar en **una pulpa**” o golpear vigorosamente con el disolvente, entre las etapas, para mejorar la eficiencia del lavado. En la figura **13.13b** se muestra un arreglo mediante el cual lo que queda en el primer espesador se agita con el sobrante del tercero, con el fin de lograr la lixiviación adicional posible con la solución diluida. El lodo de la última etapa puede filtrarse, como se muestra, cuando el sólido es valioso y se tiene que obtener razonablemente seco o cuando el soluto es valioso y la solución adherida a los sólidos lavados debe reducirse a un mínimo. Para la operación exitosa de estas plantas, son necesarios los flujos muy cuidadosamente controlados de los lodos y de la solución, para no perturbar las condiciones predominantes de estado estacionario.

Para plantas **pequeñas** de decantación, en donde el espacio está limitado, es posible obtener una cascada a contracorriente de espesadores contruidos uno encima del otro en una sola estructura.

Sedimentación continua

Las concentraciones que existen en los diferentes niveles de un espesador continuo que opera en estado estacionario difieren considerablemente de las que se encuentran en la sedimentación por lotes. La curva ininterrumpida de la figura 13.14 muestra las concentraciones normales durante una operación normal ^[5]; se encuentran cuatro zonas claramente definidas en el espesador, que corresponden a las diferentes secciones de la curva. La suspensión de alimentación se diluye al salir del pozo de **alimentación** del espesador; el líquido pasa hacia la parte superior y se derrama en el lavador que se encuentra en la periferia del espesador. La concentración de **sólidos** en la parte superior es despreciable si el exceso de líquido está claro. Los sólidos y el resto del líquido de alimentación se mueven hacia abajo a través de las tres zonas inferiores **y salen** en el sobrante del espesador. La **concentración** de sólidos en la zona de **sedimentación** es mucho más baja que en la alimentación, debido a la dilución, pero aumenta

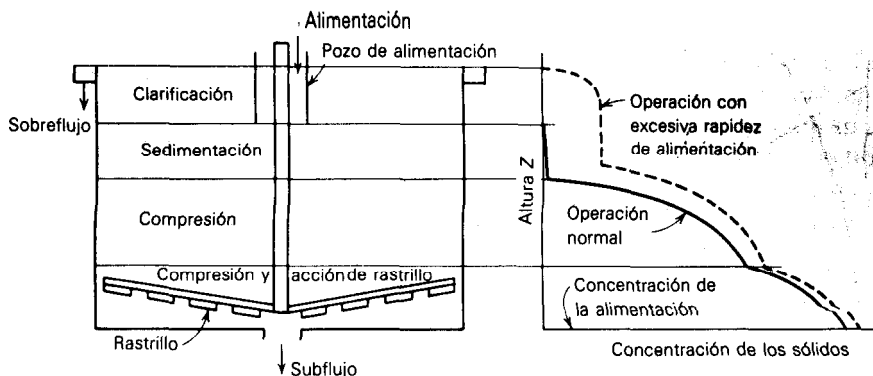


Figura 13.14 Características de un espesador continuo ^[10] (cortesía de *Industrial and Engineering Chemistry*)

rápidamente en la zona de compresión que se encuentra inmediatamente abajo. En la zona del fondo, la acción de los rastrillos perturba las estructuras arqueadas que los **sólidos** que se **están** sedimentando pueden formar; el peso de los sólidos expulsa al líquido y la **concentración** aumenta hasta su valor en el flujo inferior. Si se aumenta el flujo de **alimentación** del espesador, la concentración de **sólidos** en la zona de sedimentación aumenta y alcanza un valor máximo constante que no está relacionado con la **concentración** de la **alimentación** cuando se supera la capacidad de sedimentación de esta zona. Los **sólidos** en exceso, que no se pueden sedimentar, se derramarán con el líquido, como se indica mediante la curva punteada de concentración en la figura 13.14 para esta condición.

La concentración de sólidos en el lodo remanente para un flujo y concentración dados de la alimentación puede aumentarse reduciendo el flujo de descarga del sólido. Esto aumenta la profundidad de la zona de **compresión** y aumenta el tiempo de **retención** de los sólidos dentro del espesador, aunque es importante no aumentar el nivel de la zona de compresión a tal grado que el sólido aparezca en el líquido derramado.

La capacidad de los espesadores continuos, o el **área** de la **sección** transversal para una cantidad dada de sólidos, puede calcularse aproximadamente con pruebas de sedimentación por lotes ^[14, 39]. Las velocidades de **sedimentación iniciales**, V , para las suspensiones de sólido a diferentes concentraciones iniciales uniformes c , se determinan a partir de las pendientes de curvas como las de la figura 13.8, las cuales cubren el rango completo de concentraciones de los **sólidos** que se puedan encontrar (es mejor determinar estas curvas para suspensiones preparadas mediante la **suspensión** de un peso dado de sólidos en diferentes cantidades de líquido, agregando y quitando líquido). El flux de **sólidos** durante la **sedimentación**, $G_s = cV$, se **grafica** contra c para obtener una curva como la de la figura 13.15. Entonces, la tangente cuya pendiente negativa sea la menor se traza la curva desde el punto ($G_s = 0$, $c = c_u$), en donde c_u es la concentración deseada en el remanente, hasta intersectar a la ordenada en c_{SL} , el flux limitante de sólidos. La **sección** transversal mínima requerida del espesador para manejar W masa/tiempo de **sólidos** es

$$A = \frac{W}{G_{SL}} \quad (13.7)$$

La **concentración** c_L es la que se encuentra en el punto de **compresión** y c_s la de la zona de sedimentación.

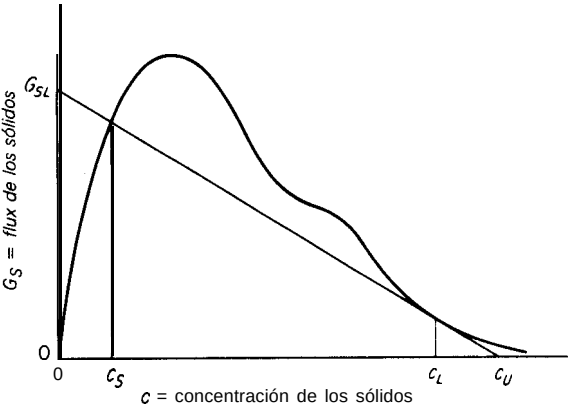


Figura 13.15 Determinación del **área** del espesor con base en la curva de *flux*

Midrociclones

Los hidrociclones, similares a los utilizados para la clasificación por **tamaños de sólidos** (Fig. 13.6), pueden utilizarse también como separadores **líquido-sólido**, en lugar de los espesadores, en el lavado a contracorriente de los **sólidos en una lechada**.

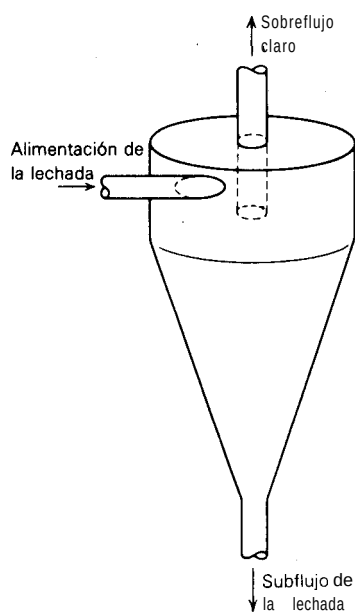


Figura 13.16 Hidrociclón

Lixiviación continua de sólidos gruesos

Se han utilizado muchos aparatos ingeniosos para mover a los sólidos en forma continua a través de un aparato de lixiviación, de forma que se pueda obtener la acción a contracorriente. A excepción de los clasificadores, que se utilizan principalmente en las industrias metalúrgicas, estas máquinas se construyeron principalmente para los problemas especiales de manejo de sólidos, que se presentaban en la lixiviación de remolacha y de semillas vegetales como la semilla de algodón, **soya** y similares. Donald ^[12] describe muchos de los primeros aparatos que se utilizaron para el azúcar de remolacha. Aquí, sólo se va a describir una de las máquinas más empleadas en la actualidad.

Clasificadores

Los sólidos gruesos pueden lixiviarse o con más frecuencia lavarse de la solución o soluto adheridos, en algunos tipos de maquinaria que se utilizan con frecuencia en las industrias metalúrgicas para la clasificación de acuerdo con el **tamaño** de la partícula. Uno de estos aparatos se muestra en la figura 13.17. Los sólidos se introducen en un tanque, que tiene un fondo inclinado y que está **parcialmente** lleno de disolvente. Los rastrillos, a los cuales se les da un movimiento de **elevación** alternante y circular con un mecanismo motriz, raspan a los **sólidos en forma** ascendente a lo largo del fondo del tanque y fuera del líquido. En la parte **superior**

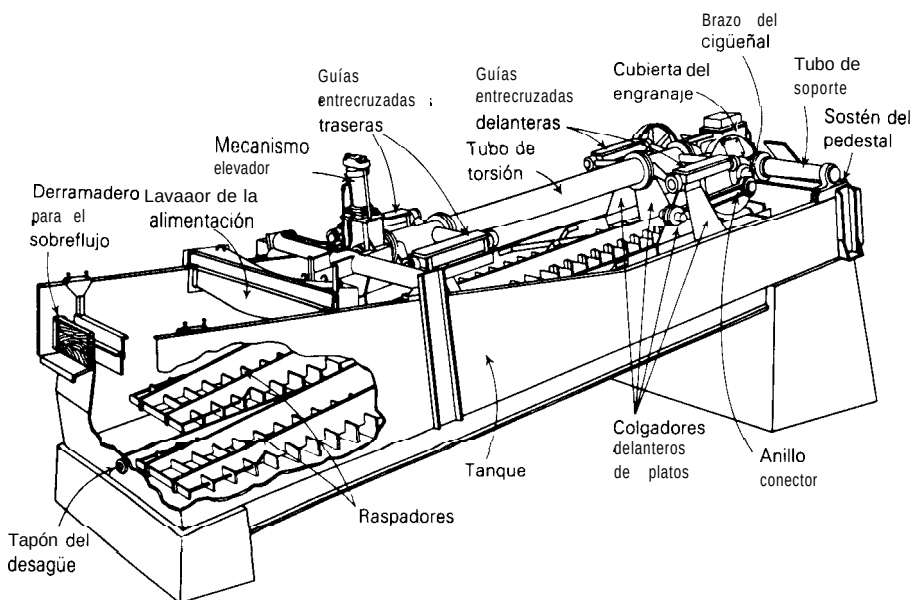


Figura 13.17 Clasificador simple de Dorr para el lavado de sólidos gruesos (Dorr-Oliver, Inc.)

rior del tanque los sólidos se drenan y descargan. El líquido se derrama en la parte más profunda del tanque. La concentración de **sóluto** en el **líquido** es razonablemente uniforme en todo el tanque, debido a la **agitación** con los rastrillos; así el aparato produce la acción de una sola etapa. Pueden colocarse varios clasificadores en una cascada para la acción a contracorriente continua en varias etapas, en cuyo caso pueden operarse mediante un solo mecanismo motor. **Fitch** presenta un **análisis** excelente de las técnicas de separación de líquidos y sólidos [14].

Lixiviación de semillas vegetales

Las semillas de algodón, **soya**, semillas de lino, cacahuates, salvado, ricino y muchos otros productos similares, con frecuencia sufren la **acción** de lixiviación, o **extracción**, con disolventes **orgánicos** que separan los aceites vegetales que contienen. Las semillas generalmente deben prepararse en forma **especial** para obtener la mejor lixiviación; esto puede emitir el descascarar, precocinar, el ajuste del contenido de humedad (agua) y el prensado o formación de hojuelas. Algunas veces, una parte del aceite se elimina inicialmente en forma mecánica mediante expulsión o prensado. Generalmente, los disolventes de lixiviación son naftas de petróleo, para muchos aceites una fracción muy cercana al hexano; los hidrocarburos **clorados** dejan un residuo demasiado tóxico para el alimento lixiviado y no puede utilizarse para la **alimentación** animal. La solución aceite-disolvente, que por lo general contiene una **pequeña** cantidad de sólidos suspendidos, finamente

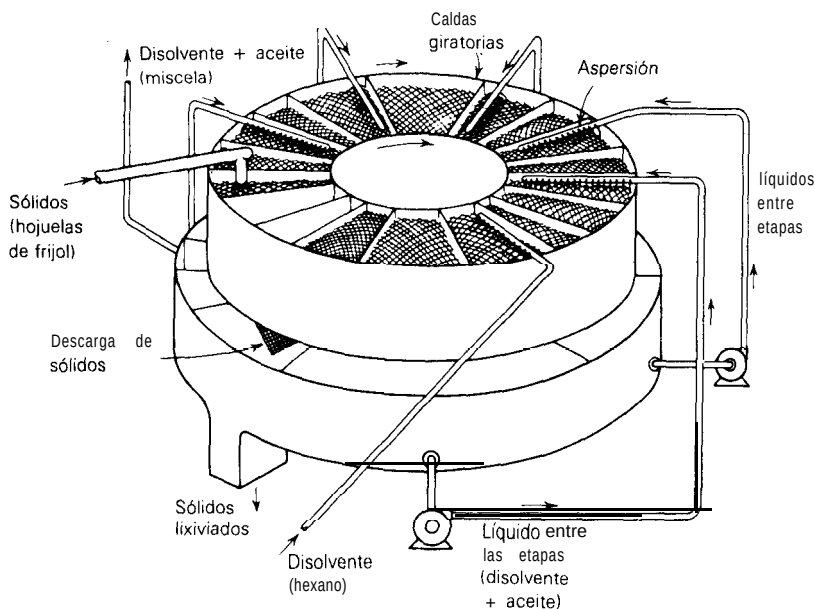


Figura 13.18 Arreglo esquemático del Rotocel

divididos, se conoce como “miscela” y los **sólidos** lixiviados como “marca”, En esta industria, los diferentes aparatos de lixiviación generalmente se conocen como “extractores”,

El **Rotocel** [2, 27] es básicamente una modificación del sistema de Shanks en donde los tanques de lixiviación se mueven continuamente, de forma que permiten la introducción y descarga continua de los sólidos. En la figura 13.18 se encuentra una representación esquemática del aparato, simplificado para mostrar cómo funciona. Un rotor circular que contiene 18 celdas, cada una con un fondo de pantalla para sostener los sólidos, gira lentamente alrededor de un tanque estacionario con compartimientos. Al girar el rotor, cada celda pasa a su vez debajo de un aparato especial para alimentar las semillas preparadas y bajo una serie de aspersores mediante los cuales cada una se empapa con el disolvente para la **lixiviación**. Después de casi una vuelta, el contenido lixiviado de cada celda se arroja automáticamente a uno de los compartimientos inferiores estacionarios, de los cuales se sacan continuamente. El disolvente de cada aspersión se percuela en forma descendente a **través** del sólido y de la pantalla de soporte en el compartimiento apropiado del tanque inferior, del cual se bombea continuamente para la siguiente aspersión. La lixiviación es a contracorriente y la solución más concentrada se obtiene con las semillas más frescas. Varios aparatos ingeniosos son necesarios para mantener una operación sencilla; toda la máquina esta encerrada en una estructura sellada para evitar que los vapores del disolvente escapen.

El extractor **francés** de canasta estacionaria es una variante del Rotocel. Las hojuelas se encuentran en lechos con compartimientos, estacionarios, llenos de una fuente giratoria para alimentar los **sólidos**; la lixiviación con el disolvente y la **miscela** es a contracorriente [15, 33].

El extractor de **Kennedy** [38] es un arreglo moderno que se muestra en forma esquemática en la figura 13.19. Es otro aparato por etapas que se había utilizado desde 1927, para la lixiviación de taninos en la corteza de roble. Ahora se utiliza para las operaciones de lixiviación de los aceites de semillas y otras operaciones de lixiviación química. Los sólidos se **lixivian** en una serie de tinajas y se empujan de

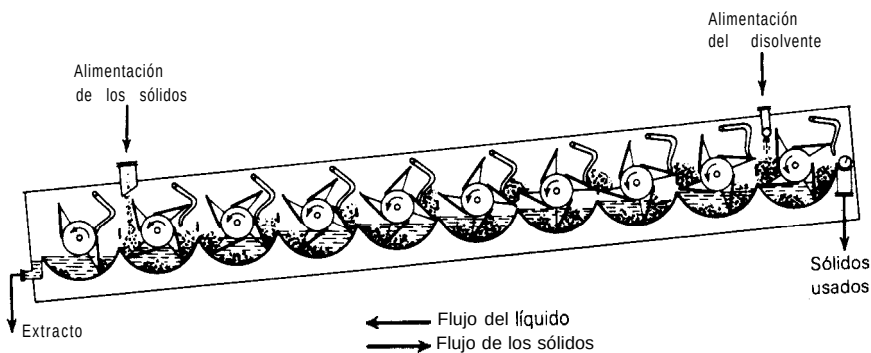


Figura 13.19 Extractor de Kennedy (The Vulcan Copper and Supply Co.)

una a otra mediante unos remos para formar una cascada, mientras que el disolvente fluye a contracorriente. Unas perforaciones en los remos permiten el drenado de los sólidos entre etapas; los sólidos se desprenden de cada remo (por raspado), tal como se muestra. En una cascada se pueden colocar tantas tinas como sea necesario.

El extractor de Bollman [38] (Fig. 13.20) es una de las diferentes máquinas del tipo de canasta. Los sólidos se acarrean en canastas perforadas unidas a una cadena acarreadora, en forma descendente, a la derecha de la figura, y ascendente a la izquierda de la misma. Al descender, se **lixivian** a flujo paralelo mediante una solución diluida disolvente-aceite ("miscela media") que se bombea desde el fondo del tanque y se esparce sobre las canastas en la parte superior. El líquido se percuela a través de los sólidos de canasta a canasta, se recoge en el fondo como la solución concentrada final del aceite ("miscela total") y se separa. Al ascender, los sólidos se van lixiviando a contracorriente por medio de una aspersion de di-

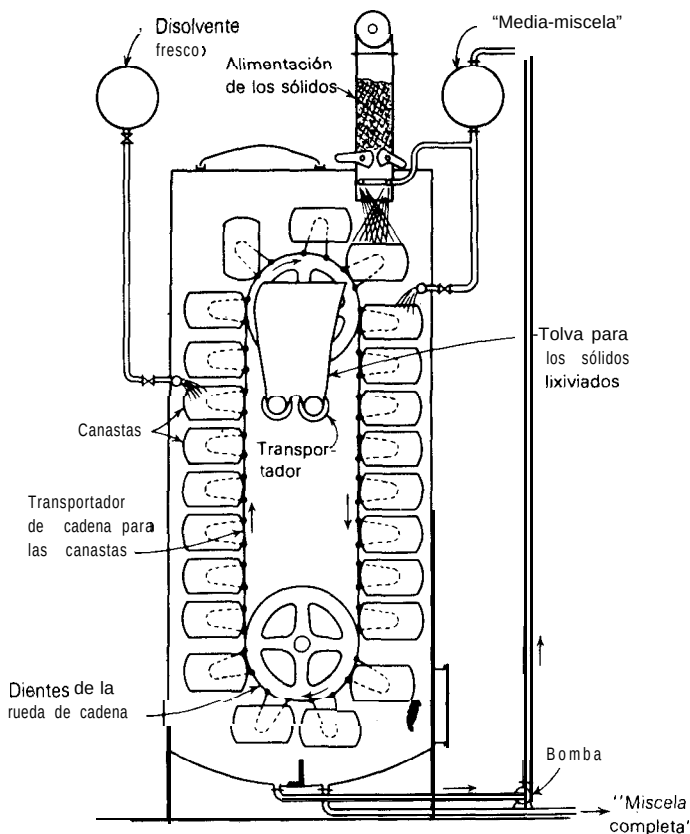


Figura 13.20 Extractor de Bollman

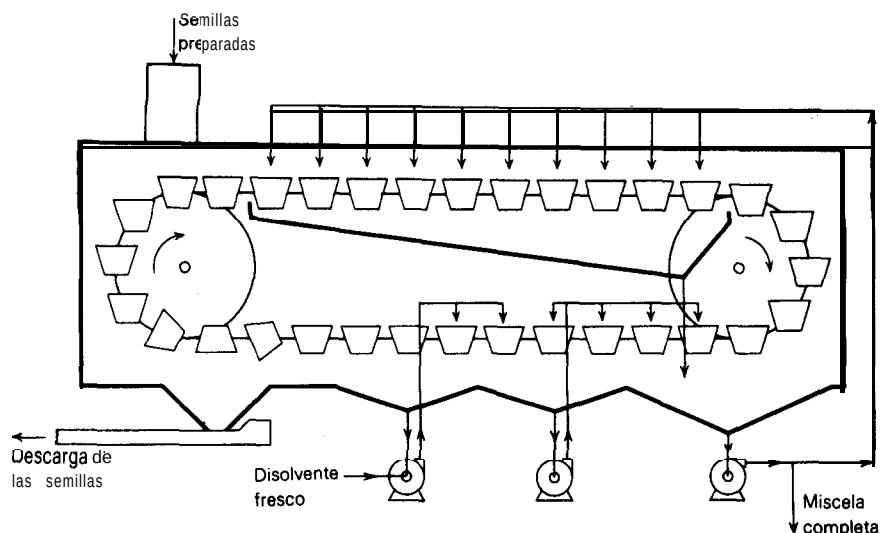


Figura 13.21 Extractor horizontal continuo (esquemático)

solvente fresco y proporcionan la media **miscela**. Se da un tiempo corto de drenado antes de que las canastas se vacíen en la parte superior. Hay muchas variantes de este aparato; por ejemplo, el arreglo horizontal de la figura 13.21.

Los filtros de charola inclinada continuos y los filtros horizontales ^[16] también se emplean por lo común. En la figura 13.22 se muestra una disposición típica del diagrama de flujo para un filtro horizontal. El filtro, en forma de un

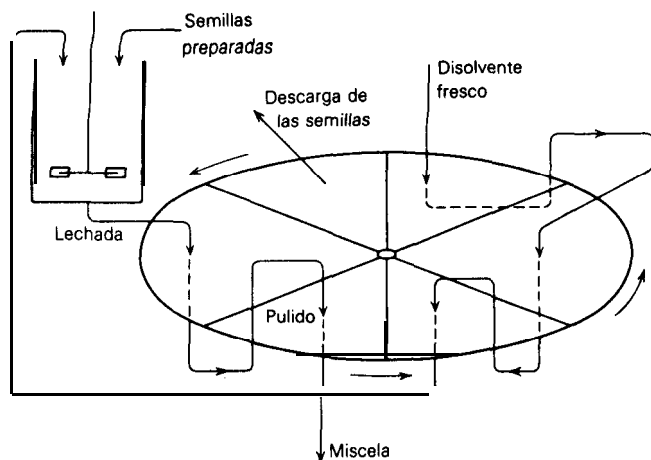


Figura 13.22 Diagrama de flujo para la lixiviación en filtro horizontal

volante circular, esta dividido en varios sectores y gira en el plano horizontal. Las semillas preparadas se mezclan con el disolvente que ya se había utilizado para la lixiviación y la suspensión se manda al filtro. El primer filtrado se pasa de nuevo a **través** de la torta de **filtración**, para separar los sólidos muy finamente divididos (pulido) antes de que **aquél** sea descargado como **miscela**. El principio es muy parecido al del Rotocel. **También** se utilizan bandas móviles horizontales del tipo de pantalla, para acarrear los sólidos durante la **lixiviación** ^[40].

La recuperación del disolvente contenido tanto en la **miscela** como en las semillas lixiviadas, es una parte esencial del proceso de **lixiviación** de los aceites vegetales. En un acomodo típico, la **miscela** filtrada se pasa a un evaporador para recuperar el disolvente; luego, algunas veces se efectúa una **desorción** final en una columna de platos, a fin de obtener el aceite libre de disolvente. Las semillas húmedas se tratan con vapor para eliminar el disolvente residual y se enfrían al aire. El gas descargado de los condensadores puede enviarse a un absorbedor, para lavarlo **allí** con petróleo blanco; la solución de disolvente-petróleo blanco que resulta puede desorberse para recuperar cualquier disolvente.

MÉTODOS DE CÁLCULO

Es importante que se haga un cálculo aproximado del grado de lixiviación **obtenible** mediante cierto procedimiento, es decir, de la cantidad de sustancia soluble lixiviada de un sólido; con este propósito ha de conocerse el contenido inicial de soluto del sólido, el número y cantidad de los lavados con el disolvente de lixiviación, la concentración de soluto en el disolvente de lixiviación, si hubo lixiviación, y el **método** que se empleó para efectuarla (por lotes o a contracorriente continua). En forma alternativa, **quizás** se necesite calcular el número de lavados, o número de etapas, requeridos para reducir el contenido de soluto del sólido hasta **algún** valor dado; **deberán** conocerse entonces la cantidad y la **concentración** de soluto en el disolvente de lixiviación. Los métodos de cálculo son muy similares a los utilizados en la extracción líquida.

Eficiencia de las etapas

Considérese una operación sencilla de lixiviación por lotes, en la cual el sólido se va a lixiviar con una cantidad de disolvente mayor que la necesaria para disolver todo el soluto soluble; en dicha **operación** el sólido no adsorbe de modo preferente ni al disolvente ni al soluto. Si se proporciona un tiempo adecuado de contacto entre el sólido y el disolvente, todo el soluto se disuelve; entonces, la mezcla es una **suspensión** de sólidos insolubles sumergidos en una solución de soluto en el disolvente. Luego, las fases insolubles se separan físicamente por sedimentación, filtración o drenado y toda la operación constituye una sola etapa. Si la separación **mecánica** del sólido y el líquido fuese perfecta, no habría soluto asociado con el **sólido** que sale de la operación y se habría logrado en una sola etapa la **se-**

paración completa del soluto y del sólido insoluble. Ésta sería una etapa ideal, con una eficiencia de etapa del 100%. En la práctica, la eficiencia de las etapas es generalmente bastante menor que ésta: (1) es posible que el soluto no se haya disuelto por completo debido a un tiempo insuficiente de contacto; (2) probablemente sea imposible realizar una perfecta separación mecánica del líquido-sólido, así que los sólidos que salen de la etapa siempre **retendrán** cierta cantidad de líquido y de soluto disuelto asociado. Cuando el soluto es adsorbido en el sólido, la sedimentación o drenaje imperfectos **darán** una eficiencia menor de etapa, aunque se logre el equilibrio entre las fases líquida y sólido.

Equilibrio práctico

Por lo general, será más sencillo realizar los cálculos gráficamente, como en otras operaciones de transferencia de masa; para esto se requiere la **representación** gráfica de las condiciones en el equilibrio. Es más sencillo utilizar las condiciones prácticas en el equilibrio, las cuales consideran directamente la eficiencia de las etapas; pueden utilizarse completamente o en parte, de modo similar a como se hizo en la absorción de gases y en la destilación. En los casos más sencillos se debe trabajar con sistemas de tres componentes, que contienen el disolvente puro (A), el sólido acarreador insoluble (B) y el soluto soluble (C). Los **cálculos** y las representaciones gráficas pueden hacerse sobre coordenadas triangulares para **cualquier** sistema ternario de este tipo; ya están resueltos los detalles ^[17, 37]. Como en un diagrama de este tipo ocurre a menudo un amontonamiento en una esquina, es preferible utilizar un sistema de coordenadas rectangulares, el cual se traza como el que se utilizó para la adsorción fraccionaria.

La concentración de sólido insoluble B en cualquier mezcla o **suspensión** se expresara como N masa B/masa (A + C), sin importar si el sólido está o no **humedecido** con el líquido. Las composiciones del soluto C se van a expresar como fracciones peso en base libre de B: x = **fracción** peso de C en la solución **efluente** de una etapa (en base libre de B); y = fracción peso de C en el sólido o lechada (base libre de B). El valor de y debe incluir todo el soluto C asociado con la mezcla, incluso el que está disuelto en la solución adherida y el soluto no disuelto o adsorbido. Si el sólido está seco, como puede estar antes de que empiecen las operaciones de lixiviación, N es la relación entre los pesos de la sustancia insoluble y la soluble; entonces, $y = 1.0$. Para el disolvente puro A, $N = 0$, $x = 0$.

El sistema de coordenadas se parece entonces al de la figura 13.23. Considérese primero un caso simple de una mezcla de sólido insoluble, de la cual se ha lixiviado todo el soluto; está suspendida en una solución del soluto en un disolvente, como se representa mediante el punto M_1 en la figura. La concentración de la solución clara es x y la **relación** sólido **insoluble/solución** es N_{M_1} . Sea el sólido insoluble no adsorbente. Si esta mezcla se deja sedimentar, como en un tanque **sedimentador** por lotes, el líquido claro que puede separarse estará representado por el punto R_1 ; el lodo restante será el sólido insoluble suspendido en una pequeña cantidad de la solución. La composición de la solución en la **suspensión** será la

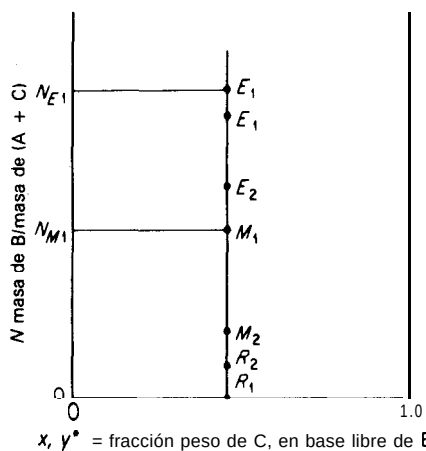


Figura 13.23 Concentraciones en la lixiviación y lavado

misma que la del líquido claro separado, de forma que $y^* = x$. La concentración del sólido B en la lechada N_{E1} dependerá del tiempo θ_1 que se dejó sedimentar, de modo que el punto E_1 representa la suspensión. La línea E_1R_1 es una línea de unión vertical que une los puntos que representan las dos corrientes efluentes, líquido claro y suspensión. Si las circunstancias descritas se mantienen en una lixiviación real, los puntos E_1 y R_1 pueden tomarse como las condiciones prácticas de equilibrio para esa lixiviación. Claramente, si se da menos tiempo para la sedimentación, por ejemplo θ'_1 , los lodos estarán menos concentrados en sólidos insolubles y se pueden representar por el punto E'_1 . Habrá algún valor máximo de N para el lodo, valor que corresponde a la altura final sedimentada del lodo, de acuerdo con la descripción de la sedimentación por lotes que se dio antes; sin embargo, en la práctica generalmente se da muy poco tiempo para lograrlo. Puesto que la concentración de sólido insoluble en un lodo sedimentado por cierto tiempo depende de la concentración inicial en la lechada, una mezcla M_2 sedimentada durante un tiempo θ_1 puede producir un lodo que corresponda al punto E_2 . Si el sólido no se sedimenta hasta dar una solución absolutamente clara, si se separa demasiada solución del lodo sedimentado de forma que acarree una pequeña cantidad de sólido, o si el sólido B se disuelve un poco en la solución, la solución separada estará representada por algún punto como R_2 , ligeramente arriba del eje inferior de la gráfica. Pueden interpretarse de modo similar las composiciones obtenidas cuando los sólidos húmedos se filtran o drenan de la solución en lugar de sedimentarse o cuando se espesan continuamente.

Las características de la sedimentación o espesamiento de una suspensión dependen, como se señaló antes, de la viscosidad y densidad relativa del líquido en el cual el sólido está suspendido. Como éstas dependen a su vez de la composición de la solución, es posible obtener datos experimentales acerca de cómo las composiciones de los sólidos espesados varían con la composición de la solución; estos datos se grafican sobre el diagrama como las condiciones prácticas en el

equilibrio. Sin embargo, es evidente que en cualquier caso se deben obtener en condiciones de tiempo, temperatura y concentraciones idénticas a las que se van a utilizar en la planta o proceso para las cuales se están haciendo los cálculos. En el caso de lechos drenados de sólidos impermeables, el equilibrio que corresponde a la saturación residual después de un tiempo largo de drenaje, se puede calcular por los métodos del ejemplo 13.1. Los datos para un drenado a corto tiempo se deben obtener experimentalmente.

En las operaciones de lavado en las que el soluto ya **está** disuelto, se logra una rápida concentración uniforme en **toda** la solución; por otra parte, es **más** probable que la reducción en la eficiencia de la etapa sea el resultado directo del drenado o **sedimentación** incompletos. **Además**, en la **lixiviación** de un soluto insoluble disperso a través del sólido, la **disminución** en la eficiencia de la etapa puede ser el resultado tanto de un tiempo insuficiente de contacto como de la separación **mecánica** incompleta del líquido y el sólido. En este caso, es posible (aunque no necesario) distinguir experimentalmente entre los dos efectos; con este fin, se efectúan mediciones de la cantidad y **composición** del líquido retenido sobre el sólido después de un tiempo corto y después de un tiempo largo de contacto; **éste** último se utiliza para establecer las condiciones en el equilibrio.

Se analizarán algunos de los tipos de curvas en el equilibrio que se pueden encontrar. La figura 13.24a representa los datos que se pueden obtener cuando el soluto C es infinitamente soluble en el disolvente A, de forma que x y y pueden tener valores que van desde 0 hasta 1.0. Esto ocurre en el caso del sistema aceite de soya (C)-alimentación de soya (B)-hexano (A), en donde el aceite y el hexano son

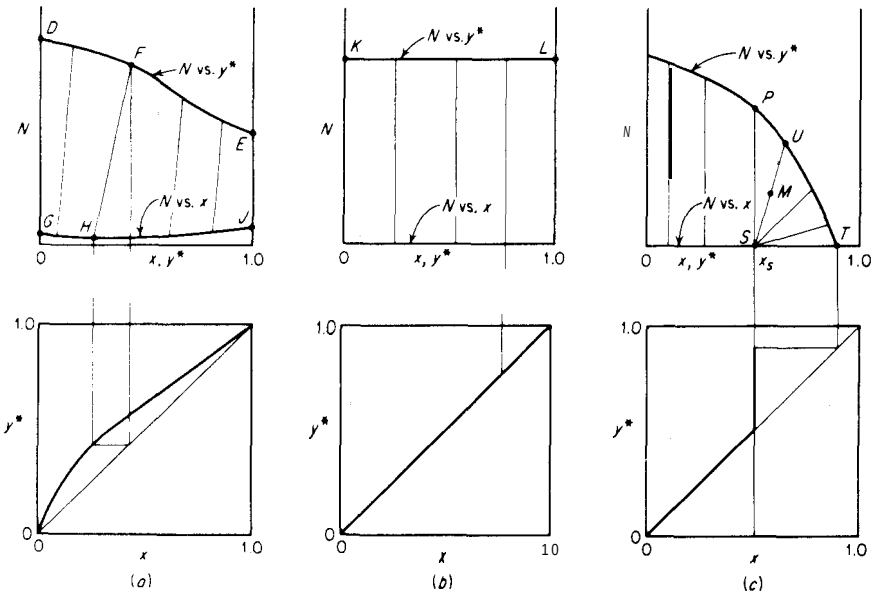


Figura 13.24 Diagramas típicos en el equilibrio

infinitamente solubles. La curva *DFE* representa el sólido separado en las condiciones reales previstas para en la práctica, como ya se dijo. La curva *GHJ*, la **composición** de la solución separada, cae arriba del eje $N = 0$; en este caso, por lo tanto, o bien el sólido B es parcialmente soluble en el disolvente, o se ha separado un líquido incompletamente sedimentado. Las líneas de unión como la línea *FH* no son verticales; esto ocurrirá (1) si el tiempo de contacto con el disolvente de lixiviación no basta para disolver todo el soluto; (2) si hay adsorción preferente del soluto o (3) si el soluto es soluble en el sólido B y no se distribuye por igual entre la fase líquida y sólida en el equilibrio. Los datos pueden proyectarse en una gráfica de x vs. y , como en el caso de los equilibrios de adsorción o de **extracción** líquida.

La figura 13.24*b* representa un caso en que no hay **adsorción** de soluto; por eso, la solución separada y la **solución** asociada con el sólido tienen la misma composición y las líneas de **unión** son verticales. Esto arroja en la figura inferior una curva xy idéntica a la línea a 45° ; un coeficiente de **distribución** m , definido como y^*/x , es igual a la unidad. La línea *KL* es horizontal; esto indica que los **sólidos** poseen el mismo grado de sedimentación o drenaje en todas las concentraciones de soluto. Es posible regular la **operación** de los espesadores continuos para que esto suceda; las condiciones se conocen como “flujo inferior constante”. La **solución** en este caso no contiene sustancia B, ni disuelta ni suspendida. La figura 13.24*c* representa un caso en que el soluto C tiene una solubilidad limitada x_s en el disolvente A. No se puede obtener una solución clara más concentrada que x_s ; así que las líneas de unión que unen la **suspensión** y la solución saturada deben converger, como se muestra. En este caso, cualquier mezcla Ma la derecha de la línea *PS* se sedimentará para dar una solución saturada clara **S** y una **suspensión** **U** cuya composición depende de la **posición** de *M*. El punto *T* representa la composición del soluto sólido puro después del drenado o de la sedimentación de la solución saturada. Puesto que las líneas de **unión** a la izquierda de *PS* son verticales, no hay adsorción y los líquidos derramados son claros. Obsérvese que las combinaciones de estas diversas **características** pueden aparecer en el diagrama de un caso real.

Lixiviación en una sola etapa

Considérese la lixiviación real o etapa de lavado simple de la figura 13.25. El círculo representa la operación completa, incluyendo el mezclado del sólido y del disolvente de lixiviación y la **separación** mecánica de las fases insolubles resultantes mediante cualquier recurso utilizable. Los pesos de las distintas corrientes se expresan como masa en una operación por lotes, o como **masa/tiempo** [o **masa/área(tiempo)**] para flujo continuo. Como para la mayoría de los fines el sólido B es insoluble en el disolvente y dado que se obtiene una solución de lixiviación líquida clara, el sólido B descargado en los sólidos lixiviados se tomará como el mismo que en los sólidos por lixiviar. Por definición de N ,

$$B = N_F F = E_1 N_1 \quad (13.8)$$

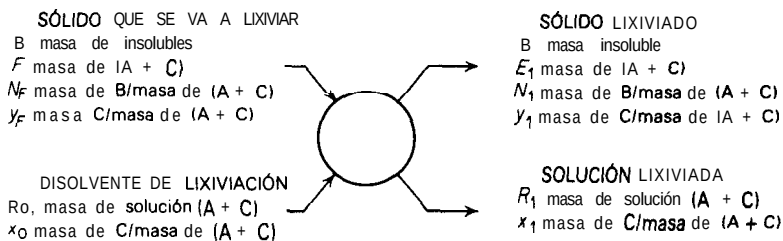


Figura 13.25 Lixiviación o lavado en una sola etapa

Un balance de soluto (C),

$$Fy_F + R_0x_0 = E_1y_1 + R_1x_1 \quad (13.9)$$

Un balance de disolvente (A),

$$F(1 - y_F) + R_0(1 - x_0) = E_1(1 - y_1) + R_1(1 - x_1) \quad (13.10)$$

y un balance de la “solución” (soluto + disolvente),

$$F + R_0 = E_1 + R_1 = M_1 \quad (13.11)$$

El mezclado de los sólidos que se van a lixiviar y el disolvente de lixiviación produce una mezcla de masa M_1 libre de B tal que

$$N_{MI} = \frac{B}{F + R_0} = \frac{B}{M_1} \quad (13.12)$$

$$y_{M1} = \frac{y_F F + R_0 x_0}{F + R_0} \quad (13.13)$$

Estas relaciones pueden mostrarse en el sistema de coordenadas de la figura 13.26. El punto F representa el sólido por lixiviar y R_0 el disolvente de lixiviación. El punto M_1 , que representa la mezcla global, debe caer sobre la línea recta que une R_0 y F , de acuerdo con las características de estos diagramas descritas en el capítulo 9. Los puntos E_1 y R_1 que representan las corrientes efluentes, están ubicados en extremos opuestos de la línea de unión a través de M_1 ; sus composiciones se pueden leer en el diagrama. La ecuación (13.8) permite el cálculo del peso de E_1 y la ecuación (13.11) el de R_1 . La modificación para explicar la presencia de B en el líquido separado, que necesita un diagrama en el equilibrio del tipo mostrado en la figura 13.24a, se construye fácilmente por analogía con el problema correspondiente en la extracción líquida.

Si los datos en el equilibrio de la figura 13.26 se obtuvieron experimentalmente después de un tiempo largo de contacto entre el sólido y el líquido, y si por lo tanto representan la mala separación mecánica del líquido y el sólido únicamente, entonces en una etapa real habrá una ineficiencia adicional debida

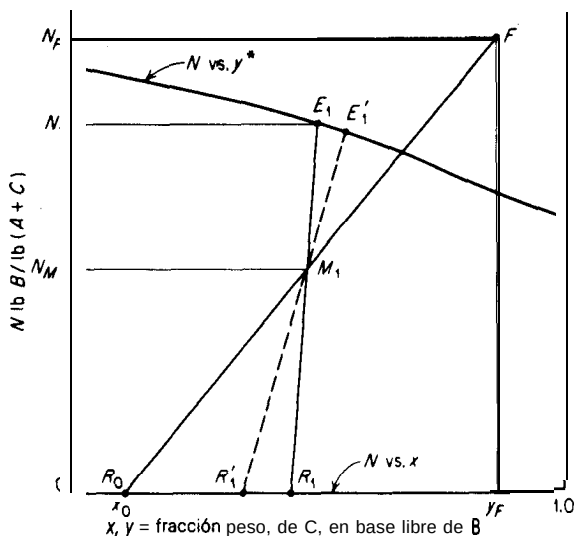


Figura 13.26 Lixiviación o lavado en una sola etapa

al tiempo corto de contacto. Por tanto, las corrientes efluentes pueden representarse mediante los puntos E'_1 y R'_1 en la figura; puede adscribirse a esta representación una eficiencia de la etapa $(y_F - y'_1)/(y_F - y_1)$. Cuando la curva en el equilibrio se haya obtenido con un tiempo de contacto que corresponde a la lixiviación real, la línea de unión E_1R_1 dará directamente la composición del efluente.

Lixiviación en varias etapas a corriente cruzada

Mediante el contacto de los sólidos lixiviados con un lote fresco de disolvente de lixiviación, se puede disolver o eliminar soluto adicional del material insoluble. Los cálculos para las etapas adicionales simplemente son repeticiones del procedimiento para una sola etapa, pero los sólidos lixiviados de cualquier etapa se convierten en los **sólidos** de alimentación para la siguiente. Se aplican las ecuaciones (13.8) a (13.13); basta hacer los cambios obvios en los subíndices para indicar las etapas adicionales. Cuando deba determinarse el número de etapas para que el contenido de soluto de un sólido se reduzca hasta un valor dado, recuérdese que se está trabajando con etapas reales, debido al uso de los datos “prácticos” en el equilibrio, y que por lo tanto el número que se va a encontrar debe ser entero. Tal vez requiera un ajuste por prueba y error ya sea de la cantidad de soluto que se va a lixiviar o de la cantidad y proporción de disolvente en las etapas.

Ejemplo 13.2 Se va a preparar sosa cáustica mediante el tratamiento de **hidróxido** de calcio, Ca(OH)_2 , con una solución de carbonato de sodio. La suspensión resultante consiste en partículas de carbonato de calcio, CaCO_3 , suspendidas en una solución al 10% de hidróxido de sodio, NaOH , 0.125 kg sólido **suspendido/kg** solución. Ésta se sedimenta, la solución clara de **hidróxido** de sodio se separa y se reemplaza por un peso igual de agua y la mezcla se agita perfectamente. **Después** de repetir este procedimiento (un total de dos lavados con agua fresca), ¿qué

fracción de la sosa original en la suspensión permanece sin recuperar y se pierde en el lodo? Las características de **sedimentación** de la suspensión, determinadas en condiciones que representan la práctica por seguir en el proceso [Armstrong y Kammermeyer, *Ind. Eng. Chetn.*, 34, 1228 (1942)], muestran que hay **adsorción** de soluto sobre el **sólido**.

x = fracción peso NaOH en la sol. clara	N = kg CaCO_3 /kg sol. en el lodo sedimentado	y^* = fracción peso NaOH en sol. del lodo sedimentado
0.0900	0.495	0.0917
0.0700	0.525	0.0762
0.0473	0.568	0.0608
0.0330	0.600	0.03152
0.0208	0.620	w-795
0.01187	0.650	0.0204
0.00710	0.659	0.01435
0.00450	0.666	0.01015

SOLUCIÓN Los datos en el equilibrio se **grafican** en la figura 13.27. Buses: 1 kg solución en la mezcla original, que contiene 0.1 kg NaOH (C) y 0.9 kg H_2O (A). $B = 0.125$ kg CaCO_3 .

La mezcla original corresponde a M_1 con $N_{M1} = 0.125$ kg CaCO_3 /kg sol.; $y_{M1} = 0.10$ kg NaOH/kg sol. M_1 se **grafica** en la figura y se traza la línea de unión a través de este punto. En el

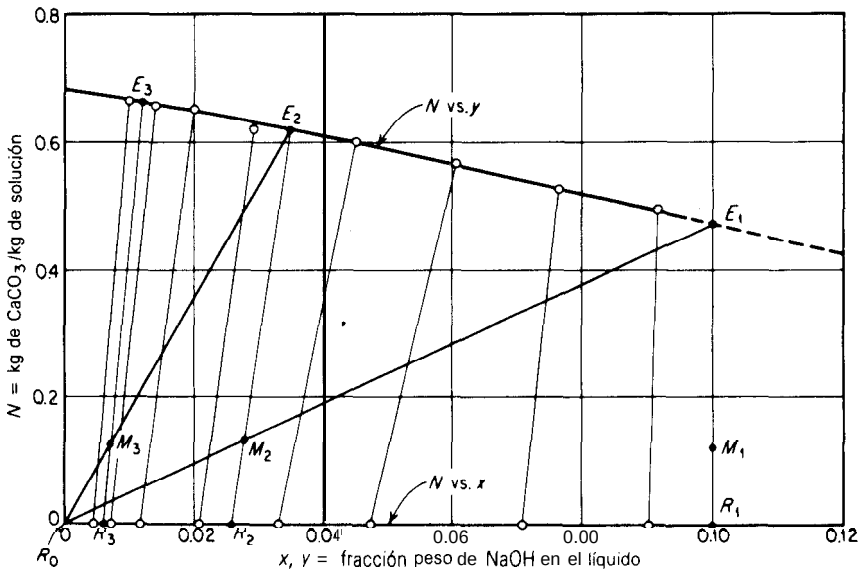


Figura 13.27 Solución al ejemplo 13.2

punto E , que representa el lodo sedimentado, $N_1 = 0.47$, $y_1 = 0.100$. Ecuación (13.8):

$$E_1 = \frac{B}{N_1} = \frac{0.125}{0.47} = 0.266 \text{ kg sol. en el lodo}$$

$$1 - 0.266 = 0.734 \text{ kg sol. clara separada}$$

Etapas 2 $R_0 = 0.734$ kg agua agregada, $x_0 = 0$ kg NaOH/kg sol. La ecuación (13. 11) se adapta a esta etapa:

$$M_2 = E_1 + R_0 = E_2 + R_2 = 0.264 + 0.734 = 1.0 \text{ kg líquido}$$

Ecuación (13.12):

$$N_{M2} = \frac{B}{E_1 + R_0} = \frac{B}{M_2} = \frac{0.125}{1.0} = 0.125$$

M_2 se localiza sobre la línea R_0E_1 en su valor de N_y se traza la línea de unión a través de M_2 . En E_2 , $N_2 = 0.62$, $y_2 = 0.035$. Ecuación (13.8):

$$E_2 = \frac{B}{N_2} = \frac{0.125}{0.62} = 0.202 \text{ kg}$$

$$1 - 0.202 = 0.798 \text{ kg sol. separada}$$

Etapas 3 $R_0 = 0.798$ kg agua agregada, $x_0 = 0$. Ecuación (13.11):

$$M_3 = E_2 + R_0 = 0.202 + 0.798 = 1.0$$

$$N_{M3} = \frac{B}{M_3} = \frac{0.125}{1} = 0.125$$

La línea de unión E_3R_3 se ubica a través de M_3 , como en el caso de la etapa 2 y, en E_3 , $N_3 = 0.662$, $y_3 = 0.012$. Por la ecuación (13.8), $E_3 = B/N_3 = 0.125/0.662 = 0.189$ kg sol. en el lodo final. $E_3y_3 = 0.189(0.012) = 0.00227$ kg NaOH en el lodo, o $(0.00227/0.1)100 = 2.27\%$ del original.

El proceso permite una pérdida apreciable y produce tres soluciones, dos de las cuales (R_2 y R_3) están bastante diluidas. Esto debe compararse con la operación de lavado a contracorriente del ejemplo 13.3.

Lixiviación en varias etapas a contracorriente

En la figura 13.28 se muestra un diagrama de flujo general para la lixiviación o el lavado. La operación necesariamente debe ser continua para que predominen las

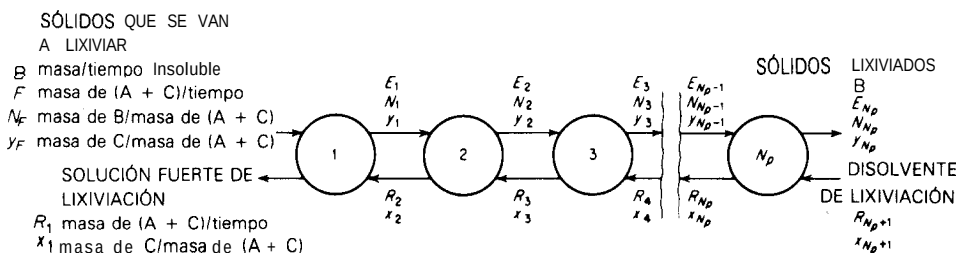


Figura 13.28 Lixiviación a contracorriente en varias etapas

condiciones de estado estacionario, aunque la lixiviación mediante el sistema de Shanks tenderá al estado estacionario después de muchos ciclos. En el diagrama de flujo que se muestra, se supone que el sólido B es insoluble y no se pierde en la solución clara; empero, el procedimiento que se señala a **continuación** se modifica fácilmente para los casos en que esto no suceda? .

Un balance de disolvente para toda la planta es

$$F + R_{N_p+1} = R_1 + E_{N_p} = M \quad (13.14)$$

y un balance de la “solución” (A + C),

$$Fy_F + R_{N_p+1}x_{N_p+1} = R_1x_1 + E_{N_p}y_{N_p} = My_M \quad (13.15)$$

M representa la mezcla hipotética libre de B que se obtiene al mezclar los sólidos que se van a lixiviar y el disolvente de lixiviación. Obsérvese en la figura 13.29, el diagrama de operación para la planta. Las coordenadas del punto M son

$$N_M = \frac{B}{F + R_{N_p+1}} \quad (13.16)$$

$$y_M = \frac{Fy_F + R_{N_p+1}x_{N_p+1}}{F + R_{N_p+1}} \quad (13.17)$$

Los puntos E_{N_p} y R_1 , que representan los efluentes de la cascada, deben caer sobre una línea **que pasa** a través de M ; E_{N_p} estará sobre la curva “práctica” en el equilibrio. La ecuación (13.14) puede reordenarse y se obtiene

$$F - R_1 = E_{N_p} - R_{N_p+1} = \Delta_R \quad (13.18)$$

En forma similar, un balance de la solución para cualquier número de etapas, como las primeras tres, puede rearrreglarse en la forma

$$F - R_3 = E_3 - R_4 = \Delta_R \quad (13.19)$$

Δ_R representa la diferencia constante en flujo $E - R$ (generalmente una cantidad negativa) entre cada etapa. En la figura 13.29, ésta puede representarse mediante la intersección de las líneas FR_1 y $E_{N_p}R_{N_p+1}$, extendida, de acuerdo con las características de estas coordenadas. **Puesto** que los efluentes de cada etapa se unen mediante la línea de unión práctica para las condiciones particulares que predominan, E_1 se encuentra en el extremo de la línea de unión a través de R_1 . Una línea desde E_1 hasta Δ_R da R_2 , etc. En forma alternativa, se puede hacer la construcción por etapas sobre las coordenadas x , y en la parte inferior de la figura después de localizar inicialmente la línea de operación. Esto puede hacerse trazando líneas al azar desde el punto Δ_R y proyectando sus intersecciones con el

† Véase el ejemplo 13.4.

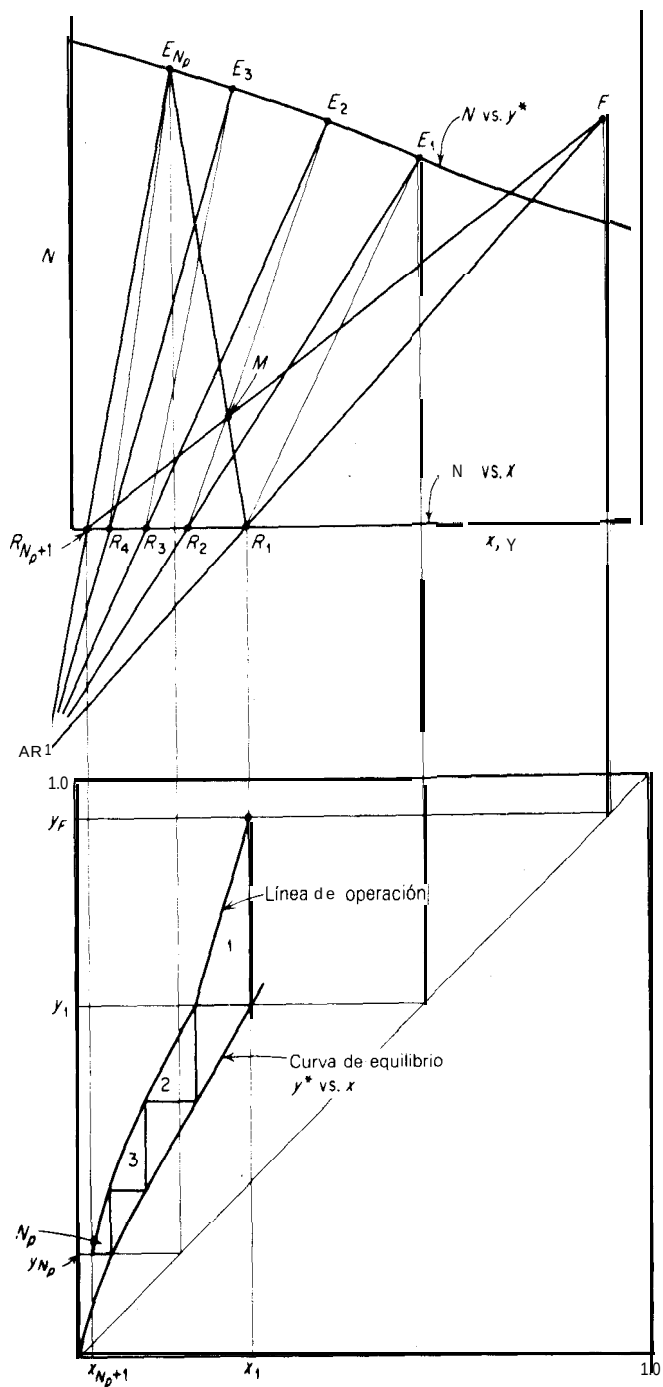


Figura 13.29 Lixiviación o lavado a contracorriente en varias etapas

diagrama en el equilibrio hasta la curva inferior de la forma usual. Entonces, la **construcción** escalonada común establece el número de etapas. Las etapas son reales y no ideales, puesto que se consideraron los datos prácticos en el equilibrio para la eficiencia de la etapa; por lo tanto, el número de etapas debe ser un número entero. En especial, cuando el número de etapas requeridas es la cantidad desconocida, será necesario que se ajusten por prueba y error las concentraciones de los efluentes o la cantidad de disolvente, para obtener un número entero.

Si la curva en el equilibrio de la figura 13.29 representa **sólo** la ineficiencia de la separación mecánica del sólido y el líquido, y no la resultante debido al tiempo corto de contacto entre el disolvente y el sólido, debe considerarse el efecto de éste último, si se conoce, trazando una nueva curva en el equilibrio sobre las coordenadas x, y . Ésta debe localizarse entre la curva en el equilibrio mostrada y la línea de operación, a una distancia fraccionaria desde la línea de operación que corresponde a la **eficiencia** de la etapa debida al corto tiempo de contacto, tal como se hizo antes para la **absorción** de gases y la **destilación**.

En el caso especial en donde predomina el “flujo inferior constante”, o valor constante de N para cualquier lodo, la línea de operación sobre el diagrama xy es recta y de pendiente constante R/E . Si además la curva práctica en el equilibrio en esta grafica es recta, de forma que $m = y^*/x = \text{const}$, entonces se aplican las ecuaciones (5.54) y (5.55). Adaptando la primera a la situación presente,

$$\frac{y_F - y_{N_p}}{y_F - mx_{N_p+1}} = \frac{(R/mE)^{N_p+1} - R/mE}{(R/mE)^{N_p+1} - 1} \quad (13.20)$$

Puede utilizarse la figura 5.16 para resolver ésta rápidamente; se utiliza entonces $(y_{N_p} - mx_{N_p+1})/(y_F - mx_{N_p+1})$ como ordenada, R/mE como parámetro. Si además las líneas de unión del diagrama en el equilibrio son verticales, $m = 1$. O. La forma de la ecuación mostrada es la que se aplica cuando el valor de F para los sólidos de alimentación es el mismo que E , de forma que R/E es constante para todas las etapas, incluyendo la primera. Con frecuencia sucede, especialmente en el caso en que sólidos secos forman la alimentación, que la relación R_1/E_1 para la etapa 1 es diferente a la que corresponde al resto de la cascada. En este caso, debe aplicarse la ecuación (13.20) o la figura 5.16 a esa parte de la cascada, excluir la primera etapa y sustituir y_1 por y_F y N_p por $N_p + 1$. En general, la ecuación o la grafica pueden aplicarse a cualquier parte de la cascada en donde tanto la línea de operación como la línea en el equilibrio sean rectas; esto puede ser particularmente útil cuando la concentración de soluto en la solución lixiviada es muy **pequeña**. Al igual que en la extracción líquida y la absorción de gases, hay una combinación económica óptima de tratar la relación **disolvente/sólidos**, número de etapas y extensión de la lixiviación [8, 9].

Los cálculos de estas operaciones de separación por etapas **están** adaptados para utilizar la computadora digital [24, 41].

Ejemplo 13.3 Se va a preparar **hidróxido** de sodio, NaOH , a un flujo de 400 kg/h (peso seco) por **reacción** entre carbonato de sodio, Na_2CO_3 , con hidróxido de calcio, Ca(OH)_2 ; se utilizará un diagrama de flujo del tipo que se muestra en la figura 13.13a. Los reactivos se van a utilizar

en proporciones estequiométricas; para simplificar se supondrá que la reacción es completa. Se va a utilizar agua pura para lavar el carbonato de calcio, CaCO_3 , precipitado; se desea producir como flujo excedente del primer espesador una solución que contenga 10% de NaOH . Se va a suponer que se aplican los datos de **sedimentación** del ejemplo 13.2.

- a) Si se **utilizan** tres espesadores, calcule la cantidad de agua de lavado que se requiere y el porcentaje de hidróxido que se pierde en el lodo descargado.
- b) **¿Cuántos** espesadores se requerirán para reducir la pérdida, como mínimo, al 0.1 % de la obtenida?

SOLUCIÓN a) **Peso molec.** de CaCO_3 (B) = 100, de NaOH (C) = 40, NaOH producida = 400 kg/h o $400/40 = 10$ kmol/h. CaCO_3 producido = $10/2 = 5.0$ kmol/h o $5.0(100) = 500$ kg/h = B. El agua que se requiere es la que sale en la **solución** de mayor **concentración** más la del lodo final. La cantidad en el lodo final, de acuerdo con los datos de sedimentación, depende de la concentración de NaOH en el lodo final, que no se conoce. Después de un cálculo al tanteo, se supone que la solución en el lodo final contendrá 0.01 **fracción peso** NaOH ($y_3 = 0.01$); los datos de sedimentación indican que $N_3 = 0.666$.

$$E = \frac{B}{N_3} = \frac{500}{0.666} = 750 \text{ kg/h sol. pérdida}$$

$$\text{NaOH perdido} = E_3 y_3 = 750(0.01) = 7.50 \text{ kg/h}$$

$$\text{Agua en el lodo} = 750 - 7.5 = 742.5 \text{ kg/h}$$

$$\text{NaOH en el flujo excedente} = 400 - 7.5 = 392.5 \text{ kg/h}$$

$$x_1 = 0.1 \text{ fracción peso de NaOH en el flujo excedente}$$

$$R_1 = \frac{392.5}{0.1} = 3925 \text{ kg flujo excedente o sol. concentrada/h}$$

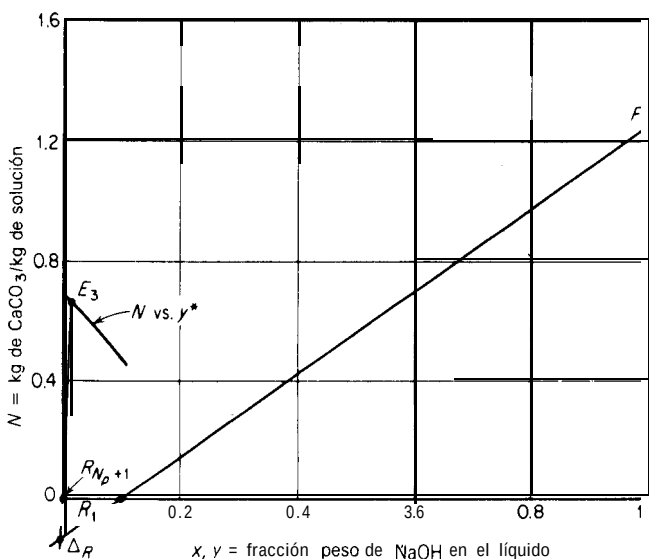


Figura 13.30 Solución al ejemplo 13.3

$$\text{Agua en } R_1 = 3925 - 392.5 = 3532.5 \text{ kg/h}$$

$$\text{Agua fresca requerida} = R_{N_2} + , = 3532.5 + 742.5 = 4275 \text{ kg/h}$$

Para los **cálculos**, se puede suponer que los agitadores no **están** presentes en el diagrama de flujo y que el primer espesador se alimenta con una mezcla seca de los productos de reacción, CaCO_3 y NaOH , junto con el flujo excedente del segundo espesador,

$$F = 400 \text{ kg NaOH/h} \quad N_F = \frac{B}{F} = \frac{500}{400} = 1.25 \text{ kg CaCO}_3/\text{kg NaOH}$$

$y_F = 1.0$ fracción peso de NaOH en el sólido seco, en base a libre de CaCO_3

Grafique los puntos R_1 , E_3 , $R_{N_2} +$, y F en la figura 13.30 y localizar el punto de diferencia Δ_R en la intersección de las líneas FR_1 y $E_3R_{N_2} +$ extendida. Las coordenadas del punto Δ_R son $N_{\Delta R} = -0.1419$, $y_{\Delta R} = -0.00213$. (Éstas pueden determinarse **analíticamente**, si se desea, mediante la resolución simultánea de las ecuaciones que representan las líneas que se intersecan). Se deben hacer **más cálculos** sobre una sección aumentada del diagrama en el equilibrio (Fig. 13.31). Se grafica el punto Δ_R y las etapas se **señalan** en la forma usual. La **construcción** puede proyectarse sobre el diagrama xy , como se muestra, si se desea. Tres etapas producen un valor $y_3 = 0.01$, de forma que el valor supuesto de y_3 es correcto. La NaOH perdida en el lodo = $(7.5/400)100 = 1.87\%$ del obtenido.

$$(b) \quad \text{NaOH perdida} = 0.001(400) = 0.4 \text{ kg/h}$$

$$\text{kg CaCO}_3/\text{kg NaOH en el lodo final} = \frac{500}{0.4} = 1250 = \frac{N_{N_2}}{y_{N_2}}$$

Con el fin de determinar el contenido de **líquido** en el lodo final, se convierten los datos en el equilibrio para mezclas diluidas en la forma siguiente:

N	0.659	0.666	0.677	0.679	0.680
y^*	0.0143s	0.01015	0.002†	0.001†	0.0005†
N/y^*	45.6	65.6	338	679	1360

† Valores estimados

Por **interpolación** para $N/y^* = 1250$, $N_{N_2} = 0.680 \text{ kg CaCO}_3/\text{kg sol}$, y $y_{N_2} = 0.680/1250 = 0.000544$ **fracción** peso de NaOH en el líquido del lodo final.

$$E_{N_2} = \frac{B}{N_{N_2}} = \frac{500}{0.680} = 735 \text{ kg/h} \quad \text{Agua en } E_{N_2} = 735 - 0.4 = 734.6 \text{ kg/h}$$

$$\text{NaOH en el flujo excedente} = 400 - 0.4 = 399.6 \text{ kg/h} \quad R_2 = \frac{399.6}{0.7} = 3996 \text{ kg/h}$$

$$\text{Agua en } R_1 = 3996 - 399.6 = 3596 \text{ kg/h} \quad \text{Agua fresca} = R_{N_2} + , = 3596 + 742.5 = 4338.5 \text{ kg/h}$$

En el diagrama de operación (Fig. 13.32) se localiza el punto Δ_R de la misma forma que antes y las etapas se construyen de la forma usual. No es práctico continuar la **construcción** grafica **más** allá de la cuarta etapa, a menos que se agrande bastante la gráfica; empero, los cálculos después de este punto pueden realizarse con la ayuda de la figura 5.16. Más **allá** de la cuarta etapa, la relación entre el flujo excedente y el líquido en el lodo se vuelve **básicamente** constante e igual a $R_{N_2} + /E_{N_2} = 4331/735 = 5.90 = R/E$. Ésta es la pendiente inicial de la línea de **operación** en la parte inferior de la figura 13.32. La pendiente de la curva en el equilibrio a estas bajas concentraciones es **también** básicamente constante, $m = y^*/x = 0.01015/0.00450 = 2.26$ y R/mE

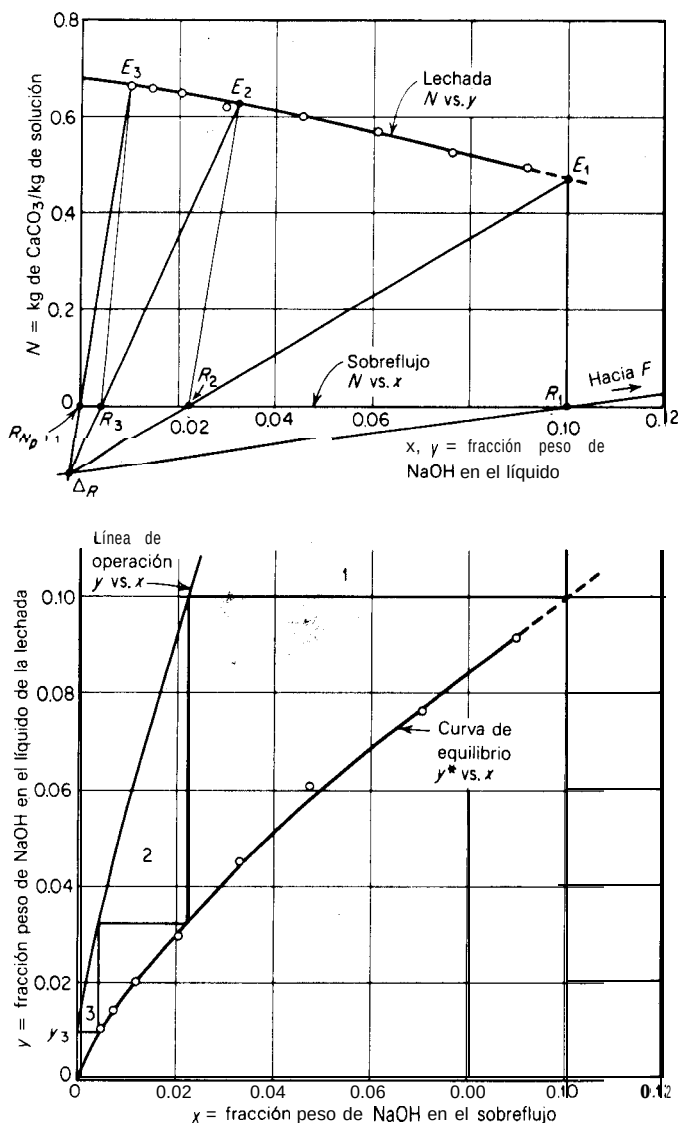


Figura 13.31 Solución al ejemplo 13.3

$= 5.90/2.26 = 2.61$. $x_{N_1} = 0$ y $y_4 = 0.007$. Por lo tanto $(y_{N_1} - mx_{N_1} + 1)/(y_4 - mx_{N_1} + 1) = 0.000544/0.007 = 0.0777$. De acuerdo con la figura 5.16, se requieren 2.3 etapas adicionales además de las 4 calculadas gráficamente.

Dos etapas adicionales (seis espesadores) harían $y_{N_1}/y_4 = 0.099$ o $y_{N_1} = 0.099(0.007) = 0.000693$, que corresponde a 0.51 kg NaOH perdidos/h; ahora bien, tres etapas adicionales (siete espesadores) harían $y_{N_1} = 0.0365(0.007) = 0.000255$, que corresponde a 0.187 kg NaOH perdida/h.

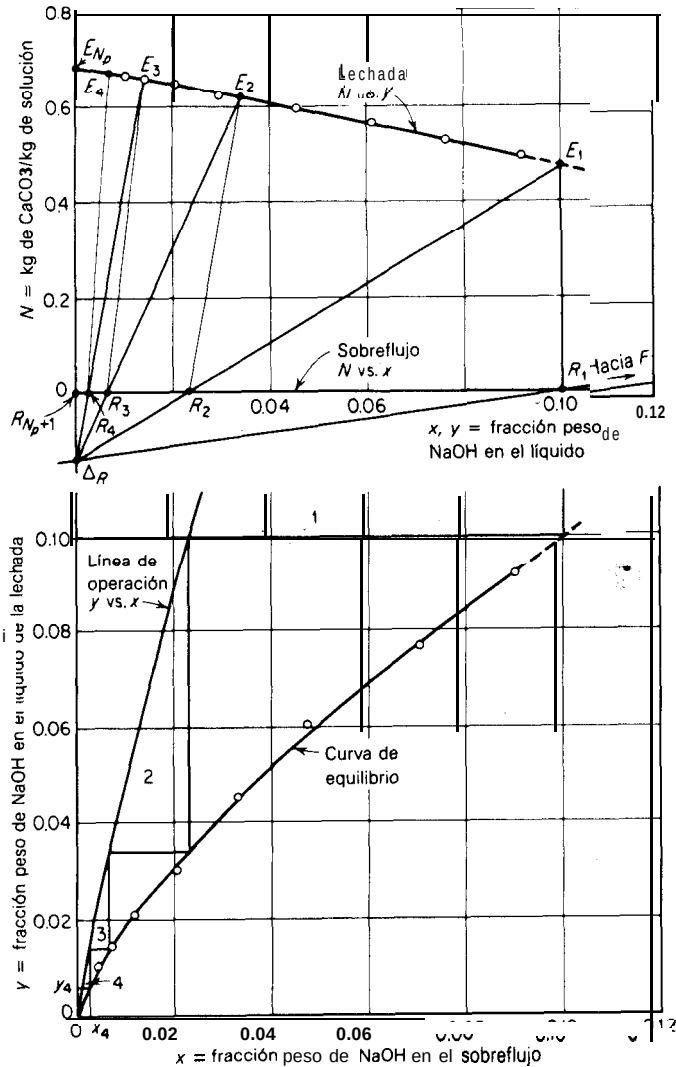


Figura 13.32 Solución al ejemplo 13.3

Debe acentuarse que el costo de este número de espesadores probablemente no estará justificado cuando se compare con el valor de la **NaOH** perdida. Se especificó la perdida tan **baja** de **NaOH** con el fin de mostrar los **métodos** de calculo.

Ejemplo 13.4 Se van a lixiviar con hexano frijoles de **soya** en hojuelas, para separar el aceite de **soya**. Se alimentara una capa de 0.3 m de espesor de las hojuelas (0.25 mm espesor de las **hojuelas**) en una banda **sinfin** perforada, que se mueve lentamente y que pasa bajo una serie de as-

persores que operan en forma continua^[40]. Al pasar el sólido bajo cada **aspersor**, se roda **con** líquido que se percuela a través del lecho, se recoge en una tina debajo de la banda y se recicla mediante bombeo hasta los aspersores. El espacio entre los aspersores es tal que se deja que el **sólido** se drene durante 6 **min** antes de que llegue al siguiente aspersor. El disolvente también pasa de tina a tina a contracorriente con respecto a la dirección de movimiento del lecho, de modo que se mantiene una verdadera **operación** por etapas a contracorriente continua en la que cada **aspersión** y drenado constituye una etapa. Los experimentos^[40] muestran que después de los seis minutos de drenado las hojuelas retienen un grado de **solución** que depende del contenido de aceite de la solución, como sigue:

% en peso de aceite en la sol.	0	20	30
kg sol. retenida /kg sólido insoluble	0.58	0.66	0.70

Se **supondrá** que la solución retenida contiene el único aceite en las hojuelas drenadas.

Las hojuelas de **soya** que entran contienen 20% de aceite y se van a lixiviar hasta 0.5% de aceite (en base libre de disolvente). El flujo neto hacia adelante del disolvente **será** de 1.0 kg de hexano introducido como disolvente fresco por kilogramo de hojuelas; el disolvente fresco no contiene aceite. El disolvente drenado de las hojuelas generalmente **está** libre de sólido, excepto en la primera etapa: la **miscela** rica contiene 10% del **sólido** insoluble en la alimentación como un **sólido suspendido** que cae a través de las perforaciones de la banda durante la carga. **¿Cuántas** etapas se requieren?

SOLUCIÓN Las líneas de unión son verticales, $x = y^*$. Se rearreglan los datos del drenado como sigue:

Porcentaje de aceite kg sol. retenida en la sol. = $100y^* \frac{\text{kg sol. retenida}}{\text{kg sólido insoluble}}$	$\frac{1}{N}$	$\frac{\text{kg aceite}}{\text{kg sólido insoluble}} = \frac{y^*}{N}$
0	0.58	1.725
20	0.66	1.515
30	0.70	1.429

Buses: 1 kg de hojuelas introducido.

Alimentación de **soya** $B = 0.8$ kg insoluble; $F = 0.2$ kg aceite; $N_F = 0.8/0.2 = 4.0$ kg sólido insoluble/kg aceite; $y_F = 1.0$ fracción masa aceite, base libre de sólido.

Disolvente $R_{N_p} + \dots = 1.0$ kg hexano; $x_{N_p} + 1 = 0$ fracción masa de aceite.

Sólidos lixiviados $\frac{\text{kg aceite}}{\text{kg sólido insoluble}} = 0.005/0.995 = 0.00503$. Por **interpolación** en los datos en el equilibrio, $N_{N_p} = 1.718$ kg sólido/kg sol.

Sólido insoluble perdido en la **miscela** $= 0.8(0.1) = 0.08$ kg

Sólido insoluble en los sólidos lixiviados $= 0.8(0.9) = 0.72$ kg

$$E_{N_p} = \frac{0.72}{1.718} = 0.420 \text{ kg kg sol. retenida}$$

kg aceite retenido $0.00503(0.72) = 0.00362$ kg

kg hexano retenido $= 0.420 - 0.00362 = 0.416$ kg

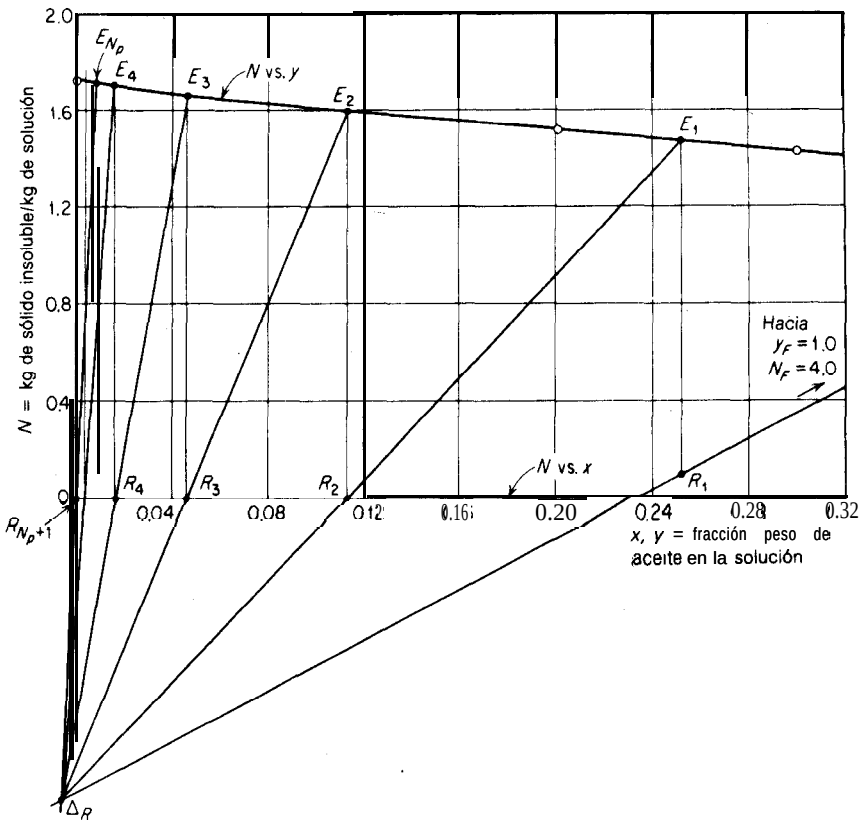


Figura 13.33 Solución el ejemplo 13.4

$$y_{N_p} = \frac{0.00362}{0.420} = 0.0086 \text{ fracción masa aceite en el líquido retenido}$$

Miscela Hexano = $1 - 0.416 \approx 0.584$ kg; aceite = $0.2 - 0.00362 = 0.196$ kg. $R_1 = 0.584 + 0.196 = 0.780$ kg **miscela** clara; $x_1 = 0.196/0.780 = 0.252$ fracción masa de aceite en el líquido. $N_{R1} = 0.08/0.780 = 0.1027$ kg sólido insoluble/kg sol.

El diagrama de **operación** se muestra en la figura 13.33. El punto R_1 representa la **miscela** turbia; por lo tanto, **está** desplazado del eje de la **gráfica** en N_{R1} . El punto Δ_R se localiza como siempre y las etapas se determinan con el eje $N = 0$ para todas las etapas excepto la primera. Se necesitan de cuatro a cinco etapas. El ajuste de la cantidad de disolvente o la cantidad de aceite no extraída, por prueba y error, proporcionar8 un número entero.

Rapidez de la lixiviación

Los muchos fenómenos diversos que se encuentran en la práctica de la lixiviación hacen imposible aplicar una sola teoría para explicar la acción de lixiviación. Se ha mostrado que en la lixiviación puede intervenir el simple lavado de la **superfi-**

cie de un sólido, o la disolución de un soluto en una matriz de materia insoluble, ósmosis y posiblemente otros mecanismos, que se conocen muy poco. Puede preverse que el lavado de una solución de la superficie de partículas sólidas impermeables sea **rápido** y que sólo requiera la mezcla de la solución y el disolvente; entonces, es probable que la eficiencia de las etapas dependa por entero de lo completa que sea la separación mecánica del líquido y el sólido.

Por otra parte, la lixiviación de un soluto a partir de las partes internas de un sólido, puede ser relativamente lenta. Los sólidos formados por una estructura de sustancia insoluble, con los poros impregnados con el soluto, pueden describirse en función de un factor de la forma de los poros, como se **señaló** en el capítulo 4. El factor es una función del sólido, independiente de la naturaleza del soluto y del disolvente y es una medida de la complejidad de la trayectoria a través de la cual se difunde el soluto. En el caso de productos naturales, como sustancias vegetales, la complejidad de la estructura puede dificultar la aplicación de estos métodos. Por ejemplo, en el caso de las rebanadas de remolacha ^[45], aproximadamente una quinta parte de las células se rompen al formar las rebanadas, y la lixiviación de azúcar contenido en estas células es probablemente un simple proceso de lavado. Las células restantes pierden el azúcar por un proceso de difusión; la **combinación** de ambos hechos produce curvas en las coordenadas mostradas en la figura 4.2, que se desvían considerablemente de las producidas por una simple **difusión** con difusividad efectiva constante o un factor de la forma de los poros ^[25]. Se han considerado muchos mecanismos tratando de explicar estas observaciones ^[7]. En otro ejemplo, la madera muestra diferentes **rapideces** de **lixiviación** de un soluto impregnante, según que la **difusión** sea en una dirección paralela o tangencial al grano de la madera ^[30]. Si los solutos deben pasar por **diálisis** a través de las paredes celulares, quizá sea imposible aplicar estos conceptos. La rapidez de difusión del aceite de **soya** a partir de hojuelas de **soya**, que no admite una interpretación sencilla, puede atribuirse a la presencia de diferentes tipos de estructuras en la **matriz**^[23], lo mismo que a la presencia de un componente que se disuelva con lentitud en el aceite ^[18, 22]. Las semillas enteras no pueden lixivarse; el molido y la formación de hojuelas evidentemente rompen las paredes celulares y dejan paso a la penetración del disolvente por la acción capilar ^[28, 29]. El hecho de que la rapidez de lixiviación aumente al crecer la tensión superficial de las soluciones de disolvente-aceite y el hecho de que aun en las hojuelas de semillas haya un residuo de aceite que no se pueda extraer al aumentar el espesor de las hojuelas, apoya este punto de vista. El hecho de que el aceite lixiviado esté formado de diferentes sustancias, se deduce con claridad de las diferentes propiedades del aceite que se obtienen después de tiempos cortos y largos de lixiviación. Se ha propuesto un método para trabajar en forma diferente con estas sustancias lixivadas ^[19]; estos ejemplos sirven cuando menos para indicar la complejidad de muchos de los procesos prácticos de lixiviación, cuya mayoría se desconoce bastante.

Cuando sólidos semejantes a los descritos arriba se sumergen en disolventes para la lixiviación, es razonable suponer que la resistencia a la transferencia de

masa dentro del sólido sera probablemente la resistencia controladora y que será mínima la del líquido que rodea al sólido [45]. En estos **casos**, el aumentar la rapidez de movimiento del líquido a través de la superficie del sólido no modifica apreciablemente la rapidez de la lixiviación. Las aplicaciones de la teoría de difusión en estado no estacionario dentro de sólidos de diferentes formas (véase el Cap. 4) para los cálculos de la **lixiviación**, incluyendo las asociadas con las cascadas de varias etapas y las asociadas con la reacción química en el sólido, se han trabajado con considerable detalle [1, 31, 32, 42].

NOTACIÓN PARA EL CAPÍTULO 13

Se puede utilizar cualquier conjunto consistente de unidades, excepto cuando se **señale** lo contrario.

a	una constante
a_p	superficie específica de las partículas , área/espacio empacado, L^2/L^3
A	disolvente de lixiviación puro
A	sección transversal del espesor, ecuación (13.7), L^2
b	una constante
B	sólido acarreador insoluble, masa (operación por lotes), M ; masa/tiempo , M/Θ , o masa/tiempo(área) , $M/L^2\Theta$ (operación continua)
c	concentración de sólidos en una suspensión, M/L^3
c_v	concentración de sólidos en el flujo inferior, M/L^3
C	sóluto soluble
d_p	diámetro de una esfera con la misma relación superficie/volumen que una partícula, L
E	disolvente y soluto asociado con los sólidos lixiviados, masa (operación por lotes), M ; masa/tiempo , M/Θ , o masa/área(tiempo) , $M/L^2\Theta$ (operación continua)
F	sóluto y disolvente en los sólidos que se van a lixiviar, masa (operación por lotes), M ; masa/tiempo , M/Θ , o masa/área(tiempo) , $M/L^2\Theta$ (operación continua)
g	aceleración de la gravedad, L^2/Θ
g_c	factor de conversión , $ML/F\Theta^2$
G	masa velocidad, $M/L^2\Theta$
G_S	flux de los sólidos que se están sedimentando, $M/L^2\Theta$
G_{SL}	flux limitante de los sólidos, $M/L^2\Theta$
K	permeabilidad, L^3/Θ^2
m	pendiente de la curva en el equilibrio, dy^*/dx , adimensional
M	contenido de disolvente y soluto de una suspensión o mezcla, masa (operación por lotes), M ; masa/tiempo , M/Θ , o masa/área(tiempo) , $M/L^2\Theta$ (operación continua)
N	masa de sólido insoluble B /(masa de soluto A y disolvente C), M/M
N_p	numero de etapas, adimensional
Δp	caída de presión, F/L^2
R	disolvente y soluto en la solución de lixiviación , masa (operación por lotes), M ; masa/tiempo , M/Θ , o masa/(área)(tiempo) , $M/L^2\Theta$ (operación continua)
s	saturación residual de un lecho de sólidos drenados, fracción de volumen vacío ocupado por líquido, adimensional
s_0	saturación residual en la parte superior de un lecho empacado, adimensional
s_{av}	saturación residual promedio, adimensional
V	velocidad inicial de sedimentación , L/Θ
w	concentración de sólidos insolubles en una suspensión, fracción masa
W	flujo de sólidos , M/Θ
x	concentración del soluto en solución, fracción masa, base libre de B

y	concentración de soluto en una mezcla, fracción masa, base libre de B
y^*	y en el equilibrio
Z	altura de un lecho de percolación o de sólido sedimentado L
Z_D	altura de drenado, L
Z_∞	altura final de los sólidos sedimentados, L
ϵ	volumen vacío fraccionario de un lecho empacado, adimensional
θ	tiempo, Θ
μ_L	viscosidad del líquido, M/Lθ
ρ_L	densidad del líquido, M/L^3
σ	tensión superficial, F/L

Subíndices

F	alimentación, sólidos que se van a lixiviar
S	saturado
1, 2, etc.	etapa 1, etapa 2, etc.

REFERENCIAS

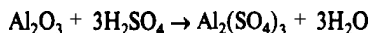
1. Agarwal, J. C. y I. V. Klumpar: *Chem. Eng.*, **84**, 135 (**24** de mayo de 1976).
2. Anderson, E. T. y K. McCubbin: *J. Am. Oil Chemists' Soc.*, **31**, 475 (1954).
3. Anon.: *Chem. Eng.*, **82**, 32 (3 de febrero de 1975).
4. Anon.: *Eng. and Mining J.*, **173**(6), 19 (1972).
5. Ashley, M. J.: *The Chem. Engr. (Londres)*, (**286**), 368 1974.
6. Bautista, R. G.: en *Advances in Chem. Eng.*, vol. 9, p. 1; T. B. Drew, G. R. Cokelet, J. W. Hoopes, Jr. y T. Vermeulen, eds., Academic Press, Nueva York, 1974.
7. Brunicke-Olsen, H.: *Solid-Liquid Extroction*; NYT Nordisk Forlag Arnold Busch; Copenhagen; 1962.
8. Chen, N. H.: *Chem. Eng.*, **77**, 71 (24 de agosto de 1970).
9. Colman, J. E.: *Chem. Eng.*, **70**, 93 (4 de marzo de 1963).
10. Comings, E. W.: *Ind. Eng. Chem.*, **32**, 663 (1940).
11. Dombrowski, H. S. y L. E. Brownell: *Znd. Eng. Chem.*, **46**, 1 267 (1954).
12. Donald, M. B.: *Trans. Inst. Chem. Engrs. (Londres)*, **15**, 77 (1937).
13. Fitch, B.: *Chem. Eng. Progr.*, **70**(12), 33 (1974).
14. Fitch, B.: *Ind. Eng. Chem.*, **58**(10), 18 (1966); *Chem. Eng.*, **78**, 83 (23 de agosto de 1971).
15. French Oil Mill Machinery Co., *Bull.*, 08-10-E (1977).
16. Gastrock, E. A., et al.: *Ind. Eng. Chem.*, **49**, 921, 930 (1957); *J. Am. Oil Chemists' Soc.*, **32**, 160 (1955).
17. George, W. J.: *Chem. Eng.*, **66**, 111 (9 de febrero de 1959).
18. Goss, W. H.: *Oil and Soap*, **23**, 348 (1946).
19. Hassett, N. J.: *Brit. Chem. Eng.*, **3**, 66, 182 (1958).
20. Havighorst, C. R.: *Chem. Eng.*, **71**, 72 (30 de marzo de 1964).
21. Kammermeyer, K.: *Ind. Eng. Chem.*, **33**, 1484 (1941).
22. Karnofsky, G.: *J. Am. Oil Chemists' Soc.*, **26**, 564 (1949).
23. King, C. O., D. L. Katz y J. C. Brier: *Trans. AIChE*, **40**, 533 (1944).
24. Koenig, D. M.: *Znd. Eng. Chem. Fundamentals*, **8**, 537 (1969).
25. Krasuk, J. H., J. L. Lombardi y D. D. Ostvorsky: *Ind. Eng. Chem. Process Des. Devel.*, **6**, 187 (1967).
26. Lamont, A. G. W.: *Con. J. Chem. Eng.*, **36**, 153 (1958).
27. McCubbins, K. y G. J. Ritz: *Chem. Ind. (Londres)*, **66**, 354 (1950).
28. Othmer, D. F. y J. C. Agarwal: *Chem. Eng. Progr.*, **51**, 372 (1955).

29. Othmer, D. F. y W. A. Jaatinen: *Ind. Eng. Chem.*, 51, 543 (1959).
30. Osburn, J. Q. y D. L. Katz: *Trans. AICHE.*, 40, 511 (1944).
31. Plackko, F. P. y J. H. Krasuk: *Chem. Eng. Science*, 27, 221 (1972); *Ind. Eng. Chem. Process Des. Devel.*, 9, 419 (1970).
32. Plackko, F. P. y M. E. Lago: *Con. J. Chem. Eng.*, 50, 611 (1972); *Chem. Eng. Science*, 28, 897 (1973); *Ind. Eng. Chem. Process Des. Devel.*, 15, 361 (1975).
33. Price, F. C.: *Chem. Eng.*, 67(7), 84 (1960).
34. Rampacek, C.: *Chem. Eng. Progr.*, 73(2), 57 (1977).
35. Rein, P. W. y E. T. Woodburn: *The Chem. Engr. J.*, 7, 41 (1974).
36. Rushton, J. H. y L. H. Maloney: *J. Metals*, 6, *AIME Trans.*, 200, 1199 (1954).
37. Sattler-Dornbacher, E.: *Chem.-Ing.-Tech.*, 30, 14 (1958).
38. Scofield, E. P.: *Chem. Eng.*, 58(1), 127 (1951).
39. Shannon, P. T., E. M. Toy, et al.: *Ind. Eng. Chem.*, 57(2), 18 (1965); *Znd. Eng. Chem. Fundamento* & 2, 203 (1963); 3, 184, 250 (1964); 4, 195, 367 (1965).
40. Smith, C. T.: *J. Am. Oil Chemists' Soc.*, 28, 274 (1951).
41. Soylemez, S. y W. D. Seider: *AICHE J.*, 19, 934 (1973).
42. Tettamanti, K., J. Manczinger, J. Hunek y R. Stomfai: *Acta Chim. Sci. Hung.*, 85(1), 27 (1975).
43. Van Arsdale, G. D.: *Hydrometallurgy of Base Meta* & McGraw-Hill; Nueva York, 1953.
44. Work, L. T. y A. S. Kohler: *Ind. Eng. Chem.*, 32, 1329 (1940).
45. Yang, H. H. y J. C. Brier: *AICHE J.*, 4, 453 (1958).

PROBLEMAS

- 13.1 Un tanque de **diámetro** de 1 m con un fondo falso y un filtro de lona se llena parcialmente con 1 000 kg (peso seco) de arena de mar **húmeda** con agua de mar. La arena se deja **sedimentar** hasta que deja de gotear; entonces, se agregan 750 kg de agua fresca y se recircula hasta alcanzar una **concentración** salina uniforme. Se permite que la arena se sedimente de nuevo hasta que deja de gotear; entonces se saca del tanque y se seca. Calcule el contenido de sal en la arena seca.
 Las **partículas** de arena tienen un **tamaño de partícula** promedio $d_p \approx 0.4$ mm, una densidad de **partícula** de 2 660 **kg/m³** y una densidad global de 1 490 kg (peso **seco**)/m³. El agua de mar contiene 3.5% de **sal**; su densidad es 1 018 **kg/m³** y su **tensión** superficial es 0.0736 **N/m**. La tensión superficial del agua es 0.0728 **N/m**.
- 13.2 Obtenga las expresiones para las coordenadas del punto $\Delta_R(y_{\Delta R}, N_{\Delta R})$ (Fig. 13.29) y verificar los resultados determinando los valores **numéricos** en el caso del ejemplo 13.3a.
- 13.3 Con el fin de eliminar los sólidos en la **miscela** final del ejemplo 13.4, se **decidió** pasar el líquido de la etapa 3 a la etapa 1, en donde el líquido se va a poner en contacto con **sólidos** frescos. El líquido drenado de la etapa 1, que contiene los **sólidos** suspendidos, se pasara entonces a la etapa 2. en donde se va a filtrar pasando el líquido a **través** del lecho de **sólidos** en esta etapa. Entonces, la **miscela** fina se separa como una **solución** clara de la etapa 2. **¿Cuántas** etapas se **requerirán** para la misma relación **disolvente/semillas** y la misma concentración de aceite en los sólidos descargados?
 Respuesta: 6.
- 13.4 Un mineral que contiene 20% de azufre **metálico** se va a liiviar con un aceite de petróleo caliente, en el cual el azufre es soluble hasta un 10% en peso. El disolvente se va a bombear repetidamente sobre el **lote** de mineral molido, utilizando 1.5 kg disolvente **fresco/kg** mineral. **Despu**& de que ya no se disuelve **más** azufre, el **líquido** se va a drenar y reemplazar con un lote fresco de 1.5 kg **aceite/kg** mineral original y la operación se repite. Durante el drenado, los materiales sólidos retienen solución a un grado de un **décimo** del peso del sólido no disuelto (azufre y ganga). No hay adsorción preferencial.
 a) Calcule los datos en el equilibrio y **graficarlos** de la forma usual.

- b) Calcule la cantidad no extraída de azufre y la concentración de azufre en las aguas compuestas de lixiviación.
- c) Repítase **b** para el caso en que se utilice un sistema de Shanks de dos etapas, con 3 kg de disolvente **fresco/kg** de sólido sin lixiviar. Supóngase que ya se **alcanzó** el estado estacionario.
- 13.5 Se va a producir sulfato de aluminio, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, por la acción de **ácido sulfúrico**, H_2SO_4 sobre bauxita, en una serie de agitadores, con una cascada de espesadores continuos para lavar el lodo insoluble y eliminar el sulfato de aluminio.



El diagrama de flujo es similar al de la figura 13.13a. Los agitadores de reacción se alimentan con (1) 25 toneladas métricas de **bauxita/día**, que contiene 50% Al_2O_3 ; el resto es insoluble; (2) la cantidad **teórica** de ácido acuoso contiene 60% de H_2SO_4 y (3) el flujo excedente del segundo espesador. Supóngase que la reacción es total. La solución concentrada producida va a contener 22% de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$; no mas del 2% del $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ producido se va a perder en el lodo lavado. El último espesador se va a cargar con agua de lavado pura. El flujo inferior para cada espesador contendrá 4 kg **líquido/kg** sólido insoluble; la **concentración** de sustancias solubles en el líquido del flujo inferior para cada espesador se puede suponer igual que en el flujo excedente. Calcule el número requerido de espesadores y la cantidad requerida de agua de lavado por día.

Respuesta: 3 espesadores.

(Nota: Al resolver este problema, asegúrese de considerar tanto el agua en el ácido como la producida en la **reacción**. Adapte la figura 5.16 para todos los espesadores, excepto para el primero en la cascada).

- 13.6 El bario que aparece en forma natural como el sulfato. **BaSO₄**, se transforma a la forma soluble en agua mediante calentamiento con carbón; el sulfato se reduce **así** hasta el sulfuro, **BaS**. La mezcla resultante de reacción, “cenizas negras” de bario, que contiene **65%** de **BaS** soluble, se va a lixiviar con agua. Se van a alimentar 100 toneladas **métricas al día** de cenizas negras en un molino de tubos, junto con el flujo excedente del segundo de una cascada de espesadores; el **efluente** del molino se va a alimentar al primer espesador. Todo el bario se disuelve en el molino. La solución concentrada que se derrama del primer espesador contendrá **20%** de **BaS** en peso. Cada uno de los espesadores va a producir un lodo que contiene 1.5 kg **líquido/kg sólido** insoluble. La solución en el flujo excedente y en el lodo que sale de cualquiera de los **espesadores** puede suponerse de la misma **concentración** de **BaS**. Se desea que el **BaS** perdido con el lodo final sea, a lo máximo, **1 kg/día**.

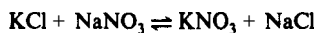
a) **¿Cuántos** espesadores se requieren? [Adaptese la ecuación (5.55) para todos los espesadores, excepto el primero].

Respuesta: 6..

b) Se decide pasar el lodo de **lixiviación final** a un filtro continuo como en la figura 13.13 b, en donde el contenido de líquido de los **sólidos** filtrados se va a reducir hasta el 15% en peso. El filtrado se va a regresar **al** último espesador, pero la torta de filtración no se va a lavar. **¿Cuántos** espesadores se requieren?

Respuesta: 5.

- 13.7 En la **fabricación** de nitrato de potasio, KNO_3 , se agrega cloruro de potasio, **KCl**, a una **solución** acuosa concentrada caliente de nitrato de sodio, NaNO_3 ,



Debido a su solubilidad relativamente baja, parte del cloruro de sodio, **NaCl**, precipita y se filtra. Se agrega un poco de agua al filtrado para evitar la precipitación posterior de **más NaCl**, la mezcla se enfria a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ y el **KNO₃** puro cristaliza. La suspensión resultante contiene, por 100 kg de **KNO₃** precipitado, 239 kg de una solución cuyo **análisis** es 21.3% **de KNO₃**, 21.6% **NaCl** y 57.1% agua. La suspensión se carga en el primero de una cascada de cuatro clasificadores continuos, en donde se lavan a contracorriente cada **100 kg** de cristales con 75 kg de una solución saturada de **KNO₃**, que contiene 24.0% **KNO₃**, con **el fin** de liberarlos **del NaCl**. Los cristales húmedos que salen de cada clasificador retienen 25% del líquido; el liquido del flujo excedente esta claro. Los cristales lavados **descargados** del cuarto clasificador, contienen 25% de **líquido**, se mandan a un secador continuo. Todo el líquido excepto el descargado con los cristales lavados sale en el flujo excedente del primer clasificador. Se llega **al** equilibrio entre el sólido y el líquido en cada clasificador; el flujo excedente claro tiene la misma **composición** que el liquido retenido por los cristales. La solubilidad del **KNO₃** en las soluciones de **NaCl** (**KNO₃** es la fase sólida en el equilibrio) a la temperatura predominante está dada en la siguiente tabla:

% NaCl	0	6.9	12.6	17.8	21.6
% KNO ₃	24.0	23.3	22.6	22.0	21.3

- a) Grafique los datos en el equilibrio [$N = \text{kg KNO}_3/\text{kg (NaCl + H}_2\text{O)}$] tanto para el flujo excedente claro como para los cristales húmedos; x y $y = \text{kg NaCl/kg (NaCl + H}_2\text{O)}$].
- b) Calcule el contenido en porcentaje de **NaCl** que puede preverse en el producto **KNO₃** seco.
- Respuesta: 0.306%.

- Abbot, ecuaciones de, 639
- Ablandamiento del agua, 707
- Absorción: adiabática, 348
 - de un componente, 334
 - fraccionaria, 324
 - de gases, 3,306
 - isotérmica 327
 - con reacción química 369
 - en torres de platos, 209
 - en varias etapas, 179
- Aceite enriquecido, 368
- Acumuladores de reflujo, 439
- Adelgazamiento, 655
- Adsorbedor sin calentamiento,
 - oscilación de la presión 693
- Adsorbentes: de lecho móvil
 - de estado estacionario, 675
- principales, 628
 - adsorbentes poliméricos sintéticos 629
 - alúmina 628
 - hidratada natural, 628
 - aluminosilicatos metálicos 629
 - arcillas activadas, 628
 - bauxita, 628
 - bentonita, 628
 - carbón: activado de malla molecular, 628
 - adsorbente de gases, 628
 - de hueso, 628
 - carbones decolorantes, 628
 - mallas moleculares, 628
 - óxido de aluminio hidratado, 628
 - sílica gel, 627
 - tierras de Fuller 628
 - zeolitas, cristales sintéticos de, 629
- útiles 629
- Adsorción, 4, 5
 - aparente, 641
 - de un componente, 636
 - obtención del soluto, 677
 - Cromatográfica, 697
 - de dos componentes, fraccionamiento, 681
 - en el equilibrio, 629
 - física, 626
 - fraccionada, 4
 - de gases, 629
 - e intercambio iónico. 625
 - naturaleza de los adsorbentes, 627
 - tipos de adsorción, 626
 - isotérmica 698
 - de líquidos, percolación, 695
 - a partir de una solución concentrada, 643
 - del soluto a partir de soluciones diluidas, 641
 - en suspensiones de gases y vapores, 672
 - de sustancias coloradas, 643
 - tipos de, 626
 - de van der Waals 626
 - de un vapor a partir de un gas, en
 - lechos fluidizados, 674
 - de vapores, 690
- Adsorción-desorción, 623
- Adsorptividad relativa, 637
- Agitación mecánica, 24, 173
 - absorción en varias etapas, 179
 - area interfacial, 176
 - de líquidos en una sola fase: impulsores de
 - tipo marino, 165
 - prevención de vórtices, 168
 - tanques abiertos con superficies
 - gas-liquido, 168
 - tanques cerrados, completamente llenos,
 - sin superficies gas liquido 169
 - potencia del impulsor, 174
 - retención del gas, 176
- Agitador de Dorr, 809
- Agitadores múltiples, 179
- Agua: de cristalización, 728
 - ligada, 725
 - no ligada 725
- Aguas madres, 793
- Alimentación. 529
 - múltiple, 439, 467
- Altura: drenada, 797
 - del empaque, 352
 - equivalente para una etapa ideal, 334

- del lecho absorbente, 699
- de una unidad de transferencia del gas, 336
- Alturas globales de las unidades de transferencia, 345
- Analogía: de Colburn, 79
 - de la fricción, 75
 - de Prandtl, 79
 - de la transferencia de masa, 80
- Anillos: de Lessing, 214
 - de Pall, 214
 - de Raschig, 179, 213, 587
- Área interfacial, 176
 - específica, 162, 579
- Arrastre, 206
 - por la corriente, 278
 - por la espuma, 181
- Aspersión continua, 797
- Atmólisis 7
- Autodifusión. 87
- Auxiliares de la sedimentación, 586
- Azeotropismo, 637, 638
- Azeotropo, 387, 388, 391, 428
 - ternario, 398, 506
- Balance: económico, 570
 - de entalpía, 275, 350
 - de soluto en toda la torre, 678
 - del vapor adsorbible, 674
- Balances de materia y entalpía, 773
- Batería de extracción, 800
- Bliss, H., 680
- Boltzmann, constante de, 46
- Boquilla atomizadora, 212
- Cabeceo cuadrado, 166
- Caída alta de presión, 181
- Caída de presión: para el flujo de dos fases, 225
 - del gas, 219
- Calculo: aproximado del grado de lixiviación, 822
 - de los platos, 470
- Calor: de adsorción, 635, 636
 - dieléctrico, 736
 - diferencial de adsorción, 635
 - húmedo, 258
 - de humidificación, 773
 - integral de adsorción, 635, 637
 - latente de evaporación, 249, 258, 626
 - de un líquido puro, 635
 - liberado durante la quemisorción, 626
 - de radiación, 736
 - sensible, 249, 758
- Calores latentes de evaporación, 394
- Camaras de aspersión, 292
- Cambio: en la energía cinética, 252
 - en la energía potencial, 252
 - en entalpía, 253
 - con respecto al tiempo, 351
- Capa coalescida, 598
- Capacidad calorífica, 253
- Características de los diagramas H_{xy} y xy , 395
- Carta psicrométrica, 744, 776
- Cartas: de humedad absoluta-temperatura, 255
 - psicrométricas, 259, 282
- Cascadas, 141
 - a contracorriente, 142, 529
 - a flujo cruzado, 141
 - de mezclador-sedimentador, 586
- Centrifugas, 648
- Cinética de la reacción de intercambio, 710
- Clasificadores, 817
- Clausius-Clapeyron, ecuación de, 249
- Coalescedores, 586
- Coalescencia de las burbujas, 163, 176
- Coefficiente: de actividad, 41
 - de arrastre, 170
 - del líquido, 663
 - de autodifusión, 37
 - de difusión, 25, 34
 - de distribución, 535, 666
 - de la fase gaseosa, 228
 - ordinario de convección, 273
 - de transferencia de masa, 21, 22, 122, 665
 - laminar, 73
 - local, 58
 - volumetrico de transferencia de calor, 284
- Coefficientes: globales 127
 - promedio, 129
 - de transferencia, 277
 - de transferencia de masa local, 123
- locales, 126
- totales, 341
- de transferencia de masa, 52, 67, 71, 75, 82, 86, 340, 783
 - para el flujo laminar, 55
 - para torres empacadas, 227
 - volumetricos globales, 227
- Coffey, A., 411
- Colada, 717
- Colburn, analogía de, 79
- Comparación entre la destilación azeotrópica y la extractiva, 509
- Componente clave: ligero, 482
 - pesado, 482
- Componente clave, 482
- Comportamiento del empaque, 277
- Composición azeotrópica, 389, 390, 464
- Composiciones vapor-líquido en el equilibrio, 381
- Concentración: en el equilibrio, 126, 203
 - en la interfase, 123
- Conceptos de penetración-renovación, 70
- Condensación: diferencial, 408
 - parcial, 403
- Condensador parcial, 417
- Condensadores, 462
 - parciales, 462
 - de reflujo, 439
- Condición de azeotropismo, 394
- Condiciones a la frontera, 76
- Constante de inundación, 190
- Construcción de gráficas en unidades de transferencia, 343
- Contacto: por etapas, 543
 - balance económico, 570

- eficiencia de las etapas, 577
- extracción: a contracorriente continua con reflujo, 562
- fraccionada, 570
- en una sola etapa, 544
- en varias etapas: a contracorriente continua, 552
 - a corriente cruzada, 547
- sistemas de multicomponentes, 575
- múltiple a contracorriente, 799
- Contenido: crítico de humedad, 739, 753
- de humedad: en base húmeda, 728
 - en base seca, 728
- Contradifusión equimolar, 32
- Coordenadas: rectangulares, 552
 - triangulares, 534
 - equiláteras, 533, 540
- Correcciones a la composición, 494
- Correlación: de Hu-Kintner. 591
 - de Zenz 595
- Corriente: acarreadora, 562
 - lateral, 480
 - paralela en estado estacionario, 133
- Corrientes laterales, 441
- Cristales hidratados, 728
- Cristalización: aductiva, 5
 - fraccionada, 5
- Cromatografía, 697
 - de partición. 698
- Curva: binodal de solubilidad, 534
 - de distribución en el equilibrio, 119, 120, 123, 679
 - de elución, 6%
 - de equilibrio, 626
 - en el equilibrio, 275, 277, 316, 569
 - para la integración gráfica 340
 - de operación, 136
 - de presión de vapor, 248
 - de rapidez de secado, 737
 - de ruptura, 689, 690, 692, 696, 698
- Curvas: de saturación adiabática, 264, 265, 266
 - de solubilidad, 307, 569
- Danckwerts, P.V., 69
- Danckwerts, elementos superficiales de, 69
- Decantación 812
 - a contracorriente continua, 814
- Decocción*, 717
- Decoloración de aceites minerales y vegetales, 687
- Delicuescencia, 726
- Densidad: empacada aparente, 700
 - de la solución, 28
- Depresión de bulbo húmedo, 268, 779
- Derramaderos, 186
- Deshidratación de gases y líquidos, 687
- Deshumidificación, 3
 - del aire, 282
- Desorbador, 3 19
- Desorción 4, 5
 - adiabática 348
- Desorción-regeneración, 674
- Destilación: por arrastre de vapor, 391
 - azeotrópica. 505
 - diferencial, 406-408
 - condensación diferencial, 408
 - mezclas binarias, 407
 - volatilidad relativa constante, 408
- extractiva, 507
 - fraccionada, 3
 - molecular, 511
 - sencilla, 406
- en torres de platos, 209
- al vacío, 510
 - destilación molecular, 511
- Destilado, 411
- Destrucción del azeotropo, 508
- Desviaciones: negativas del ideal, 392
 - positivas del ideal, 387
- Diagrama: de fases: presión-temperatura-concentración, 379
 - tridimensional, 384
 - de operación, 655
 - tridimensional, 380
- Diagramas: concentración-entalpía, 394
- entalpía-temperatura, 293
 - de flujo, 543, 570
- Dialisis fraccionada, 6
- Diámetro: de la burbuja de gas, 159, 176
 - efectivo de las partículas, 225
- Difusión: desde una barra rectangular con las puntas selladas, 104
 - desde un cilindro, 104
 - con las puntas selladas, 104
- desde una esfera, 104
- en estado estacionario, 38
 - en mezclas de multicomponentes, 32
- en estado no estacionario, 102
- gaseosa, 6
- interfacial, 120, 157
 - coeficientes: globales: promedio, 129
 - de transferencia de masa local, 123
 - locales, 126
 - procesos a contracorriente en estado estacionario, 137
 - transferencia de masa local entre dos fases, 121
- interna como paso limitante, 752
- de Knudsen, 110, 111, 113
- molecular, 25, 26, 29, 42, 55, 111
 - en gases, 30
 - en líquidos, 38
- en un paralelepípedo rectangular, 104
- a través de una placa plana, 100
- a presión total constante, 109
- radial: a través de una capa esférica, 101
 - a través de un cilindro sólido, 101
- de remolino, 61
 - en sblidos, 29, 100,
 - a través de sólidos cristalinos, 108
 - en sólidos porosos, 108
- superficial, 108, 112
- térmica, 7
- Difusividad, 25
 - efectiva, 32, 109
 - de gases a presión atmosférica estándar 35
 - de líquidos, 39
 - molecular, 289
 - de remolino de la cantidad de movimiento, 64, 65

- sensibilidad de la, a la dirección 21
- térmica, 289
- Difusividades, 794
 - binarias, 33
 - de remolino, 71
 - de calor y masa, 65
- Difusores, 801
- Diseño de los platos perforados, 190
- Dispersión: axial, 236
 - del gas, 157
 - del líquido, 210
 - calda de presibn para el flujo de dos fases, 225
 - efectos terminales, 235
 - eliminadores del arrastre, 218
 - empaques: al azar, 213
 - regulares, 215
 - flujo: a contracorriente del líquido y el gas a través del empaque, 218
 - de líquido y gas a corriente paralela, 235
- inundación, 219
- lavadores Venturi, 210
- mezclado axial, 235
- recargo, 219
- retencibn del líquido en la torre, 228
 - retencibn estática 228
 - retención móvil, 228
- tamaño del empaque al azar. 217
- torres: y cámaras de aspersión 212
 - empacadas, 213
 - de paredes mojadas, 212
- Dispersiones, 578
- Dobbins, W. E., 70
- Doble resistencia, 125, 126
- Dynel, 586
- Eagleton, L. C., 680
- Ecuación de Clausius-Clapeyron, 249
 - de continuidad, 27
 - de Fenske, 426
 - de Freundlich, 642, 650, 652, 656, 659
 - de Klee-Treybal, 592
- Ecuaciones: de Abbot, 639
 - exactas de Horton-Franklin, 366
 - de Horton-Franklin, 361
 - de Kremser, 358
 - de movimiento, 56
 - de rapidez de transferencia-coeficientes de transferencia, 42
- Edmister, W. C., 361
- Edmister, método de, 364
- Efecto: de la concentración sobre la rapidez de sedimentació, 797
 - del espesor del sólido que se esta secando, 746
 - de la humedad del gas, 746
 - de pared, 681
 - de la presión, 536
 - de la temperatura, 535, 537, 634
 - del gas, 746
 - de la velocidad del gas, 745
- Efectos del cambio de presión o de temperatura, 639
- Eficiencia: de una etapa, 140
 - de las etapas, 577, 581, 596, 822
 - global del plato, 331
 - de Murphree, 331, 332, 581, 668
 - del plato, 180, 201, 331
 - de los platos, 201, 468
 - puntual, 202
 - térmica 759**
 - total del plato, 208
- Efiorescencia, 728
- Efusibn, 6
- Elección del disolvente, 541
 - para la absorción, 312
- Electrodialisis, 6
- Electrólitos fuertes, 41
- Eliminadores del arrastre, 218
- Elongación de la superficie, 5%
- Elución, 696, 717
 - en lechos fijos, 754
- Eluente, 697
- Emisividad, 744
- Empaques: al arar, 213
 - de Berl, 214
 - Intalox, 214
 - regulares, 215
 - de silla de montar, 214
- Emulsiones y dispersiones, 584
- Energía: cinética 113
 - interna, 252
- Enfriamiento por transpiración 92
- Enjambres de burbujas de gas, 161
- Enladrillado, 732
- Entalpia, 251, 348, 497
 - del gas, 348
 - saturado, 275
 - del líquido puro, 351
 - de mezclas saturadas, 259
 - relativa, 258
 - del vapor, 259
- Epstein, N., 268
- Equilibrio, 118, 723
 - de adsorción, 725
 - de desorción 725
 - histeresis, 725
 - líquido, 531
 - coordenadas triangulares equiláteras, 533
- elección del disolvente, 541
 - coeficiente de distribución, 542
 - densidad, 542
 - insolubilidad del disolvente, 542
 - recuperabilidad, 542
- selectividad, 541
 - tensión interfacial, 543
- esquema de notación, 531
- sistemas: de dos líquidos parcialmente solubles y un sólido, 537
 - de multicomponentes, 541
 - de tres líquidos, 534, 536
- sblidos: insolubles, 724
 - solubles, 726
- vapor-líquido, 379, 391, 480
 - características de los diagramas H_{xy} y xy , 395
 - desviaciones: negativas del ideal, 392
 - positivas del ideal, 387
- diagrama de fases presión-temperatura-concentración, 379
 - diagramas concentracibn-entalpia, 394
 - equilibrios a presión constante, 381

- y entalpia de sustancias puras, 247
 - curva de presión de vapor, 248
 - entalpia, 251
- Equilibrios: de adsorción 629
 - a presión constante, 381
 - a temperatura constante 384
 - líquidos insolubles, destilación por arrastre de vapor, 391
 - mezclas con punto de ebullición máximo
- azeotropo, 392
 - con punto de ebullición mínimo
 - azeotropos, 387
 - miscibilidad parcial de líquido, 389
 - sistemas de multicomponentes, 398
 - soluciones ideales, 384
 - volatilidad relativa, 382
- Equipo de contacto, continuo. 333
 - absorción: adiabática 348
 - de un componente, 334
 - altura equivalente para una etapa ideal, 334
 - alturas globales de las unidades de transferencia, 345
 - balances de entalpia, 350
 - coeficientes totales, 341
 - construcción de gráficas en unidades de transferencia, 343
 - desorción adiabática 348
 - funcionamiento del, 612
 - plato teórico (HETP), 334
 - soluciones diluidas, 342, 343
 - torres empacadas, 472
 - unidades de transferencia, 472
 - gas líquido, 601
 - de Higgins, 676
- Espesadores, 812
- Estado: crítico, 248
 - no estacionario, 730
- Estanques de aspersión 293
- Estiramiento superficial, 71
- Etapas, 140
 - cascadas 141
 - a contracorriente. 142
 - a flujo cruzado 141
 - de Murphree, 576
 - procesos: continuos en corriente
 - paralela, 140
 - por lotes, 141
 - y rapidez de transferencia, de masa, 147
 - teóricas 569
- Evaporación, 723
 - instantánea 401, 433, 735
 - de la alimentación 485
 - condensación parcial, 403
 - soluciones ideales, 404
- Exclusión iónica 709
- Extracción 717
 - a contracorriente: continua con
 - reflujo, 562
 - un disolvente, 571
 - un disolventes, 529
 - con doble disolvente, 530
 - fraccionada, 5, 530, 570, 571
 - líquida, 4, 529, 530
 - aplicaciones de la, 530
 - en una sola etapa, 544
 - en varias etapas: a contracorriente
 - continua, 552
 - a corriente cruzada, 547
- Extractores: de caja, 587
 - centrífugos, 607
 - de Luwesta, 607
 - de Podbielak, 607
 - de Rotabel, 607
 - a contracorriente agitados mecánicamente 604
 - columnas con pulsaciones, 606
 - equipo de contacto: de disco giratorio, 605
 - Mixco Lightnin CM, 604
 - de Graesser, 606
 - de Oldshue-Rushton, 604
 - de platos recíprocos de Karr 605
 - de Scheibel, 605
 - de Treybal, 605
- diferenciales, 600
- centrífugos 607
 - a contracorriente agitados mecánicamente 604
 - funcionamiento del equipo de contacto
 - continuo, 612
 - soluciones diluidas 610
 - torres aspersoras 601
 - empacadas 601
- por etapas 577
 - cascadas de ~~mezcla~~ ~~separación~~
 - emulsiones y dispersiones, 584
 - hidráulica de platos perforados 589
 - sedimentadores 585
 - tanques con agitación, 578
 - torres de platos perforados, 587
 - transferencia de masa: durante la formación
 - de la gota, 595
 - en platos perforados, 595
- Extrusión, 732
- Factor: de absorción, 141, 324
 - efectivo, 361
 - promedio, 361
 - de aereación, 193
 - constante de absorción, 358
 - de desorción, 141
 - efectivo, 361
 - promedio, 361
 - de fricción, 74
 - de Fanning, 63
 - de separación, 382, 637
 - Fanning, factor de fricción de, 63
 - Fenómeno de histéresis 629
 - Fenske, ecuación de, 426
 - Fick ley de, 100, 101, 112
 - primera ley de, 25
 - segunda ley de, 29
 - Filtración de líquidos por contacto, 646
 - Filtro: giratorio, 648
 - prensa, 648
 - Filtros giratorios continuos, 755
 - Flexirings, 214
 - Floculación, 806
 - Flotación métodos puramente
 - mecánicos de, 8
 - Fluidos inmiscibles 42
 - Flujo: a contracorriente del líquido y el gas
 - a través del empaque, 218

- en corriente paralela, 318
- equimolal, 446
- hidrodinámico de gases, 113
- inferior constante, 833
- inverso, 187
- de Knudsen, 113
- laminar, 50, 55, 797
- de líquido y gas a corriente paralela, 235
- óptimo 570
- de pistón de sólidos y gases, 676
- tangencial, 760
 - del sólido 771
- turbulento, 50, 79
- Flux, 743
 - de absorción, 60
 - instantáneo, 79
 - local, 86
 - de masa, 44
 - promedio, 69
 - relativo, 42
 - de transferencia, 87, 90
 - de calor sensible, 91
 - de masa, 42, 131
- Fondos, 411
- Formación: de las gotas, 590
 - de vórtices, 168
- Fourier, ecuación de, 105
- Fraccionador, 411
 - completo, 423
- Fraccionamiento, 410
 - de una mezcla de vapores, 675
- Franklin, W. B., 362
- Freundlich, ecuación de, 642, 643, 652, 656, 659
- Fuerza: de adhesión, 626
 - motriz media para la evaporación, 754
- Fuerzas motrices de la transferencia de masa, 775
- Función de choque, 36
- Gas polvoso II 1
- Gases y vapores sencillos, 629
 - calor de adsorción, 635
 - efecto de la temperatura, 634
 - histéresis de adsorción, 633
- Gilliland, E. R., 80
- Glitsch Ballast Tray, 200
- Gradiente: de concentración, 31, 50, 67, 748
 - hidráulico en platos grandes, 199
 - de velocidad, 42
- Grado: de adsorción, 631
 - de floculación, 806
 - de insaturación, 631
 - de saturación en el punto de ruptura, 700
- Gráfica de concentración-entalpía, 395
- Granulación, 736
- Grashof, número de, 77
- Henrv. H. C., 268
- Henry; ley de; 106, 311, 323, 343
- Heteroazeotrópico, 505
- Hidráulica de platos perforados, 589
- Hidrociclones, 816
- Higbie, R., 68
 - Higbie, temía de, 69
 - Histeresis, 725
 - de adsorción, 633
 - Holland, C.D., 501
 - Horton, G., 362
 - Horton-Franklin, ecuaciones de, 366
 - exactas, 362
 - mtodo de, 366
 - Hu-Kintner, correlación de, 591
 - Humedad: absoluta, 254
 - por ciento, 256
 - en el equilibrio, 728
 - de Grosvenor, 255
 - libre, 728
 - ligada, 728
 - molal absoluta, 264
 - no ligada, 728
 - relativa, 724
 - saturada de un gas, 694
 - superficial, 781
- Humidificación, 3
 - y enfriamiento del gas, 282
- Hypersorber, 676
- Impulsores tipo marino, 165
- Intensidad de la turbulencia, 72
- Intercambiador de cationes, 707
- Intercambiadores de iones, 707
- Intercambio iónico, 625, 707
 - equilibrio, 709
 - principios del, 707
 - rapidez del, 710
 - técnicas y aplicaciones, 708
- interfase gas-líquido, 68, 583
- Inundación, 219
 - de la torre, 219
- Inundaciones, 181
- Isómeros ópticos, 309
- Isósteras, 635
- Isoterma para el metano, 631
- Isotermas: de adsorción, 630, 631
 - en el equilibrio, 650
 - de Brunauer-Emmett-Teller, 633
 - de Freundlich, 633, 645
 - de Langmuir, 633
- Kern, R., 439
- Klee-Treybal, ecuación de, 592
- Knudsen. difusión de, 110, II 1, 113
 - flujo de, 113
 - ley de, 110, 113
- Koch Flexitray, 200
- Kohl, A., 369
- Kolmogoroff, A. N., 62
- Kremser, ecuaciones de, 362
- Kremser-Brown-Souders, ecuaciones de, 147
- Lavador Venturi, 210
 - en el fondo de la torre, 237
- Lecho: de borboteo, 772
 - fluidizado tranquilo, 671
- Lechos fluidizados, 646, 771
 - de partículas finas y gruesas, 671

- Lewis, W. K., 121
- Lewis: numero de, 45, 268
- relación de, 269, 270, 274
- Lewis-Matheson, 497
- método de calculo de, 491
- Ley: de Fick, 100, 101, 112
- de Henry, 106, 311, 323, 343
- de Knudsen, 110, 113
- de Newton, 663
- de Poiseuille, 113
- de Raouh, 309, 310, 384, 385, 387, 392, 398, 638
- con fugacidades, 310
- de Stokes, 160, 664
- de van't Hoff, 308
- L/G corregidas, 499
- Licor de lixiviación, 795
- Límite: de fase, 52
- laminar bidimensional, 73
- Linton, W. H., 80
- Líquido: coalescido, 593
- sobre los platos, 593
- de elución, 676
- heterogéneo, 507
- saturado, 248, 253
- Líquidos, 641
- adsorción: a partir de una solución concentrada, 643
- del soluto a partir de soluciones diluidas, 641
- ecuación de Freundlich, 642
- insolubles, 391, 550, 560
- newtonianos, 168
- Lixiviación, 5, 109, 623, 717
- continua, 817
- a contracorriente, 804
- durante el molido, 808
- en filtro prensa, 802
- in situ, 795
- a la intemperie, 795
- métodos de operación y equipo, 794
- operación: en estado estacionario, 808
- clasificadores, 817
- decantación a contracorriente continua 814
- espesadores, 812
- hidrociclones, 816
- durante el molido, 808
- de semillas vegetales, 818
- sedimentación continua, 814
- tanques con agitación, 809
- en estado no estacionario, 795
- en filtro prensa, 802
- in situ, 795
- a la intemperie, 795
- percolación: comparada con agitación, 808
- en tanques cerrados, 801
- retención del líquido despues del drenado, 797
- sedimentación por lotes, 804
- agitación 8%
- altura, 806
- concentración, 8%
- floculación, 805
- tanques: con agitación, 802
- de percolación, 7%
- por percolación, 808
- preparación del sólido 793
- de semillas vegetales, 818
- en una sola etapa, 826
- temperatura de, 794
- en varias etapas: a contracorriente, 830
- a corriente tangencial, 828
- Lyons, E. J., 662
- Lyster, W. N., 501
- Macroporos, 109
- Mamparas, 661
- horizontales, 601
- Marangoni, efecto de, 128
- Masa del disolvente liquido, 360
- McCabe-Thiele, método de, 414, 445, 458
- Mecanismo: de difusión, 118, 119
- de la difusión molecular, 52
- del secado por lotes, 742
- Membrana polimérica, 106
- Membranas de separación, 586
- Metodo: de Edmister, 364
- de Horton-Franklin, 366
- de McCabe-Thiele, 414, 445, 458
- de Ponchon-Savarit, 414
- de Thiele-Geddes, 481, 499
- Metodos de interpolación, 535
- Metzner, A. B., 664
- Mezcla: binaria, 505, 533, 534
- no ideal, 507
- con punto de ebullición constante, 387
- Mezclas: binarias de gases y vapores, 636
- de vapor y gas, 636
- adsorción de un componente, 636
- efectos del cambio de presión o de temperatura, 639
- mezclas binarias de gases o vapores, 636
- Mezclado axial, 601, 602
- Mezclador-sedimentador, 577
- Mezcladores: estaticos, 215
- de flujo, 577
- en línea, 215
- Mezclas: azeotrópicas, 391
- binarias, 379, 407, 410
- diluidas de gases, 323
- con punto de ebullición máximo 392
- con punto de ebullición mínimo 387
- ternarias, 53, 1
- de vapor-gas: no saturadas, 256
- calor húmedo, 258
- entalpía relativa, 258
- humedad absoluta por ciento, 257
- saturación relativa, 256
- temperatura de bulbo seco, 256
- punto de rocío, 258
- volumen húmedo, 258
- saturadas, 255
- Microporos, 108
- Minería en solución 795
- Miscibilidad parcial del líquido, 389
- Movimiento: difusional 23
- de la humedad dentro del sólido 747
- difusión: del líquido 748
- del vapor, 750
- movimiento capilar, 749
- presión, 750

- turbulento, JO
- Murphree: eficiencia de, 140, 284 331, 332, 518, 669
 - corregida 207
 - de la etapa, 597
 - del plato, 205
- eficiencias del vapor de, 468
- etapa de, 140, 142, 576
- Naturaleza de los absorbentes, 627
- Navier-Stokes, ecuaciones de, 56, 73
- Necesidades de agua de compensación, 278
- Número: capilar, 797
 - de Grashof, 77
 - de Lewis, 45, 268
 - de Nusselt, 59, 77
 - de Péclét, 59, 77, 206
 - del plato, 447
 - de platos tébricos. 179, 455
 - de Prandtl, 45, 66
 - de Reynolds. 59, 63, 77, 591
 - para el gas, 163
 - para el impulsor, 664
 - del orificio, 178
 - para perculas 580
 - de Schmidt. 44, 66, 77, 85, 170, 268, 665
 - de Sherwood, 59, 77, 170, 666
 - de Stanton, 77
 - de unidades de transferencia, 679
 - de entalpía del gas. 276
 - del gas. 336
 - de Weber, 591
- Nusselt, número de, 59, 77
- Nutter Float-Valve. 200
- O'Connell, H. E., 209
- Onda de adsorción, 687
- Operación adiabática, 327
 - a contracorriente, 758
 - en paralelo, 758
 - a contracorriente en varias etapas, 654
 - en estado estacionario, II
 - en estado no estacionario, 10
 - por etapas, 646
 - no adiabática. 294
 - enfriamiento por evaporación 294
 - no isotérmica 326
 - sólido-líquido, 623
 - unitaria, 529
- Operaciones: adiabáticas, 253, 270, 271
 - cámaras de aspersión 292
 - deshumidificación del aire, 282
 - estanques de aspersión 293
 - humidificación-enfriamiento del gas, 282
 - rapidez de la transferencia de masa, 292
 - torres: enfriadoras de agua, 289
 - de platos, 292
 - de adsorción. 625, 646
 - contacto continuo, 675
 - adsorbentes: de lecho fijo de estado no estacionario, 687
 - adsorción: de líquidos. percolación 695
 - de vapores. 6%
 - cromatografía, 697
 - elución, 6%
 - onda de adsorción, 687
 - rapidez de adsorción en lechos fijos, 698
 - de lecho móvil de estado estacionario, 675
 - adsorción: de un componente, obtención del soluto, 677
 - de dos componentes, fraccionamiento, 681
 - equipo, 676
 - operación por etapas, 646
 - adsorción: en suspensiones de gases y vapores, 672
 - de un vapor a partir de un gas, en lechos fluidizados, 674
 - equipo y métodos, 647
 - filtración de líquidos por contacto, 646
 - lechos fluidizados de partículas finas y gruesas 671
 - suspensión de sólidos, 663
 - tanques con agitación para contacto líquido-sólido. 661
 - transferencia de masa, 668
 - gas líquido, 155
 - industriales de adsorción. 627
 - líquido-líquido, 527
 - por lotes, 666
 - de secado, 729
 - continuo, 758
 - balances de materia y entalpía, 773
 - lechos fluidizados, 771
 - rapidez del secado para secadores de calentamiento directo continuo, 775
 - retención en secadores rotatorios, 765
 - secadores: por aspersión, 768
 - de circulación transversal, 760
 - neumáticos instantáneos 773
 - rotatorios, 761
 - calor directo: flujo a contracorriente, 762
 - flujo a corriente |paralela 763
 - calor indirecto, flujo a contracorriente, 764
 - por circulación transversal, 767
 - directo-indirecto, 764
 - de tambor, 767
 - de tipo turbo, base rotatoria, 759
 - de túnel 759
 - por lotes, 730
 - mecanismo del secado por lotes, 742
 - secado: por circulación tangencial, 742
 - por circulación transversal, 753
 - secadores: directos, 730
 - indirectos, 735
 - velocidad del secado por lotes, 736
 - sólido-fluido, 563
 - de transferencia, 530
- Oscilación térmica 691
- Ósmosis 6, 794
 - inversa, 6
- Othmer, D. F., 635
- Péclét numero de, 59, 77, 206
- Percolación. 695, 792, 79%
- comparada con la agitación, 808
- en tanques cerrados, 801

- Pérdidas: por contracción, 227
 - por expansión, 227
- Perfil: de concentración, 73
 - plano de velocidad a través de la torre, 236
 - de velocidad, 43
- Permeabilidad, 797
 - del lecho, 797
- Permeacibn, 6
- Plato: de alimentacibn, 423, 451, 489
 - ideal, 322,
 - teórico 322, 333
- Platos: de capucha, 187, 188
 - de flujo a contracorriente, 200
 - de flujo transversal, 189, 193
 - de Linde, 199
 - perforados, 190, 206
 - reales, 331
 - de válvula 200
- Poiseuille, ley de, 113
- Ponchon-Savarit, 445
 - cálculo exacto de, 457
 - método de, 414
- acumuladores de reflujo, 439
 - alimentacibn múltiple 439, 467
- condensadores, 462
 - parciales, 462
 - de reflujo 439
- corrientes laterales, 441
- eficiencia de los platos, 445, 468
- flujo equimolar y vaporización, 446
- fraccionador completo, 420
- método de McCabe-Thiele, 445
- plato de alimentación, 423, 454
- rectificacibn de mezclas azeotrópicas, 464
- reflujo: subenfriado, 464
 - total, 425, 455
- rehervidores, 435
- relación de reflujo: incrementado, 425
 - mínimo, 427, 455
 - óptimo, 428, 456
 - sección: de agotamiento, 418, 448
 - de enriquecimiento, 414, 447
- volatilidad relativa constante, 426
- Potencia: para la agitación, 579
 - del impulsor, 174, 664
 - requerida del agitador, 663
- Potencial: de adsorción, 634
 - químico, 12, 4, 125
- Prandtl: analogía de, 79
 - longitud de mezclado de, 63
 - número de, 45, 66
 - teoría de, 63
- Preparación del sólido, 793
- Presibn: crítica, 248, 384
 - en el equilibrio, 307
 - parcial, 724
 - promedio del gas, 268
 - real en el equilibrio, 387
 - de vapor, 723
- Presiones parciales, 308, 389
- Prevención de vórtices 168
- Primera fracción, 407
- Principios del intercambio ibnico, 706
- Procedimiento: de diseño 480
 - para el caso de tres componentes, 352
- Proceso: isobárico. 249
 - isotérmico 249
- Procesos: continuos en corriente paralela, 133
 - a contracorriente en estado estacionario, 137
 - por lotes, 141
- Productos de alta pureza, 467
- Promotor de burbujeo, 199
- Pruebas de secado, 736
- Punto: azeotrópico, 391
 - de burbuja, 399
 - crítico, 248
 - de ebullición, 381
 - de pliegue, 538
 - de rocío, 399
 - de ruptura, 689, 690, 691, 704
 - triple, 248
- Purificación del aire, 687
- Quemisorcibn, 626
- Rango: de transición, 160
 - universal, 62
- Raoult, ley de, 309, 310, 384, 385, 387, 392, 398, 638
 - con fugacidades, 3 10
- Rapidez: de adsorción en lechos fijos, 698
 - de **evaporación. 734**
 - de flujo permisible, 12
 - instantánea de secado, 783**
 - del intercambio ibnico, 710
 - de la lixiviación, 804, 839
 - de secado, 737, 760
 - de la humedad no ligada, 754
 - partículas: grandes, 755
 - pequeñas, 755
 - para secadores de **calentamiento directo** continuo, 775
 - de sedimentación, 584
 - de transferencia de masa, 292, 590, 704
- Raschig, anillos de, 179, 586
- Reactores de lecho goteador, 235
- Recargo, 219
- Recirculación. 582
- Rectificación: continua, 410**
 - de mezclas azeotrópicas, 464
- Recuperación: del disolvente por extracción, 557
 - de la penicilina, 557
 - de vapores de disolventes, 687
- Recuperado, 725
- Refinado. 529, 560, 562
- Refinamiento zonal, 5
- Reflujo, 411
 - bptimo, 471
 - subenfriado, 464
 - total, 425, 455
- Regibn: de sobresaturacibn. 289
 - turbulenta, 51
- Rehervidor. 517, 368, 411
 - de termosifón vertical, 436
- Rehervidores, 435
 - horizontales, 436
- Relación: adimensional de las dos
 - difusividades, 45
 - mínima: líquido-gas para absorbedores. 317
 - de reflujo, 566

de sedimentación terminal de una sola
partícula, 665
de sublimación 78
terminal de la gota, 591
Velocidades periféricas 766
Vermeulen, T., 680
Vertederos, 806, 185, 593, 598
Viscosidad, 794
cinemática, 44
Volatilidad relativa, 382, 385, 400, 408,
505, 508
constante, 408, 425
promedio, 426
Volumen: húmedo, 258
vacío fraccionario, 798
Vórtices, 661

Weber, número de, 591
Whitman, W. G., 121
Wilke-Lee, modificación de, del método
de Hirschfelder-Bird-Spotz, 34
Wyat, válvula de. 200

Youngquist, G. R., 113

Zenz, correlación de, 595
Zona de adsorción, número global de
unidades de transferencia en la, 701

**OTROS TÍTULOS McGRAW-HILL EN ESPAÑOL
CON TEMAS AFINES:**

Badger: INTRODUCCIÓN A LA ING. QUÍMICA

Ewing: MÉTODOS INSTRUMENTALES DE ANÁLISIS QUÍMICOS

Thompson: INTRODUCCIÓN A LA ING. QUÍMICA

Smith Van Ness: INTRODUCCIÓN A LA TERMODINÁMICA EN ING. QUÍMICA

ISBN 968 6046 34 8

