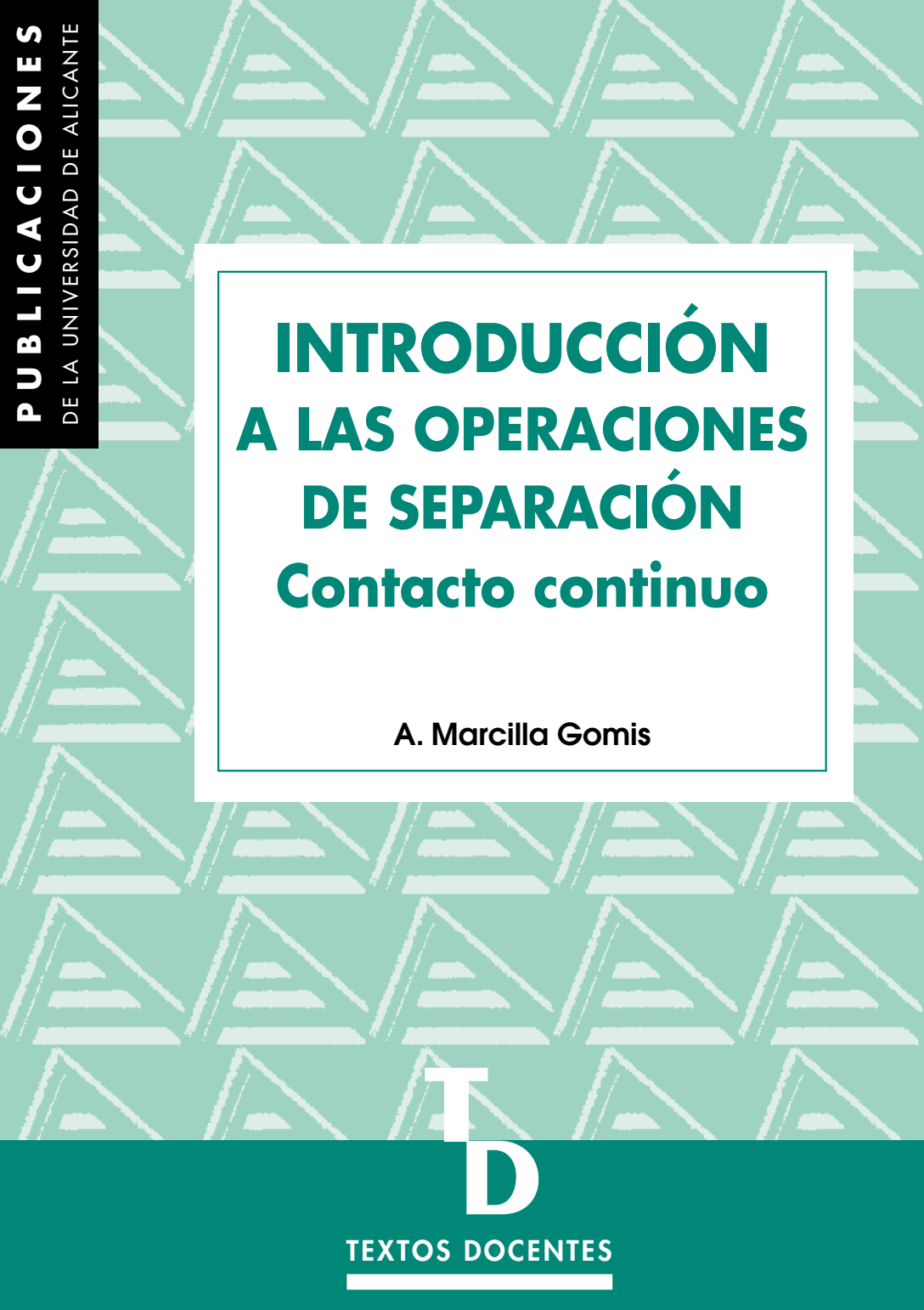




INTRODUCCIÓN A LAS OPERACIONES DE SEPARACIÓN

Contacto continuo

A. Marcilla Gomis

**T
D**

TEXTOS DOCENTES

© A. Marcilla Gomis

Publicaciones de la Universidad de Alicante, 1999

ISBN: 84-7908-440-5

Depósito Legal: MU-401-1999

Edición a cargo de Compobell, S.L. Murcia

Reservados todos los derechos. No se permite reproducir, almacenar en sistemas de recuperación de la información ni transmitir alguna parte de esta publicación, cualquiera que sea el medio empleado -electrónico, mecánico, fotocopia, grabación, etc.-, sin el permiso previo de los titulares de los derechos de la propiedad intelectual.

**Estos créditos pertenecen a la edición
impresa de la obra.**

Edición electrónica:



Índice

Portada

Créditos

Prólogo 8

Tema 1. Extracción líquido-líquido I.

Mezclas inmiscibles. Separación por contacto

discontinuo 10

Objetivos 10

1. Introducción 11

2. Selección del disolvente 15

3. Nomenclatura 18

4. Extracción en una sola etapa 21

5. Separación por contacto múltiple con disolvente nuevo en cada etapa 24

6. Separación por contacto múltiple en contracorriente. 29

Bibliografía 44

Problemas 44

Tema 2. Extracción líquido-líquido II.

Mezclas parcialmente miscibles.

Separación por contacto discontinuo 46

Objetivos 46

Índice

1. Introducción	47
2. Separación en un contacto simple	55
3. Separación por contacto múltiple con disolvente nuevo en cada etapa	59
4. Extracción en contracorriente	64
5. Contacto múltiple en contracorriente con reflujo	74
6. Extracción multicomponente	83
Bibliografía	93
Problemas	94
 Tema 3. Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción	
Objetivos	107
1. Introducción.	107
2. Equilibrio de solubilidad de gases en líquidos . .	110
3. Selección del disolvente para absorción.	116
4. Mecanismo de absorción. Teoría de dos películas	119
5. Velocidad de absorción	125
6. Valores de los coeficientes de transferencia de materia	134

Índice

7. Absorción	140
8. Ecuaciones de diseño	145
9. Métodos simplificados para el cálculo del número de unidades de transmisión.	170
Bibliografía	176
Problemas	176
 Tema 4. Procesos de interacción aire-agua I.	
Equilibrio. Diagrama de Mollier - Carta psicrométrica. Temperatura húmeda	189
Objetivos	189
1. Introducción	189
2. Equilibrio líquido-vapor y entalpía para una sustancia pura.	191
3. Representación de las propiedades del aire húmedo. Diagrama de Mollier-Carta psicrométrica	204
4. Temperatura húmeda. Teoría del termómetro húmedo.	217
5. Medida de la humedad	229
Bibliografía	230
Problemas	231

Índice

Tema 5. Procesos de interacción aire-agua II.

Diseño de aparatos	236
Objetivos	236
1. Consideraciones generales y aparatos	237
2. Ecuaciones fundamentales de diseño	249
3. Método entálpico simplificado	258
4. Curva de Mickley	266
Bibliografía	273
Problemas	273

Tema 6. Secado I 277

Objetivos	277
1. Introducción	277
2. Equilibrio	281
3. Nomenclatura	288
4. Métodos para determinar la humedad de sólidos	290
5. Determinación de datos de equilibrio	291
6. Mecanismos y cinética de secado	296
7. Obtención de datos cinéticos	300
8. Tiempo de secado	311

Índice

9. Mecanismos de secado discontinuo	314
Bibliografía	330
Problemas	331
Tema 7. Secado II.	334
Objetivos	334
1. Cálculos básicos de las condiciones del aire.	334
2. Secador continuo no adiabático con calentador simple	338
3. Secador adiabático continuo con reciclado parcial de gas	340
4. Secador con calefacción interna del aire durante la trayectoria.	342
5. Secador en ciclo cerrado	343
6. Principios del contacto sólido húmedo-gas húmedo.	344
7. Diseño de secadores	349
8. Clasificación y selección de secadores	366
Bibliografía	378
Problemas	379
Soluciones a los problemas propuestos	386

Prólogo

Este libro surge como continuación de uno anterior dedicado fundamentalmente al cálculo de las Operaciones de Separación por etapas de equilibrio, y al igual que aquél, no pretende sustituir a otras obras clásicas de Operaciones de Separación, sino servir como herramienta de trabajo para los alumnos que cursan la asignatura Operaciones de Separación del Plan de Estudios de Ingeniería Química de la Universidad de Alicante de 1996. Está basado en otros libros generales, que se citan en cada capítulo, así como en apuntes y notas de otros profesores y en la experiencia docente acumulada tras años de impartir la asignatura, y se centra principalmente en el tratamiento de las Operaciones de Separación por contacto continuo.

Los dos primeros temas de este texto se dedican al estudio de la extracción líquido-líquido, considerándose las distintas

Prólogo

posibilidades para llevar a cabo esta operación. También se considera el problema de cálculo de la extracción en el caso de mezclas cuaternarias. El tema tres se centra en el estudio de la absorción, dedicándose especial atención al problema del cálculo de los coeficientes de transferencia de materia. Los cuatro temas restantes abordan el estudio de los procesos de interacción aire-agua (humidificación, deshumidificación, enfriamiento de agua y secado), prestándose atención tanto al estudio y descripción de los procesos como al equipo necesario para llevarlos a cabo.

La obra incluye una serie de problemas propuestos para cada tema, presentándose al final del libro un listado de sus soluciones numéricas.

Al igual que la obra precedente, “Introducción a las Operaciones de Separación. Cálculo por etapas de equilibrio”, ésta surge con vocación de actualización continuada, aprovechando la experiencia docente acumulada y el avance en las nuevas tecnologías, y siempre con el objetivo final de conseguir una mejor asimilación de la materia por parte de los alumnos.

Objetivos

En este primer tema se realiza un estudio del proceso de extracción cuando los disolventes de las fases en contacto son completamente inmiscibles. Una vez establecidos los principios generales que rigen esta operación de separación, en un segundo tema, se estudiará el caso en que los disolventes son parcialmente miscibles. En este tema se introducen los conceptos básicos de la separación entre fases por contacto discontinuo y se aplican a la operación de extracción líquido-líquido con disolventes totalmente inmiscibles. La metodología utilizada será extrapolable a procesos de absorción.

Tema 1. Extracción líquido-líquido I. Mezclas inmiscibles. Separación por contacto discontinuo

1. Introducción

La extracción líquido-líquido, a menudo llamada extracción con disolventes, consiste en la separación de los constituyentes de una mezcla líquida por contacto con otro líquido inmiscible (parcial o totalmente inmiscible), por lo tanto, no supone cambio de estado físico. Si los componentes de la mezcla original se distribuyen de forma diferenciada entre las dos fases líquidas, se produce un cierto grado de separación, que puede acentuarse por la combinación de etapas múltiples, tal como ocurre en operaciones como la destilación o la absorción.

Si una solución de ácido acético en agua se mezcla con un líquido tal como el acetato de etilo y se mantiene agitada, algo del ácido y muy poca agua (relativamente) se extraerá en la fase éster. Dado que las densidades en el equilibrio de las dos fases son distintas, éstas se separarán tan pronto cese la agitación. Como la relación de ácido a agua en la fase orgánica es distinta a la de mezcla original, y también distinta a la de la fase acuosa, es evidente que se habrá producido una separación de los componentes respecto a la mezcla original. Esta operación puede llevarse a cabo tanto en régimen continuo

como discontinuo. El agua residual puede ponerse en contacto repetidamente con disolvente para reducir su contenido en ácido, y se pueden utilizar distintas configuraciones, contacto en contracorriente, disolvente nuevo en cada etapa, reflujo de disolvente, etc.

En este tipo de operaciones, la solución a ser extraída se denomina *alimento o refinado* inicial, y el líquido con el que se pone en contacto *disolvente*. La fase rica en disolvente se denomina fase *extracto* y el líquido residual de donde se ha eliminado el soluto se denomina *refinado*.

Procesos más complicados pueden utilizar dos disolventes para separar los componentes del alimento. Por ejemplo, una mezcla de ácido para y orto-nitrobenzoico podrían separarse por distribución entre los líquidos inmiscibles agua y cloroformo. El cloroformo disuelve preferencialmente el isómero para, mientras que el agua disuelve el orto. Este tipo de operación se denomina extracción con doble disolvente o extracción fraccionada. Evidentemente, este tipo de operación implica equilibrios cuaternarios.

Otro tipo de operaciones de extracción más complejas implican la utilización de sales inorgánicas aprovechando el efecto salino, que consiste en la modificación de la solubilidad por la

presencia de ese compuesto. Así, por ejemplo, en la recuperación del etanol de procesos de fermentación se puede utilizar la extracción por disolventes, aprovechando el notable incremento de la solubilidad en la fase orgánica, provocado por la presencia de sales.

Los principales campos de aplicación de la extracción son los siguientes:

- Como sustituto de la destilación o evaporación, cuando las sustancias a separar son químicamente diferentes. Por ejemplo, el ácido acético puede separarse de disoluciones diluidas en agua a costes relativamente elevados por rectificación, sin embargo se puede separar con relativa facilidad y menores costes por extracción seguida de rectificación del extracto. Cuanto más diluida sea la disolución de partida tanto más económica resultará la separación por extracción (siempre que, como suele ocurrir, el calor latente de vaporización del disolvente sea menor que el del agua). También puede resultar necesario recurrir a esta operación cuando la sustancia a separar pueda descomponerse térmicamente y por lo tanto deba realizarse la destilación a vacío. Por ejemplo, es el caso de ácidos grasos de larga cadena que pueden separarse de los aceites vegetales que los contienen por destilación a alto vacío,

pero que pueden recuperarse ventajosamente por extracción con propano líquido.

- Para separaciones que no son fáciles o posibles por otras técnicas. Por ejemplo la separación de hidrocarburos aromáticos y parafínicos de pesos moleculares próximos (y por tanto parecidos puntos de ebullición) es muy sencilla por extracción con distintos disolventes, como el dióxido de azufre y dietilen glicol, pero es prácticamente imposible por destilación ya que las presiones de vapor son muy parecidas. Muchos productos farmacéuticos (como la penicilina) se obtienen de mezclas tan complejas, que su separación solo es posible por extracción. Muchas separaciones de metales, en particular aquéllas costosas y difíciles por medios químicos (como vanadio-uranio, hafnio-circonio) se pueden llevar a cabo económicamente por extracción. Incluso productos inorgánicos de bajo coste tales como el ácido fosfórico, bórico o hidróxido sódico se purifican por extracción con disolventes. Finalmente comentaremos los procesos de extracción supercrítica que permiten la recuperación de distintas sustancias como la cafeína, etc. utilizando básicamente el dióxido de carbono supercrítico como disolvente.

En los procesos de extracción, como todos los componentes permanecen en estado líquido, los únicos efectos caloríficos se deberán a los calores de disolución, de orden de magnitud

muy inferior a los calores latentes que se producen en los cambios de estado de las operaciones de rectificación, absorción, etc. Por ello, salvo que se establezca voluntariamente una diferencia de temperatura a través de un sistema de extracción, para aprovechar al máximo las diferencias de solubilidad de los distintos componentes que se desea separar, habitualmente resulta aceptable despreciar los efectos caloríficos y suponer que las operaciones de extracción se desarrollan isotérmicamente. De no ser así, resultará inmediato extender cuanto sigue a sistemas no isotermos.

2. Selección del disolvente

Las características más importantes de los disolventes, con miras a su selección para un proceso de extracción son las siguientes:

– Coeficiente de distribución, k_j

Se define como:

$$k_i = y_i / x_i$$

Aunque no es necesario que este coeficiente sea mayor que la unidad, valores mayores son deseables, ya que implican que se requiere menos disolvente para llevar a cabo la operación.

– Selectividad

La efectividad de un disolvente a los efectos de separación de los componentes i, j de una cierta mezcla, vendrá expresada por el valor de la concentración relativa de los mismos en las fases extracto y refinado, es decir, por el valor de la relación:

$$\alpha_{ij} = (y_i/x_i)/(y_j/x_j) = k_i/k_j$$

en el sistema de que se trate. Para que la separación sea posible esta selectividad debe ser distinta de uno, y cuanto más distinta de la unidad sea, más fácil será la separación. De este parámetro dependerá el número de etapas necesarias para una separación dada.

– Insolubilidad del disolvente

Cuanto mayor sea la insolubilidad del disolvente y del componente mayoritario del refinado, que no se desea extraer, más fácil resultará la operación de extracción.

– Recuperabilidad

Puesto que siempre habrá que recuperar el disolvente para su reutilización, y ordinariamente tal recuperación se realiza por rectificación, resultará indispensable que el disolvente no forme azeótropos con los componentes del sistema y, a ser

posible, que las volatilidades relativas de éstos respecto a aquél sean lo más alejadas posible de la unidad. Es conveniente que las sustancias que se encuentren en menor cantidad en el extracto fueran las más volátiles. De ser el disolvente el que debe volatilizarse, debe procurarse que su calor latente sea lo menor posible,

– **Densidad**

Evidentemente, resulta indispensable que las densidades de las fases en equilibrio sean distintas para que sea viable la extracción. La operación se desarrollará más fácilmente cuanto mayor sea la diferencia de densidades. Así pues se seleccionarán aquellos disolventes con densidad lo más distinta posible a la mezcla a extraer.

– **Tensión interfacial**

Cuanto mayor sea la tensión superficial entre las fases extracto y refinado con mayor facilidad coalescerán sus emulsiones y con mayor dificultad se conseguirá su mutua dispersión. Normalmente la etapa más lenta es de coalescencia y separación de fases, la mezcla se puede favorecer aplicando energía mecánica, por ello se suelen preferir disolventes que proporcionen altas tensiones interfaciales.

– **Reactividad y corrosividad**

Los disolventes deben ser químicamente estables, es decir, inertes tanto respecto a los componentes del sistema, como respecto a los materiales de construcción de las instalaciones.

– **Viscosidad, presión de vapor, inflamabilidad, temperatura de congelación, coste y toxicidad**

Todas estas propiedades deben tenerse en cuenta y deben ser lo más bajas posible, para facilitar el manejo y almacenamiento de los disolventes.

3. Nomenclatura

La extracción líquido-líquido implica, al menos, sistemas de tres componentes, y en la mayor parte de los casos los tres componentes aparecen en las dos fases. Utilizaremos la siguiente nomenclatura para describir las concentraciones y caudales de las corrientes implicadas en este tipo de procesos:

A y B son sustancias puras, parcialmente miscibles (disolventes) y C es la sustancia que se distribuye o soluto. Las mezclas a ser extraídas se componen normalmente de A y C, y B es el agente extractante (disolvente).

Extracción líquido-líquido I

Se utilizará la misma letra para indicar la cantidad de una mezcla así como su posición en el diagrama de fases. Se trabajará tanto en base másica como molar. Así pues, las unidades de las distintas mezclas implicadas serán kg o mol para las operaciones en discontinuo y kg/h o mol/h para los caudales en operaciones en continuo.

Para las composiciones se utilizará la siguiente nomenclatura:

x = fracción másica o molar de C en la fase rica en A, pobre en B, o fase refinado.

y = fracción másica o molar de C en la fase rica en B, pobre en A, o fase extracto.

$X = x/(1-x)$ = razón másica o molar de C (kg o moles de C/(kg o moles de A+B) en el refinado.

$Y = y/(1-y)$ = razón másica o molar de C (kg o moles de C/(kg o moles de A+B) en el extracto.

N = fracción másica o molar de B en base libre de B (kg o mol de B/(kg o mol de A+C).

Los subíndices se corresponden con la mezcla en cuestión y los subíndices numéricos hacen referencia a la etapa de donde sale una corriente dada. Así x_{C3} es la fracción másica de C en

el refinado que sale de la etapa 3, x_M representa composición de soluto en la mezcla global.

Los caudales y composiciones en base libre de disolvente B se indicarán con la misma letra con “prima”. Así pues, E' indicará los kg de fase E libre de B: $E=E'(1+N)$.

En el presente tema nos ocuparemos del diseño de equipos de separación para mezclas líquido-líquido o líquido-gas que puedan considerarse totalmente inmiscibles. Cuando el disolvente y la alimentación que se introducen en una columna de extracción son insolubles y permanecen así para todas las concentraciones de soluto que se presentan en la operación (los dos disolventes implicados son totalmente inmiscibles, independientemente de la cantidad de soluto presente), los cálculos pueden simplificarse notablemente puesto que cada fase está constituida, únicamente, por dos componentes. Una situación análoga a ésta se presenta muy frecuentemente en absorción.

En estas circunstancias conviene representar los datos de equilibrio en diagramas en base libre de soluto en cada fase, es decir, en razones molares o másicas. Para un sistema de dos fases (E, R en el caso de dos líquidos o L, G en el caso de líquido-gas) formados por los disolventes A y B, y un soluto C que se transfiere, la razón molar o másica se define en cada fase como:

Extracción líquido-líquido I

Fase ligera: $Y = y/(1-y) = (\text{mol o kg de C})/(\text{mol o kg de B})$ (1)

Fase pesada: $X = x/(1-x) = (\text{mol o kg de C})/(\text{mol o kg de A})$ (2)

Dado que los líquidos A y B son insolubles, sus caudales (de cada disolvente) se mantendrán constantes, al no transferirse entre las fases. Así pues, todas las corrientes de refinado tendrán A mol o kg de disolvente A, y todos los extractos tendrán B mol o kg de disolvente B. En estas condiciones resulta ventajoso utilizar diagramas de equilibrio Y/X ya que, en esta representación, las operativas se hacen rectas.

4. Extracción en una sola etapa

La figura 1 muestra el esquema de esta operación:

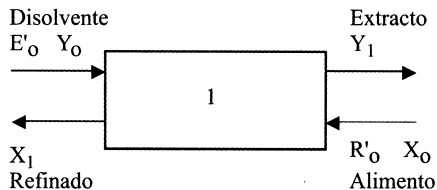


Figura 1

E'_0 y R'_0 son caudales de inerte, del componente que no se transfiere, con lo que permanecen constantes en todo el proceso.

Un balance de soluto proporciona:

$$R'_o X_o + E'_o Y_o = E'_o Y_1 + R'_o X_1 \quad (3)$$

que se puede escribir como:

$$-R'_o/E'_o = (Y_1 - Y_o)/(X_1 - X_o) \quad (4)$$

Evidentemente, la ecuación 4 representa una recta en el diagrama Y-X, que pasa por los puntos (X_1, Y_1) y (X_o, Y_o) y tiene de pendiente $-R'_o/E'_o$. Por otra parte, las corrientes de salida de la etapa deben estar en equilibrio, por lo que el punto X_1, Y_1 debe estar sobre la curva de equilibrio. Así pues, se podría determinar las corrientes de salida de una etapa de equilibrio conocidas las de entrada, bien analíticamente resolviendo el sistema formado por (4) y la ecuación representativa del equilibrio, bien gráficamente obteniendo el punto de corte de la recta indicada por la ecuación (4) con la curva de equilibrio. Para ello se sitúa en el diagrama la posición del punto (X_o, Y_o) y se traza la recta (operativa) de pendiente $(-R'_o/E'_o)$. La intersección de esta recta con la curva de equilibrio nos resuelve el problema planteado (ver figura 2).

Extracción líquido-líquido I

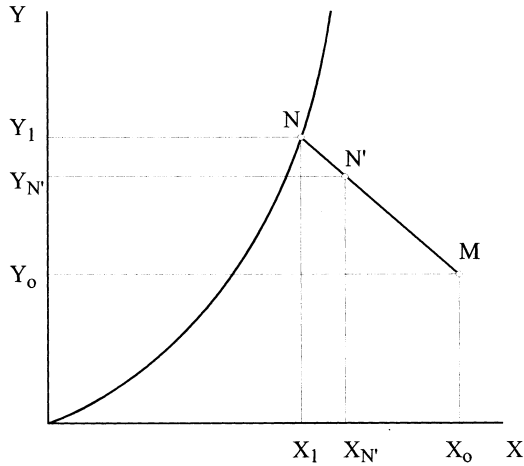


Figura 2

Si en lugar de tratarse de una etapa ideal, se tratara de una etapa real con un determinada eficacia, el punto representativo de las corrientes de salida no sería el N (X₁, Y₁), sino el N' (X_{N'}, Y_{N'}). Se define la eficacia como:

$$e_i = \text{segmento } MN' / \text{segmento } MN = (Y_o - Y_{N'}) / (Y_o - Y_1) = (X_o - X_{N'}) / (X_o - X_1) \quad (5)$$

Así pues, si se conoce la eficacia se puede determinar la composición de las corrientes de salida.

5. Separación por contacto múltiple con disolvente nuevo en cada etapa

Un esquema representativo de este proceso se muestra en la figura 3. Las corrientes se identifican por el número de la etapa que abandonan. El problema consiste en determinar el número de etapas necesario para alcanzar una separación dada. Es decir, se conoce el valor de Y_n y los de Y_o y X_o , así como el caudal G' y, o bien L'_i , o bien L'_T

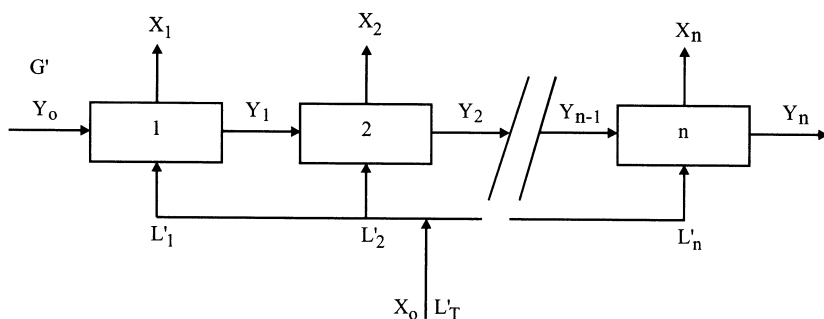


Figura 3

- Supongamos en primer lugar que se conoce L'_i :

Aplicando un balance de soluto a la etapa 1, se obtiene:

$$L'_1 X_o + G' Y_o = G' Y_1 + L'_1 X_1 \quad (6)$$

que se puede escribir como:

$$-L'_1/G' = (Y_1 - Y_o)/(X_1 - X_o) \quad (7)$$

Análogamente, para la etapa n:

$$L'_n X_o + G' Y_{n-1} = G' Y_n + L'_1 X_n \quad (8)$$

que se puede escribir como:

$$-L'_n/G' = (Y_n - Y_{n-1})/(X_n - X_o) \quad (9)$$

Las ecuaciones (7) y (9) representan rectas en el diagrama Y-X, de pendiente $-L'_n/G'$, que unen los puntos representativos de las corrientes de entrada a cada etapa con los de salida de la misma (estos últimos localizados también sobre la curva de equilibrio). El proceso se va repitiendo hasta encontrar una Y_{nf} inferior a la especificada. La figura 4 muestra un esquema de la resolución gráfica de un problema de este tipo. Si se considerase que la eficacia de las etapas no es del 100 %, se podría determinar una curva eficaz, caso de que las L'_i fueran iguales, o se aplicaría la definición de eficacia en cada etapa en el caso de distintos L'_i .

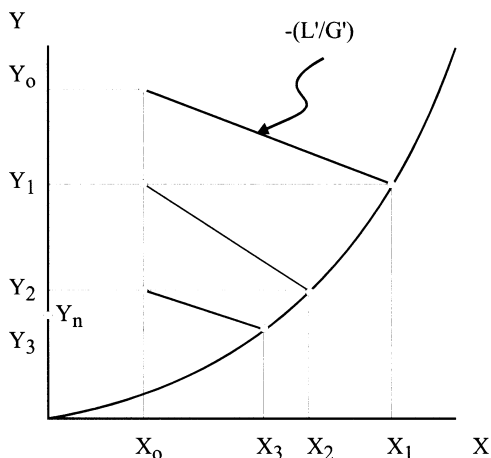


Figura 4

En el caso de que la línea de equilibrio fuera recta, de ecuación:

$$Y=HX \quad (10)$$

si $X_0=0$ y los caudales L'_i son iguales entre sí, combinando las ecuaciones (7) y (9), llega fácilmente a la expresión:

$$Y_n = Y_0(G'/(G'+L'/H))^n \quad (11)$$

Extracción líquido-líquido I

Se puede demostrar, que para conseguir la separación óptima (menor Y_n para una cantidad de disolvente dada) es necesario utilizar la misma cantidad de disolvente en cada etapa. Con objeto de no complicar excesivamente el problema analizaremos el caso de dos etapas.

Si despejamos de la ecuación del balance en la etapa 1 Y_1 , y del balance en la etapa Y_2 , sustituimos el valor de Y_1 , y se expresa X_i en función de Y_i (supondremos que cumple la ley de Henry, aunque esto no es necesario), se obtiene:

etapa 1:

$$L'_1 X_o + G' Y_o = G' Y_1 + L'_1 Y_1 / H \quad (12)$$

$$Y_1 = (G' Y_o + L'_1 X_o) / (G' + L'_1 / H) \quad (13)$$

etapa 2:

$$L'_2 X_o + G' Y_1 = G' Y_2 + L'_2 Y_2 / H \quad (14)$$

$$Y_2 = (G' Y_1 + L'_2 X_o) / (G' + L'_2 / H) \quad (15)$$

de (13) y (15):

$$Y_2 = \frac{\frac{G'(G' Y_o + L'_1 X_o)}{G' + L'_1 / H} + L'_2 X_o}{G' + L'_2 / H} \quad (16)$$

Si se tiene en cuenta que la cantidad total de disolvente L'_T se mantiene constante:

$$L'_T = L'_1 + L'_2 \quad (17)$$

$$L'_2 = L'_T - L'_1 \quad (18)$$

combinando (16) y (18) y derivando Y_2 con respecto a L'_2 se obtiene:

$$L'_1 = L'_2 \quad (19)$$

En el caso de que $X_o=0$, los pasos de la demostración se simplifican considerablemente:

$$Y_2 = (G'Y_1 + L'_2X_o)/(G' + L'_2/H)$$

$$Y_1 = (G'Y_o + L'_1X_o)/(G' + L'_1/H)$$

si $X_o=0$, se puede escribir:

$$Y_2 = (G'Y_1)/(G' + L'_2/H) ; Y_1 = (G'Y_o)/(G' + L'_1/H)$$

$$Y_2 = \frac{(G')^2 Y_o}{G' + L'_1/H} = \frac{(G')^2 Y_o}{G' + (L' - L'_2)/H}$$

$$dY_2/dL'_2 = 0 ; L' - 2L'_2 = 0 ; L'_2 = L'/2 , \text{ luego } L'_1 = L'/2$$

En general, para un número de etapas n , procediendo de un modo similar se obtendría:

$$L'_1 = L'_2 = \dots = L'_n \quad (20)$$

- Si en lugar de conocerse L'_i se dispusiera del dato del caudal total habría que proceder por tanteos. Se supondría un número de etapas n_s , así se podría calcular el caudal de disolvente que llega a cada una de ellas ($L'_i = L'_T/n_s$) y aplicar un procedimiento similar al descrito en el apartado anterior para determinar el número de etapas n_c . Se repetiría el proceso hasta conseguir que $n_s = n_c$.
- Si se conociera el número de etapas y el problema fuera determinar L'_i , (o L'_T) habría que realizar un tanteo, modificando las pendientes de las rectas operativas hasta conseguir que el número de etapas calculado coincidiera con el especificado.

6. Separación por contacto múltiple en contracorriente

Este tipo de operación vendría representado por un esquema como el de la figura 5.

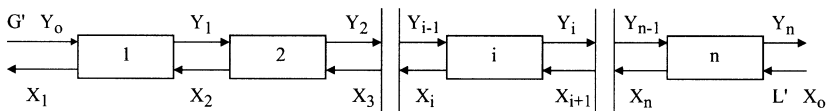


Figura 5

6.1. Cálculo del número de etapas ideales

6.1.1. Método gráfico

Si se hace un balance de soluto entre las i primeras etapas, suponiendo que se ha alcanzado el régimen estacionario, se podría escribir:

$$G'(Y_o - Y_i) = L'(X_1 - X_{i+1}) \quad (21)$$

que se puede escribir como:

$$L'/G' = (Y_o - Y_i)/(X_1 - X_{i+1}) \quad (22a)$$

que representa una recta (recta operativa) en el diagrama $Y-X$, que pasa por los puntos (X_1, Y_o) y (X_{i+1}, Y_i) representativo de las corrientes que se cruzan entre dos etapas, y que tiene de pendiente L'/G' . Si el balance se realizara en todo el sistema obtendríamos:

$$L'/G' = (Y_o - Y_n)/(X_1 - X_o) \quad (22b)$$

que permite situar fácilmente dicha recta operativa (ver figura 6).

Extracción líquido-líquido I

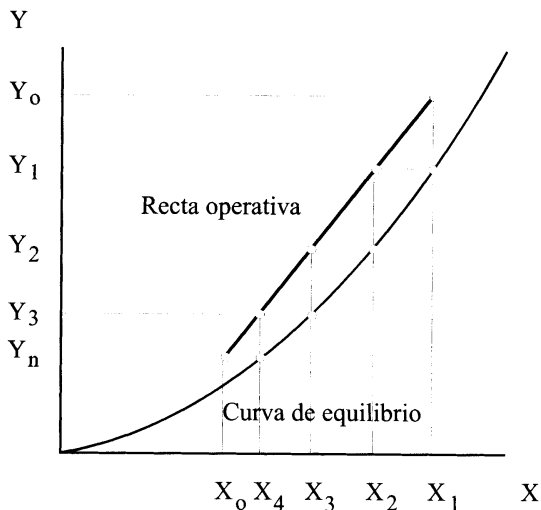


Figura 6

Se pueden plantear distintos tipos de problemas:

i) *Diseño*: se conoce G' , L' , X_0 , Y_0 , e Y_n , y hay que determinar el número de etapas necesarias. En este caso, se sitúa en el diagrama de equilibrio el punto (X_0, Y_n) y se traza una recta de pendiente L'/G' hasta alcanzar un valor de la ordenada de Y . (también podría determinarse el valor de X , por medio de la ecuación (22) y situar el punto (X_1, Y_0) . El valor de la abscisa de este punto, es lógicamente X_1 . Si se trata de etapas ideales (eficacia=100 %, en otro caso se podría determinar la curva

eficaz entre la recta operativa y la curva de equilibrio), empezando por el punto (X_o, Y_n) se determina la composición de la corriente en equilibrio con Y_n (X_n), sobre la curva de equilibrio. A continuación, se determina la composición de la corriente que se cruza con X_n , (Y_{n-1}), sobre la recta operativa, y así sucesivamente se van trazando etapas hasta rebasar la composición X_1 . La fracción de piso se calcula como $(X_f - X_2)/(X_1 - X_2)$.

La construcción se podría haber empezado por el otro extremo. La recta operativa puede situarse a cualquier lado de la curva de equilibrio, dependiendo de en qué sentido tenga lugar la transferencia de materia.

Se ha resuelto el caso sencillo, similar al correspondiente a un sector de enriquecimiento en rectificación. Se entiende que todo lo comentado sobre las corrientes laterales, extracción de productos, etc., en el tema de rectificación es totalmente trasladable a la operación de extracción (“Introducción a las operaciones de separación. Cálculo por etapas de equilibrio”).

ii) *Simulación*: en este caso se conoce el número de etapas y el problema se puede plantear en:

– determinar la separación alcanzable, para el resto de las variables especificadas (no conozco Y_n , X_1), o

– calcular la relación de caudales, para el resto de las variables especificadas (no conozco L'/G' , Y_n).

Ambos casos se resuelven por tanteos. El primero de ellos requiere suponer una composición de producto. En estas circunstancias se puede resolver el problema gráficamente. La iteración termina cuando el número de etapas calculado coincide exactamente con el especificado. Como L'/G' es un dato, todas las rectas operativas a tantear son paralelas y, evidentemente deben partir de un punto de ordenada Y_o y terminar en un punto de abscisa X_o . Estas circunstancias pueden facilitar el proceso de cálculo, tal como se esquematiza en la figura 7.

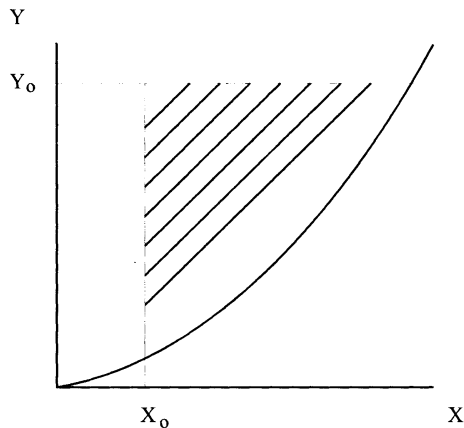


Figura 7

El segundo de los casos se resuelve partiendo del punto (Y_o, X_1) y trazando rectas de distinta pendiente hasta la abscisa X_o , de forma que finalmente se obtenga el número etapas especificado. La figura 8 esquematiza este proceso de cálculo.

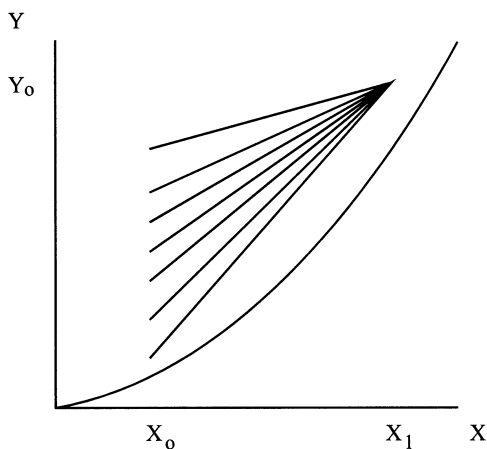


Figura 8

6.1.2. Método analítico

Este método sólo puede aplicarse cuando se conoce la expresión matemática de la ley de equilibrio, y para aplicarlo manualmente solo es operativo cuando el equilibrio se puede representar por una línea recta. Supondremos que se puede aplicar la ley de Henry:

$$Y=HX \tag{23}$$

Extracción líquido-líquido I

Un balance de soluto alrededor de la etapa i de la figura 5 nos lleva a:

$$L'X_{i+1} + G'Y_{i-1} = G'Y_i + L'X_i \quad (24)$$

si se sustituyen los valores de X_i y X_{i+1} por los que se obtienen de (23), y se despeja el valor de Y_i , se obtiene:

$$Y_i = \frac{Y_{i-1} + AY_{i+1}}{A + 1} \quad (25)$$

donde $A = L'/(G'H)$.

La ecuación (25) aplicable, lógicamente, a cualquier etapa, indica que la composición que sale de una etapa es función de la composición de la etapa anterior, la siguiente y el factor de absorción (A).

Por ejemplo, para la etapa 1 se obtendría:

$$Y_1 = (Y_0 + AY_2)/(A + 1) \quad (26)$$

para la 2:

$$Y_2 = (Y_1 + AY_3)/(A + 1) \quad (27)$$

y así sucesivamente.

Como generalmente se conoce Y_o , y A , es conveniente expresar las composiciones en función de estas variables. Así, sustituyendo el valor de Y_1 , dado por (26) en (27) resulta:

$$Y_2 = \frac{\frac{Y_o + AY_2}{A+1} + AY_3}{A+1} = \frac{Y_o + AY_2 + A(A+1)Y_3}{(A+1)^2} \quad (28)$$

y despejando Y_2 se obtiene:

$$Y_2 = \frac{Y_o + (A^2 + A)Y_3}{A^2 + A + 1} \quad (29)$$

Operando análogamente para la etapa 3 se obtendría:

$$Y_3 = \frac{Y_o + (A^3 + A^2 + A)Y_4}{A^3 + A^2 + A + 1} \quad (30)$$

Al llegar a la etapa n obtendríamos una expresión de Y_n en función de Y_o , A e Y_{n+1} , siendo Y_{n+1} la composición de la corriente de salida de una etapa imaginaria añadida; continuación de la n . La expresión matemática sería:

$$Y_n = \frac{Y_o + (A^n + \dots + A^2 + A)Y_{n+1}}{(A^n + \dots + A^2 + A + 1)} \quad (31)$$

Pero Y_{n+1} debería estar en equilibrio con la corriente de la otra fase que saldría la etapa hipotética $(n+1)$ anteriormente

comentada, que sería precisamente X_o , por lo se debería cumplir:

$$Y_{n+1} = HX_o \quad (32)$$

Si además se tiene en cuenta que los términos entre paréntesis de (31) son la 5 de una progresión geométrica y que, por lo tanto, vendrá dada por la expresión:

$$S = a_o(r^n - 1)/(r - 1) \quad (33)$$

que en este caso se transforma, dado que la razón es A , hay $n+1$ términos y el primero es 1 en:

$$S = (A^{n+1} - 1)/(A - 1) \quad (34)$$

Sustituyendo (32) y (34) en (31), se obtiene:

$$\begin{aligned} Y_n &= \frac{Y_o + HX_o \left(\frac{A^{n+1} - 1}{A - 1} - 1 \right)}{\frac{A^{n+1} - 1}{A - 1}} = \frac{Y_o (A - 1) + HX_o (A^{n+1} - 1 - A + 1)}{A^{n+1} - 1} = \\ &= \frac{Y_o (A - 1)}{A^{n+1} - 1} + HX_o \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1} \end{aligned} \quad (35)$$

El primer sumando de (35) se puede transformar de la siguiente forma:

$$\frac{Y_o (A - 1)}{A^{n+1} - 1} = Y_o \left(\frac{A - 1}{A^{n+1} - 1} - 1 + 1 \right) = Y_o \left(\frac{A - 1 - A^{n+1} + 1}{A^{n+1} - 1} + 1 \right) = Y_o \left(1 - \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1} \right) \quad (36)$$

Sustituyendo el valor de (36) en (35):

$$Y_n = Y_o \left(1 - \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1} \right) + HX_o \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1} \quad (37)$$

y haciendo operaciones, se obtiene:

$$Y_n - Y_o = \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1} (HX_o - Y_o) \quad (38)$$

Sustituyendo A por su valor, llegamos a la ecuación de Kremser, Sounders y Brown:

$$\frac{Y_n - Y_o}{HX_o - Y_o} = \frac{\left(\frac{L'}{G'H} \right)^{n+1} - \left(\frac{L'}{G'H} \right)}{\left(\frac{L'}{G'H} \right)^{n+1} - 1} \quad (39)$$

Un proceso de cálculo similar pero en el caso de que la transferencia de materia fuera en el sentido contrario conduciría a la expresión:

$$\frac{X_o - X_n}{X_o - Y_o/H} = \frac{\left(\frac{G'H}{L'} \right)^{n+1} - \left(\frac{G'H}{L'} \right)}{\left(\frac{G'H}{L'} \right)^{n+1} - 1} \quad (40)$$

6.2. Cálculo del número de etapas reales

Si se conoce la eficacia global, el número de etapas reales se determina simplemente dividiendo el número de etapas teóri-

cas por la eficacia. Esta eficacia, dependerá del sistema, caudales relativos de las dos fases, tipo de aparato, temperatura presión, etc. Resulta evidente que deberá determinarse experimentalmente en condiciones de operación lo más aproximadas posible a las deseadas.

Si se conoce la eficacia individual, el procedimiento a emplear es similar al descrito anteriormente para el caso de disolvente nuevo. Se debe determinar la curva de, equilibrio equivalente entre la recta operativa y la curva de equilibrio y proceder al cálculo gráfico del número de etapas, tal y como se ha descrito.

6.3. Valores límite de la pendiente de la recta operativa

Si la transferencia de materia se produce en el sentido de la fase ligera a la fase, pesada (de G a L), la recta operativa tiene un valor de la pendiente mínimo, por debajo del cual el aparato no puede funcionar, se requerirían un número de pisos infinitos para conseguir una separación dada. En efecto, se dispone de los siguientes datos:

- caudal de la fase ligera (G_o)
- composición inicial de ambas fases
- composición final de la fase ligera (Y_n)

Con estos datos se puede calcular G' y se puede situar un punto de la recta operativa, el (Y_n, X_o) , pero no se puede situar el punto final, del que sólo se conoce ordenada. En la figura 9 se ha esquematizado el proceso.

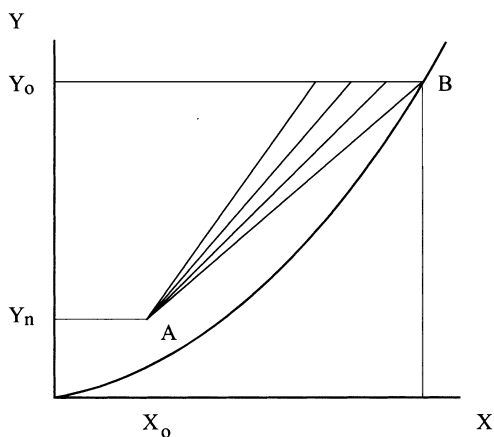


Figura 9

Cualquiera de las líneas que parten del punto (Y_n, X_o) podría ser la operativa. Pero cualquier recta que tuviera una pendiente menor que la de la recta AB, cortará a la curva de equilibrio antes de llegar a la ordenada Y_o , lo cual no es posible puesto que indicaría que se han rebasado las condiciones de equilibrio (además de requerirse infinitas etapas para conseguirlo). Por tanto, la línea AB es la operativa de pendiente $(L'/G')_{\min}$.

Si la transferencia de materia es en sentido contrario, evidentemente, la pendiente limitante es ahora la de máxima pendiente.

6.4. Cálculo analítico

Este cálculo será útil cuando la línea de equilibrio sea recta. En el caso de la transferencia de la fase ligera a la pesada, siempre se cumplirá que H es mayor que de forma que $(L'/G')_{\min}$, de forma que:

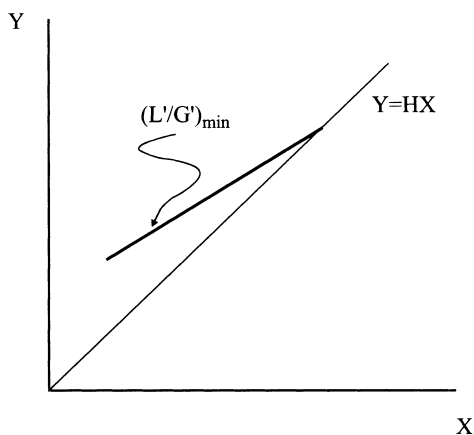


Figura 10

Aplicando la ecuación de Kremser, Sounders y Brown, ec. (39) o (40), y recordando que si (L'/G') toma un valor mínimo el número de etapas se hace infinito tendremos:

$$\frac{Y_n - Y_o}{HX_o - Y_o} = \frac{\left(\left(\frac{L'}{G'} \right)_{\min} \cdot \frac{1}{H} \right)^{\infty} - \left(\left(\frac{L'}{G'} \right)_{\min} \cdot \frac{1}{H} \right)}{\left(\left(\frac{L'}{G'} \right)_{\min} \cdot \frac{1}{H} \right)^{\infty} - 1} \quad (41)$$

pero $(L'/(G'H'))_{\min}^{\infty} = 0$, por lo que (41) se reduce a:

$$(Y_n - Y_o)/(HX_o - Y_o) = ((L'/G')_{\min}/H) \quad (42)$$

y despejando $(L/G)_{\min}$, se obtiene:

$$(L'/G')_{\min} = \frac{H(Y_n - Y_o)}{(HX_o - Y_o)} \quad (43)$$

Si la transferencia fuera en sentido contrario evidentemente:

$$(L'/G')_{\max} > H \quad (44)$$

y por tanto,

$$H/(L'/G')_{\max} < 1 \quad (45)$$

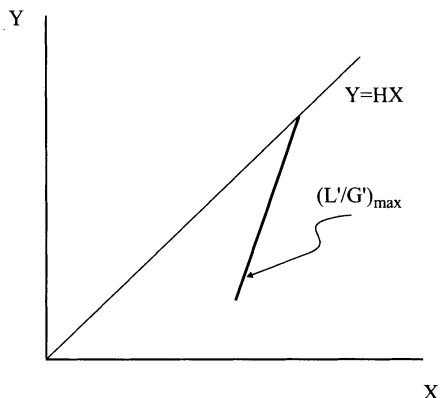


Figura 11

Aplicando la ecuación (40) se obtendría:

$$(L'/G')_{\max} = \frac{H(X_o - (Y_o/H))}{(X_o - X_n)} \quad (46)$$

Finalmente, indicaremos que se ha realizado un tratamiento simplificado, sólo aplicable a una cascada de extracción en contracorriente. Como se ha comentado anteriormente, se entiende que el tratamiento realizado es similar al desarrollado en su día para la operación de rectificación. Por ello, serán aplicables todas las ideas expuestas en aquel capítulo, en relación a la generalización y aplicación a corrientes laterales, etc.

Bibliografía

Treybal, R.E.; “Mass Transfer Operations”- McGraw Hill Book Co. 2ª ed., New York, 1968.

King, C.J.; “Separation Processes”. McGraw Hill Book Co. 2a ed., New York, 1971.

Marcilla Gomis, A.; “Introducción a las Operaciones de Separación. Cálculo por etapas de equilibrio”. Publicaciones Universidad de Alicante, 1998.

Problemas

1. La ley de distribución para una sustancia S entre dos disolventes B y A es $Y=3X$; siendo $Y=\text{kg de S/kg de A}$ y $X=\text{kg de S/kg de B}$. A y B son completamente inmiscibles.

a) Una solución con un 20 % de S en B ha de extraerse con disolvente A puro, de modo que se extraiga el 75 % de S. La operación se realizará por cargas, y en cada contacto se alcanzará el equilibrio. ¿Qué cantidad de A se requiere por cada 100 kg de solución inicial si A se usa todo de una vez?. ¿Qué cantidad, si se realiza en dos tratamientos sucesivos, empleando disolvente nuevo en cada contacto y la misma cantidad de disolvente en ambos?.

b) Se van a usar 200 kg de A para tratar 1000 kg de una solución de S en B, con 10 % en peso de S. La operación se realizará por cargas, y en todos los casos se alcanzará el equilibrio. ¿Qué cantidad de S recuperaremos si se usa un solo contacto?. ¿Qué cantidad si se usa un proceso con dos contactos en contracorriente?.

2. Para el sistema p-cloronitrobenceno, mezcla de hidrocarburos, y alcohol metílico, la relación de equilibrio puede expresarse mediante la ley de distribución $X=2Y$, donde X son los kg de p-cloronitrobenceno por kg de alcohol metílico (libre de hidrocarburo) e Y kg de p-cloronitrobenceno por kg de hidrocarburo (libre de alcohol metílico). Supóngase que ambos disolventes son completamente inmiscibles. Calcular la cantidad necesaria de hidrocarburo para extraer el 95% de p-cloronitrobenceno contenido en una disolución de dicho compuesto en alcohol metílico conteniendo 20 kg de soluto por 100 kg de disolución, en cada uno de los siguientes casos:

- a) Un solo contacto.
- b) Tres contactos por cargas con la misma cantidad de disolvente nuevo en cada uno.
- c) Tres contactos en contra corriente.

Objetivos

En este tema se aborda el estudio del diseño y simulación de equipos de separación a mezclas líquido-líquido donde los disolventes son parcialmente miscibles. El problema se trata considerando un contacto discontinuo entre ambas fases líquidas, aunque conceptos desarrollados son aplicables al caso de contacto continuo, a través de la iniciación de la altura equivalente de un piso teórico. Se analizan las distintas posibilidades para llevar a cabo la operación: un único contacto, contacto múltiple con disolvente nuevo en cada etapa y extracción en contracorriente sin y con reflujo. También se considera el problema del cálculo de la extracción en el caso de mezclas cuaternarias.

Tema 2. Extracción líquido-líquido II. Mezclas parcialmente miscibles. Separación por contacto discontinuo

1. Introducción

Dado que en este tema se va a estudiar el proceso de extracción líquido-líquido con mezclas parcialmente miscibles, las fases que intervienen están constituidas por tres componentes. Por tanto, es necesario conocer cómo representar gráficamente, datos de equilibrio ternarios.

1. 1. Representación del equilibrio en triángulos equiláteros y rectángulos

Este tipo de triángulos son ampliamente utilizados en la literatura científica para la representación gráfica de los datos de equilibrio líquido-líquido. Además, dada la dificultad de expresar matemáticamente este tipo de equilibrio, son ampliamente utilizados para cálculos de diseño. Estos triángulos tienen la propiedad de que la suma de las tres alturas de un punto cualquiera (distancias perpendiculares a los tres lados) es igual a la altura del triángulo. Así pues, si hacemos la altura igual a 100 (o 1), las tres distancias representan las tres fracciones másicas o molares. La figura 1 muestra estos tipos de representaciones así como sus propiedades.

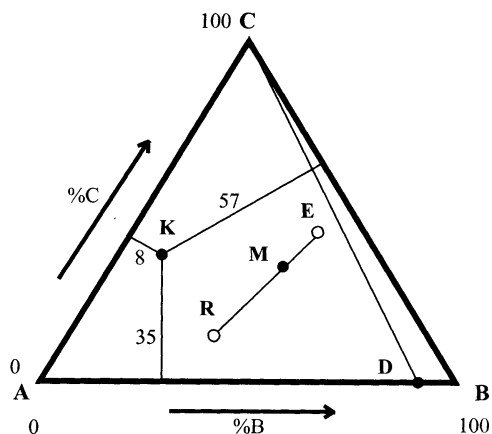


Figura 1

Cada vértice representa uno de los componentes puros, tal y como se indica. La perpendicular a cada lado desde un punto tal como el K indica el porcentaje del componente situado en el vértice opuesto. Así la distancia de K al lado AB (35) representa el porcentaje de C, la distancia a AC (8) el de B y la distancia a CB (57) el de A. Cualquier punto en un lado del triángulo representa una mezcla binaria, el punto D es una mezcla de A y B que contiene un 93% de B y un 7% de A. Todos los puntos sobre la línea DC presentan mezclas con la misma relación de los componentes A y B, y pueden considerarse como mezclas originarias de D a las que se ha añadido C. Si R

kg o moles de una mezcla representada por el punto R se añaden a E kg o moles de una mezcla presentada por E, se obtienen $M = R + E$ kg o moles de una mezcla M, cuyo punto representativo en el diagrama estará situado en la recta que une E y R (tal y como se muestra en la figura 1), de modo que se cumple (haciendo los balances de materia total y para un componente, y despejando el cociente R/E):

$$R/E = \text{segmento ME} / \text{segmento RM} = (X_E - X_M) / (X_M - X_R) \quad (1)$$

Análogamente, si a una mezcla tal como E se le elimina una mezcla M, la nueva mezcla estará sobre la recta que une E y M, en la dirección que supone alejarse de E y localizada en R, tal y como se muestra en la figura 1. Evidentemente, estas propiedades las cumplen tanto los triángulos equiláteros como los rectángulos.

1.2. Representación del equilibrio en sistemas de tres componentes tipo I

Un equilibrio líquido-líquido ternario tipo I de la clasificación de Treybal se corresponde a un sistema como el que se representa en la figura 2, con un par de componentes parcialmente miscibles. La representación se hace a presión y temperatura constante y se representa la curva de solubilidad, curva de equilibrio o curva binodal (que separa las regiones de una y

dos fases) y las rectas de reparto. Una mezcla tal como la M en la región de dos fases, es inestable y se desdobla en las fases E y R en equilibrio (recta de reparto). Una mezcla tal como la H, es estable ya que se encuentra en la región de una fase. Este diagrama se suele acompañar con un diagrama y/x donde se representa la composición de soluto (o de otro componente) en la fase extracto frente a su composición en la fase refinado. El punto de pliegue P se corresponde, lógicamente con un punto sobre la recta $y = x$, tal como se muestra en la figura 2. Este punto separa la curva binodal en dos zonas, la correspondiente al extracto (rica en disolvente B), y la correspondiente al refinado (rica en componente A).

1.3. Efecto de la temperatura

Para mostrar claramente este efecto es necesario una figura tridimensional como la figura 3, donde se representa la temperatura en la arista vertical y las composiciones en las aristas de la base de un prisma triangular.

Para la mayoría de sistemas de este tipo la solubilidad mutua de A y B aumenta al hacerlo la temperatura y por encima de una temperatura T_4 , temperatura crítica de solubilidad, son totalmente miscibles. Este aumento de la temperatura afecta notablemente al equilibrio, tal como puede apreciarse en la

Extracción líquido-líquido II

proyección sobre la base, mostrada en la parte derecha de la figura 3. No sólo varían las regiones de solubilidad, sino que las pendientes de las rectas de reparto pueden alterarse notablemente. También se pueden presentar otros tipos de comportamiento más complejos con la temperatura, como por ejemplo el inverso al descrito.

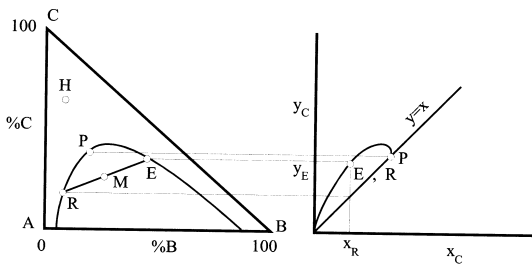


Figura 2

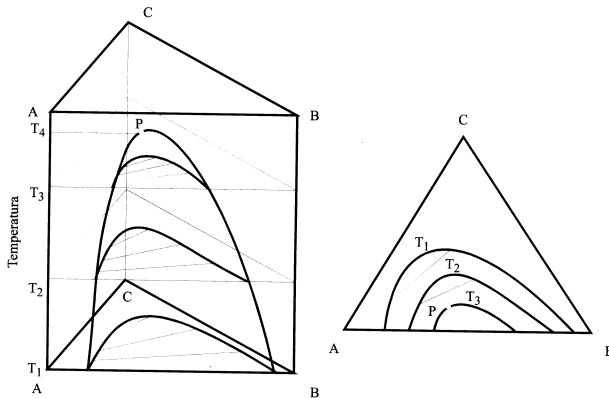


Figura 3

1.4. Efecto de la presión

Excepto a presiones muy elevadas, la influencia de la presión en el equilibrio líquido-líquido es muy pequeña y puede ser ignorada. Se considera que todos los diagramas que se han descrito y que se utilizan en este tipo de cálculos se han realizado a presiones suficientemente altas como para mantener el sistema condensado, es decir muy por encima de las presiones de vapor de las soluciones. Si la presión fuese menor, el equilibrio líquido-líquido se vería interrumpido y aparecería una región de equilibrio líquido-vapor.

1.5. Tipos de equilibrio líquido-líquido

Existen distintos tipos de equilibrio líquido-líquido. Treybal los clasificó de acuerdo con el número de componentes parcialmente miscibles o fases presentes. Así los tipos I, II y III corresponden a uno, dos y tres pares de componentes parcialmente miscibles, tal y como se muestra en la figura 4, donde también se muestran el tipo isla y el tipo IV que dan lugar a tres fases líquidas en equilibrio con solo dos pares de componentes parcialmente miscibles.

Extracción líquido-líquido II

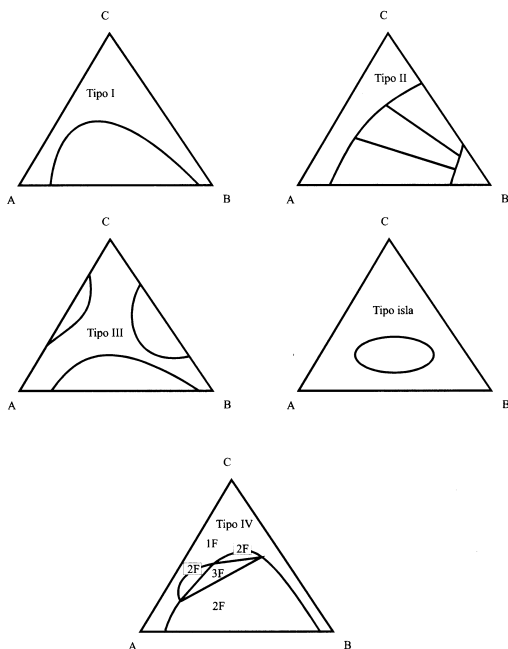


Figura 4

1.6. Coordenadas de Janecke

Este tipo de coordenadas consiste en la representación en abscisas de la composición de soluto C en base libre de disolvente B, tanto para la fase extracto (Y) como para la refinado (X), y en ordenadas la concentración de B en base libre B, lo que se ha denominado N.

La figura 5 muestra este tipo de diagramas para un sistema tipo I y tipo II, junto con el diagrama Y/X. La semejanza de este tipo de diagramas con el de Ponchon y Savarit es evidente. En este tipo de representación los caudales se utilizan también en base libre de disolvente. En la figura 5 se muestran las curvas de solubilidad y las rectas de reparto, y como en los diagramas de Ponchon, se puede demostrar fácilmente que se cumple la regla de la palanca y que las corrientes suma y diferencia están alineadas.

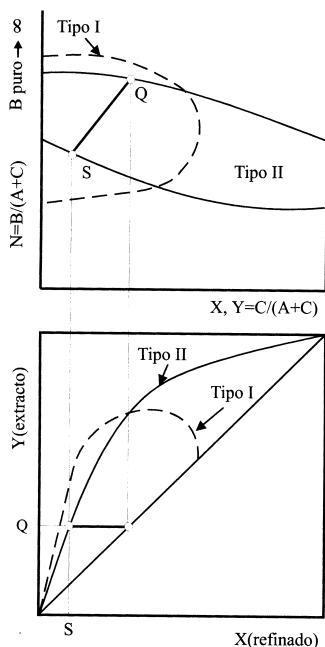


Figura 5

Los cálculos en sistemas cuaternarios también pueden realizarse de forma gráfica. En este caso, se requiere la utilización conjunta de dos diagramas del tipo Cruikshank, donde se representan simultáneamente dos proyecciones del tetraedro correspondiente a la representación global tridimensional.

2. Separación en un contacto simple

La extracción por etapas puede llevarse a cabo de acuerdo con distintos diagramas de flujo, dependiendo del sistema y la separación que se plantee. En todo este tema consideraremos que las etapas son ideales, de tal forma que se admite, que las corrientes que salen de una etapa están en equilibrio. Cada etapa debe incluir los equipos adecuados, que permitan el contacto de las fases y su separación, así pues en una etapa debe combinarse un mezclador y un sedimentador. En operaciones multietapa pueden disponerse en cascadas y en extracción en contracorriente se pueden utilizar torres de pisos.

La figura 6 representa esquemáticamente el proceso de extracción en una sola etapa. Se introduce una corriente E_o , de composición y_C , y se pone en contacto con una corriente R_o de composición x_{R_o} . La operación puede realizarse en continuo o por cargas. En cualquier caso, después de separar las fases se obtendrán dos corrientes E_1 y R_1 de composición

y_{C1} y x_{C1} , que como se ha indicado anteriormente, estarán en equilibrio.

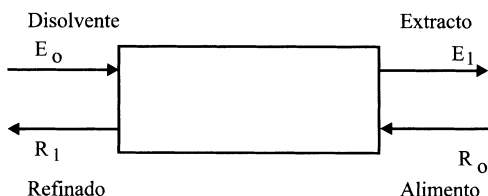


Figura 6

En régimen estacionario (o si la operación se realiza por cargas) debe cumplirse que la entrada es igual a la salida, ya que no hay ni acumulación ni generación. De este modo, se puede escribir el balance de materia total y de soluto:

Balance total:

$$E_o + R_o = E_1 + R_1 = M \quad (2)$$

Balance de soluto:

$$E_o y_{Co} + R_o x_{Co} = E_1 y_{C1} + R_1 x_{C1} = M z_C \quad (3a)$$

$$E_1 y_{C1} + R_1 x_{C1} = E_1 z_C + R_1 z_C \quad (3b)$$

donde la suma de las corrientes de entrada y de salida se ha igualado a una corriente ficticia M , de composición z_C . De (2) y (3), se puede determinar z_C :

$$z_C = (E_o y_{Co} + R_o x_{Co}) / (E_o + R_o) = (E_1 y_{C1} + R_1 x_{C1}) / (E_1 + R_1) \quad (4)$$

Extracción líquido-líquido II

Conocidos los caudales y composiciones de las corrientes de entrada y los datos de equilibrio se puede calcular gráfica o analíticamente la composición y caudal de las corrientes de salida. La figura 7 muestra como se puede resolver el problema en un diagrama triangular rectangular (a, c), así como en un diagrama de Janecke (b, d).

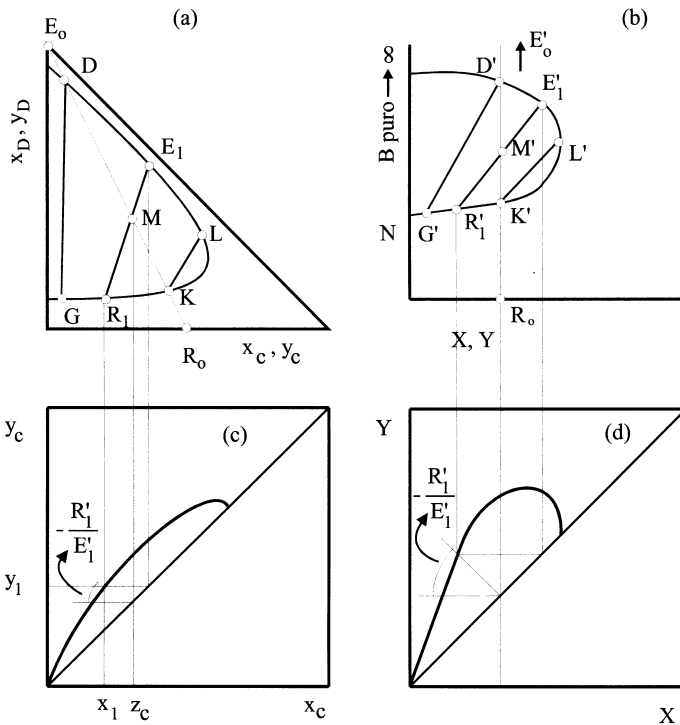


Figura 7

Se ha representado el caso en que se alimenta disolvente B puro y una mezcla binaria de C y A como alimento. Evidentemente, el punto M se situará en la línea recta que une E_o y R_o , en el punto de abscisa z_C . Este punto M sería lógicamente inestable y se desdobra en dos fases en equilibrio (E_1 y R_1). El problema se reduce a determinar esas corrientes E_1 y R_1 . Así pues, hay que determinar la recta de reparto que pasa por M. Este problema se resuelve con ayuda del diagrama y_C/x_C (figura 7c), por medio de un proceso iterativo que correspondería a un cálculo de equilibrio (equivalente a una destilación flash). Se supone un valor de x_{C1} , se determina el correspondiente y_{C1} y se sitúa la recta de reparto en la figura 7a. Si dicha recta contiene al punto M, esa será la solución, si no es así, habrá que suponer un nuevo valor de x_{C1} , y repetir el proceso (en la figura se ha representado el resultado final). Las figuras 7b y d ilustran el resultado en base libre de disolvente. Una vez determinadas las composiciones de las corrientes en equilibrio se pueden determinar sus caudales por medio de la regla de la palanca o las ecuaciones (2) y (3). Si de estas ecuaciones se despeja el cociente $-R_1/E_1$, se obtiene:

$$-R_1/E_1 = (y_{C1} - z_C)/(x_{C1} - z_C) \quad (5)$$

que representa una recta en el diagrama y_C/x_C , que pasa por los puntos (z_C, z_C) y (x_{C1}, y_{C1}) , y tiene de pendiente $-R_1/E_1$.

Los puntos K y D en la figura 7a (K' y D', en la 7b) representan los caudales de **disolvente mínimo y máximo** a emplear. Si se utiliza más disolvente que el dado por D o menos que el dado por K, sólo se obtendría una fase y no cabría, por tanto, la separación. Los puntos G y L (G' y L'), en equilibrio con D y K, respectivamente, representan las concentraciones de soluto mínima y máxima que podrían obtenerse en una sola etapa.

3. Separación por contacto múltiple con disolvente nuevo en cada etapa

El esquema del proceso y la nomenclatura se indican en la figura 8. Se han indicado sólo las corrientes y no sus composiciones con objeto de simplificar la figura. Una mezcla R_0 de composición conocida, se desea extraer con un disolvente E_0 , de composición también conocida. Los refinados que salen de cada etapa se ponen en contacto con disolvente nuevo. El problema consiste en determinar el número de etapas para conseguir una separación dada (obtener un refinado final con una determinada concentración de soluto, o extraer una determinada cantidad del mismo en las corrientes de extracto). Si el proceso se realiza en una sola etapa se requiere una cantidad de disolvente muy superior a la que se requeriría en un proceso como el que se describe en este apartado. Normalmente, las

condiciones óptimas (menor consumo global de disolvente) se consiguen cuando se alimenta la misma cantidad de disolvente a cada etapa.

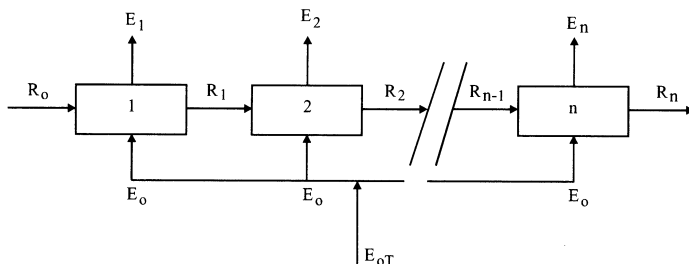


Figura 8

3.1. Diseño

Los datos de partida son los siguientes:

- Caudal de R_0 y su composición: X_{Co} , X_{Do} .
- Caudal de E_0 y su composición: y_{Co} , y_{Do} .
- Composición del refinado final: X_{Cnf}

Se puede plantear el problema de dos formas distintas dependiendo de que se conozca la cantidad total de disolvente (E_{0T}) o la cantidad alimentada a cada etapa (E_0).

- Se conoce E_0 :

Extracción líquido-líquido II

Un balance de material total y de soluto, alrededor de la etapa 1, conduce a:

$$E_0 + R_0 = E_1 + R_1 = M_1 \quad (6)$$

$$E_0 y_{C0} + R_0 x_{C0} = E_1 y_{C1} + R_1 x_{C1} = M z_{C1} \quad (7)$$

donde z_{C1} viene dado por:

$$z_{C1} = (E_0 y_{C0} + R_0 x_{C0}) / (E_0 + R_0) = (E_1 y_{C1} + R_1 x_{C1}) / (E_1 + R_1) \quad (8)$$

Como en el caso de una sola etapa el punto M_1 se localiza en la recta que une E_0 con R_0 , en el punto de abscisa z_{C1} . Las composiciones (x_{C1} e y_{C1}) y caudales de E_1 y R_1 se determinan como en el caso anterior, localizando la recta de reparto que pasa por M_1 . Si x_{C1} , es mayor que x_{Cnf} , es evidente que se requiere al menos una etapa más. Un balance total y de soluto, alrededor de la etapa 2, proporciona:

$$E_0 + R_1 = E_2 + R_2 = M_2 \quad (9)$$

donde z_{C2} viene dado por:

$$E_0 y_{C0} + R_1 x_{C1} = E_2 y_{C2} + R_2 x_{C2} = M_2 z_{C2} \quad (10)$$

Como en el caso anterior, M_2 se localiza sobre la recta que une E_0 con R_1 y se localiza igualmente la recta de reparto que pasa por M_2 . Esto permite determinar E_2 y R_2). Se vuelve a com-

parar X_{C2} con X_{Cnf} , y se opera sucesivamente de este modo, hasta conseguir una x_{Cn} inferior a la deseada. Evidentemente, n será la solución buscada. Se podría determinar la fracción de etapa (caso de que no se llegue exactamente a x_{Cnf}) aplicando la siguiente ecuación:

$$f = (y_{Cn} - x_{Cnf}) / (y_{Cn} - x_{Cnf}) \quad (12)$$

También podría determinarse (ajustarse) la cantidad de disolvente en la última etapa para conseguir, en dicha etapa, exactamente la composición de refinado especificada. La figura 9 muestra en una representación triangular rectangular y en coordenadas de Janecke, la localización de las distintas corrientes y el proceso de cálculo. Lógicamente, los balances de materia y de soluto, en el caso del diagrama de la figura 9b (coordenadas de Janecke) habría que realizarlos en base libre de disolvente. Bastaría con sustituir las composiciones por las razones másicas o molares y los caudales por los caudales en base libre de disolvente (sustituir las x por X , las y por Y las R o E por R' o E').

Extracción líquido-líquido II

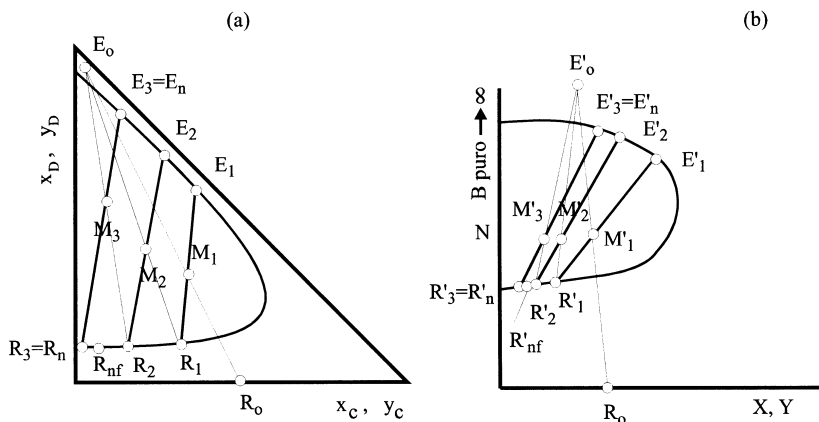


Figura 9

- Se conoce E_{oT} :

En este caso hay que utilizar un proceso iterativo como el que se describe a continuación: se supone un número de etapas, conocido n , se puede determinar la cantidad de disolvente que entraría en cada una de ellas:

$$E_o = E_{oT}/n \quad (13)$$

Evidentemente, si se conoce E_o se puede utilizar el proceso descrito en el apartado anterior. Si el número de etapas calculado coincide con el supuesto, se habrá encontrado la solución. En caso contrario, habrá que repetir el procedimiento hasta hacer coincidir el número de etapas supuesto y calculado.

3.2. Simulación

En un problema de simulación el valor de n es conocido. Si la incógnita es la composición final del refinado se trazarán tantas rectas de reparto como número de etapas se dispongan, calculando así el valor de X_{Cn} . Si la incógnita es el valor de E_o hay que utilizar un proceso iterativo: se supone el valor de E_o y se trazan rectas de reparto hasta la composición final conocida. Si el número de etapas necesarias coincide con el valor dado, el E_o , supuesto será el buscado. En caso contrario, se supone otro valor de E_o .

4. Extracción en contracorriente

El diagrama de flujo de esta operación se muestra en la figura 10. Las corrientes de refinado y extracto fluyen de etapa a etapa en contracorriente, proporcionando dos productos finales R_n y E_1 . Para un grado de separación dado, este tipo de operación requiere menor número de etapas para una cantidad de disolvente fija, o bien menor cantidad de disolvente para un número dado de etapas, que las operaciones comentadas anteriormente.

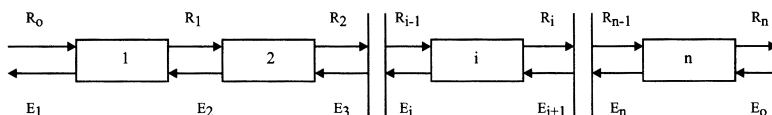


Figura 10

Se pueden presentar dos tipos de problemas, el cálculo del número de etapas para una separación especificada, o el cálculo de la separación conocido el número de etapas (y lógicamente las cantidades y composiciones alimentadas). El primer caso corresponde a un problema de diseño y el segundo a simulación.

4.1. Diseño

En este caso los datos de que se dispone son la composición y el caudal de las corrientes de entrada:

- Alimento R_o, x_{Co}, x_{Do}
- Disolvente E_o, y_{Co}, y_{Co}
- Composición del refinado final especificada x_{Cn}

En realidad, no es necesario conocer los caudales de entrada y bastaría con conocer su relación. El problema se resuelve, gráficamente, del siguiente modo:

Balance de materia total y de soluto en todo el sistema:

$$E_o + R_o = E_l + R_n = M \quad (14)$$

$$E_o y_{Co} + R_o x_{Co} = E_l y_{Cl} + R_n x_{Cn} = M z_C \quad (15)$$

donde z_c viene dado por:

$$z_C = (E_o y_{Co} + R_o x_{Co}) / (E_o + R_o) = (E_l y_{Cl} + R_n x_{Cn}) / (E_l + R_n) \quad (16)$$

Evidentemente:

$$z_C = ((E_o/R_o)y_{C_0} + x_{C_0}) / (1 + (E_o/R_o)) \quad (17)$$

Así pues, el punto M puede situarse en el diagrama correspondiente (figura 11) en la recta que une E_o con R_o , en el punto de abscisa z_C . En este caso E_1 y R_n no están en equilibrio, puesto que no salen de la misma etapa. Ahora bien, ambas son corrientes de equilibrio (ya que son corrientes de salida de las etapas 1 y n) y por tanto sus puntos sentativos deben localizarse sobre la curva binodal. El punto correspondiente a R_n , se puede situar fácilmente sobre la curva binodal (en la zona de los refinados), puesto que se conoce su composición (es un dato de diseño). Ahora la localización de E_1 es inmediata, puesto que debe encontrarse en la intersección de la recta R_nM con la curva binodal.

Extracción líquido-líquido II

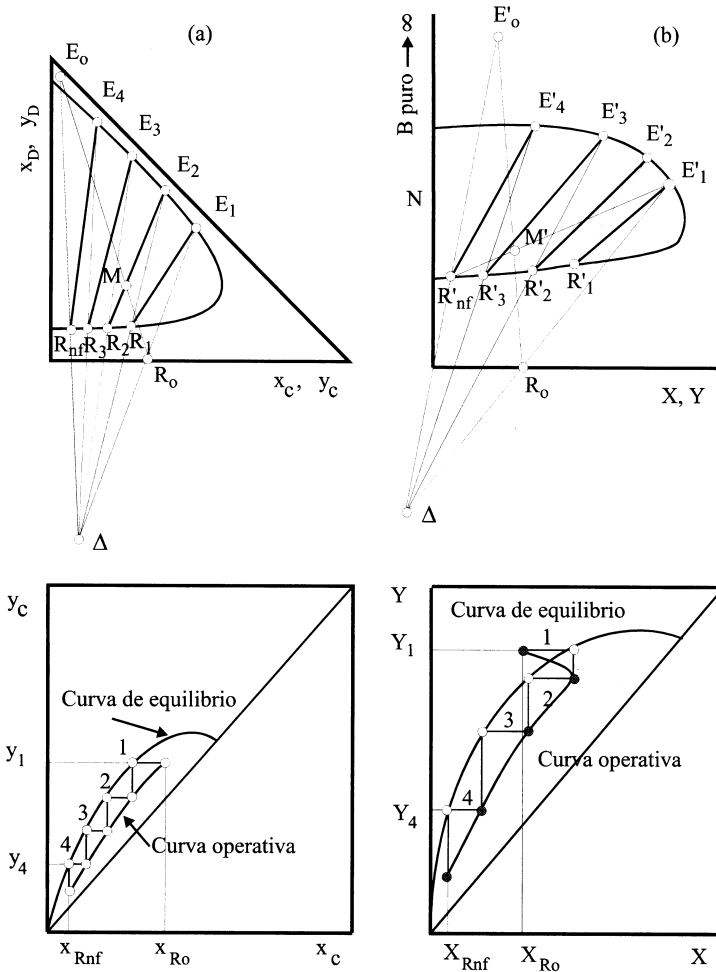


Figura 11

Un balance de materia total y de soluto entre la etapa 1 y la etapa i (ambas incluidas) proporciona las siguientes ecuaciones:

$$E_{i+1} + R_o = E_1 + R_i \quad (18)$$

$$E_{i+1}y_{Ci+1} + R_o x_{Co} = E_1 y_{C1} + R_i x_{Ci} \quad (19)$$

Estas ecuaciones se pueden escribir de la siguiente forma:

$$E_1 - R_o = E_{i+1} - R_i = \Delta \quad (20)$$

$$E_1 y_{C1} - R_o x_{Co} = E_{i+1} y_{Ci+1} - R_i x_{Ci} = \Delta x_{C_\Delta} \quad (21)$$

Como E_1 y R_o son constantes, es evidente que Δ también lo será, y por tanto, también lo serán las diferencias de las corrientes que se cruzan entre dos etapas (ya que no se ha especificado la posición de la etapa i). Así pues, Δ representa una corriente ficticia, diferencia de las corrientes que se cruzan entre dos etapas, y el origen común o polo de las rectas que unen los puntos representativos de dichas corrientes en un diagrama triangular o de Janecke. La ecuación (20) indica que E_{i+1} y R_i están alineados con Δ . Si se hace coincidir la etapa i con la n , se obtendría:

$$E_1 - R_o = E_o - R_n = \Delta \quad (22)$$

que indica que Δ se encuentra en la intersección de las rectas $E_1 R_o$ y $E_o R_n$ circunstancia que permite la fácil localización de Δ .

Una vez situadas en el diagrama correspondiente todas las corrientes indicadas, se procede del siguiente modo:

- Empezando por E_1 , se determina la corriente R_1 en equilibrio.
- La corriente E_2 se sitúa en la intersección de la recta $R_1\Delta$ con la curva de solubilidad (en la zona del extracto).
- El punto R_2 se determina por el equilibrio con E_2

Este proceso se repite hasta que se rebase la composición de la corriente de refinado final especificada. La fracción de piso, caso de no alcanzarse exactamente, se determina análogamente al caso anterior. La figura 11 indica de forma esquemática el modo de operar.

4.2. Simulación

En este caso se conocen las corrientes de entrada y el número de etapas. Para determinar la separación que se alcanza hay que proceder por tanteos: se supone una determinada composición del refinado final, en estas circunstancias se puede aplicar el procedimiento descrito anteriormente. Si el número de etapas calculado coincide con el especificado se habrá encontrado la solución. En caso contrario, hay que repetir el proceso hasta conseguirlo.

4.3. Relaciones de caudales máxima y mínima

4.3.1. Cálculo de $(E_o)_{\max}$

Si para un valor dado de R_o se va aumentando E_o , lógicamente, el punto M se irá aproximando a E_o . Simultáneamente, la posición del polo Δ se va desplazando en consecuencia, tal y como muestra la figura 12, y llegará un momento (por ejemplo en M'') en el que las rectas $E_o R_n$ y $E''_1 R_o$ serán paralelas y el punto Δ se situará en el infinito. Si se sigue aumentando la cantidad de disolvente, las rectas se cortarán en la parte superior del diagrama, por ejemplo en Δ''' . Finalmente, cuando M se sitúa sobre la rama superior de la curva de equilibrio (M^*), Δ coincidirá con el punto representativo de E_o y, en ese momento, el caudal de la fase extracto será el máximo teóricamente permisible. Una cantidad mayor de E_o supondría que no podría llevarse a cabo la extracción planteada. Aplicando la regla de la palanca a estas condiciones se obtendría:

$$E_o M^* / R_o M^* = R_o / (E_o)_{\max} \quad (23)$$

es decir

$$(E_o)_{\max} = R_o / (E_o M^* / R_o M^*) \quad (24)$$

Extracción líquido-líquido II

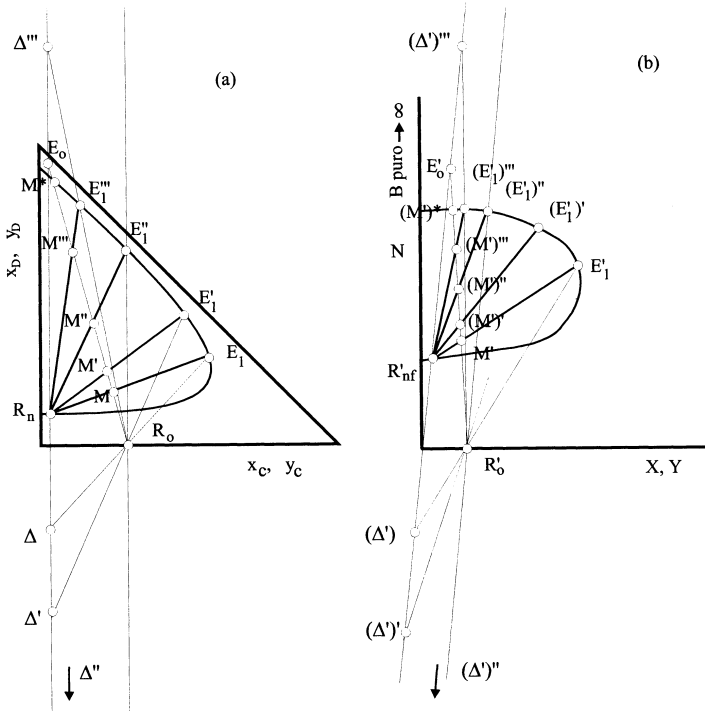


Figura 12

Evidentemente, estas condiciones no resultan operativas, puesto que se obtendría un caudal nulo de R_n . En estas condiciones, el número de etapas necesarias para una separación dada sería el mínimo.

4.3.2. Cálculo de $(E_o)_{\min}$ fijado R_o

Resulta evidente, en una construcción gráfica como la de la figura 11, que si en un momento dado una recta operativa coincide con una recta de reparto, el número de etapas de equilibrio resultaría infinito. Así pues, el cálculo de $(E_o)_{\min}$ se basa precisamente en determinar cuando se produce esa circunstancia. Para ello (figura 13) se sitúan los puntos E_o , R_n y R_o , se traza la línea E_oR_n y se prolongan las rectas de reparto hasta que la cortan. Esto sólo debe hacerse con las que se encuentran a la izquierda de R_o y la que pasa por él, ya que las demás no van a intervenir en esa extracción. La recta de reparto que corte más abajo a la recta E_oR_n nos dará el $\Delta_{\min}$ (generalmente, es precisamente la que pasa por R_o la que produce esta circunstancia). Este $\Delta_{\min}$ cumple la condición de que, tomado como origen de las operativas, hará coincidir en algún momento una operativa con una recta de reparto. Con ese Δ se puede situar $(E_1)_{\min}$ (sobre la intersección de la recta $\Delta_{\min}R_o$ con la curva de solubilidad). Aplicando la regla de la palanca:

$$E_oM_{\min}/R_oM_{\min} = R_o/(E_o)_{\min} \quad (25)$$

es decir:

$$(E_o)_{\min} = R_o/(E_oM_{\min}/R_oM_{\min}) \quad (26)$$

Extracción líquido-líquido II

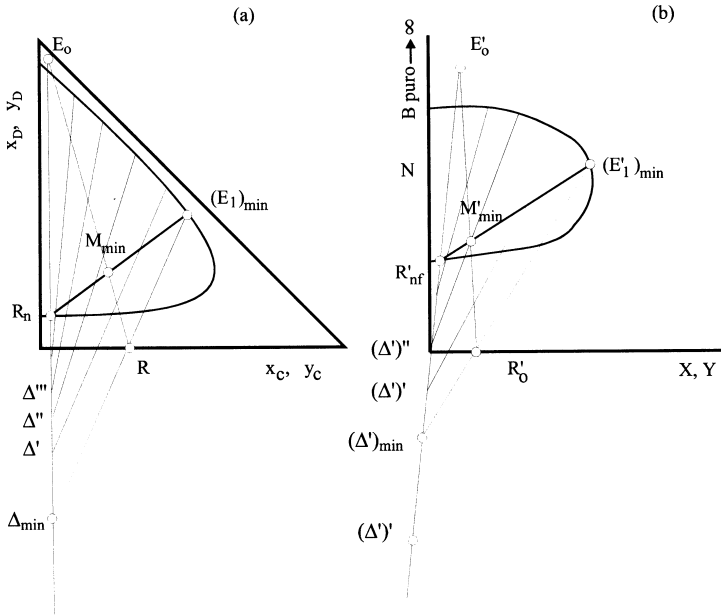


Figura 13

Si se utiliza un E_o mayor que $(E_o)_{\min}$ supondría que Δ se desplazaría hacia abajo y por tanto, todas las operativas tendrían mayor pendiente que cualquier recta de reparto, asegurando, así, que no se va a encontrar ninguna pendiente igual.

Si las rectas de reparto tuviesen inclinación contraria a la representada en la figura 13, los cortes con la línea $E_o R_n$ se producirían por la parte de arriba (generalmente), en cuyo

caso $\Delta_{\min}$ sería el punto de corte más próximo a E_o . En este caso aumentar E_o significaría aproximar Δ a E_o , por ello, hay que tomar el más próximo.

5. Contacto múltiple en contracorriente con reflujo

El sistema descrito en el apartado anterior permite extraer la mayor parte del soluto contenido inicialmente en el alimento. Si en dicho sistema E_o fuera disolvente puro ($y_{D_o}=1$), x_{C_n} podría reducirse a un valor tan pequeño como se quisiera, siempre que se utilizase la razón de caudales E_o/R_o adecuada y un número suficientemente elevado de etapas de contacto. Sin embargo, la concentración máxima de soluto en la fase extracto a la salida (E_1), viene condicionada por la composición de la fase refinado a la entrada (R_o). En efecto el máximo valor de y_{C_1} que se puede obtener es aquél que está en equilibrio con x_{C_o} (y eso utilizando un número infinito de etapas). Por lo tanto, si se desea que la fracción molar o másica de soluto en la corriente E_1 sea superior a dicho valor, es necesario recurrir al empleo de una corriente de reciclado o a utilizar un sistema de reflujo como el que se indica la figura 14.

Como puede apreciarse, existen una serie de etapas con “reflujo”, a la izquierda de la entrada del alimento (A). Estas etapas constituyen la sección de “enriquecimiento”. En ella la

Extracción líquido-líquido II

corriente extracto se enriquece en soluto al ponerse en contacto con una corriente de refinado obtenida introduciendo en la primera etapa de la zona de enriquecimiento una parte del extracto, que se obtiene como residuo por el fondo de una columna de rectificación, unidad de separación de disolvente. Esta corriente (R_0) se denomina reflujo, y la relación R_0/P'_E se denomina razón de reflujo del sistema. El extracto final (P'_E) y el reflujo (R_0), se obtienen a partir de la corriente de extracto E_1 , eliminando parte del disolvente que contiene B_E mediante una columna de rectificación.

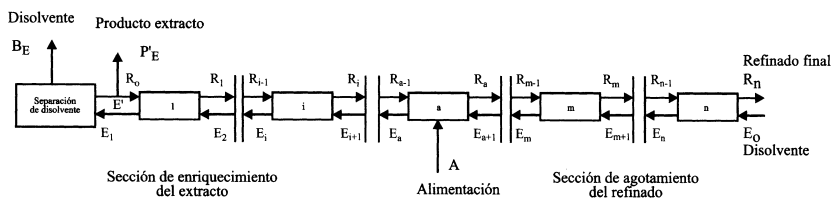


Figura 14

5.1. Cálculo del número de etapas ideales

Aplicando un balance de materia alrededor de la etapa 1, podemos escribir:

$$R_0 + E_2 = R_1 + E_1 \quad (27)$$

o bien:

$$E_1 - R_0 = E_2 - R_1 = \Delta_1 \quad (28)$$

Análogamente, haciendo balances de materia entre la etapa 1 y la etapa i:

$$R_0 + E_{i+1} = R_i + E_1 \quad (29)$$

o bien:

$$E_1 - R_0 = E_{i+1} - R_i = \Delta_1 \quad (30)$$

Evidentemente, estos balances se cumplen hasta la entrada del alimento. Dado que las corrientes E_1 y R_0 , son constantes, también lo será Δ_1 , que representa el caudal neto de materia en el sector de enriquecimiento. La abscisa de esta corriente se podrá calcular del balance del soluto:

$$x_{\Delta 1} = (E_1 y_{C1} - R_0 x_{C0}) / (E_1 - R_0) = (E_{i+1} y_{Ci+1} - R_i x_{Ci}) / (E_{i+1} - R_i) \quad (31)$$

La ecuación (28) indica que los puntos representativos de E_1 y R_0 están en línea recta con Δ_1 . Asimismo, las corrientes que se cruzan entre dos etapas en el sector de enriquecimiento (E_{i+1} y R_i), también lo están. Así pues, Δ_1 es el origen de todas las rectas operativas de este sector de enriquecimiento o polo de enriquecimiento.

Extracción líquido-líquido II

Para el resto de la batería de etapas aplicaremos balances entre la etapa de alimentación y la etapa n:

$$E_o + R_a = R_n + E_{a+1} \quad (32)$$

o bien:

$$E_o - R_n = E_{a+1} - R_a = \Delta_2 \quad (33)$$

Análogamente, si aplicamos los balances entre la etapa n y la m, podemos escribir:

$$E_o + R_m = R_n + E_{m+1} \quad (34)$$

o bien:

$$E_o - R_n = E_{m+1} - R_m = \Delta_2 \quad (35)$$

Es decir, Δ_2 representa el caudal neto de materia, constante, en el sector de agotamiento, origen de las rectas operativas en este sector. Igual que en el caso anterior su abscisa la proporcionaría el balance de materia de soluto. La ecuación (35) indica que el polo de agotamiento está alineado con las corrientes E_o y R_n .

Un balance de materia incluyendo las etapas 1 y n, conduce a:

$$A + R_o + E_o = R_n + E_1 \quad (36)$$

o bien:

$$A + E_o - R_n = E_1 - R_o \quad (37)$$

y teniendo en cuenta las definiciones de Δ_1 y Δ_2 (ecuaciones 30 y 33):

$$A + \Delta_2 = \Delta_1 \quad (38)$$

que indica que las corrientes A, Δ_1 y Δ_2 están alineadas.

Por otra parte, si llamamos J a:

$$J = A + R_o \quad (39)$$

la ecuación (36) se podrá escribir:

$$J + E_o = R_n + E_1 = M \quad (40)$$

que indica que J, E_o y M, por un lado, y R_o , E_1 y M, por otro, están en línea recta. La ecuación (40) también se puede escribir de la siguiente forma:

$$E_o - R_n = E_1 - J = \Delta_2 \quad (41)$$

que indica que el polo Δ_2 , está también en la recta que une J con E_1 . Circunstancia que podrá utilizarse para situar Δ_2 .

Dada la gran cantidad de variables que intervienen en un proceso como el analizado, los problemas que pueden plantearse son muy variados. Se resolverá a modo de ejemplo uno de ellos.

Supongamos que se conocen las siguientes variables:

- Composición del alimento.

- Composición del extracto final P'_E , lo que equivale a conocer la de la corriente R_o .
- Composición del disolvente alimentado.
- Composición en soluto de R_n .
- Razón de reflujo R_o/P'_E

Se trata de calcular el número de etapas y la posición óptima del piso de alimentación. El problema de simulación se resolvería análogamente a como se explicó en el caso de rectificación (“Introducción a las operaciones de separación. Cálculo por etapas de equilibrio”).

La figura 15 muestra como se resolvería el problema de forma gráfica. Con los datos indicados podríamos situar en el diagrama triangular (o de Janecke) los puntos representativos de las corrientes A , E_o y R_o (puesto que este último tiene la misma composición que el extracto final). De la corriente R_n sólo conocemos su composición de soluto, pero como se trata de una corriente que sale de una etapa de equilibrio, debe situarse sobre la curva de equilibrio, en la rama correspondiente a los refinados.

Las corrientes P'_E y R_o se han originado a partir de la E_1 por eliminación de disolvente (B_E), que en el caso más sencillo consideraremos que se trata de disolvente puro. En este caso,

E_1 deberá situarse sobre la recta que une R_0 con E_0 (vértice del disolvente) y sobre la curva binodal en la rama de los extractos, al tratarse también de una corriente que abandona una etapa de equilibrio.

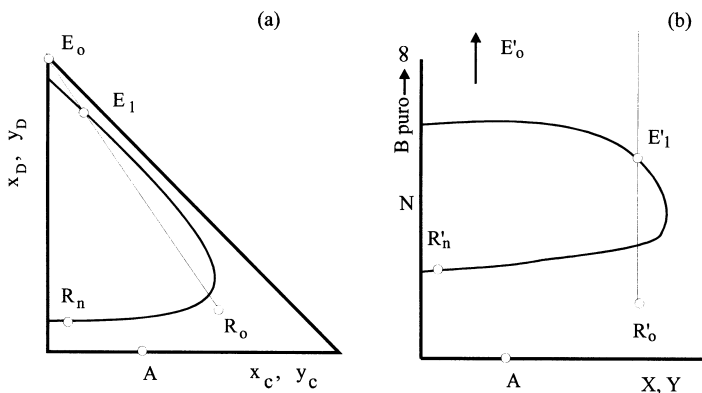


Figura 15

Según las ecuaciones acabadas de deducir, el polo Δ_2 debe situarse sobre la recta $R_n E_0$ y Δ_0 sobre la $R_0 E_1$, debiendo estar, además, Δ_1 , Δ_2 y Δ también en línea recta. Ahora bien, estos datos no son suficientes para fijar los polos en un diagrama triangular, aunque sí en el de Janecke (Figura 16b). También sabemos que Δ_2 debe estar sobre la recta que une J con E_1 y que a su vez J es suma de Δ y R_0 . Por tanto, si se pudiese situar J estaría el problema resuelto. Para ello se requiere conocer los

Extracción líquido-líquido II

valores de Δ y de R_o . Así, se pueden realizar los balances de materia globales, de soluto y disolvente en todo el sistema, fijando una base de cálculo, por ejemplo el caudal de extracto final P'_E :

– balance de materia global:

$$A + E_o = B_E + P'_E + R_n \quad (42)$$

$$Az_{CA} = P'_E y_{CP} + R_n y_{CRn} \quad (43)$$

$$Az_{DA} + E_o = B_E + P'_E y_{DP} + R_n y_{DRn} \quad (44)$$

– balance de soluto:

– balance de disolvente:

$$A(1 - z_{DA}) = P'_E(1 - y_{DP}) + R_n(1 - y_{DRn}) \quad (45)$$

En estas ecuaciones las incógnitas son A , B_E , R_n , E_o y P'_E . Como se ha fijado P'_E como base de cálculo, de (42) y (44) se puede eliminar E_o y B_E :

Finalmente, de (43) y (45) se puede determinar A y R_n como se conoce la relación R_o/P'_E , se puede determinar R_o y, por tanto, J . La figura 16 muestra la situación de los polos y todas las corrientes implicadas en los dos tipos de coordenadas

manejados. La construcción piso a piso se realiza alternando los balances de materia y las rectas operativas del modo habitual. Se prosigue la construcción hasta que se rebase la composición especificada para el refinado final.

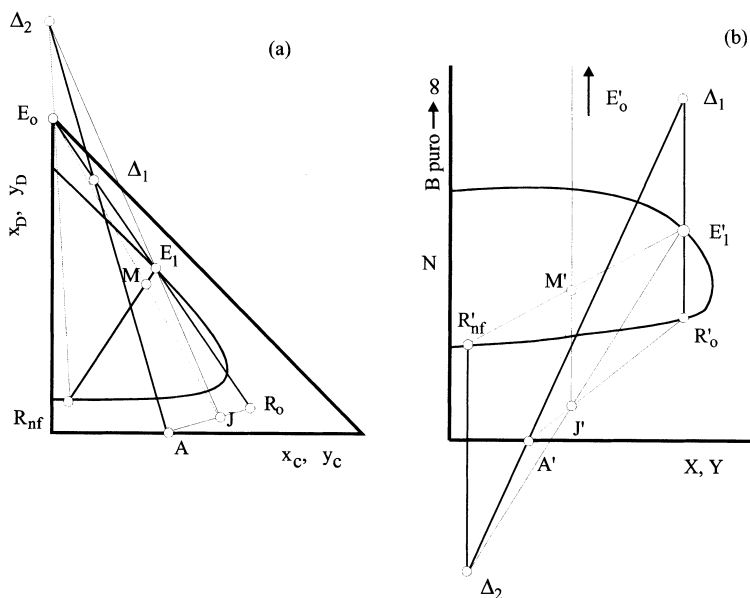


Figura 16

6. Extracción multicomponente

6.1. *Mezclas cuaternarias: métodos gráficos*

6.1.1. *Introducción a la extracción en sistemas cuaternarios*

Resulta obvio el hecho de que conforme aumenta el número de componentes de un sistema se incrementa la complejidad de su tratamiento: determinación de datos de equilibrio, correlación de los mismos y metodología en el cálculo del número de etapas en un proceso de extracción. Mientras que los sistemas ternarios han sido ampliamente estudiados, la bibliografía disponible sobre sistemas cuaternarios es muy reducida y en muchos casos, la metodología empleada para su estudio ha sido errónea. En la práctica, si el número de componentes es mayor de 4, se hace muy difícil desplegar los datos de equilibrio completo y manejar gráficas de extracción. En muchas ocasiones, muchos de los sistemas que contienen más de 4 componentes pueden considerarse para todos los fines prácticos como formados por 2 disolventes prácticamente insolubles entre los cuales se distribuyen como solutos los demás componentes.

Un caso particular de sistemas cuaternarios es aquél en que uno de los componentes es una sal inorgánica. Se hablaría entonces de equilibrio líquido-líquido-sólido. La presencia de

la sal puede disminuir la solubilidad del soluto en el disolvente, incrementándose la eficacia en la extracción. La aplicación del efecto salino en campos como la fermentación extractiva, cristalización extractiva, deshidratación de disolventes, o purificación de disolventes y biomoléculas ha hecho que en los últimos años aumentara el interés por este tipo de sistemas. Sin embargo, el tratamiento dado por muchos autores es incompleto y en ocasiones erróneo.

Al igual que se utilizan diagramas triangulares para representar equilibrios ternarios, se pueden representar equilibrios isotérmicos cuaternarios en forma de **tetraedros regulares** for-

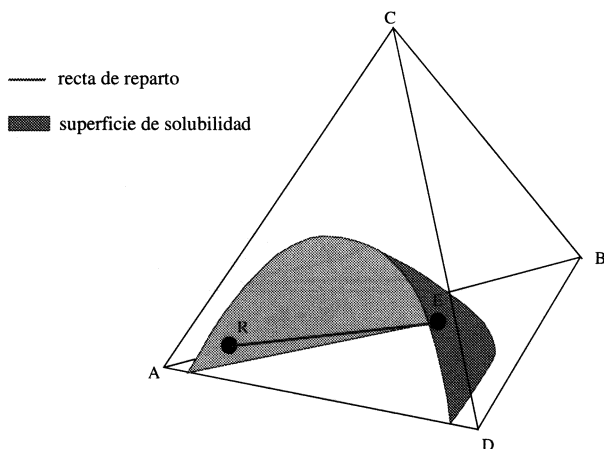


Figura 17

mados por triángulos equiláteros (Figura 17). En este caso, en vez de hablar de curvas de solubilidad, se habla de superficies de solubilidad. La determinación de datos de equilibrio supone delimitar las regiones que lo componen, definiendo todas las superficies de solubilidad del sistema.

Esta representación espacial es útil fundamentalmente con fines descriptivos cualitativos. Para cálculos cuantitativos se utilizarán **proyecciones** de los puntos de la superficie de solubilidad y rectas de reparto sobre los planos. Dos son los tipos de proyecciones más habituales: proyecciones ortogonales (proyección de un punto sobre una cara del tetraedro) y proyecciones de Cruikshank (proyección de un punto sobre un plano paralelo a 2 lados no consecutivos).

Una de las vías para la obtención de datos de equilibrio líquido-líquido en sistemas cuaternarios por interpolación es la interpolación gráfica o analítica utilizando datos de equilibrio directamente.

1) Interpolación gráfica. Sobre dos proyecciones de Cruikshank se representa la rejilla generada por los extremos de las rectas de reparto obtenidas experimentalmente, definiendo los parámetros $M = X_B/(X_B + X_D)$ y $L = X_C$ para las mezclas iniciales (por lo que los puntos representativos de los

extremos de las rectas de reparto están definidos por el mismo valor de M y L en las 2 proyecciones). Los puntos de mezcla se seleccionan de tal manera que abarquen todo el intervalo de trabajo y verifiquen la condición $X_A = X_B + X_D$. La figura 18 muestra un ejemplo de este tipo de representaciones gráficas.

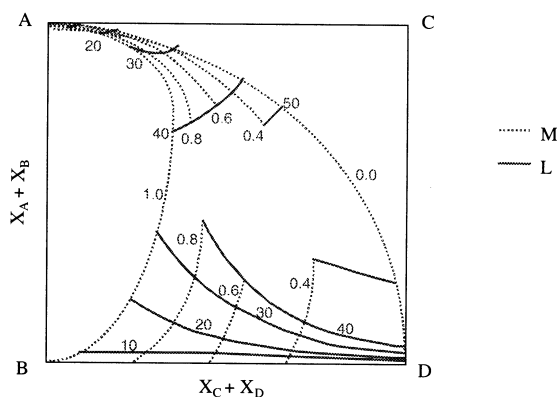


Figura 18

2) Interpolación analítica. El método más sencillo consiste en una interpolación simple, por cálculo de las distancias euclídeas entre el punto que se quiere interpolar y los 3 puntos experimentales más próximos a él. La exactitud de este método es función de la proximidad de las rectas de reparto conocidas. Otros métodos consideran no sólo la posición de los 3 puntos iniciales, sino también las posiciones de sus extremos en la otra fase. Si en vez de 3 puntos se consideran 4, la exactitud

se incrementa. Cualquiera de estos métodos puede ser programado para realizar los cálculos vía ordenador.

6.1.2. Proceso de extracción en sistemas cuaternarios

El fundamento para la resolución de un problema de extracción en sistemas cuaternarios es análogo al de resolución del problema en sistemas ternarios: aplicación de balances de materia y condiciones de equilibrio. Si el problema se resuelve por métodos gráficos, la metodología de la extracción en sistemas cuaternarios difiere de la de sistemas ternarios en que se debe trabajar con proyecciones de puntos en el espacio sobre diferentes planos, mientras que en sistemas ternarios las representaciones necesarias se llevan a cabo sobre los diagramas triangulares que representan al sistema, sin necesidad de utilizar proyecciones.

6.1.2.1. Extracción en una sola etapa

Supongamos que se pretende llevar a cabo la extracción en una sola etapa de una solución R_o que contiene A, B y C, con el disolvente D. Se dispone como datos del caudal y composición de R_o , caudal y composición de E_o y valor de la concentración de A en el refinado de salida.

La Figura 19 resuelve el problema gráficamente utilizando proyecciones ortogonales.

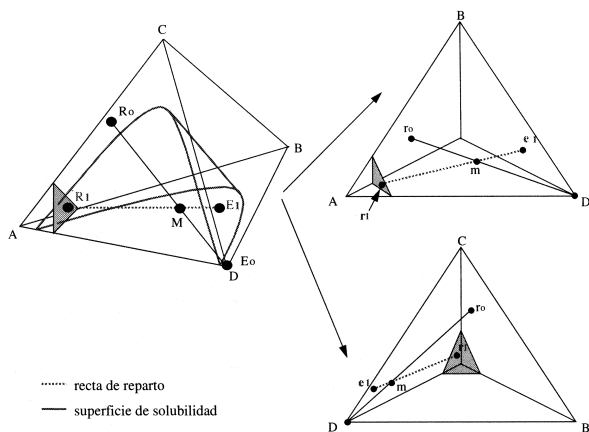


Figura 19

En este caso, los datos disponibles permiten situar los puntos R_0 , E_0 , M ($M=R_0+E_0$) donde estará situado R_1 . La suposición de la situación de este punto R_1 en dicho plano permite trazar la recta R_1M y situar E_1 como intersección de esta recta con la superficie de solubilidad. Si R_1 y E_1 no están en equilibrio el valor de R_1 supuesto será erróneo.

6. 1 2.2. Extracción con disolvente nuevo en cada etapa

Los cálculos de un proceso de extracción en múltiples etapas con disolvente nuevo en cada una, son repetición de los cálculos para el caso de una etapa.

6.1.2.3. Extracción en contracorriente

Utilizando los conceptos aprendidos en la extracción en contracorriente para sistemas ternarios y la metodología de trabajo con sistemas cuaternarios, se puede deducir sistemática de resolución de un problema de este tipo.

La Figura 20 resuelve el problema gráficamente utilizando proyecciones de Cruikshank cuando la cascada de extracción contiene un único sector (por tanto se define único Δ).

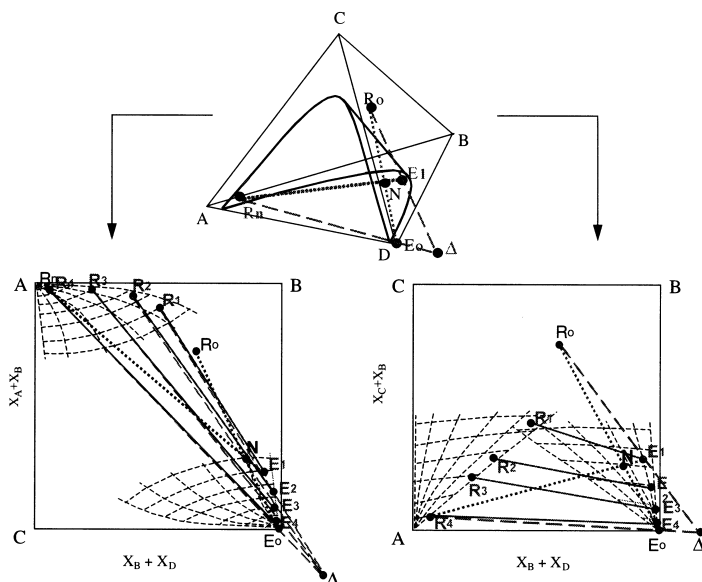


Figura 20

La situación de E_o , R_o y R_n permite situar E_1 como intersección de la recta R_nN y la superficie de solubilidad. La intersección de las rectas R_oE_1 y R_nE_o sitúa Δ en ambas proyecciones. Al igual que en los sistemas ternarios, la alternancia de rectas operativas con rectas de reparto permite calcular el número de etapas.

6.2. Mezclas multicomponentes

El problema del diseño o de la simulación del equipo necesario para llevar a cabo operaciones de separación basadas en cascadas de etapas de equilibrio se resuelve planteando las ecuaciones MESH (balances de materia, relaciones de equilibrio, igualdad a uno de los sumatorios de las fracciones molares o másicas y balances de entalpía). Los sistemas de ecuaciones resultantes pueden resolverse mediante métodos etapa a etapa o mediante métodos componente a componente. Los métodos etapa a etapa van avanzando en el cálculo de la columna mediante el uso alternativo de los balances de materia (rectas operativas) y de las relaciones de equilibrio, mientras que los métodos componente a componente se basan en el planteamiento y resolución simultánea del sistema de ecuaciones MESH para cada componente a lo largo de toda la cascada de etapas de equilibrio.

Mientras que la mayor parte de los programas de simulación suelen utilizar métodos componente a componente, y por tanto no son capaces de solucionar el problema de diseño (calcular el número de pisos y el valor de cualquier otra variable de salida para conseguir una separación especificada), los métodos etapa a etapa sí serían capaces de resolver el problema de diseño. Cuando se pretende aplicar métodos etapa a etapa para resolver problemas de extracción, cabe hacerse las siguientes reflexiones:

- i. La aplicación de estos métodos requiere disponer de la curva de solubilidad (o de la superficie de solubilidad en el caso de cuatro o más componentes), o bien de la ecuación analítica que la describe. Si se dispone de los puntos de equilibrio experimentales se puede pensar en la aplicación de algún método gráfico, o bien en el ajuste de los datos a algún tipo de función. Si no se tienen los datos de equilibrio experimentales, necesariamente habrá que utilizar un modelo termodinámico capaz de generarlos, para a continuación proceder con los valores calculados igual que se haría con los experimentales.
- ii. Si el sistema a estudiar es ternario, el método para la resolución gráfica del problema es el que se ha descrito con detalle en este tema. Si el sistema es cuaternario, el problema es mucho más complicado, existiendo, como ya se ha visto, pro-

cedimientos gráficos que utilizan diferentes proyecciones de la superficie de solubilidad. Si el sistema es de más de cuatro componentes, los métodos gráficos ya no son aplicables.

iii. Si se pretende resolver el problema analíticamente, habrá que ajustar las curvas o las superficies de solubilidad a las correspondientes funciones analíticas. Esta forma de abordar el problema no es la utilizada convencionalmente en la bibliografía, a pesar de que aportaría las siguientes ventajas:

- simplicidad desde el punto de vista conceptual
- facilidad en la elaboración de los programas de cálculo por ordenador
- posibilidad de extensión al caso de más de cuatro componentes
- capacidad para la resolución del problema de diseño

iv. Se pueden desarrollar procedimientos de cálculo que utilizan nubes de puntos de equilibrio (experimentales o calculados) en las que puede hacerse una interpolación de los puntos para calcular las rectas de reparto. Cuando los datos de equilibrio se generan mediante un modelo termodinámico, se puede llegar a disponer de rejillas ordenadas de puntos de equilibrio, existiendo entonces la posibilidad de programar

diferentes métodos de interpolación que permiten disminuir de forma considerable el tiempo necesario para la resolución del problema.

Bibliografía

Henley, E.J. y Seader, J.D.; “Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química”. Reverté, Barcelona, 1988.

Treybal, R.E.; “Mass Transfer Operations”. McGraw Hill Book Co. 2ª ed., New York, 1968.

King, C.J.; “Separation Processes”. McGraw Hill Book Co. 2ª ed., New York, 1971.

Calo, J.M. y Henley, E.J. (eds.); “Extraction and Leaching”. AIChE Publ., New York, 1983.

Coulson, J.M. y Richardson, J.F.; “Chemical Engineering. II. V. Unit Operations” Reverté, Barcelona, 1979-1981.

Marcilla Gomis, A.; “Introducción a las Operaciones de Separación. Cálculo por etapas de equilibrio”. Publicaciones Universidad de Alicante, 1998.

Problemas

1. Se dispone de una solución acuosa de ácido propiónico que contiene un 30% en peso de dicho ácido. Se desea recuperar este ácido usando metil isopropil carbinol (MIC) como disolvente. Los datos de solubilidad (% en peso) para dicho sistema a 25°C son los siguientes:

Prop	10.4	21.1	26.9	32.5	38.8	41.0	42.1	42.1	41.8	40.2	35.5	28.9	21.3	12.1
Agua	88.2	76.6	68.0	58.1	43.6	36.8	32.2	27.2	22.3	19.5	14.0	10.6	8.7	7.3
MIC	1.4	2.6	5.1	9.4	17.6	22.2	25.8	30.6	35.9	40.3	50.7	60.5	70.0	80.6

Los extremos de las rectas de reparto corresponden a puntos representativos de mezclas cuyas composiciones se detallan en la tabla siguiente:

Fase Pesada			Fase Ligera		
Propiónico	Agua	MIC	Propiónico	Agua	MIC
2.3	96.4	1.3	8.1	7.4	84.5
4.9	93.7	1.4	14.8	8.4	76.8
7.8	90.7	1.5	21.4	9.6	69.0
11.3	86.8	1.9	28.2	11.0	60.8
36.3	49.7	14.0	36.3	49.7	14.0

- Construir la curva de equilibrio en un diagrama triangular regular.
- Construir la curva $y_s = f(x_s)$.
- Situar en el diagrama el punto representativo de la mezcla acuosa inicial.

Extracción líquido-líquido II

- d) Situar el punto representativo del disolvente.
- e) ¿Cuál será la composición, expresada en kg de ácido propiónico/kg de agua, de una disolución que contenga: 10% de propiónico, 83% de MIC y 7% de agua?
2. Representar en un diagrama triangular rectangular los datos de equilibrio para el sistema ácido acético, cloroformo, agua, y calcular la cantidad y composición resultantes cuando se parte de las siguientes mezclas:
- a) 10 kg con 20% de cloroformo, 20% de acético y el resto agua.
- b) 10 kg con 40% de cloroformo, 40% de acético y el resto agua
- c) 10 kg con 50% de cloroformo, 50% de acético y el resto agua.

Fase Ligera			Fase Pesada		
Cloroformo	Agua	Acético	Cloroformo	Agua	Acético
0.9901	0.0099	0.0000	0.0084	0.9916	0.0000
0.9185	0.0138	0.0677	0.0121	0.7369	0.2510
0.8000	0.0228	0.1772	0.0730	0.4858	0.4412
0.7013	0.0412	0.2575	0.1511	0.3471	0.5018
0.6715	0.0520	0.2765	0.1833	0.3111	0.5056
0.5581	0.0958	0.3461	0.2885	0.2328	0.4787

3. En una instalación de extracción líquido-líquido se desea extraer la piridina contenida una solución acuosa. Los datos de equilibrio en el sistema agua-piridina-clorobenceno, 15°C, se detallan en la tabla siguiente (% en peso):

Antonio Marcilla Gomis
Introducción a las operaciones de separación

Clorobenceno	Piridina	Agua	Clorobenceno	Piridina	Agua
99.95	0.00	0.05	0.08	0.00	99.9
88.3	11.1	0.6	0.1	5.0	94.9
80.0	19.9	1.0	0.2	11.0	88.8
74.4	24.1	1.6	0.5	18.9	80.6
69.3	28.6	2.1	1.0	25.5	73.5
65.8	31.5	2.3	2.1	36.1	61.8
61.2	35.1	3.7	4.2	45.0	50.8
53.1	40.6	6.3	9.5	53.2	37.3
37.8	49.0	13.2	37.8	49.0	13.2

- a) Representar los datos de equilibrio en un diagrama rectangular.
- b) Representar el diagrama $y_s = f(x_s)$.
- c) Si se dispone de una mezcla de composición media: fracción másica de agua = 0.23; fracción másica de piridina = 0.23; ¿Cuál será la composición de las dos fases que se paran?
- d) ¿Cuál será la composición de la fase refinado que estará en equilibrio con una fase extracto que contiene un 75% (en peso) de piridina?
4. 100 kg de una mezcla de ácido acético y cloroformo, de composición 30% en peso de ético, se tratan en una sola etapa con agua a 18°C con objeto de extraer el ácido.
- Calcúlese:

Extracción líquido-líquido II

- a) Cantidades máxima y mínima de agua a emplear.
- b) La concentración máxima que puede alcanzar el ácido acético en el producto (extracto libre de disolvente)
- c) La cantidad de agua a emplear para que la concentración de producto sea máxima. Si la mezcla anteriormente indicada se trata con 120 kg de agua, calcúlense:
- d) Las composiciones de extracto y refinado.
- e) Los pesos de extracto y refinado.
- f) Las composiciones de los productos, extracto y refinado sobre base libre de disolvente.
- g) El porcentaje de acético extraído.

Los datos de equilibrio entre las fases líquidas para este sistema a 18°C, correspondientes a los extremos de las rectas de reparto, son los siguientes (% en peso):

Fase Ligera			Fase Pesada		
Cloroformo	Agua	Acético	Cloroformo	Agua	Acético
99.01	0.99	0.00	0.84	99.16	0.00
91.85	1.38	6.77	1.21	73.69	25.10
81.00	2.28	17.72	7.30	48.58	44.12
70.13	4.12	25.75	15.11	34.71	50.18
67.15	5.20	27.65	18.33	31.11	50.56
59.99	7.93	32.08	25.20	25.39	49.41
55.81	9.53	34.61	28.85	23.28	47.87

5. Se desea tratar 200 kg de una solución de ácido acético en cloroformo (50% en peso) mediante un sistema de sucesivos contactos, añadiendo en cada contacto 100 kg de agua pura como disolvente. ¿Cuántos contactos de equilibrio se necesitarán si se quiere reducir la concentración de ácido acético en el cloroformo al 1%?. ¿Cuáles serán las composiciones de cada extracto y refinado?. Si del último refinado se separase toda el agua, ¿cuál sería la composición?.

Fase Ligera			Fase Pesada		
Cloroformo	Agua	Acético	Cloroformo	Agua	Acético
99.01	0.99	0.00	0.84	99.16	0.00
91.85	1.38	6.77	1.21	73.69	25.10
81.00	2.28	17.72	7.30	48.58	44.12
70.13	4.12	25.75	15.11	34.71	50.18
67.15	5.20	27.65	18.33	31.11	50.56
59.99	7.93	32.08	25.20	25.39	49.41
55.81	9.53	34.61	28.85	23.28	47.87

6. En una planta química se tratan 500 kg/h de una disolución acuosa con un 44% en peso de acetona mediante un proceso de extracción en contracorriente directa (disolvente nuevo en cada etapa) que consta de 3 etapas ideales. En las condiciones normales de trabajo, a cada etapa le llega un caudal de 100 kg/h de tricloroetano (disolvente) y la composición final de la fase refinado es de 15% en peso. Como consecuencia de la fuga de líquidos en uno de los sedimentadores, interesa cono-

Extracción líquido-líquido II

cer si utilizando el mismo caudal de disolvente, se puede conseguir una corriente de refinado de la misma composición que se obtendría antes, utilizando las dos etapas restantes, si:

- a) se mantiene el montaje actual,
- b) se trabaja en contracorriente.

$C_2H_3Cl_3$	Agua	Acetona	$C_2H_3Cl_3$	Agua	Acetona
0.52	93.52	5.96	90.93	0.32	8.75
0.68	85.35	13.97	78.32	0.90	20.78
0.79	80.16	19.05	71.01	1.33	27.66
1.00	73.00	23.00	60.85	2.09	37.06
1.02	72.06	26.92	59.21	2.27	38.52
1.04	71.33	27.63	58.21	2.40	39.39
1.17	67.95	30.88	53.92	3.11	42.97
1.60	62.67	35.73	47.57	4.26	48.21
2.10	57.00	40.90	40.00	6.05	53.95
3.75	50.20	46.05	33.70	8.90	57.40
6.52	41.70	51.78	26.26	13.40	60.34
14.60	27.40	58.00	14.60	27.40	58.00

7. Se dispone de 500 kg de una solución de acetona en agua del 45% en peso de acetona, y ha de extraerse el 80% de la misma en un proceso de extracción empleando en cada etapa 100 kg de tricloroetano como disolvente nuevo a 25°C. Calcular:

- a) El número de etapas.

Antonio Marcilla Gomis
Introducción a las operaciones de separación

- b) Las composiciones de los extractos separados en cada caso.
- c) La composición del producto extraído.

C ₂ H ₃ Cl ₃	Agua	Acetona	C ₂ H ₃ Cl ₃	Agua	Acetona
0.52	93.52	5.96	90.93	0.32	8.75
0.68	85.35	13.97	78.32	0.90	20.78
0.79	80.16	19.05	71.01	1.33	27.66
1.00	73.00	23.00	60.85	2.09	37.06
1.02	72.06	26.92	59.21	2.27	38.52
1.04	71.33	27.63	58.21	2.40	39.39
1.17	67.95	30.88	53.92	3.11	42.97
1.60	62.67	35.73	47.57	4.26	48.21
2.10	57.00	40.90	40.00	6.05	53.95
3.75	50.20	46.05	33.70	8.90	57.40
6.52	41.70	51.78	26.26	13.40	60.34
14.60	27.40	58.00	14.60	27.40	58.00

8. Se desean extraer 500 kg/h de una solución de S en B, conteniendo 40 kg de S en 100 kg de disolución, mediante un proceso de extracción continuo y en contracorriente, con 645 kg/h de una disolución conteniendo un 92% de A, 7% de S, y 1% de B. Se desea que el refinado final contenga 6 kg de S/100 kg de disolución, después de haber separado todo el disolvente A. Calcular:

- a) Número de contactos de equilibrio necesarios.
- b) Peso y composición del extracto y refinado finales.
- c) La composición del extracto final libre de A.

Extracción líquido-líquido II

FASE REFINADO	%S	0	7	16	26	32
	%A	0	0.5	1	2	7
FASE EXTRACTO	%S	0	13	26	39	41
	%A	100	85	67	44	26

9. Se dispone de 500 kg de disolución que contiene un 60% en peso de metil-ciclohexano (MCH) y 40% de n-heptano. Para recuperar el MCH se utiliza anilina pura, en una instalación de contacto continuo en contracorriente.

- a) En las condiciones que el número de etapas sea mínimo, ¿cuál es la máxima cantidad de anilina que se puede emplear?
- b) Si se quiere que la cantidad máxima de MCH en el refinado final no exceda el 15% en peso, ¿qué número de etapas serán necesarias a fin de obtener un extracto con 8% de MCH?. ¿Qué cantidad de anilina se debe usar en este caso?

MCH	Anilina	n-heptano	MCH	Anilina	n-heptano
0.0	7.4	92.6	0.0	93.8	6.2
9.2	7.7	83.1	0.8	93.2	6.0
22.0	8.2	69.8	3.0	91.9	5.1
33.8	8.6	57.6	4.6	90.9	4.5
40.9	8.7	50.4	6.0	90.0	4.0
46.0	9.0	45.0	7.4	89.0	3.6
67.2	10.0	22.1	11.3	86.6	2.1
73.6	10.4	16.0	13.1	85.5	1.4
83.3	11.3	5.4	15.6	83.8	0.6
88.1	11.9	0.0	16.9	83.1	0.0

10. Se desea extraer con agua pura la metil-etil-cetona contenida en una disolución de este último compuesto en gasolina. Para ello se va a utilizar una instalación de contacto múltiple en contracorriente que debe operar a 25°C. La disolución inicial contiene un 40% en peso. Teniendo en cuenta que los tres componentes son parcialmente miscibles, calcular:

a) La razón $(E_o/R_o)_{\min}$

b) Utilizando una razón $(E_o/R_o) = 1.5 (E_o/R_o)_{\min}$, deducir el número de etapas de equilibrio necesario para conseguir la separación deseada.

Fase Hidrocarburo			Fase Acuosa	
Gasolina	Acetona	Agua	Acetona	Agua
0	87.5	12.5	25.3	74.7
21.6	75.2	3.2	17.8	82.2
38.2	60.5	1.3	15.5	84.5
50.7	48.5	0.8	14.0	86.0
58.8	40.7	0.5	13.1	86.9
73.4	26.3	0.3	10.9	89.1
87.7	12.2	0.1	7.2	92.8

11. Se desea extraer, en un proceso por contacto múltiple en contracorriente como el que se muestra en la figura, un soluto S contenido en un líquido L. Para ello se usa un disolvente puro. Con los datos dados en la tabla, calcular:

Extracción líquido-líquido II

a) Composición de E_1

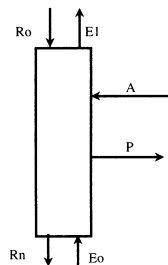
b) Caudales de E_1 y R_N .

c) Etapa en la que se añade la corriente A, y etapa en que se extrae la P.

d) Número de etapas para llevar a cabo la separación.

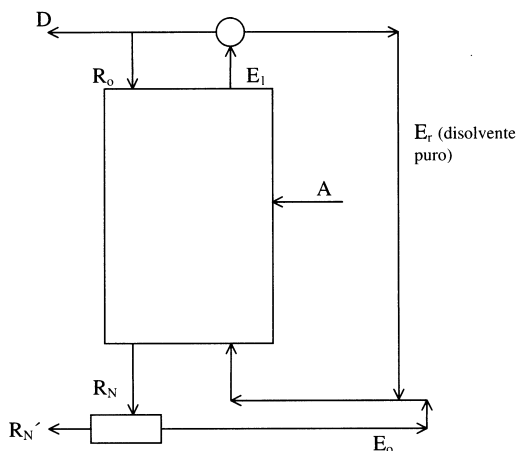
NOTA : La corriente P se extrae de la fase “refinado”.

$E_0 = 1000 \text{ kg/h}$	$y_S = 0$	$y_D = 1$
$R_0 = 500 \text{ kg/h}$	$y_S = 0.66$	$y_D = 0$
$A = 100 \text{ kg/h}$	$x_S = 0.30$	$x_D = 0$
$P = 50 \text{ kg/h}$	$x_S = 0.15$	$x_D =$
$R_N =$	$x_S = 0.05$	$x_D =$
$E_1 =$	$y_S =$	$y_D =$



FASE EXTRACTO			FASE REFINADO		
Soluto	Disolvente	Eluyente	Soluto	Disolvente	Eluyente
0	0.97	0.037	0	0.1	0.9
0.01	0.955	0.035	0.05	0.11	0.84
0.02	0.945	0.035	0.085	0.115	0.80
0.04	0.93	0.030	0.15	0.13	0.72
0.08	0.88	0.04	0.20	0.15	0.65
0.24	0.72	0.04	0.28	0.18	0.55
0.30	0.65	0.05	0.40	0.24	0.36
0.40	0.54	0.06	0.45	0.28	0.27

12. Una empresa desea recuperar el soluto contenido en una disolución A (39% de A en L) usando un disolvente puro (E_o). Para ello se utiliza un proceso de extracción en contracorriente con reflujo de extracto, como se muestra en la figura. En tales condiciones la corriente D tiene una composición (92.5% de soluto, 7.5% de L), y en la corriente R_N hay un 7.5% de soluto.



Determinése:

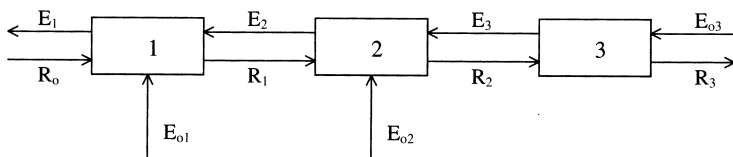
a) La relación $(R_o/D)_{\min}$

b) Si se trabaja con una razón de reflujo $(R_o/D)=7$, calcular el caudal R_o y número de etapas necesarias para llevar a cabo la separación.

Extracción líquido-líquido II

Fase extracto		Fase refinado	
Soluto(%)	Disolvente(%)	Soluto(%)	Disolvente(%)
0.0	75.0	0.0	25.0
5.0	74.0	10.0	25.0
10.0	73.5	20.0	25.0
15.0	72.5	30.0	25.0
20.0	71.5	40.0	25.0
25.0	70.5	50.0	25.0
30.0	68.0	60.0	26.0
33.0	66.5	70.0	30.0

13. Como ya es sabido, uno de los más importantes trusts mundiales en la fabricación de zarzaparrilla lo constituye la firma ZARZA S.L. La esencia la extraen con disolvente una mezcla especial de hierbas cuyo secreto les confió un monje zulú, y posteriormente recuperan la esencia mediante reextracción con agua, en un aparato de tres etapas ideales. Dicho aparato está preparado para trabajar en contracorriente o con disolvente nuevo en cada etapa. Un buen día el técnico de la planta, después de una sesión de análisis organolépticos de la esencia y al grito de “*confundamos a los, hip, espías que nos rodea. No nos robarán nuestra, hip, técnica de producción*” abrió todos los grifos simultáneamente dejando el aparato en estas condiciones de funcionamiento:



Antonio Marcilla Gomis
Introducción a las operaciones de separación

El caudal de entrada a extraer (R_o) es de 1000 kg/h y tiene una fracción másica de soluto, de 0.6 (estando libre de disolvente). Por otra parte, en esas circunstancias se obtiene un extracto final con el 0.4 y un residuo final con el 0.03 (fracciones másicas). Si los caudales E_{o2} y E_{o3} son iguales ¿Qué caudales E_{o1} , E_{o2} y E_{o3} estaban circulando?

Datos de extremos de rectas de reparto (composición de soluto):

fase extracto	fase refinado
39.5	31.0
21.5	14.5
13.0	9.0

Los datos de equilibrio (por favor, no darles publicidad, son alto secreto industrial) son:

Fase extracto		Fase refinado	
Soluto	Disolvente	Soluto	Disolvente
5.0	94.6	5.0	0
10.0	89.4	10.0	0
15.0	84.0	15.0	1.0
20.0	78.0	20.0	2.0
25.0	72.0	25.0	4.0
30.0	66.4	30.0	7.0
35.0	58.0	35.0	15.0
40.0	47.0	40.0	34.0

Objetivos

Este tema está dedicado al estudio de los procesos de absorción. En él se aborda de forma detallada el problema del diseño del equipo necesario para llevar a cabo dicha operación, considerando un contacto continuo entre las fases (gas-líquido). Se introducen los conceptos básicos necesarios para el cálculo de la altura de la columna en el caso de absorción con reacción química y de absorción no isoterma.

TEMA 3. Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

1. Introducción

Este capítulo está dedicado a la absorción, aunque realmente todas las ecuaciones y consideraciones son aplicables a sistemas fluido-fluido donde se pongan en contacto dos disolventes inmiscibles. Será por tanto aplicable a la extracción líquido-líquido de mezclas inmiscibles.

La eliminación de una o más sustancias de una mezcla de gases por absorción en un líquido adecuado es la segunda operación en cuanto a frecuencia en la industria química, sólo por detrás de la rectificación. Se trata de una operación de transferencia de materia controlada por la difusión de materia.

Por ejemplo, la acetona puede ser eliminada de una mezcla de acetona-aire haciendo pasar la mezcla gaseosa a través de agua, donde se disuelve la acetona, mientras que el aire prácticamente pasa inalterado. Del mismo modo, los gases de un horno de producción de coque pueden ser tratados con agua para eliminar el amoníaco, y posteriormente un aceite mineral para eliminar o recuperar los vapores de benceno o tolueno. En estos casos, el proceso se puede tratar como un proceso físico, ya que posibles reacciones químicas tendrían un efecto despreciable.

Por otra parte, el SH_2 puede eliminarse del gas natural por tratamiento con soluciones alcalinas. El dióxido de carbono puede retenerse por tratamientos similares, los óxidos de nitrógeno se pueden absorber en agua para dar ácido nítrico, los óxidos de azufre para dar sulfúrico, etc. En estos casos la reacción química desempeña un papel muy importante en el proceso modificando la velocidad de absorción.

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

Así pues, se pueden dividir los procesos de absorción en dos grupos: con reacción química y sin reacción química.

En relación al equipo para absorción, el principal requisito es conseguir un contacto íntimo del gas y el líquido. La forma general de los equipos es la habitual, y se utilizan tanto torres de pisos como de relleno, del tipo de las utilizadas en rectificación. En absorción el alimento es un gas que se introduce en parte inferior de la columna y el disolvente se alimenta por la cabeza como líquido. La diferencia esencial con la rectificación estriba en que en esta operación el vapor se produce en cada etapa por vaporización parcial del líquido, que por tanto está a su temperatura de burbuja, mientras que en absorción el líquido está muy por debajo de esta temperatura. En destilación hay difusión de moléculas en ambas direcciones de forma que en un sistema ideal existe contradifusión equimolecular, pero en absorción las moléculas de gas se difunden hacia el líquido, siendo despreciable el movimiento en la dirección contraria. En general, la relación de caudales líquido a gas es considerablemente mayor en absorción que en rectificación, con dos consecuencias lógicas:

- la disposición de los pisos debe ser diferente en ambos casos, cuando la operación se realiza por etapas.

– al ser mayor el caudal de líquido se utilizan más frecuentemente columnas de relleno.

2. Equilibrio de solubilidad de gases en líquidos

La velocidad a la que un componente de una mezcla gaseosa se disuelve en un absorbente (o se desorbe de un líquido) depende de la diferencia de concentración con respecto a la de equilibrio. Así pues es necesario considerar las características del equilibrio líquido-gas.

La solubilidad de un gas en un líquido, a una temperatura dada, aumenta con la presión, tal y como se muestra en la figura 1, donde se representa la solubilidad de distintos gases en agua a distintas temperaturas. Si la presión de equilibrio de un gas a una determinada concentración en la fase líquida es alta (curva B de la figura 1), se dice que el gas es relativamente insoluble en el líquido (es el caso del dióxido de azufre), mientras que si es baja (curva C), se dice que es muy soluble (como ocurre con el cloruro de hidrógeno). Aunque estos son siempre términos relativos; ya que, en principio, resultaría posible alcanzar cualquier concentración del gas en el líquido aumentando lo suficiente la presión, y siempre que el gas licuado fuera totalmente miscible con el absorbente. La solubilidad de cualquier gas está influenciada por la temperatura

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

de acuerdo con la ley de Van't Hoff: si la temperatura de un sistema en equilibrio se aumenta, el sistema debe evolucionar de forma que absorba calor. Normalmente, aunque no siempre, la disolución de gases es un proceso exotérmico y por tanto, la solubilidad de los gases decrece al aumentar la temperatura. Las curvas de equilibrio a mayores temperaturas aparecerán por encima de las correspondientes a temperaturas más bajas. A la temperatura de ebullición del disolvente, y siempre que su presión de vapor sea menor que la del soluto (gas o vapor), la solubilidad será cero.

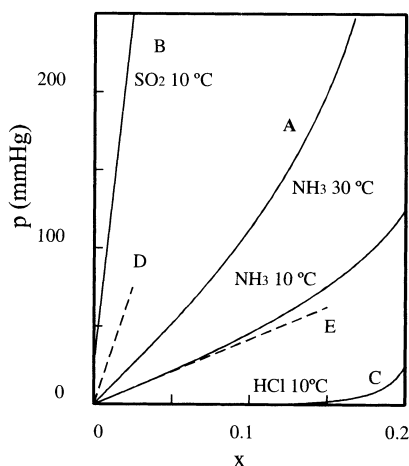


Figura 1

Para sistemas multicomponentes, si una mezcla de gases se pone en contacto con un líquido, bajo ciertas condiciones, las solubilidades de cada gas serán independientes de las demás, siempre que el equilibrio se describa en términos de presiones parciales en la mezcla gaseosa. Si todos los componentes de la mezcla gaseosa, excepto uno, son prácticamente insolubles en el líquido, sus concentraciones en líquido serán tan pequeñas que no afectarán la solubilidad del componente soluble, y la generalización anterior será aplicable. Por ejemplo, cualquiera de las curvas de la figura 1, correspondiente a un compuesto relativamente soluble, describiría igualmente la solubilidad de dicho compuesto en agua, tanto a partir de una fase gaseosa constituida por ellos solos (en cuyo caso la ordenada sería la presión total) como de una mezcla con aire (en cuyo caso la ordenada debería ser la presión parcial), dada la baja solubilidad del nitrógeno y oxígeno en agua. Si varios componentes de la mezcla son solubles, la generalización sólo será aplicable siempre que los gases no interaccionen con el líquido, lo que es el caso de las soluciones ideales. Por ejemplo, el propano y butano se disolverán independientemente en un aceite parafínico, ya que las disoluciones que resultan son ideales. Por otra parte, es de esperar que la disolución de amoníaco en agua se vea influenciada por la presencia de metilamina, ya que la disolución resultante de estos gases no es

ideal. La solubilidad de un gas también se ve afectada por la presencia de un soluto no volátil en el líquido, tal como una solución de sal en agua, cuando la solución no es ideal.

2.1. Soluciones líquidas ideales

Cuando una fase líquida puede considerarse ideal se pueden calcular las presiones y composiciones de equilibrio sin necesidad de experimentación. Hay cuatro aspectos destacables de las soluciones ideales:

1. Las fuerzas intermoleculares medias de atracción o repulsión no se alteran por la mezcla de los constituyentes.
2. El volumen de la disolución varía linealmente con la composición.
3. No hay ni absorción ni desprendimiento de calor en la mezcla. En el caso de gases que se disuelven en líquidos este criterio no debe incluir el calor de condensación del gas al estado líquido.
4. La presión de vapor total de la disolución varía linealmente con la composición del líquido expresada en fracciones molares.

En realidad no hay disoluciones ideales, y la mezclas reales sólo se aproximan en mayor o menor medida a la idealidad.

Aunque hay soluciones de comportamiento tan próximo al ideal, que pueden ser consideradas como tales, la idealidad requeriría que las moléculas de los constituyentes fueran similares en estructura, tamaño y naturaleza química, lo más próximo a esta situación podrían ser los isómeros ópticos de compuestos orgánicos.

Cuando la mezcla gaseosa en equilibrio con una disolución ideal también es ideal, la presión parcial del soluto en la fase gas (p) es igual al producto de su presión de vapor en la fase líquida (P°), a la misma temperatura, por la fracción molar en la fase solución (x). Es decir, se cumple la ley de Raoult:

$$p = P^\circ x \tag{1}$$

La naturaleza del disolvente líquido es irrelevante, siempre que se trate de disoluciones ideales. Es decir la solubilidad de un gas determinado en cualquier disolvente ideal es siempre la misma. Para presiones de vapor superiores a aquellas para las que se cumple la ley de los gases ideales, la ley de Raoult puede utilizarse cambiando las presiones parciales por fugacidades.

2.2. Soluciones líquidas no ideales

Para soluciones líquidas no ideales la ecuación (1) proporciona resultados muy incorrectos. La línea D de la figura 1 repre-

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

senta la presión parcial del amoníaco en equilibrio con disoluciones de agua a 10 °C, suponiendo que se cumple la ley de Raoult. Se puede observar que claramente no representa los datos de equilibrio. Por otra parte, la curva real puede representarse adecuadamente, hasta determinadas presiones relativas por la recta E de la figura 1, de ecuación:

$$p = Hx \quad (2)$$

que representa la ley de Henry. Esta ecuación es aplicable a todos los sistemas, por lo menos hasta unas determinadas condiciones. Las desviaciones de la ley de Henry en amplios intervalos de concentración pueden ser debidos a la interacción química con el disolvente, a la disociación electrolítica, o a no idealidades de la fase gas. Los gases poco solubles en agua del tipo del nitrógeno o el oxígeno debe esperarse que sigan este comportamiento hasta presiones parciales de equilibrio del orden de 1 atm. Los gases del tipo vapor (que están por debajo de su temperatura crítica) lo harán, generalmente, hasta presiones del orden del 50 % del valor de saturación a cada temperatura, siempre que no haya reacción química.

En general, para determinar el equilibrio en la mayoría de los sistemas reales se podrá utilizar la siguiente ecuación:

$$p = H \frac{\gamma x}{\gamma_{\text{inf}}} \quad (3)$$

donde γ y γ_{inf} son los coeficientes de actividad de la disolución y de una disolución a dilución infinita, respectivamente. Esta ecuación, ya implica una serie de aproximaciones (entre otras la de vapor ideal). Caso de no poder considerar como ideal la fase vapor se deberá sustituir la presión parcial por la fugacidad.

3. Selección del disolvente para absorción

Si el principal objetivo de la operación de absorción es producir una disolución específica, como en la producción de ácido clorhídrico, evidentemente el disolvente está especificado por la naturaleza del producto. Si el propósito principal es eliminar un determinado constituyente de un gas, normalmente, habrá diversas opciones. El agua es, desde luego, el más barato y mejor disolvente, pero en muchas ocasiones no resulta adecuado. En general hay que tener en cuenta las siguientes consideraciones:

i. Solubilidad del gas

La solubilidad del gas debe ser elevada, lo que se traduce en aumentos de la velocidad de absorción y disminución de la cantidad de disolvente. Normalmente los disolventes de la misma naturaleza que el soluto a ser tratado proporcionan

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

buenas solubilidades. Así por ejemplo, se utilizan hidrocarburos líquidos, y no agua, para eliminar benceno del gas de coquería. En los casos de disoluciones ideales, la solubilidad es igual en términos de fracciones molares, para todos los disolventes. Pero es mayor en términos de fracciones másicas para los disolventes de menor peso molecular y, por tanto, son necesarias menores cantidades de esos disolventes. La reacción química con el disolvente normalmente se traduce en aumentos de la solubilidad. Ahora bien, si el disolvente ha de ser reutilizado, dicha reacción debe ser reversible. Por ejemplo, el sulfuro de hidrógeno se absorbe fácilmente a bajas temperaturas sobre etanolamina y también se desorbe fácilmente de sus disoluciones a altas temperaturas. La sosa absorbe mucho mejor este compuesto, pero no lo desorbe en la operación de desorción.

ii. Volatilidad

El disolvente debe tener una baja presión de vapor, ya que el gas que abandona una torre de absorción está normalmente saturado con el vapor del disolvente, y por tanto, la mayoría de este disolvente se perderá. En ocasiones es necesario utilizar un segundo líquido menos volátil para recuperar el disolvente arrastrado por el gas, como es el caso de la absorción de hidrocarburos por aceites relativamente volátiles, pero que

proporcionan una elevada solubilidad de los gases. Estos aceites volátiles se recuperan posteriormente absorbiéndolos sobre aceites más pesados. Análogamente, el sulfuro de hidrógeno puede absorberse sobre disoluciones acuosas de fenolato sódico, pero el gas tratado se lava de nuevo con agua para recuperar el fenol evaporado.

iii. Corrosividad

La corrosividad del disolvente debe ser tal que no implique materiales de construcción especiales o muy caros.

iv. Coste

El coste debe ser bajo, de forma que se puedan aceptar las posibles pérdidas del mismo. Debe tratarse de disolventes comerciales de fácil disponibilidad.

v. Viscosidad

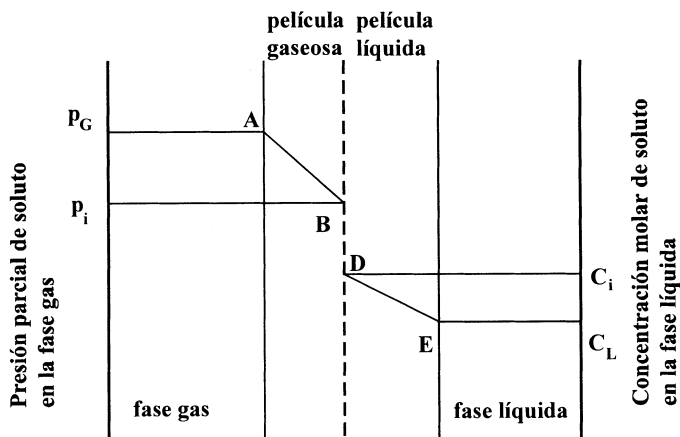
Se prefieren bajas viscosidades ya que proporcionan rápidas velocidades de absorción, mejor comportamiento fluidodinámico, permiten intervalos más amplios de operación antes del anegamiento en torres de absorción, bajas pérdidas de presión en el bombeo y buenas características de transmisión de calor.

vi. Toxicidad, reactividad, punto de congelación, ...

El disolvente, siempre que sea posible, no debe ser tóxico o inflamable, debe ser estable químicamente y debe tener un bajo punto de congelación.

4. Mecanismo de absorción. Teoría de dos películas

La descripción más útil del proceso de absorción, desde el punto de vista conceptual, es probablemente la teoría de dos películas debida a Whitman. De acuerdo con esta teoría, la materia se transfiere en el seno de las fases de un sistema bifásico, como el mostrado en la figura 2, por convección. Las diferencias de concentraciones se consideran despreciables excepto en la proximidad de la interfase. Se supone que a cada lado de esta interfase las corrientes de convección se interrumpen y existen sendas películas de fluido en las que la materia se transfiere por difusión molecular. Estas películas deben tener un espesor ligeramente superior que el de la capa sublaminar, ya que ofrecen una resistencia equivalente al total de la capa límite. De acuerdo con la ley de Fick, la velocidad de transferencia por difusión es proporcional al gradiente de concentración y al área de la interfase en la que está ocurriendo la difusión.



Interfase

Figura 2

La dirección de la transferencia de materia a través de la interfase no depende en sí de la diferencia de concentraciones entre las fases, sino de las relaciones de equilibrio y de la diferencia de concentraciones de las fases respecto a las de equilibrio. Para una mezcla de aire y amoníaco o cloruro de hidrógeno en equilibrio con una disolución acuosa, la concentración en el agua es muchísimo mayor que en el aire. Hay por tanto una diferencia de concentraciones muy grande de una fase a otra, pero esta no es la responsable de la transferencia

de materia. Se supone que en la interfase no hay resistencia a la transferencia de materia y el equilibrio se alcanza instantáneamente. El factor controlante será la resistencia opuesta por las dos películas, tanto la líquida como la gaseosa. El cambio de concentración de un componente se muestra de forma esquemática en la figura 2 en función de la distancia a la interfase. P_G representa la presión parcial del componente en la fase gas y p_i la presión parcial en la interfase, en equilibrio con C_i , concentración del componente en cuestión en la fase líquida, donde la concentración es C_L . Evidentemente, si se trabajase con actividades no habría discontinuidad en la interfase, ahora bien, es más frecuente trabajar con concentraciones y por tanto, todo el tratamiento se desarrollará en concentraciones.

4.1. Difusión de un gas a través de un gas estacionario

El proceso de absorción puede contemplarse como la difusión de un gas soluble en un líquido. Las moléculas de A deben difundirse a través de una película de gas estacionario y posteriormente a través de una película estacionaria de líquido, antes de entrar en el seno de la fase líquida. La absorción de un gas consistente en un componente soluble A y un componente insoluble B (la simplificación más frecuente en los problemas de absorción) es un problema de transferencia a través

de un gas estacionario, para el que se puede aplicar la ley de Stefan:

$$N'_A = -D_v \frac{C_T}{C_B} \frac{dC_A}{dz} \quad (4a)$$

donde:

- N'_A representa la velocidad global de transferencia de materia (mol o kg/ unidad de área y unidad de tiempo)
- D_v es la difusividad en la fase gas
- C_A , C_B Y C_T , son las concentraciones molares de A, B y gas total, respectivamente.

Considerando que $C_T = C_A + C_B$ (C_T es constante) e integrando para todo el espesor de la película, z_G , y representando las concentraciones a ambos lados de la película por los subíndices 1 y 2, se obtiene:

$$N'_A = D_v C_T \frac{\ln\left(\frac{C_{B_1}}{C_{B_2}}\right)}{z_G} = D_v P \frac{\ln\left(\frac{p_{B_1}}{p_{B_2}}\right)}{RTz_G} \quad (\text{para gas ideal}) \quad (4b)$$

ya que $C_T = P/RT$. Llamando P_{Bm} , a la media logarítmica de las presiones p_{B_1} y p_{B_2} :

$$P_{Bm} = \frac{p_{B_2} - p_{B_1}}{\ln \frac{p_{B_2}}{p_{B_1}}} \quad (5)$$

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

se puede escribir:

$$N'_A = D_v P \frac{P_{B_2} - P_{B_1}}{P_{B_m} RTz_G} = D_v P \frac{P_{A_1} - P_{A_2}}{P_{B_m} RTz_G} \quad (6)$$

Así pues, la velocidad de absorción de A por unidad de área y tiempo se puede expresar como:

$$N'_A = k_G P \frac{P_{A_1} - P_{A_2}}{P_{B_m}} \quad (7)$$

o

$$N'_A = k_G (p_{A_1} - p_{A_2}) \quad (8)$$

donde

$$k'_G = \frac{D_v}{RTz_G} = \frac{P_{B_m}}{P} k_G \quad (9)$$

en la mayor parte de los procesos industriales el espesor de la película se desconoce, por lo tanto, la ecuación más utilizada es la (8) en función de k_G . k_G se conoce como el coeficiente individual de transferencia de materia a través de la película gaseosa y es una medida directa de la velocidad de absorción por unidad de área de interfase para una fuerza impulsora de una unidad de presión parcial.

4.2. Difusión a través de la película líquida

La velocidad de difusión en líquidos es mucho menor que en gases, y las mezclas de líquidos pueden necesitar tiempos muy largos para alcanzar el equilibrio, a menos que se agiten. Esto es parcialmente debido al espaciado más estrecho entre sus moléculas, que resulta en atracciones moleculares mucho más grandes. Aunque hasta el momento no existe una base teórica para la velocidad de difusión en líquidos comparable a la teoría cinética de los gases, la ecuación básica se considera similar a la de los gases:

$$N'_A = -D_L \frac{dC_A}{dz} \quad (10)$$

que integrada, para N'_A y D_L constantes, resulta:

$$N'_A = -\frac{D_L(C_{A_1} - C_{A_2})}{z_L} \quad (11)$$

donde:

- C_A es la concentración molar de A
- z_L espesor de la película líquida en la que tiene lugar la difusión
- D_L es la difusividad en la fase líquida.

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

Ya que el espesor de la película se desconoce normalmente, la ecuación (11) se suele escribir como:

$$N'_A = k_L(C_{A_1} - C_{A_2}) \quad (12)$$

que es similar a la ecuación (8) para gases. Aquí k_L , es el coeficiente individual referido a la fase líquida, que se expresa normalmente en $\text{kmol}/(\text{sm}^2 (\text{kmol}/\text{m}^3)) = \text{m/s}$. Para disoluciones diluidas:

$$k_L = \frac{D_L}{z_L} \quad (13)$$

Para otros casos (difusión equimolecular o, en general, casos que no pueden representarse por estos extremos) habría que realizar otros tratamientos para la determinación de los coeficientes de transferencia (como por ejemplo Treybal, 1968).

5. Velocidad de absorción

En un proceso de absorción en estado estacionario, la velocidad de transferencia de materia a través de la película de gas será igual que la correspondiente a través de la película de líquido, ya que no hay acumulación en la interfase. Así pues, se puede escribir:

$$N'_A = k_G(p_G - p_i) = k_L(C_i - C_L) \quad (14)$$

donde los subíndices i, G y L hacen referencia a la interfase, la fase gas y la fase líquida, respectivamente. Considerando el segundo y tercer término de (14):

$$\frac{k_G}{k_L} = \frac{C_i - C_L}{p_G - p_i} \quad (15)$$

ecuación que representa, si k_G y k_L , se mantienen constantes, una recta en el diagrama presión-concentración, como se muestra en la figura 3.

El punto D (C_L, p_G) representa las condiciones en el seno de las fases gas y líquido; p_G es la presión parcial de A en el seno del gas y C_L es la concentración media de A en la fase líquida. El punto A (C_e, p_G) representa una concentración C_e , en el líquido, en equilibrio con p_G en la fase gas. El punto B (C_i, p_i) representa la concentración C_i de un líquido en equilibrio con p_i en el gas, y corresponde a las condiciones en la interfase. El punto F (C_L, p_e) representa la presión parcial p_e , en la fase gas, en equilibrio con una concentración C_L en el líquido.

La fuerza impulsora para la transferencia en la fase gas es $(p_G - p_{Gi})$, que viene dada por el segmento DE. Análogamente, en la fase líquida vendría dada por $(C_i - C_L)$, o el segmento BE. De este modo, trazando la recta de pendiente $-k_L/k_G$ a través del punto D, la intersección con la curva de equilibrio proporciona las condiciones en la interfase (punto B).

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

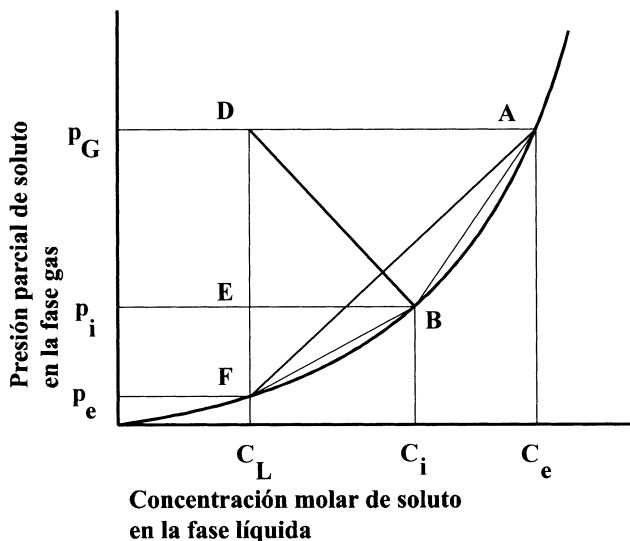


Figura 3

5.1. Coeficientes globales

El conocer los valores de k_L , o k_G requiere la medida directa de las concentraciones en la interfase. Estos valores sólo se pueden obtener en circunstancias muy especiales, y por ello se tiende a la utilización de coeficientes globales K_L , o K_G , definidos por la siguiente ecuación:

$$N'_A = K_G(p_G - p_e) = K_L(C_e - C_L) \quad (16)$$

La fuerza impulsora es ahora la diferencia de presiones entre el seno de la fase gas y la que estaría en equilibrio con la concentración en el seno de la fase líquida, o bien entre la concentración que estaría en equilibrio con la presión en el seno de la fase gas y la concentración en el seno de la fase líquida. Por ello, estos coeficientes K_G y K_L , se conocen como coeficientes globales referidos a la fase gas o líquido, respectivamente, ya que se utilizan en combinación con las respectivas fuerzas impulsores globales.

La ecuación (16) permite la obtención experimental de unos valores medios de estos coeficientes para procesos en los que la composición y la presión varíen de forma apreciable en el equipo. Si se utiliza una fuerza impulsora media logarítmica y un coeficiente medio, se puede escribir:

$$\begin{aligned}(K_G)_{med} &= \frac{N'_A}{(p_G - p_e)_{ml}} \\ (K_L)_{med} &= \frac{N'_A}{(C_e - C_L)_{ml}}\end{aligned}\tag{17}$$

Las concentraciones o presiones a la entrada y a la salida se pueden determinar experimentalmente, y con los datos de equilibrio se puede determinar:

$$(p_G - p_e)_{ml} = \frac{(p_G - p_e)_1 - (p_G - p_e)_2}{\ln \frac{(p_G - p_e)_1}{(p_G - p_e)_2}}$$

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

$$(C_e - C_L)_{ml} = \frac{(C_e - C_L)_1 - (C_e - C_L)_2}{\ln \frac{(C_e - C_L)_1}{(C_e - C_L)_2}} \quad (18)$$

Por otra parte, N'_A puede conocerse a partir del caudal de entrada y superficie interfacial de transferencia de materia (A):

$$N'_A = \frac{G'(Y_1 - Y_2)}{A} \quad (19)$$

donde G' es el caudal de inerte a la entrada y Y_1 e Y_2 son las razones molares de soluto.

Así pues, se puede determinar tanto $(K_G)_{med}$ como $(K_L)_{med}$

5.2. Relación entre los coeficientes globales e individuales

De las ecuaciones de definición de los coeficientes individuales y globales se puede escribir:

$$N'_A = k_G(p_G - p_i) = k_L(C_i - C_L) = K_G(p_G - p_e) = K_L(C_e - C_L) \quad (20)$$

del segundo y cuarto miembro de (20) se obtiene:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} \frac{(p_G - p_e)}{(p_G - p_i)} = \frac{1}{k_G} \frac{(p_G - p_i)}{(p_G - p_i)} + \frac{1}{k_G} \frac{(p_i - p_e)}{(p_G - p_i)} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{k_G} \frac{(p_i - p_e)}{(p_G - p_i)} \quad (21)$$

del segundo y tercero:

$$\frac{1}{k_G} = \frac{1}{k_L} \frac{(p_G - p_i)}{(C_i - C_L)} \quad (22)$$

combinando (21) y (22):

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{k_L} \frac{(p_G - p_i)(p_i - p_e)}{(C_i - C_L)(p_G - p_i)} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{k_L} \frac{(p_i - p_e)}{(C_i - C_L)} \quad (23)$$

pero $(p_i - p_e)/(C_i - C_L)$ es la pendiente del segmento BF de la figura 3, que representa la pendiente media de la curva de equilibrio en ese intervalo que llamaremos n' ($n' = (p_i - p_e)/(C_i - C_L)$). De este modo:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{n'}{k_L} \quad (24)$$

Análogamente, de los términos tercero y quinto de (20), se puede obtener:

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} \frac{C_e - C_L}{C_i - C_L} = \frac{1}{k_L} \frac{(C_e - C_i)}{(C_i - C_L)} + \frac{1}{k_L} \frac{(C_i - C_{Li})}{(C_i - C_L)} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{k_L} \frac{(C_e - C_i)}{(C_i - C_L)} \quad (25)$$

del segundo y tercero:

$$\frac{1}{k_L} = \frac{1}{k_G} \frac{C_i - C_L}{p_G - p_i} \quad (26)$$

combinando (25) y (26):

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{k_G} \frac{(C_i - C_L)(C_e - C_i)}{(p_G - p_i)(C_i - C_L)} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{k_G} \frac{(C_e - C_i)}{(p_G - p_i)} \quad (27)$$

pero $(C_e - C_i)/(p_G - p_i)$ es la inversa de pendiente del segmento AB de la figura 3, que representa la pendiente media de la

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

curva de equilibrio en ese intervalo que llamaremos $1/n''$ ($1/n'' = (C_e - C_i) / (p_G - p_i)$). De este modo:

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{1}{n''k_G} \quad (28)$$

De (24) y (28) se obtiene:

$$\begin{aligned} \frac{1}{K_G} &= \frac{1}{k_G} + \frac{n'}{k_L} \\ \frac{1}{K_L} &= \frac{1}{k_L} + \frac{1}{n''k_G} \quad \diamond \quad \frac{n''}{K_L} = \frac{n''}{k_L} + \frac{1}{k_G} \end{aligned}$$

dividiendo miembro a miembro:

$$\frac{K_L}{n''K_G} = \frac{\frac{1}{k_G} + \frac{n'}{k_L}}{\frac{n''}{k_L} + \frac{1}{k_G}} = \frac{k_L + n'k_G}{k_L + n''k_G}$$

dividiendo todos los términos del segundo miembro por k_L :

$$\frac{K_L}{n''K_G} = \frac{1 + n' \frac{k_G}{k_L}}{1 + n'' \frac{k_G}{k_L}}$$

sustituyendo el valor de k_G/k_L , de (15) y los valores de n' y n'' :

$$\frac{K_L}{\frac{p_G - p_i}{C_e - C_i} K_G} = \frac{1 + \frac{p_i - p_e}{C_i - C_L} \frac{C_i - C_L}{p_G - p_i}}{1 + \frac{p_G - p_i}{C_e - C_i} \frac{C_i - C_L}{p_G - p_i}}$$

haciendo operaciones:

$$\frac{K_L}{\frac{p_G - p_i}{C_e - C_i} K_G} = \frac{1 + \frac{p_i - p_e}{p_G - p_i} \frac{p_G - p_e}{C_i - C_L}}{1 + \frac{p_G - p_i}{C_e - C_i} \frac{p_G - p_e}{C_e - C_L}} = \frac{p_G - p_i}{C_e - C_L} \frac{C_e - C_L}{C_i - C_L}$$

finalmente se obtiene:

$$\frac{K_L}{K_G} = \frac{p_G - p_e}{C_e - C_L} \triangleleft K_G = \frac{K_L}{n'''} \quad (29)$$

donde $(p_G - p_e)/(C_e - C_L) = n'''$ representa la pendiente de la recta AF en la figura 3.

Si el sistema cumple la ley de Henry, evidentemente $n' = n'' = n''' = H$ y se puede escribir:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H}{k_L} = \frac{H}{K_L} \quad (30)$$

Las ecuaciones (24) y (28) indican que aunque k_G , y k_L sean constantes, K_G y K_L , no lo son necesariamente ya que dependen

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

de n' y n'' . Así pues, en rigor, los coeficientes globales sólo podrían ser utilizados en el caso en que la línea de equilibrio fuese recta o controlase una de las fases. De acuerdo con (24) si n' es muy pequeña (sería el caso de la curva correspondiente al HCl de la figura 1), se obtiene:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} \Leftrightarrow K_G = k_G \quad (31)$$

y por tanto $p_i = p_e$. Es decir, la mayor resistencia la opondría la fase gas. Análogamente, si n'' es muy grande ($1/n''$ muy pequeña) (sería el caso de la curva correspondiente al SO_2 , de la figura 1), de (28) se obtiene:

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} \Leftrightarrow K_L = k_L \quad (32)$$

y por tanto $C_i = C_e$, es decir, controlaría el proceso la fase líquida. En cualquier otra situación, no hay un control claro de ninguna fase y deben utilizarse los coeficientes individuales.

5.3. Velocidades de absorción en términos de fracciones molares

Las ecuaciones de transferencia de materia pueden escribirse de la siguiente forma:

$$N'_A = k''_G(y - y_i) = k''_L(x_i - x) = K''_G(y - y_e) = K''_L(x_e - x) \quad (33)$$

Evidentemente:

$$\begin{aligned}k''_G &= k_G P, & K''_G &= K_G P \\k''_L &= k_L \rho_m, & K''_L &= K_L \rho_m\end{aligned}\tag{34}$$

donde ρ_m es la densidad molar. La ecuación (14) se puede escribir:

$$N'_A = \frac{p_G - p_i}{\frac{1}{k_G}} = \frac{\text{fuerza impulsora}}{\text{resistencia}}\tag{35}$$

Así pues, en general, los coeficientes de transferencia de materia representan la inversa de la resistencia que opone cada fase al transporte de materia.

6. Valores de los coeficientes de transferencia de materia

El valor del coeficiente de transferencia o la altura de la unidad de transferencia es el parámetro más importante a la hora de diseñar una torre de absorción. Mientras que los caudales de gas y líquido están determinados por la recuperación deseada, es necesario determinar el flujo por unidad de área más adecuado. El flujo de gas está limitado, ya que no debe exceder el de anegamiento. Por otra parte, hay una importante disminución del rendimiento a bajos caudales de líquido. Así pues es necesario evaluar la influencia de los caudales de gas

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

y líquido, así como de otras variables, tales como la temperatura, presión y difusividad, en los coeficientes de transferencia de materia.

Las columnas de paredes mojadas han sido utilizadas por gran número de investigadores para estudiar estos fenómenos, y han servido de base para el desarrollo de las columnas de relleno. La representación de d/z_G frente al número de Reynolds en escala doble logarítmica para una serie de sistemas es lineal, con pendiente 0.83:

$$\frac{d}{z_G} = B \text{Re}^{0.83} \quad (36)$$

donde d es diámetro del tubo, z_G es el espesor de la película de gas, $\text{Re} = \text{número de Reynolds} = u d \rho / \mu$, u es la velocidad del gas, ρ su densidad, μ su viscosidad y B es una constante.

Es conveniente eliminar el espesor de la película de la siguiente forma, recordando, la ecuación (9):

$$k_G = \frac{D_v P}{R T z_G P_{B_m}}$$
$$\frac{k_G R T z_G P_{B_m}}{D_v P} = \frac{1}{z_G} = \frac{B \text{Re}^{0.83}}{d} \quad (37)$$

O

$$\frac{h_D P_{B_m} d}{D_v P} = B \text{Re}^{0.83} \quad (38)$$

donde $h_D = k_G RT$, es un coeficiente de transferencia referido a una fuerza impulsora expresada como una diferencia de concentraciones molares. Resulta conveniente introducir el módulo de Schmidt ($Sc = \mu / \rho D_v$), con objeto de tener en cuenta la variaciones en las propiedades físicas densidad, difusividad y viscosidad. De esta forma la ecuación general para el coeficiente de transferencia en columnas de paredes mojadas es:

$$\frac{h_D P_{B_m} d}{D_v P} = Sh = B' \text{Re}^{0.83} Sc^{0.44} \quad (39)$$

Donde $Sh = h_D P_{B_m} d / (D_v P)$ es el módulo de Sherwood. Valores de B' entre 0.021 y 0.027 se han obtenido por distintos investigadores, y se suele utilizar un valor medio de 0.023. Esta ecuación es muy similar a la correspondiente a transmisión de calor por convección forzada en tubos. Lógicamente, existen otras muchas correlaciones donde la constantes son ligeramente distintas. Por ejemplo, Morris y Jackson presentaron sus datos en la forma dimensional:

$$k_G = 0.0317 c_G \rho_{Ar} u^{0.75} P^{-0.25} (293/T_f)^{0.56} \quad (40)$$

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

donde c_G es una constante de la mezcla de gases a la presión y temperatura de referencia $(\rho_r/\mu_r)^{0.25} (D_{Vr})^{0.5}$, en el sistema cegesimal, y puede tomarse igual a 0.6 en primera aproximación, si no hay hidrógeno presente, T_f es la temperatura de la película de gas en K, P es la presión total en atm y ρ_{Ar} es la densidad del gas soluto en el sistema cegesimal a la presión y temperatura de referencia. El resto de las magnitudes se deben expresar en el sistema cegesimal. El subíndice r corresponde a las condiciones de referencia (293 K y 1 atm).

En columnas de relleno, la mayoría de los resultados publicados corresponden a columnas de pequeño diámetro (50-250 mm), y todavía hay una relativa incertidumbre en la extrapolación a columnas industriales. Una de las mayores dificultades es el conocimiento del área mojada, efectiva para la transferencia de materia. Resulta conveniente considerar separadamente las condiciones donde controla la fase gas de aquellas donde lo hace la fase líquida. El método general de expresar los resultados se basa en el utilizado en las columnas de paredes mojadas. Van Krevelen y Hoftijzer han propuesto la siguiente expresión, válida para un amplio rango de números de Reynolds:

$$\frac{h_D P_{Bm} d}{D_v P} = 0.2 \text{Re}^{0.8} \text{Sc}^{0.33} \quad (41)$$

Trabajos posteriores han puesto de manifiesto que el valor de la constante de 0.2 es demasiado alto y se ha propuesto 0.11 como un valor más realista.

Morris y Jackson extendieron su correlación (ecuación (40)) para su utilización en columnas de relleno. El coeficiente para columnas de relleno se puede obtener multiplicando el correspondiente de paredes por un “factor de relleno” (R_G) que toma, como ejemplo, los siguientes valores:

2.7 para anillos cerámicos al azar de 50 mm

2.5 para anillos cerámicos al azar de 76 mm

1.4 para anillos cerámicos compactados de 50 mm

3.3 para anillos metálicos al azar de 50 mm

Semmelbauer recomienda la siguiente correlación para $100 < Re < 10000$ y $0.01 < d_p < 0.05$ m

$$(Sh)_G = b Re_G^{0.59} (Sc)_G^{0.33} \quad (42)$$

donde $b=0.69$ para anillos Raschig y 0.86 para sillas Berl, y d_p es el tamaño del relleno.

Se han propuesto correlaciones de los coeficientes globales. En este caso también dependen del caudal de líquido. Por ejemplo, Borden y Squires presentaron la siguiente correlación para la absorción de amoníaco en agua:

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

$$K_{Ga} = 0.0008 G^{0.5} L^{0.4} \text{ en (kmol/(m}^3\text{s(kN/m}^2\text{))} \quad (43)$$

La absorción de dióxido de carbono, oxígeno e hidrógeno, son tres ejemplos donde prácticamente toda la resistencia reside en la fase líquida. Sherwood Y Holloway midieron los valores de k_L para estos sistemas usando una torre de 500 mm de diámetro empaquetada con anillos Raschig de 37 mm. Obtuvieron la siguiente expresión:

$$\frac{k_L a}{D_L} = b \left(\frac{L}{\mu_L} \right)^{0.75} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0.5} \quad (44)$$

Los valores de $k_L a$ y b se pueden encontrar en el libro de Coulson y Richardson (volumen II, 1978). El coeficiente k_L se ve afectado por la velocidad del gas.

Semmelbauer, análogamente al caso del control de la fase gas, recomienda, para control de la fase líquida, la siguiente correlación para $3 < (Re)_L < 3000$ y $0.01 < d_p < 0.05$ m.

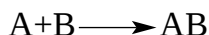
$$(Sh)_L = b' Re_L^{0.59} (Sc)_L^{0.5} (Ga)_L^{0.17} \quad (45)$$

donde $b' = 0.32$ para anillos Raschig y 0.25 para sillas Berl. $(Sh)_L$, $(Re)_L$ Y $(Sc)_L$, son los números de Sherwood, Reynolds y Schmidt, correspondientes a la fase líquida, respectivamente. $(Ga)_L = dp^3 g \rho_L / \mu_L$.

Los coeficientes obtenidos por estas y otras correlaciones deben utilizarse como estimaciones y debe tenerse cuidado al extrapolarlos a escala industrial, utilizando importantes factores de seguridad. Para otros tipos de aparatos, por ejemplo columnas de spray, se han determinado las correspondientes correlaciones.

7. Absorción asociada con reacción química

Los procesos considerados hasta ahora implican procesos físicos de absorción. Sin embargo, hay un gran número de ocasiones en los que el gas reacciona químicamente con un componente de la fase líquida. Por ejemplo, en la absorción de dióxido de carbono por sosa cáustica ambos compuestos reaccionan en la fase líquida haciendo más complejo el proceso de absorción. Otro ejemplo podría ser la absorción de CO_2 por etanolaminas. En estos casos la película en la fase gas es del tipo de las ya comentadas, pero en la fase líquida hay una película líquida seguida de una zona de reacción. Este proceso de difusión y reacción puede representarse todavía por la teoría de la película de Hatta. En el caso considerado, la reacción es irreversible y del tipo en el que un componente A se absorbe de una mezcla por una sustancia B en la fase líquida, que se combina con A, de acuerdo con la reacción:



Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

Conforme el gas se acerca a la interfase líquida, se disuelve y reacciona a la vez con B. El nuevo producto AB formado (si no es volátil), se difunde hacia el seno de la fase líquida. La concentración de B en la interfase disminuye. Esto se traduce en la difusión de B desde el seno de la fase hacia la interfase. Si la reacción química es rápida, B se elimina muy rápidamente, de forma que el gas A debe difundirse a través de parte de la película líquida antes de encontrarse con B. Por lo tanto hay una zona de reacción entre A y B que se separa de la interfase gas-líquido, situándose en algún lugar hacia el seno de la fase líquida. La posición final debe ser tal que la velocidad de difusión de A desde la interfase gas-líquido iguale la velocidad de difusión de B desde el seno de la fase líquida. Cuando se alcanza el régimen estacionario, la situación se puede representar como en la figura 4. La interfase gas-líquido corresponde a la línea U, la zona de reacción a la zona R y la línea S representa el límite de la película líquida. El gas se difunde a través de la película gaseosa por acción de la fuerza impulsora $p_G - p_i$, y se difunde hacia la zona de reacción por la fuerza impulsora C_i en la fase líquida. El componente B se difunde desde el seno de la fase líquida a la zona de reacción por la fuerza impulsora q , y el componente AB se difunde hacia el seno del líquido por la fuerza impulsora $m - n$. Evidentemente, en el seno de la fase líquida no hay componente A.

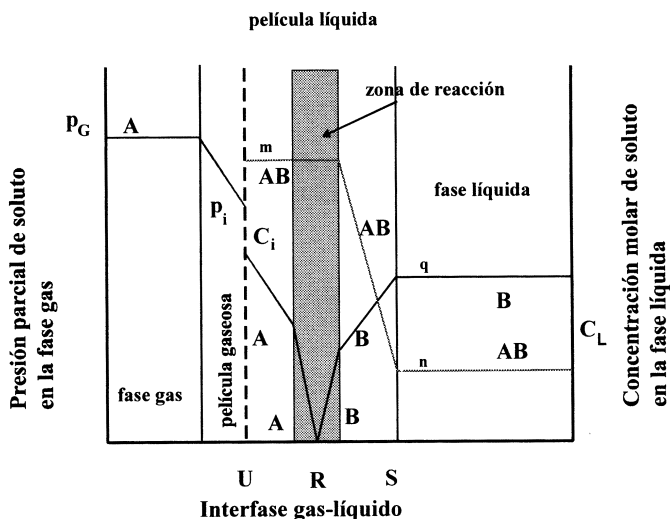


Figura 4

Un tratamiento simplificado para visualizar la diferencia entre la absorción física y la combinada con una reacción química se puede observar en la figura 5. El diagrama (a) muestra el perfil para la absorción física, y el (b) el perfil modificado por la reacción química. Para la transferencia en la fase gas:

$$N'_A = k_G(p_G - p_i) \quad (46)$$

y para la fase líquida:

$$N'_A = k_L(C_i - C_L) \quad (47)$$

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

El efecto de la reacción química es acelerar la eliminación de A de la interfase, y suponiendo que en estas condiciones es r veces mayor:

$$N''_A = rk_L(C_i - C_L) \quad (48)$$

En la figura 5a el perfil de concentración a través de la película líquida de espesor z_L , está representado por una línea recta tal que $k_L = D_L / Z_L$. En la figura 5b, el componente A es eliminado por la reacción química, de forma que el perfil se curva. La línea de puntos muestra el perfil de concentraciones que se obtendría si A fuese eliminado a la misma velocidad pero sólo por difusión. El camino efectivo de difusión es por tanto $1/r$ veces el espesor total z_L . Van Krevelen ha mostrado que este factor se puede relacionar con C_i , D_L , k_L , la concentración de B en el líquido C_{BL} y la constante de velocidad de la reacción química, j . Para valores muy pequeños de j , es aproximadamente 1, y las condiciones son muy próximas a la absorción física. Si j es muy grande, r es aproximadamente igual a $C_{BL}/(iC_i)$, y la velocidad del proceso está determinada por el transporte de B hacia la fase límite (i representa los moles de B que reaccionan con un mol de A). Si j tiene un valor intermedio, r es aproximadamente igual a $(jD_L C_{BL})^{0.5}/k_L$, y la velocidad

8. Ecuaciones de diseño

El diseño de los aparatos de contacto continuo supone la determinación del diámetro y la altura de relleno. El cálculo del diámetro se basa en consideraciones hidrodinámicas. Para determinar el diámetro se calcula el caudal óptimo a partir de las velocidades de carga y anegamiento tal como se indicó en el tema correspondiente a operación de columnas de relleno.

8.1. Cálculo de la altura

Existen básicamente dos procedimientos:

8.1.1. Método de Peters

Se basa en el concepto de altura equivalente de piso teórico (AETP), y propone la siguiente expresión para el cálculo de la altura:

$$h = (\text{AETP})(\text{NET}) \quad (50)$$

donde NET es el número de pisos teóricos, que se determina considerando el contacto como discontinuo, como se ha indicado en el tema de extracción líquido-líquido de mezclas inmiscibles.

La AETP se define como la longitud de columna que a todos los efectos equivale a piso teórico. Es decir la longitud de

relleno tal que las corrientes que lo abandonan por su parte inferior y por su parte superior están en equilibrio. Evidentemente, si se conoce el valor de la AETP, el cálculo de la altura es muy sencillo, basta con aplicar la ecuación (50). Sin embargo este método presenta serios inconvenientes:

- No se tiene en cuenta la diferencia entre el contacto continuo y discontinuo, lo que hace que las extrapolaciones sean arriesgadas.
- El cálculo de la AETP es difícil, porque depende muchos factores, entre ellos: el tipo, tamaño y naturaleza del relleno, el caudal de las fases, el intervalo de concentraciones de ambas fases, la temperatura de operación, la presión, etc.

En general, se puede decir que este método puede ser válido si se ha obtenido la AETP experimentalmente en sistemas similares a los que se pretende diseñar, resultando, como ya se ha indicado, peligrosas las extrapolaciones.

El valor de la AETP se puede obtener por varios procedimientos:

- Estimación. Como ya se ha indicado, la determinación experimental en condiciones similares a las de la columna a diseñar, es posiblemente el método más seguro de determi-

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

narlo. En la bibliografía existen datos para distintos tipos de columnas y sistemas a escala de laboratorio.

– Correlaciones. Se han hecho muchos intentos de correlacionar la AETP con las variables del sistema. Por ejemplo, Hand y White proponen la siguiente ecuación para rellenos de anillos Raschig y operaciones gas-líquido.

$$AETP = \frac{70}{\frac{L/S}{D_p \mu_L}} \quad \text{en el sistema inglés de unidades} \quad (51)$$

equivalente a:

$$AETP = \frac{70}{\frac{L/S}{D_p \mu_L}} \quad \text{en el sistema inglés de unidades} \quad (51)$$

donde L = caudal de líquido (lb/h o kg/s)

S = sección de la columna (pies² o m²)

D_p = diámetro de relleno (pies o m)

μ_L = viscosidad del líquido (lb/(pie.h) o kg/(m.s))

En cualquier caso los valores de la AETP deben ser utilizados con prudencia y concederles márgenes del orden del 30-40%.

8.1.2. Método de Chilton y Colburn

Se basa en el empleo de las ecuaciones de velocidad de transferencia de materia. Cualquiera de los miembros de las ecuaciones (20) o (33) puede utilizarse para representar la densidad de flujo de soluto. El empleo de uno u otro dependerá del tipo de curva de equilibrio que se disponga en cada caso particular. Para cada una de las elecciones posibles es necesario disponer de los coeficientes de transferencia de materia en las unidades adecuadas. Para calcular la altura es necesario resolver conjuntamente las ecuaciones de velocidad de transferencia de materia y los balances de materia, en el caso isoterma, y además los balances de entalpía en cualquier otro caso.

8.2. Balances de materia

Supóngase una columna de contacto como la que se muestra en la figura 6, donde se indica la nomenclatura que se va a utilizar. A la columna se alimenta por su parte inferior un caudal G_1 (moles o kg totales por unidad de tiempo) de gas con una fracción molar (o másica) y_1 y una razón molar (o másica) Y_1 . Por la parte superior de la columna se alimenta una corriente de líquido L_2 (moles o kg totales por unidad de tiempo), con una fracción molar (o másica) x_2 y una razón molar (o másica) X_2 . De la columna salen sendas corrientes de gas (G_2 , de

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

composición y_2 o Y_2) y líquido (L_1 de composición x_1 , o X_1). Se pueden definir los caudales de inerte:

$$G' = \frac{G_1}{1 + Y_1} = \frac{G_2}{1 + Y_2} \quad (53)$$

$$L' = \frac{G_1}{1 + X_1} = \frac{L_2}{1 + X_2} \quad (54)$$

donde Y y X son razones molares o másicas (mol o kg de soluto por mol o kg de inerte en cada fase, respectivamente).

Evidentemente G' y L' se mantienen constantes a lo alto de la columna, ya que los inertes no se transfieren.

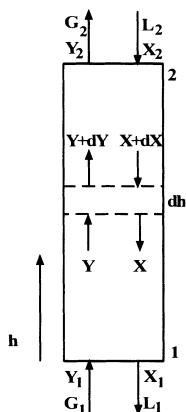


Figura 6

8.2.1. *Transferencia de materia en el sentido líquido-gas*

Un balance de soluto alrededor del volumen diferencial $dV = Sdh$ (siendo S la sección transversal de la columna), proporciona:

$$G'(Y + dY - Y) = L'(X + dX - X) \quad (55)$$

es decir:

$$G'dY = L'dX \quad (56)$$

Integrando entre las condiciones de una sección cualquiera y la base de la columna, se obtiene:

$$G'(Y - Y_1) = L'(X - X_1) \quad (57)$$

y si se integra alrededor de toda la columna:

$$G'(Y_2 - Y_1) = L'(X_2 - X_1) \quad (58)$$

La ecuación (57) representa una recta en el diagrama $Y-X$, que tiene de pendiente L'/G' , y es el lugar geométrico de todos los puntos representativos de la composición de las corrientes de ambas fases que se cruzan en cada sección de la columna. Se denomina “recta operativa”, y de acuerdo con (58) se extiende desde el punto (Y_1, X_1) , hasta el (Y_2, X_2) , por debajo de la curva de equilibrio en este caso de transferencia en el sentido líquido-gas. Lógicamente, si hay transferencia de la fase líquida a la gas, para un determinado valor de X la concentración

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

de equilibrio Y_e debe ser mayor que la concentración de la fase gas (Y), como muestra la figura 7a.

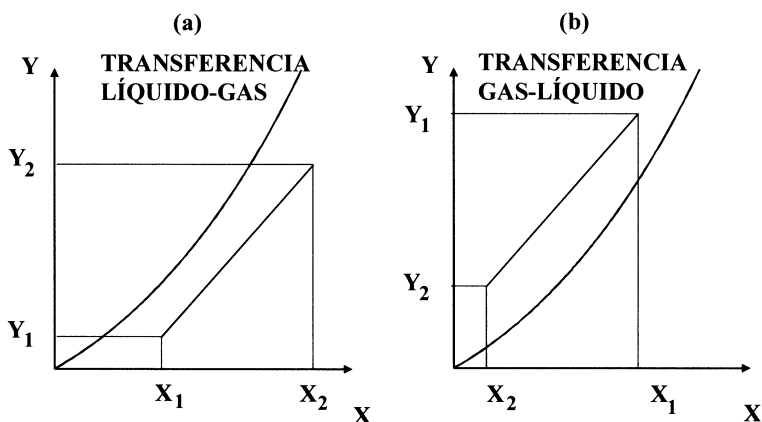


Figura 7

8.2.2. Transferencia de materia en el sentido gas-líquido

En este caso la recta operativa se sitúa por encima de la curva de equilibrio (figura 7b), y las ecuaciones del balance de materia son las ya deducidas en el apartado anterior, bastaría multiplicar por (-1) ambos miembros.

8.3. Ecuaciones de diseño

Para la deducción de las siguientes ecuaciones se supondrá que la transferencia de materia tiene lugar en el sentido líquido-gas. Se podrían obtener ecuaciones similares en el caso contrario.

Si se denomina dA a la superficie de contacto entre las dos fases correspondiente al elemento de columna considerado (dV), y se define una magnitud “ a ” como la superficie interfacial por unidad de volumen de relleno (m^2 de superficie interfacial/ m^3 de relleno), puede escribirse:

$$dA = a dV = a S dh \quad (59)$$

de la definición de N'_A y de la ecuación (56):

$$N'_A = G' \frac{dY}{dA} = L' \frac{dX}{dA} \quad (60)$$

y recordando (33):

$$N'_A = G' \frac{dY}{aS dh} = L' \frac{dX}{aS dh} = k''_G (y_i - y) = k''_L (x - x_i) = K''_G (y_e - y) = K''_L (x - x_e) \quad (61)$$

Si hacemos $k'_G = k_y$, $K'_G = K_y$, $k'_L = k_x$ y $K'_L = K_x$ y tomando términos referidos a las mismas magnitudes, separando variables e integrando, se obtiene:

$$h = \int_1^2 \frac{G'/S}{a k_y} \frac{dY}{y_i - y} \quad (62)$$

$$h = \int_1^2 \frac{G'/S}{a K_y} \frac{dY}{y_e - y} \quad (63)$$

$$h = \int_1^2 \frac{L'/S}{a k_x} \frac{dX}{x - x_i} \quad (64)$$

$$h = \int_1^2 \frac{L'/S}{a K_x} \frac{dX}{x - x_e} \quad (65)$$

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

La integración de cualquiera de estas ecuaciones permitirá obtener la altura de relleno para conseguir una separación determinada.

Para transferencia de materia en el sentido opuesto se obtendrían ecuaciones similares. Por ejemplo, la ecuación (62) se transformaría en:

$$h = \int_2^1 \frac{G'/S}{ak_y} \frac{dY}{y - y_i} \quad (66)$$

Las ecuaciones (62) y (64) están en función de los coeficientes individuales, poco dependientes de la concentración, mientras que las ecuaciones (63) y (65) están en función de los coeficientes globales, que pueden depender notablemente de la concentración.

Por lo tanto, para su utilización directa en una integración gráfica será preferible el empleo de las ecuaciones (62) o (64), ya que se evitará el cálculo de n' y n'' . La utilización de las ecuaciones (63) y (65) sólo será práctica si:

- La línea de equilibrio es recta.
- Controla la fase a la que la ecuación está referida.

Otra dificultad a tener en cuenta en la integración de las anteriores ecuaciones es que el término diferencial viene dado en

función de las razones molares o másicas, mientras que el denominador lo está en función de las fracciones molares o másicas. Así pues habrá que hacer una serie de consideraciones antes de integrar estas ecuaciones. Aunque si se ha de hacer una integración numérica, basta con calcular el integrando en función de la razón molar o másica del término diferencial.

Para llevar a cabo la integración elegiremos como ejemplo la ecuación (66), las demás se realizarán de forma análoga.

8.3.1. Definición de diferentes coeficientes de transferencia de materia.

El coeficiente k_y depende de la composición y, por tanto, no puede sacarse fuera de la integral de la ecuación (66). Así pues, para proceder a su integración, se debe determinar la dependencia de k_y o k_G , con la composición ($k_y = k_G \cdot P$). Un posible tratamiento de este problema sería el siguiente:

i) De la Ley de Fick se deduce la expresión para k_G :

$$k_G = \frac{DP}{RT_{z_G} P_{Bml}} \quad (67)$$

donde:

- D es la difusividad de la fase gas

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

- P_{Bml} es la media logarítmica de las presiones P_{B1} y P_{B2} siendo B el componente inerte y representando los subíndices 1 y 2 la interfase y el seno del gas a ambos lados de la película gaseosa

- z_G es el espesor de la película gaseosa

ii) En la práctica z_G , es difícil de medir pero, como se ha indicado en el apartado 6, cumple:

$$\frac{d}{z_G} = \beta \cdot Re^{0.83} \quad (68)$$

donde:

– d es el diámetro de la columna

– β es una constante

-Re es el número de Reynolds ($Re = \frac{vd\rho}{\mu}$)

Sustituyendo z_G en la ecuación (68) se obtiene:

$$k_G = \frac{D\beta}{RTd} Re^{0.83} \frac{P}{P_{Bml}} \quad (69)$$

iii) Seguidamente se deberá transformar el cociente de presiones en cociente de concentraciones:

$$P_{Bm} = P - P_{Am} = P(1 - y_A)_{ml} = P \frac{(1 - y) - (1 - y_i)}{\ln \frac{(1 - y)}{(1 - y_i)}} \quad (70)$$

siendo A la sustancia que difunde (se ha hecho $y_A = y$, $y_{Ai} = y_i$ con objeto de simplificar la nomenclatura) y se ha calculado la media logarítmica entre los extremos de la película gaseosa.

Transformando las fracciones molares a razones molares ($y = \frac{Y}{1+Y}$) se llega a:

$$\frac{P}{P_{Bml}} = \frac{(1 + Y) \cdot (1 + Y_i)}{(1 + Y)_{ml}} \quad (71)$$

siendo

$$(1 + Y)_{ml} = \frac{(1 + Y_i) - (1 + Y)}{\ln \frac{(1 + Y_i)}{(1 + Y)}} \quad (72)$$

Sustituyendo la ecuación (71) en la ecuación (72) y considerando la definición del número de Reynolds, se llega a la siguiente expresión para k_G :

$$k_G = \frac{\beta D}{R T d} \left(\frac{v d \rho}{\mu} \right)^{0.83} \frac{(1 + Y)(1 + Y_i)}{(1 + Y)_{ml}} \quad (73)$$

En esta ecuación v es la velocidad del gas. Por ello, de acuerdo a la nomenclatura utilizada: $v = G/S = G'(1+Y)/S$, y:

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

$$k_G = \frac{\beta D}{R T d^{0.17} S^{0.83}} \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^{0.83} G^{0.83} (1+Y)^{0.83} \frac{(1+Y)(1+Y_i)}{(1+Y)_{ml}} \quad (74)$$

Considerando que $k_y = k_G \cdot P$ también se podría escribir:

$$k_y = \frac{\beta P D}{R T d^{0.17} S^{0.83}} \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^{0.83} G^{0.83} (1+Y)^{0.83} \frac{(1+Y)(1+Y_i)}{(1+Y)_{ml}} \quad (75)$$

Como se puede observar a partir de las ecuaciones (74) y (75) k_G y k_y dependen de las siguientes variables:

$$k_G, k_y = f(Y, G, \rho, \mu)$$

Es decir, dependen de la composición del gas directamente y también a través de la dependencia que con la concentración tienen otras variables como el caudal total del gas (G), la densidad (ρ) y la viscosidad (μ) del gas. No se ha considerado la dependencia del coeficiente de difusión con la concentración ya que en el caso de mezclas gaseosas es prácticamente despreciable.

Evidentemente, el coeficiente de transferencia de materia k_y variará de forma considerable a lo largo de la columna. Se pueden definir tres nuevos coeficientes de transferencia de materia k'_y , k''_y y k'''_y , el último de los cuáles (k'''_y) debería ser constante a lo largo de toda la columna.

Las definiciones de estos nuevos coeficientes de transferencia de materia son las siguientes:

$$k'_y = \frac{\beta PDG'^{0.83}}{RTd^{0.17}S^{0.83}} \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^{0.83} (1+Y)^{0.83} \quad (76)$$

$$k''_y = \frac{\beta PDG'^{0.83}}{RTd^{0.17}S^{0.83}} \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^{0.83} \quad (77)$$

$$k'''_y = \frac{\beta PDG'^{0.83}}{RTd^{0.17}S^{0.83}} \quad (78)$$

Es decir, en el coeficiente k'_y se ha eliminado la dependencia directa con la composición, en k''_y además se ha eliminado la dependencia del coeficiente con la composición a través del caudal total de gas y, por último, en k'''_y se ha eliminado además la dependencia con la composición a través de las variables: densidad y viscosidad del gas. Por ello el único coeficiente que debería ser constante a lo largo de toda la columna es k'''_y . Sin embargo, es posible que alguno de los otros coeficientes (por ejemplo k''_y) permanezca prácticamente constante por ser pequeña la influencia de las variaciones a lo largo de la columna de las variables de las que depende o porque se compensen sus variaciones. Además, el coeficiente k'''_y debe variar con G' de acuerdo a la ecuación (78), y cuando se realicen experimentos trabajando a distintos caudales de inerte (G'), la representación del $\log k'''_y$ frente al $\log G'$ debe ser una recta de pendiente 0.83 y ordenada en el origen igual al

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

$$\log \frac{\beta P D}{R T d^{0.17} S^{0.83}} .$$

Si se expresa el coeficiente de transferencia de materia k_y en función de cada uno de estos tres coeficientes se llega a las siguientes expresiones:

$$k_y = k'_y \frac{(1+Y)(1+Y_i)}{(1+Y)_{ml}} \quad (79)$$

$$k_y = k''_y \frac{(1+Y)^{1.83}(1+Y_i)}{(1+Y)_{ml}} \quad (80)$$

$$k_y = k'''_y \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^{0.83} \frac{(1+Y)^{1.83}(1+Y_i)}{(1+Y)_{ml}} \quad (81)$$

Cada una de estas tres expresiones podría ser sustituida en la ecuación (66) para determinar la altura de la columna conocido el valor de alguno de los coeficientes de transferencia de materia, o bien, conocida la altura para calcular dichos coeficientes.

En el caso de utilizar el coeficiente k'''_y (ecuación 81), el cálculo de la integral de la ecuación (66) evidentemente requiere el conocimiento previo de las expresiones que relacionan ρ y μ con la composición de la mezcla gaseosa. La densidad de una mezcla gaseosa en función de la composición puede cal-

cularse fácilmente haciendo uso de una ecuación de estado capaz de describir el comportamiento del gas mientras que para el cálculo de la viscosidad de la mezcla gaseosa en función de la concentración puede utilizarse la ecuación de Wilke:

$$\mu_{mez} = \frac{\sum_{i=1}^n y_i \mu_i}{\sum_{j=1}^n y_j \phi_{ij}} \quad (82)$$

siendo:

- n el número de componentes
- y_i la fracción molar del componente i
- μ_i la viscosidad del componente i puro (a la misma P y T)
- ϕ_{ij} un parámetro que de acuerdo a Herming y Zipperer puede ser determinado de una forma sencilla mediante la siguiente expresión (no válida en el caso en el que un componente de la mezcla sea H_2 o He):

$$\phi_{ij} = \left(\frac{M_j}{M_i} \right)^{1/2} \quad (83)$$

En el caso de una mezcla binaria y considerando que el componente 1 es el soluto que se absorbe y que el 2 es el inerte la ecuación a utilizar quedaría de la siguiente forma:

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

$$\mu_{mez} = \frac{y\mu_{solutu}}{y + (1-y)\left(\frac{M_{inerte}}{M_{solutu}}\right)^{1/2}} + \frac{(1-y)\mu_{inerte}}{(1-y) + y\left(\frac{M_{solutu}}{M_{inerte}}\right)^{1/2}} \quad (84)$$

Y, si se considera que el comportamiento de la mezcla gaseosa (binaria) es ideal, la densidad de la misma puede ser descrita mediante la siguiente ecuación:

$$\rho_{mez} = \frac{m_1 + m_2}{V} = \frac{PM_1 V_1}{RTV} + \frac{PM_2 V_2}{RTV} = \frac{PM_1 y_1}{RT} + \frac{PM_2 y_2}{RT} \quad (85)$$

Considerando que el componente 1 es el soluto que se absorbe y que el 2 es el inerte la ecuación a utilizar quedaría de la siguiente forma:

$$\rho_{mez} = \frac{PM_{solutu} y}{RT} + \frac{PM_{inerte} (1-y)}{RT} \quad (86)$$

A partir de la ecuación (66), que permite el cálculo de la altura de la columna en función del coeficiente de transferencia de materia k_y , de las ecuaciones (79), (80) y (81) en las que se expresa k_y en función de k'_y , k''_y y k'''_y , y considerando, en el caso de este último coeficiente, las ecuaciones (84) y (85) que permiten el cálculo de la viscosidad y de la densidad en función de la concentración de la mezcla gaseosa y transformando las fracciones molares a razones molares, se deducen las siguientes ecuaciones que permiten el cálculo de los coeficientes de transferencia de materia, conocida la altura de la

columna. Evidentemente, para la deducción de las ecuaciones (87), (88), (89) y (90) se ha considerado constante el coeficiente de transferencia de materia correspondiente, y en consecuencia se ha sacado fuera de la integral:

$$h = \frac{G'S}{ak_y} \int_1^2 \frac{(1+Y)(1+Y_i)}{(Y-Y_i)} dY \quad (87)$$

$$h = \frac{G'S}{ak'_y} \int_1^2 \frac{1}{\ln \frac{(1+Y)}{(1+Y_i)}} dY = \frac{G'S}{ak'_y} \int_1^2 \frac{(1+Y)_{ml}}{(Y-Y_i)} dY \quad (88)$$

$$h = \frac{G'S}{ak''_y} \int_1^2 \frac{1}{(1+Y)^{0.83} \ln \frac{(1+Y)}{(1+Y_i)}} dY \quad (89)$$

$$h = \frac{G^{*0.17}/S}{ak''_y} \int_1^2 \left(\frac{\mu(f(Y))}{\rho(f(Y))} \right)^{0.83} \frac{1}{(1+Y)^{0.83} \ln \frac{(1+Y)}{(1+Y_i)}} dY \quad (90)$$

No hay que olvidar que en las expresiones rigurosas correspondientes (donde no se supone constante el coeficiente de transferencia de materia), el coeficiente de transferencia de materia queda dentro de la integral:

$$h = \frac{G'S}{a} \int_1^2 \frac{1}{k_y} \frac{(1+Y)(1+Y_i)}{(Y-Y_i)} dY \quad (91)$$

$$h = \frac{G'S}{a} \int_1^2 \frac{1}{k'_y} \frac{1}{\ln \frac{(1+Y)}{(1+Y_i)}} dY = \frac{G'S}{a} \int_1^2 \frac{1}{k'_y} \frac{(1+Y)_{ml}}{(Y-Y_i)} dY \quad (92)$$

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

$$h = \frac{G'/S}{a} \int_1^2 \frac{1}{k_y'''} \frac{1}{(1+Y)^{0.83} \ln \frac{(1+Y)}{(1+Y_i)}} dY \quad (93)$$

$$h = \frac{G'^{0.17}/S}{a} \int_1^2 \frac{1}{k_y'''} \left(\frac{\mu(f(Y))}{\rho(f(Y))} \right)^{0.83} \frac{1}{(1+Y)^{0.83} \ln \frac{(1+Y)}{(1+Y_i)}} dY \quad (94)$$

8.3.2. Cálculo aproximado de la altura de la columna

Una aproximación frecuentemente utilizada se basa en lo siguiente: consideremos el caso de la integración de la ecuación (92). Teniendo en cuenta que, de acuerdo con la ecuación (76),

$$k_y' = \alpha' G'^{0.83} \quad (95)$$

siendo

$$\alpha' = \frac{\beta P D}{R T d^{0.17} S^{0.83}} \left(\frac{\rho}{\mu} \right)^{0.83} \quad (96)$$

α' será constante siempre que ρ y μ también lo sean (en general se cumple que $k_y' = bG^b$ donde b es una constante. Una aproximación, si se está trabajando con disoluciones no muy concentradas, consiste en suponer que $G=G'$, en cuyo caso el grupo $(G'/S)/(k_y'a)$ se puede sustituir por $(G/S)/(k_y'a)$, que de acuerdo con (95), dependerá de $G^{0.17}$

Este término sigue dependiendo de G , pero su dependencia es mucho menor. Un cambio en G del 20% se traduce en un cambio de sólo un 5% en el término $(G/S)/(k'_y a)$. Así pues, si la variación de G es inferior al 20%, no se comete demasiado error al suponer constante el término de la ecuación (96) y sacarlo fuera de la integral, con lo que resulta:

$$h = \int_1^2 \frac{G'/S}{k'_y a} \frac{(1+Y)_{ml}}{(Y-Y_i)} dY = \frac{G/S}{k'_y a} \int_1^2 \frac{(1+Y)_{ml}}{(1+Y)(Y-Y_i)} dY \quad (97)$$

En cualquier otro caso deberá utilizarse la ecuación (90), que es más general.

En ambas ecuaciones, (90) y (97), todo el término bajo el signo integral es un número adimensional cuyo mayor o menor valor nos da idea de la dificultad que encierra la separación propuesta, por esto Chilton y Colburn propusieron que se denominara “número de unidades de transmisión” (NUT) o simplemente N . Es posible definir cuatro valores distintos de N , los correspondientes a las ecuaciones (62) a (65), dependiendo de las fuerzas impulsoras (F_1) utilizadas. Así pues, se puede hablar del:

$N_G = f(Y, (Y-Y_i))$ NUT referido a la fase gas, FI individual

$N_{GT} = f(Y, (Y-Y_e))$ NUT referido a la fase gas, FI global

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

$N_L = f(X, (X_i - X))$ NUT referido a la fase líquido, FI individual

$N_{LT} = f(X, (X_E - X))$ NUT referido a la fase líquido, FI global

El término constante, fuera de las integrales de las ecuaciones (90) y (97), tiene unidades de longitud y se denomina altura de la unidad de transmisión (HUT), y también ahora es posible calcular cuatro HUT, dependiendo del coeficiente que se utilice.

En general:

$$h = HUT_i NUT_i \quad (98)$$

donde $i = G, GT, L$ o LT .

La integración de estas ecuaciones se realiza del siguiente modo. Si se conocen los coeficientes individuales, sobre el diagrama de equilibrio ($y-x$) se traza la curva operativa y desde distintos puntos de ella se trazan rectas de pendiente $(-k_x/k_y)$ empezando por un extremo de la columna hasta el opuesto, tal y como se muestra en la figura 8. De esta forma se determinan los valores de las concentraciones de interfase y se puede evaluar el integrando en función de la variable del término diferencial. El área bajo la curva $1/x$ (donde 1 es el integrando y x la variable de integración) nos dará el NUT buscado. Si se conocen los coeficientes globales, y se mantie-

nen constantes a lo alto de la columna (o se controla una de las fases), la situación es más sencilla y puede resolverse determinando las concentraciones de equilibrio. A continuación, se presentan algunas simplificaciones que pueden resultar prácticas, siempre que sean aceptables las hipótesis supuestas en cada caso.

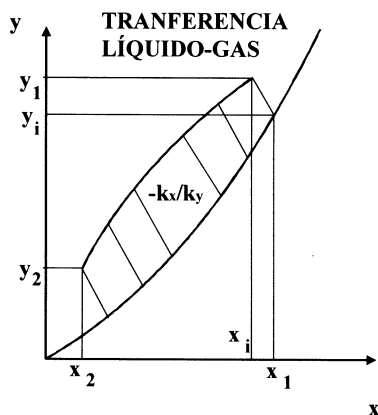


Figura 8

8.4. Simplificación de Wiegand

Dada la poca precisión de los datos experimentales y las aproximaciones admitidas en la determinación de los coeficientes de transferencia de materia, Wiegand propuso sustituir la media logarítmica de la ecuación (97) por la media aritmética, resultando una ecuación mucho más sencilla:

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

$$\begin{aligned}
 N_G &= \int_2^1 \frac{(1+Y)_{ml} dY}{(1+Y)(Y-Y_i)} = \int_2^1 \frac{(1+Y)_{ma} dY}{(1+Y)(Y-Y_i)} = \int_2^1 \frac{(1+Y)+(1+Y_i)dY}{2(1+Y)(Y-Y_i)} = \\
 &= \frac{1}{2} \int_2^1 \frac{(1+Y) dY}{(1+Y)(Y-Y_i)} + \frac{1}{2} \int_2^1 \frac{(1+Y_i) dY}{(1+Y)(Y-Y_i)}
 \end{aligned} \tag{99}$$

La última integral puede resolverse por partes, teniendo en cuenta que:

$$\frac{1+Y_i}{(1+Y)(Y-Y_i)} = \frac{1}{Y-Y_i} - \frac{1}{1+Y} \tag{100}$$

resultando:

$$N_G = \frac{1}{2} \int_2^1 \frac{dY}{(Y-Y_i)} + \frac{1}{2} \int_2^1 \frac{dY}{(Y-Y_i)} + \frac{1}{2} \int_2^1 \frac{dY}{(1+Y)} \tag{101}$$

o bien:

$$N_G = \int_2^1 \frac{dY}{(Y-Y_i)} + \frac{1}{2} \ln \frac{1+Y_2}{1+Y_1} \tag{102}$$

La integral todavía presente en la ecuación (102) debe resolverse, en general, gráfica o numéricamente. La dificultad está en conocer los valores de Y_i que corresponden a cada valor de Y . Para ello, tal y como se indica en la figura 8, se representan los datos de equilibrio en la forma $y=f(x)$, se traza la línea operativa, que en este diagrama no es recta sino curva:

$$G \left(\frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y}{1-y} \right) = L \left(\frac{x_1}{1-x_1} - \frac{x}{1-x} \right)$$

Para cada valor de y se traza, desde la recta de equilibrio una recta de pendiente $-k_x/k_y$, y el punto de corte de esta recta con la curva de equilibrio determina y_i . Se puede por tanto construir una tabla de la forma:

Y	$y = Y/(1+Y)$	Y_i	$Y_i = y_i/(1-y_i)$	$1/(Y-Y_i)$
Y_1	$y_1 = Y_1/(1+Y_1)$	y_{i1}	$Y_{i1} = y_{i1}/(1-y_{i1})$	$1/(Y-Y_{i1})$
...	...	...	...	...
...	...	...	...	...
Y_2	$y_2 = Y_2/(1+Y_2)$	y_{i2}	$Y_{i2} = y_{i2}/(1-y_{i2})$	$1/(Y-Y_{i2})$

En el caso de utilizar fuerzas impulsoras totales (con concentraciones de equilibrio), el cálculo sería más sencillo, puesto que puede realizarse directamente sobre un diagrama $Y=f(X)$, donde la línea operativa es recta. Aunque este caso es más sencillo, sólo puede utilizarse cuando controla la fase a que están referidos los coeficientes globales o cuando la línea de equilibrio es recta.

8.5. Transferencia con reacción química instantánea

En este caso, la ecuación (97) puede simplificarse aun más que en el caso anterior, ya que el soluto reacciona rápidamente con la fase líquida (o gas). La concentración de soluto en la interfase será por tanto nula y también lo será la concentración de equilibrio, $Y_i=Y_e=0$, la línea de equilibrio coincide con el eje de abscisas.

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

Así pues, podemos escribir:

$$h = \frac{G'/S}{k_{ya}} \int_1^2 \frac{dY}{Y_i - Y} \quad (104)$$

$$h = \frac{G'/S}{K_{ya}} \int_1^2 \frac{dY}{Y_e - Y} \quad (105)$$

$$h = \frac{L'/S}{k_{xa}} \int_1^2 \frac{dX}{X - X_i} \quad (106)$$

$$h = \frac{L'/S}{K_{xa}} \int_1^2 \frac{dX}{X - X_e} \quad (107)$$

8.6. Mezclas diluidas

Se consideran como tales aquellas mezclas en las que las concentraciones de ambas fases, o por lo menos la de la fase controlante son menores de 0.1 unidades de fracción molar. En estas circunstancias puede admitirse sin demasiado error que, aun cuando hay paso de soluto de una fase a otra, los caudales totales de ambas fases (o al menos el de la fase controlante) se mantienen aproximadamente constantes y por lo tanto también lo serán los coeficientes globales K_y y K_x . También puede admitirse que las fracciones molares coinciden con las razones molares. Todas estas consideraciones simplifican notablemente las ecuaciones para el diseño o cálculo de la altura de las torres de absorción. De este modo, las ecuaciones (62) a (65), podrán escribirse:

$$h = \frac{G'/S^2}{k_{ya}} \int_1^2 \frac{dY}{Y_i - Y} \quad (104)$$

$$h = \frac{G'/S^2}{K_{ya}} \int_1^2 \frac{dY}{Y_e - Y} \quad (105)$$

$$h = \frac{L'/S^2}{k_{xa}} \int_1^2 \frac{dX}{X - X_i} \quad (106)$$

$$h = \frac{L'/S^2}{K_{xa}} \int_1^2 \frac{dX}{X - X_e} \quad (107)$$

El cálculo de estas integrales resulta muy sencillo, puesto que las aproximaciones consideradas implican que en cualquier caso la línea operativa es una recta.

9. Métodos simplificados para el cálculo del número de unidades de transmisión

9.1. Método de la media logarítmica

Este método puede aplicarse siempre que la línea de equilibrio sea recta. En una representación tal como la de la figura 9 los valores de Y_i e Y_e , varían linealmente con los de Y . Así pues, tanto los valores de $(Y_i - Y)$ como los de $(Y_e - Y)$ también variarán linealmente con Y .

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

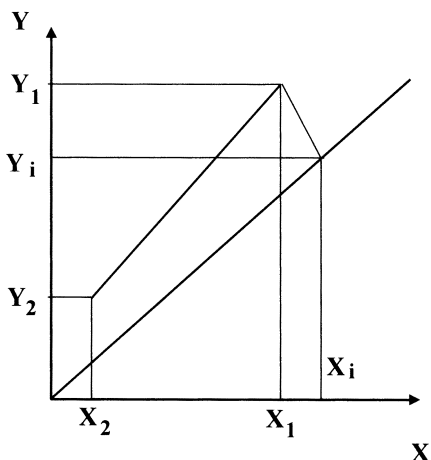


Figura 9

Haciendo el cambio de variable:

$$\Delta Y = (Y_i - Y) \quad (108)$$

Se obtiene una recta al representar Y vs ΔY . La pendiente de dicha recta puede expresarse como:

$$\frac{dY}{d(\Delta Y)} = \frac{Y_2 - Y_1}{\Delta Y_2 - \Delta Y_1} = \text{constante} \quad (109)$$

si se despeja dY :

$$dY = \frac{Y_2 - Y_1}{\Delta Y_2 - \Delta Y_1} d(\Delta Y) \quad (110)$$

sustituyendo estos valores en (104), se obtiene:

$$N_G = \frac{Y_2 - Y_1}{\Delta Y_2 - \Delta Y_1} = \int_2^1 \frac{d\Delta Y}{\Delta Y} = \frac{Y_2 - Y_1}{\Delta Y_2 - \Delta Y_1} \ln \frac{\Delta Y_2}{\Delta Y_1} \quad (111)$$

Es decir:

$$N_G = \frac{Y_2 - Y_1}{(\Delta Y)_{ml}} \quad (112)$$

Ecuación que permite calcular fácilmente y analíticamente el número de unidades de transmisión.

9.2. Método de Colburn

Este método sólo es aplicable a casos donde se trabaja con coeficientes globales, y además se puede admitir que la línea de equilibrio es recta ($Y=HX$).

Si de la ecuación de la recta operativa:

$$G'(Y - Y_2) = L'(X - X_2) \quad (113)$$

se despeja el valor de X y se sustituye en la ecuación del equilibrio, se obtiene:

$$Y_e = H \left(\frac{G'(Y - Y_2)}{L'} + X_2 \right) \quad (114)$$

Sustituyendo este valor en (105), se obtiene:

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

$$N_{GT} = \int_1^2 \frac{dY}{H \left(\frac{G'(Y - Y_2)}{L'} + X_2 \right) - Y} = \int_1^2 \frac{dY}{HX_2 - \alpha Y_2 - (1 - \alpha)Y} = \frac{1}{1 - \alpha} \ln \left[(1 - \alpha) \frac{Y_1 - HX_2}{Y_2 - HX_2} + \alpha \right] \quad (115)$$

donde $\alpha = HG'/L'$.

Análogamente, si se puede obtener, en relación a la fase líquido:

$$N_{LT} = \frac{\alpha}{\alpha - 1} \ln \left[(1 - \frac{1}{\alpha}) \frac{Y_2/H - X_1}{Y_2/H - X_2} + \frac{1}{\alpha} \right] \quad (116)$$

9.3. Relación entre H_G , H_{GT} , H_L , H_{LT}

Si en la ecuación (24) y (29), que relaciona los coeficientes globales e individuales se multiplican todos los miembros por $G/(Sa)$, resulta:

$$\frac{(G/S)}{(aK_y)} = \frac{(G/S)}{(ak_y)} + n \cdot \frac{(G/S)}{(ak_x)} = n''' \frac{(G/S)}{(aK_x)} \quad (117)$$

multiplicando y dividiendo por L los términos referidos a x , queda:

$$\frac{(G/S)}{(aK_y)} = \frac{(G/S)}{(ak_y)} + n \cdot \frac{(L/S)(G/L)}{(ak_x)} = n''' \frac{(L/S)(G/L)}{(aK_x)} \quad (118)$$

y recordando las definiciones de H :

$$H_{GT} = H_G + n \cdot \frac{G}{L} H_L = n''' \frac{G}{L} H_{LT} \quad (119)$$

10. Absorción no isoterma

En algunos procesos de absorción, especialmente en aquellos donde hay reacción química, hay liberación de calor, lo cual se traduce en un incremento de la temperatura del líquido, con la consecuencia de un desplazamiento adverso de la curva de equilibrio (disminuye la solubilidad).

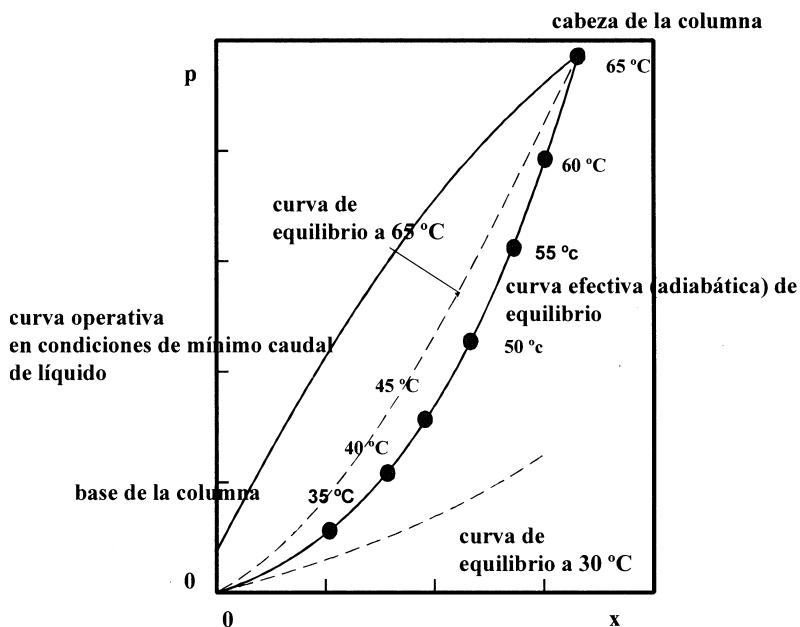


Figura 10

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

En el caso de columnas de platos, se puede hacer un balance de entalpía en cada piso y calcular la temperatura resultante. En operaciones adiabáticas, donde no hay eliminación de calor, la temperatura de las corrientes de salida es, lógicamente, superior a la de las corrientes de entrada debido al calor de disolución. Este aumento de temperatura disminuye la solubilidad del gas y por tanto se requerirá una relación de caudales L'/G' mayor, y un también mayor número de pisos, que para una operación isoterma.

En columnas empacadas, el aumento de temperatura afecta la curva de equilibrio y las ecuaciones diferenciales de transferencia de materia y calor deben ser, consecuentemente, modificadas e integradas conjuntamente con los balances de materia y entalpía. Como aproximación, se suele considerar que todo el calor desprendido es absorbido por el líquido, de forma que se puede considerar despreciable el aumento de temperatura del gas. Esto supone una estimación de la temperatura del líquido por exceso, lo que se traduce en una columna sobredimensionada. La figura 10 muestra el efecto del aumento de temperatura del líquido en una operación adiabática. Si la cantidad de calor liberada es muy grande puede ser necesario enfriar el líquido. En esta simplificación los cálculos se realizan como se ha descrito anteriormente, debiendo calcular la curva de equilibrio efectiva, no isoterma.

Bibliografía

Astarita, G.; “Gas Treating with Chemical Solvents”. John Wiley, New York, 1983.

Cheremisinoff, N.P.; “Handbook of Heat and Mass Transfer”. Gulf Publishing Co., Houston, 1986.

Coulson, J.M. y Richardson, J.F.; “Chemical Engineering”. vol II, Pergamon Press, Oxford, 1978.

King, C.J.; “Separation Processes”. Mc Graw Hill, New York, 1971.

Perry; “Manual de Ingeniero Químico”, tomo II, 2ª ed., McGraw Hill, New York, 1992

Treybal, R.E.; “Mass Transfer Operations”. 2nd ed., McGraw Hill, New York, 1968.

Problemas

1. A 20°C la solubilidad del NH_3 en agua puede expresarse por la ecuación siguiente:

$$p = (0.843)c$$

en la que p se expresa en atmósferas y c en g/cm^3 (esta ecuación de equilibrio se cumple en el intervalo de presión parcial de amoníaco comprendido entre 0 y 0.5 atm).

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

Una mezcla de aire- NH_3 se pone en contacto con agua en un aparato continuo de absorción. En una sección determinada del aparato la concentración de NH_3 en la fase gas es del 10% y la concentración de NH_3 en el líquido de 2.5 g/L. La presión total a que está sometido el sistema es de 760 mm Hg.

Si el cociente k_G/k_L , vale 0.016, siendo

$$k_G = \text{mol}\cdot\text{kg}/(\text{h})(\text{m}^2)(\text{atm})$$

$$k_L = \text{mol}\cdot\text{kg}/(\text{h})(\text{m}^2)(\text{gr}/\text{cm}^3)$$

- a) Calcular las condiciones en la interfase.
- b) Repetir los cálculos si la concentración de NH_3 en el líquido es cero.

Nota: Suponer que en la interfase se alcanza el equilibrio.

2. Por una columna de paredes mojadas de 2" de diámetro interno circula una mezcla aire- CO_2 , conteniendo el 10% de CO_2 en volumen, a una velocidad de 1 m/s. En una sección de la columna, la fracción molar de CO_2 en el agua, en la interfase aire-agua, es 0.005. El sistema opera a 10 atm y 25°C.

Calcular el coeficiente de transferencia de materia y la velocidad de transferencia de materia en la sección considerada. Especifíquese en qué sentido tiene lugar la transferencia de materia.

Datos y Notas: La difusividad del CO₂ en aire a 25°C y 1 atm es $D_G = 0.164 \text{ cm}^2/\text{s}$. Admítase que en el intervalo de concentraciones considerado se cumple la ley de Henry para el sistema CO₂-aire-agua, siendo el valor de $H = 1640 \text{ atm/unidad de fracción molar de CO}_2 \text{ en el líquido}$.

Calcúlese el coeficiente de transferencia de materia mediante la ecuación:

$$\frac{k_G \cdot R \cdot T \cdot D}{D_G} \cdot \frac{(P - p)_{ml}}{P} = (0.023)(Re)^{0.83} \cdot (\mu / (\rho \cdot D_G))^{0.44}$$

donde:

D = Diámetro de la columna P = Presión total

p = Presión parcial de soluto μ = Viscosidad del gas

ρ = Densidad del gas D_G = Difusividad del soluto a través del gas

T = Temperatura del sistema en K

μ , ρ , D_G están calculadas a la temperatura del sistema. Admítase que la viscosidad del gas coincide prácticamente con la del aire, siendo igual a 0.018 cp. Admítase que en la interfase se alcanza el equilibrio.

3. Una mezcla de aire con un gas A de peso molecular 36, que contiene 4% (en volumen) de A a 20°C y 1 atm, ha de ser lava-

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

do con agua en una torre de relleno con anillos Raschig cerámicos de 1". La velocidad másica del agua será 1170 kg/h m^2 y la del gas a su entrada de $3000 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2$. Considérese que la temperatura permanece constante e igual a 20°C , temperatura a la que las presiones parciales de A en equilibrio con sus soluciones acuosas son:

P (mmHg)	1.9	3.03	4.53	6.26	9.01	13.07	17.81	22.14	27.82
g A/100 g agua	2	4	6	8	10	12	14	16	18

Para el relleno indicado $K_G \cdot a$ resulta ser de $62.4 \text{ mol}\cdot\text{kg/h}\cdot\text{m}^3\cdot\text{atm}$. Calcular la altura de relleno para la absorción del 79.5 % del A contenido en el gas de entrada. Supóngase que controla la fase gas. Comparar el resultado con el obtenido al aplicar la simplificación de la media logarítmica.

4. Un aceite mineral empleado como agente de absorción contiene 10% moles de cicloheptano. El 95% del cicloheptano contenido en el aceite se ha de recuperar por desorción con vapor de agua que circulará en contracorriente con el líquido. La torre usada opera a una presión absoluta de 0.1668 kg/cm^2 y una temperatura de 49°C ($P^\circ_{\text{cicloheptano}} = 225 \text{ mm Hg}$). El aceite se alimenta a la columna con un caudal de $7310 \text{ kg inerte}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ por medio de serpentines, por lo que no hay condensaciones. Si el proceso se rige sólo por la resistencia que ofrece la fase gaseosa y el coeficiente volumétrico de transfe-

rencia de materia vale $K_y \cdot a = K_G \cdot a \cdot P = 4 \text{ kmol}/(\text{h} \cdot \text{m}^3 \cdot \Delta Y)$, hallar:

- a) Consumo mínimo teórico de vapor, en kg/h, si la columna tiene 1 m de diámetro.
- b) Valor final de Y para una velocidad de vapor 1.5 veces la mínima.
- c) El número de unidades de transmisión y el de pisos teóricos necesario para efectuar la operación (ΔP despreciable).
- d) Altura de la columna.

Datos y Notas: $P^{\circ}_{\text{aceite}}$ despreciable. Se cumple la ley de Raoult. $PM_{\text{aceite}} = 310$. $PM_{\text{cicloheptano}} = 98$. Comparar los resultados obtenidos cuando se supone la igualdad de fracciones y razones molares y se aplica la simplificación de la media logarítmica y cuando no se realiza dicha simplificación.

5. Un gas que contiene un 4% en volumen de CO_2 se ha de tratar con solución de NaOH al 1% en una torre cuadrada de 0.464 m^2 de sección rellena de rejillas metálicas, cuyas dimensiones son (1" x 2" x 1/16"). La altura del relleno es de 22 m. Con este tratamiento se reduce la proporción de CO_2 en el aire hasta un 0.05%. El gas entra a la torre con un caudal de $2500 \text{ m}^3/\text{h}$ siendo su temperatura de 40°C . El caudal de líquido utilizado

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

es de 100 m³/h siendo su temperatura también de 40°C. La torre trabaja a la presión atmosférica.

¿Qué composición tendrá el gas a la salida de la torre si se incrementa su caudal hasta 4000 m³/h?

Datos y Notas: Calcular el coeficiente individual k_G por la ecuación:

$$k_G RDT/D_G = 0.04 (\rho_g V_g D / \mu_g)^{0.75} (\mu_g / \rho_g D_G)^{0.5} (P / (P - p)_{ml})$$

siendo:

$$D_G = 164 \text{ cm}^2/\text{s}.$$

$$\mu_g = 0.018 \text{ cp}.$$

Calcúlese V_g por la ecuación:

$$V_g = \frac{\text{Caudal gas (m}^3/\text{h)} / \text{sección torre}}{3600\epsilon}$$

siendo $a = 81.5 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y ϵ (fracción de hueco) = 0.93; V_g en m/s.

Densidad de la solución de NaOH 1% = 1.0033 g/cm³.

Peso molecular del gas inerte = 29

6. Se desea recuperar acetona de una mezcla acetona-aire al 6% en volumen, en una torre de absorción, provista de anillos Raschig de 3/4", utilizando agua como disolvente.

- a) Si se quiere absorber el 90% de la acetona, y la altura de la torre es infinita, ¿cuál será la mínima cantidad de agua por m^2 que se utilizará, si la velocidad del gas a la entrada es de 1430 kg/h/m^2 ?
- b) Si se mantienen constantes los caudales de gas y líquido del apartado anterior y la recuperación es del 80%, ¿qué altura de torre se necesita?

Datos:

El sistema opera a 760 mm Hg y 20°C . Experimentalmente se ha determinado el coeficiente individual $k_y \cdot a = 43.7 \text{ kmol/h/m}^2/\Delta y$.

El coeficiente individual de transferencia de materia en la fase líquida (k_x) es dos veces mayor que el coeficiente individual de transferencia de materia en la fase gaseosa (k_y).

Las condiciones de equilibrio a 20°C y 760 mmHg se dan en la tabla adjunta (X_A = moles acetona/moles de agua libre de acetona; P_A = presión parcial de acetona en mmHg).

Considerar mezclas diluidas.

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

X_A	p_A
0.01	3.78
0.02	9.37
0.03	16.7
0.04	23.9
0.05	32.7
0.06	41.3
0.07	54.8

7. En una torre de absorción rellena de anillos Raschig de 1'' se trata una mezcla aire-SO₂ con una concentración del 15% en volumen de SO₂, empleando agua como líquido absorbente. El proceso se efectúa a 30°C y 2 atm, siendo la concentración de salida del gas inferior al 0.4% en volumen de SO₂. La velocidad másica del aire es $G' = 1000 \text{ kg/m}^2/\text{h}$, y la del líquido ha de ser doble de la mínima. Calcúlese la altura necesaria de relleno si en las condiciones de operación

$$k_x \cdot a = 0.65 L'^{0.82}, \text{ en kmol/m}^3/\text{h}/\Delta x$$

$$k_y \cdot a = 0.10 G'^{0.7} L'^{0.25}$$

expresando L y G en kg/h/m^2

Los datos de equilibrio para este sistema a 30°C, expresando la concentración de SO₂ en la fase líquida en gramos de SO₂ por 100 g de agua, y en la fase gaseosa por la presión parcial de SO₂ en mm Hg son los siguientes:

Antonio Marcilla Gomis
Introducción a las operaciones de separación

C (g SO ₂ /100 g agua)	p (mm Hg)	C (g SO ₂ /100 g agua)	p (mm Hg)
7.5	688	0.3	19.7
5	452	0.2	11.8
2.5	216	0.15	8.1
1.5	125	0.1	4.7
1	79	0.05	1.7
0.7	52	0.02	0.6
0.5	36		

8. Se quiere recuperar el SO₂ de un gas que contiene un 3.5% en volumen de este compuesto. Con este fin se lleva a cabo la absorción con agua en contracorriente en una columna de relleno. El agua se alimenta libre de SO₂ conteniendo a la salida 0.001145 kmol SO₂/kmol agua. En el gas de salida, el SO₂ está ejerciendo una presión parcial de 1.14 kN/m². El proceso tiene lugar a 293 K y 1 atm. El caudal molar del agua es 0.43 kmol/s. Si el área transversal de la torre es 1.35 m² y el coeficiente global de absorción en estas condiciones es $K_L \cdot a = 0.19$ kmol SO₂/s/m³/ΔX calcúlese la altura de relleno necesaria. En la tabla siguiente se presentan los datos de equilibrio para este sistema.

kmol SO ₂ /1000 kmol agua	kmol SO ₂ /1000 kmol gas inerte
0.056	0.7
0.14	1.6
0.28	4.3
0.42	7.9
0.56	11.6
0.84	19.4
1.405	36.3

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

9. En una de las etapas de la fabricación de la nieve carbónica, el CO_2 contenido en una mezcla de gases se purifica por absorción en trietanolamina (que no absorbe los demás componentes de la mezcla gaseosa), calentando después la disolución para recuperar el CO_2 . Si la mezcla gaseosa contiene 25% de CO_2 (porcentaje volumétrico) y ambas corrientes circulan en contracorriente en una torre de absorción a 25°C y 1 atm, calcúlese:

- a) La cantidad mínima de disolución de trietanolamina necesaria si se tratan 10 kmol/h/m^2 de mezcla gaseosa y la concentración de CO_2 en la corriente gaseosa a la salida del absorbedor, no ha de ser superior al 1%.
- b) El número de etapas teóricas necesarias para llevar a cabo la separación propuesta, en contacto discontinuo entre ambas fases, si la cantidad de disolución empleada es del 50% superior a la mínima. Indica la composición de todas las corrientes implicadas.
- c) La altura de relleno necesaria para llevar a cabo la separación propuesta, con contacto continuo entre ambas fases, si la cantidad de disolución empleada es el 50% superior a la mínima. Considérese que el proceso de transferencia es controlado por la fase gas. El coeficiente individual viene

dado por la expresión $k_y \cdot a = 0.10 \text{ G}^{2.3} \text{ kmol/m}^3\text{/h}/\Delta Y$, siendo G el caudal de gas total expresado en kmol/h. La sección de la columna es de 1 m^2 .

Datos de equilibrio para este sistema a 25°C y 1 atm:

P_{CO_2} (mmHg)	X (mol CO_2 /mol amina)
1.4	0.0587
10.8	0.161
43.4	0.294
96.7	0.424
259	0.612

10. Por una columna de 10 cm de diámetro interno circula una mezcla aire-isobutano, con un 40% de isobutano en volumen, a una velocidad de 0.5 m/s. Se desea reducir el contenido en isobutano hasta el 1% en volumen. Para ello se utilizará un aceite absorbente, que se alimenta puro por la parte superior de la columna con una caudal de 10 kmol/h. El caudal de circulación del gas a su entrada a la columna es de 4 kmol/h. Calcular la altura de la columna.

Datos:

Presión de operación = 10 atm

Temperatura de operación = 25°C

Operaciones de separación por contacto continuo. Absorción

Relación de equilibrio: $y = 2x$, donde y = fracción molar de isobutano en el aire y x fracción molar de isobutano en el aceite

$$a = 250 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Estimar K_G por la correlación:

$$K_G \frac{RTD}{D_G} \frac{(P-p)_{ml}}{P} = 0.023 \cdot \text{Re}^{0.83} \left(\frac{\mu}{\rho D_G} \right)^{0.44}$$

Considérese únicamente el valor de $\mu = 0.02 \text{ cp}$ y $D_G = 0.27 \text{ cm}^2/\text{s}$.

11. Se dispone de una columna con una altura de relleno de 1.2 m para extraer ácido acético de una disolución acuosa utilizando benceno como disolvente extractante (disolventes inmiscibles). El benceno utilizado tiene una concentración en ácido acético de 0.4% (fracción másica). Se analizan las concentraciones de ácido acético a la entrada y a la salida de la columna, resultando ser:

Fracción másica de ácido acético en la disolución acuosa de entrada: 25%

Fracción másica de ácido acético en la disolución acuosa a la salida: 5%

Fracción másica de ácido acético en la disolución orgánica a la salida: 15%

El caudal de disolvente utilizado es de 3 kg/min. La columna tiene una sección circular de diámetro igual a 10 cm. La magnitud “a” es $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Supóngase la ley de equilibrio (en razones másicas): $X_{\text{acético}} \text{ en fase orgánica} = X_{\text{acético}} \text{ en fase acuosa}$.

- a) Calcúlese el coeficiente global de transferencia de materia asociado a la fase acuosa suponiendo que éste se mantiene constante a lo largo de toda la columna.
- b) Tras la puesta en marcha de la columna, se descubre una fuga. Se mide su caudal (constituido por fase acuosa y orgánica) resultando ser: caudal de fase orgánica = 150 g/min y caudal de fase acuosa = 95 g/min. La composición de la fase orgánica se analizó, siendo su razón másica de 0.1. Calcúlese la nueva altura de relleno que se debe utilizar para que, a pesar de la existencia de la fuga, se extraiga el mismo porcentaje de acético que se extraía anteriormente.

Objetivos

El objetivo principal de este tema es introducir los conceptos relacionados con los procesos de interacción aire-agua cuyo conocimiento es necesario para poder diseñar los equipos donde desarrollar estas operaciones. El alumno deberá familiarizarse con la nomenclatura de las propiedades del aire húmedo y con los diagramas que representan estas propiedades (diagrama de Mollier y carta psicrométrica).

Tema 4. Procesos de interacción aire-agua I. Equilibrio. Diagrama de Mollier - Carta psicrométrica. Temperatura húmeda

1. Introducción

Las operaciones implicadas en los procesos de interacción aire-agua (u operaciones de humidificación), se refieren a la transferencia de materia y energía a través de la interfase resultante en un sistema formado por un gas y un líquido puro

en el que es prácticamente insoluble. Se basan en la evaporación superficial de líquido o condensación parcial de su vapor, sin fuente externa de calor. Estos procesos se caracterizan por el hecho de que la transferencia de materia está siempre acompañada de transmisión de calor, y por tanto su velocidad depende de ambos fenómenos. Así pues, deben conocerse tanto las características del equilibrio como las entalpías del sistema.

Las operaciones a tratar son las siguientes: humidificación de aire (o, en general de gas), deshumidificación de aire (o de gas), enfriamiento de agua (o de líquido), enfriamiento de aire (o de gas) y medida del contenido en vapor del gas. La materia que se transfiere en estos casos es la que forma el líquido, que se vaporiza o condensa.

En estos procesos sólo hay presentes dos componentes (en principio) y dos fases. La fase líquida está constituida por un líquido puro (aunque puede ser una mezcla ajena al gas), la fase gas por un inerte (aire o gas o mezcla de gases insolubles en el líquido, y que por tanto no se transfieren) y el vapor procedente del líquido. En la fase líquida no hay transferencia de materia (no existe fuerza impulsora al tratarse de un líquido puro), la cual sólo tiene lugar en el gas, en uno u otro sentido y perpendicular a la interfase. La transferencia de materia

tiene lugar por mecanismos de difusión y transporte turbulento. Simultáneamente, la transmisión de calor tiene lugar por dos motivos:

- a) por el gradiente de temperatura que puede existir entre las dos fases, sin implicar cambio de estado (calor sensible).
- b) por liberación o captación de calor latente debido al cambio de estado del componente del líquido.

2. Equilibrio líquido-vapor y entalpía para una sustancia pura

Los líquidos ejercen una presión de equilibrio o presión de vapor, que es función de la temperatura. Cuando se representa la presión de equilibrio de un líquido, en un sistema cerrado, frente a la correspondiente temperatura se obtienen curvas del tipo de la mostrada en la figura 1 (curva TBDC). Esta curva separa dos áreas en la gráfica, representando respectivamente condiciones donde la sustancia existe en el estado líquido y zonas donde existe en estado vapor. Si una sustancia se encuentra en unas condiciones tales como las correspondientes al punto A de la figura 1, la sustancia estará enteramente como un líquido. En todas las condiciones en la zona inferior a la curva, tales como F, estará como vapor. En todos los pun-

tos de la curva TBDC, pueden coexistir líquido y vapor en cualquier proporción. Los puntos sobre esta curva son puntos de equilibrio, representando líquido o vapor saturado. El gas o vapor a una temperatura superior a la de equilibrio se denomina sobrecalentado, el líquido a una temperatura inferior a la de equilibrio, se denomina líquido subenfriado. La curva de presión de equilibrio tiene dos puntos teminales, el T y el C. El punto T de donde se originan las curvas LT y ST, que separan las zonas correspondientes al estado sólido del líquido y del vapor, se conoce como punto triple, donde pueden coexistir los tres estados de agregación. El punto C es el punto crítico, cuyas coordenadas son la presión crítica y temperatura crítica. En el punto crítico las diferencias entre el estado líquido y vapor desaparecen, y todas las propiedades como la densidad, viscosidad, índice de refracción, etc, son idénticas tanto para el líquido como para el vapor. En realidad solo existe una fase, la supercrítica. Una sustancia a una temperatura superior a la crítica se denomina gas, y no puede ser licuada a ninguna presión. Esta es la distinción básica entre un gas y un vapor, aunque no siempre se utiliza con propiedad y muchas veces el término gas se utiliza para designar un vapor relativamente alejado de la curva de equilibrio. La temperatura correspondiente a cada presión de equilibrio se conoce como punto de ebullición, y la correspondiente a 1 atm, el punto de ebullición normal.

Siempre que un proceso implique un desplazamiento del punto representativo que cruce la curva de equilibrio, tal como el isobárico ADE o el isoterma ABF, tendrá lugar un cambio de fase, que estará acompañado del desprendimiento (para condensación) o la absorción (para vaporización) del calor latente de vaporización a temperatura constante. El calor añadido o cedido sin cambio de estado se conoce como calor sensible.

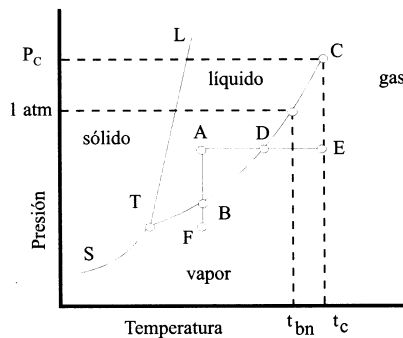


Figura 1

2.1. Interpolación de datos de equilibrio

Para líquidos comunes, tales como el agua, algunos refrigerantes y otros, se han obtenido un gran número de datos de equilibrio. Sin embargo, para la mayoría de los líquidos hay, relativamente, pocos datos disponibles, y es muy frecuente la

necesidad de realizar interpolaciones o extrapolaciones. La curva de la figura 1 no resulta muy adecuada para estos propósitos (sobre todo para la extrapolación), dada su curvatura. Por lo tanto resulta conveniente un método de linealización. La mayoría de los métodos para llevar a cabo esta linealización se basan en la ecuación de Clausius-Clapeyron, que relaciona la pendiente de la curva de presión de vapor frente a la temperatura con el calor latente de vaporización:

$$\frac{dP}{dT} = \frac{\lambda}{T(v_G - v_L)} \quad (1)$$

donde v_G y v_L son los volúmenes molares específicos del gas y líquido, respectivamente, y λ es el calor latente molar de vaporización. Como primera aproximación, se puede despreciar v_L frente a v_G , y expresar éste en función de la ecuación de los gases perfectos, lo que conduce a:

$$\begin{aligned} Pv &= RT \quad \rightarrow \quad v = \frac{RT}{P} \\ \frac{dP}{dT} &= \frac{\lambda}{T \frac{RT}{P}} \quad \therefore \quad \frac{dP}{P} = \frac{\lambda}{RT^2} dT \end{aligned} \quad (2)$$

Si λ se puede considerar constante en el intervalo de temperatura de trabajo, la integración de (2), proporciona:

$$\ln P = -\lambda(RT) + \text{constante} \quad (3)$$

Esta ecuación sugiere que una representación de $\ln P$ frente a $1/T$ debe ser lineal para ciertos rangos de temperatura.

La ecuación de Antoine, frecuentemente utilizada, es similar a la ecuación (3) y permite calcular la presión de vapor en función de la temperatura, utilizando unos parámetros constantes, a , b y c , que se encuentran tabulados en la bibliografía para un gran número de compuestos:

$$\ln P = a - b/(t+c) \quad (4)$$

También pueden utilizarse sustancias de referencia. Para una sustancia de referencia, la ecuación (2) se puede escribir:

$$d \ln P_r = \lambda dT / (RT^2) \quad (5)$$

dividiendo (2) por (5):

$$d \ln P / d \ln P_r = \lambda / \lambda_r \quad (6)$$

que integrada, conduce a:

$$\ln P = (x/x_r) \ln P_r + \text{constante} \quad (7)$$

que sugiere que la representación del $\ln P$ frente al $\ln P_r$ debe ser una línea recta. Esta recta suele serlo en un rango de temperaturas más amplio que la ecuación (3).

2.2. Entalpía

La energía interna de una sustancia es la energía total que contiene, en función del movimiento y de la posición relativa de sus átomos y moléculas constituyentes. Los valores absolutos de esta energía no se conocen, pero sí pueden conocerse valores relativos a un estado estándar arbitrariamente definido. La entalpía se define como suma de la energía interna y el producto de la presión por el volumen:

$$H = U + P_v \quad (8)$$

En un proceso discontinuo a presión constante, donde el trabajo se realiza sólo por expansión contra la presión P , el calor absorbido por el sistema coincide con la variación de entalpía:

$$Q = \Delta H = D(U + P_v) \quad (9)$$

En un proceso de flujo continuo en estado estacionario, la transferencia neta de energía al sistema como calor y trabajo será la suma de la variación de entalpía y de energía potencial y cinética. Frecuentemente las variaciones en energía potencial y cinética son insignificantes en comparación con los cambios de entalpía, y no hay trabajo mecánico. En tales casos, la ecuación (8) puede utilizarse para calcular el calor añadido al sistema, mediante balances de calor. En procesos adiabáticos, donde no hay intercambio de calor con los alre-

dedores, el balance de calor se reduce a la igualdad de entalpías en los estados inicial y final.

Al igual que con la energía interna, no se puede obtener valores absolutos de la entalpía de un sistema. El estado de referencia para la determinación de valores relativos de entalpía se suele definir para estos sistemas como el del agua (o componente líquido), en estado líquido a 0°C y el aire (o gas) como gas a la misma temperatura.

La figura 2 muestra una representación común de la entalpía relativa de una sustancia típica frente a la temperatura, con las regiones de líquido, vapor y gas. Los datos se suelen mostrar en líneas isobáricas. Las curvas marcadas como líquido y vapor saturado cruzan las isobaras y muestran las entalpías en estas condiciones a las presiones y temperaturas correspondientes al equilibrio. La distancia vertical entre los puntos tales como el B y C, representan el calor latente de vaporización a la temperatura correspondiente. El calor latente disminuye al aumentar la temperatura, haciéndose nulo a la temperatura crítica. En el estado vapor a bajas presiones, la entalpía es una función básicamente de la temperatura. Si se puede aplicar la ecuación de los gases perfectos, la entalpía es función sólo de T . En el caso del líquido, la entalpía es también

prácticamente independiente de P excepto cerca de la temperatura crítica o a elevadas presiones.

Los cambios de entalpía entre dos condiciones tales como la A y la D en la figura 2, puede determinarse simplemente como la diferencia de ordenadas. Por lo tanto para calcular la entalpía de una sustancia sobrecalentada (dada por A) relativa al líquido saturado (D), o bien H_1-H_4 , se puede sumar el cambio de entalpía H_1-H_2 , calor sensible del vapor desde la temperatura de equilibrio t_2 a la del punto A, más H_2-H_3 , calor latente de vaporización a t_2 , más H_3-H_4 , calor sensible del líquido desde la temperatura de equilibrio t_2 hasta la temperatura del punto D. Pero también podría haberse calculado como $(H_1-H_2)+(H_2-H_5)+(H_5-H_4)$, o cualquier otra combinación.

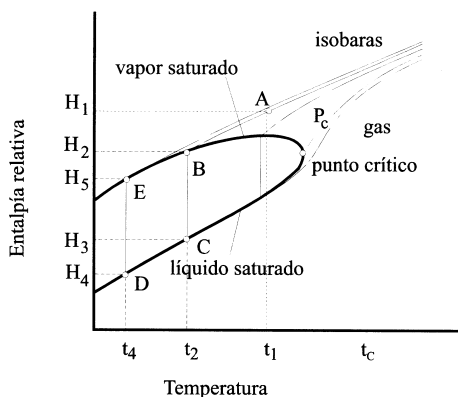


Figura 2

Para el líquido o vapor, las pendientes de las líneas a presión constante a cualquier temperatura se conoce como capacidad calorífica. Las líneas no son necesariamente rectas y la capacidad calorífica, por tanto depende de T . Sin embargo es muy frecuente utilizar valores medios, que permiten calcular fácilmente los calores sensibles:

$$H_1 - H_2 = C(t_1 - t_2) \quad (10)$$

donde C es la capacidad calorífica media a presión constante para el rango de temperaturas considerado.

2.3. Definiciones útiles para el cálculo de los procesos de interacción aire-agua

Grosvenor propuso un sistema de unidades y definiciones excelente para el tratamiento de este tipo de sistemas. La base de todos los cálculos es una parte en peso de aire seco. En nuestro caso utilizaremos 1 kg.

Humedad absoluta (x)

Se entiende por humedad absoluta o simplemente humedad, el número de kg de agua que acompañan a 1 kg de aire seco. Se representará por x . La humedad así definida se puede expresar en función de la presión parcial del vapor de agua en el aire, p , y la presión total, π , según:

$$X = (M_{\text{agua}} / M_{\text{aire}})p / (\pi - p) = (18/28.8)p / (\pi - p) = 0.622p / (\pi - p) \quad (11)$$

Se dice que un aire está saturado cuando la presión parcial del vapor de agua que contiene es igual a la presión de vapor del agua pura a la misma temperatura del aire. A la humedad en esas condiciones se le llama humedad de saturación x_s .

Humedad relativa (ϕ)

Se define la humedad relativa, ϕ , como la relación entre el vapor de agua contenido en una determinada cantidad de aire y el que éste contendría si estuviese saturado, es decir:

$$\phi = p/p_s \quad (12)$$

Teniendo en cuenta (11) y (12), se deduce:

$$x = 0.622\phi p_s / (\pi - \phi p_s) \quad (13)$$

ecuación que relaciona la humedad absoluta y la relativa.

Humedad porcentual (x_p)

Se define como el cociente entre la humedad absoluta y la humedad de saturación a esa temperatura, es decir:

$$x_p = 100x/x_s = 100\phi(\pi - p_s) / (\pi - \phi p_s) \quad (14)$$

Se puede observar que la humedad porcentual no coincide con la humedad relativa.

Densidad del aire húmedo (ρ_h)

Se define como los kg de aire húmedo por m^3 de aire también húmedo. Se puede calcular aplicando la ecuación de los gases perfectos, calculando el peso molecular medio del aire húmedo (M_m):

$$M_m = y_w M_w + (1 - y_w) M_a = M_w p / \pi + M_a (1 - p / \pi) = M_a - p / \pi (M_a - M_w) \quad (15)$$

donde el subíndice “w” se refiere al agua, y el “a” al aire.

Teniendo en cuenta la ecuación de los gases perfectos:

$$\pi v = mRT / M_m \quad \Leftrightarrow \quad \rho_h = \pi M_m / RT$$

Así pues,

$$\rho_h = \pi M_a / RT - p (M_a - M_w) / RT \quad (16)$$

donde el primer miembro representa la densidad del aire seco, por lo que la densidad del aire húmedo es siempre menor que la del aire seco (en el caso del sistema aire-agua).

Volumen húmedo (V_h)

Es el volumen total en m^3 de 1 kg de aire seco más el vapor de agua que le acompaña:

$$V_h = [(1/M_a) + (x/M_w)]RT/\pi = (1+x)/\rho_h \text{ (m}^3\text{a.h./kg a.s.)} \quad (17)$$

donde ρ_h es la densidad del aire húmedo.

Volumen saturado

Es el volumen en m^3 de 1 kg de aire seco más el vapor de agua necesario para saturarlo:

$$V_h = [(1/M_a) + (x_s/M_w)]RT/\pi = (1+x_s)/\rho_{hs} \quad (18)$$

Calor húmedo (s)

Representa el número de kilocalorías o kilojulios necesarios para elevar 1°C la temperatura de 1 kg de aire seco más el vapor de agua que le acompaña (representa el calor específico del aire húmedo expresado en función del aire seco que contiene). Para el intervalo de temperatura en el que se desarrollan la mayoría de los procesos de interacción aire-agua ($10\text{--}55^\circ\text{C}$), pueden aceptarse como valores medios constantes, $0.24 \text{ kcal}/(\text{kg}^\circ\text{C})$ o $1 \text{ kJ}/(\text{kg}^\circ\text{C})$ para el calor específico del aire

seco y $0.46 \text{ kcal}/(\text{kg}^\circ\text{C})$ o $1.92 \text{ kJ}/(\text{kg}^\circ\text{C})$, para el del vapor de agua. De este modo, se podrá escribir:

$$\begin{aligned}s &= c_a + x c_w = 0.24 + 0.46x \text{ (en kcal}/(\text{kg}^\circ\text{C})) \\ &= 1 + 1.92x \text{ (en kJ}/(\text{kg}^\circ\text{C}))\end{aligned}\tag{19}$$

Entalpía del aire húmedo (i_G)

La entalpía de una mezcla de aire y vapor de agua es la entalpía de 1 kg de aire seco más la del vapor de agua que le acompaña. Se expresará en kcal (o kJ) por kg de aire seco. Se considera como estado de referencia el ya comentado de agua líquida a 0°C y 1 atm y aire seco 0°C y 1 atm.

Por lo tanto, para una mezcla de aire-vapor, con x kg de agua por kg de aire seco, a una temperatura de $t^\circ\text{C}$ y 1 atm, la entalpía puede calcularse como:

$$i_G = i_a + x i_w = c_a(t-0) + x[c_w(t-0) + r_o] = t(c_a + x c_w) + r_o x = st + r_o x\tag{20}$$

donde r_o ($=2479 \text{ kJ/kg}$ o 595 kcal/kg) es el calor latente de vaporización en condiciones estándar.

Temperatura de rocío

Es la temperatura a la que debe enfriarse un aire húmedo a presión y humedad constante, para que llegue a estar saturado.

Temperatura de saturación adiabática

Es la temperatura a la que se satura un gas si se humidifica en condiciones adiabáticas.

3. Representación de las propiedades del aire húmedo. Diagrama de Mollier-Carta psicrométrica

Existen en la bibliografía dos formas de representar las propiedades del aire húmedo, el diagrama de Mollier y la carta psicrométrica.

El primero de ellos representa en ordenadas el producto del calor húmedo por la temperatura (st) frente a la humedad absoluta (x). En este diagrama se presentan las curvas de humedad relativa constante, las isotermas, las isoentálpicas y una escala marginal para determinar el aporte de calor necesario para los procesos de humidificación no adiabáticos.

Si se aplica la regla de las fases al aire húmedo: $F+L = C+2$, hay una sola fase y dos componentes, por tanto restan tres libertades. Como normalmente se trabaja a presión atmosférica (o se especifica la presión), es preciso todavía fijar dos parámetros para caracterizar el sistema.

3.1. Diagrama de Mollier

3.1.1. Isotermas

Teniendo en cuenta la ecuación (19) se llega a:

$$st = (c_a + xc_w)t = c_a t + c_w tx \quad (21)$$

que para cada temperatura fija, representa una recta en las coordenadas st - x del diagrama de Mollier.

Al aumentar la temperatura, aumenta tanto la pendiente como la ordenada en el origen, así pues las isotermas representan un haz de rectas moderadamente divergentes, como se muestra de forma esquemática en la figura 3a (el diagrama de Mollier real se muestra en la figura 4).

3.1.2. Isoentálpicas

De la ecuación (20):

$$st = i_G - r_o x \quad (22)$$

Por lo que a i_G constante, la ecuación (22) también representa un haz de rectas (en este caso paralelas) de pendiente $-r_o$, y de ordenada en el origen i_G , como se muestra en la figura 3b.

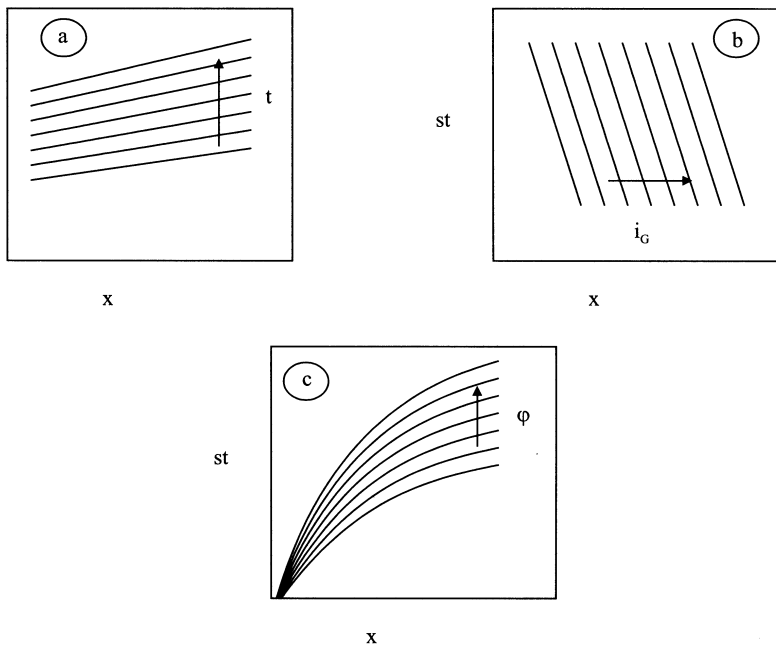


Figura 3

Procesos de interacción aire-agua I

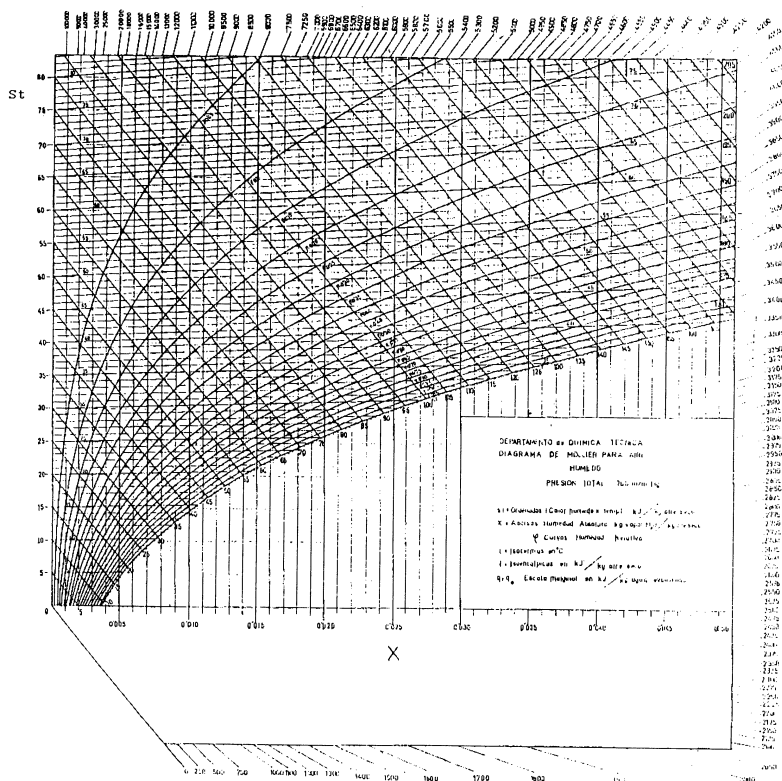


Figura 4

3.1.3. Curvas de humedad relativa constante

Su trazado se basa en las ecuaciones (13), (19) y los datos de presión de vapor en función de la temperatura. En efecto, fijado cada valor de ϕ , se dan valores a t , de los datos de equilibrio se calcula p_s , con ϕ y p_s y la ecuación (13) se calcula x , y con

x y t de (19) se calcula s y el producto st , que se representará frente a x . La figura 5 muestra un esquema del proceso de cálculo.

Para $t = 0$, $st = 0$, pero x y p_s son distintos de cero. Así pues, las curvas parten de un punto próximo al origen pero no exactamente del mismo.

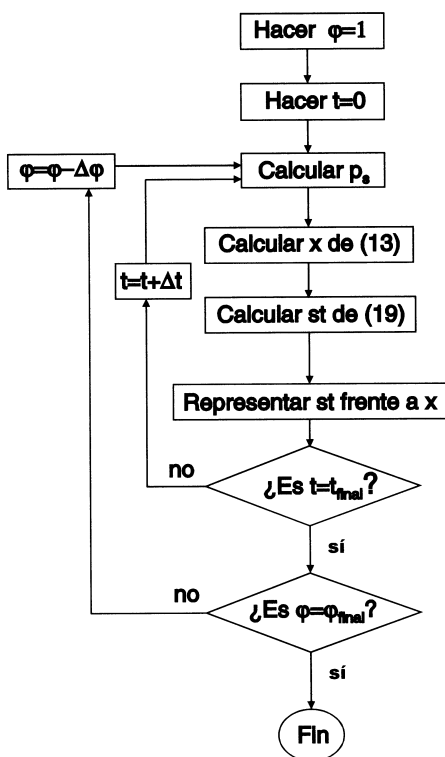


Figura 5

3.1.4. Rectas de humidificación no adiabática

En la figura 6 se representa un proceso de esta índole. En la cámara entran $M'(1+x_1)$ kg/h de aire con una humedad x_1 , una temperatura t_1 y una entalpía i_{G1} , poniéndose en contacto con agua a una temperatura T . Abandona la misma a una temperatura t_2 , con una humedad x_2 y una entalpía i_{G2} . También entran en la cámara $M'(x_2-x_1)$ kg de agua/h a la temperatura T , para compensar la que se evapora. La temperatura del agua en la cámara se mantiene constante aportando Q kcal/h, con lo que se compensa no sólo la pérdida de calor debida a la evaporación, sino también las posibles pérdidas de calor desde la cámara hacia el exterior, Q_p kcal/h.

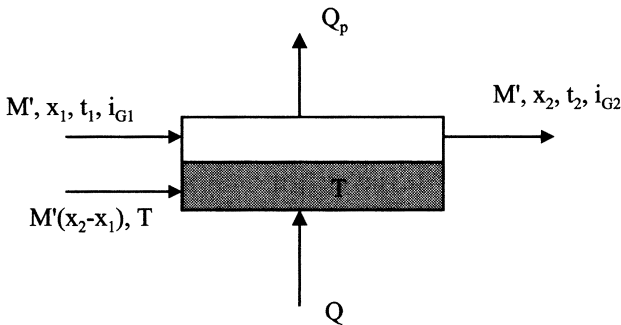


Figura 6

Un balance entálpico englobando toda la cámara vendrá expresado por la siguiente ecuación:

$$M'i_{G1} + M'(x_2 - x_1)c_L T + Q = M'i_{G2} + Q_p \quad (23)$$

siendo c_L el calor específico del agua líquida. Introduciendo las magnitudes:

$$q = \text{calor aportado/kg agua evaporada} = Q/[M'(x_2 - x_1)] \quad (24)$$

y

$$q_p = \text{calor perdido/kg agua evaporada} = Q_p/[M'(x_2 - x_1)] \quad (25)$$

y dividiendo (23) por $M'(x_2 - x_1)$, se puede escribir:

$$q + (Tc_L - q_p) = (i_{G2} - i_{G1})/(x_2 - x_1) \quad (26)$$

Haciendo,

$$q_o = Tc_L - q_p \quad (27)$$

se llega finalmente a:

$$q + q_o = (i_{G2} - i_{G1})/(x_2 - x_1) \quad (28)$$

Sustituyendo los valores de i_G dados por (20):

$$q + q_o = (s_2 t_2 - s_1 t_1)/(x_2 - x_1) + r_o(x_2 - x_1)/(x_2 - x_1) \quad (29)$$

es decir:

$$s_2 t_2 - s_1 t_1 = (q + q_o - r_o)(x_2 - x_1) \quad (30)$$

que representa una recta en el diagrama de Mollier, de pendiente $q+q_o-r_o$.

Como la suma $q+q_o$ representa la aportación neta de calor necesaria, por kg de agua evaporada, para llevar a cabo un proceso de humidificación no adiabático, resulta que la pendiente de la recta que una dos puntos en un diagrama de Mollier representativos del estado inicial y final del aire, servirá para evaluar el calor que habrá que aportar para llevar a cabo el paso de uno a otro. En el diagrama de Mollier se representa también una escala marginal, fácilmente deducible de (30), en la que figuran los valores de $q+q_o$. Por consiguiente, el calor necesario, $q+q_o$, para pasar de un punto a otro de la superficie $st-x$, en un proceso de humidificación podrá determinarse trazando desde el origen de coordenadas una recta paralela a la que une los puntos en cuestión; su intersección con la escala marginal permitirá leer directamente el valor de $q+q_o$.

La construcción de esta escala marginal es sencilla. Si se fija un valor de estado inicial en el origen, es decir, $s_1t_1=0$ y $x_1=0$, la ecuación (30) queda:

$$s_2t_2/x_2+r_o = q+q_o \quad (31)$$

Así pues, para cada valor de t_2 se van dando valores a x_2 y se calcula s_2t_2 , y el valor de $q+q_o$ correspondiente, que se situará

sobre la escala marginal en la intersección de la recta que pasa por el origen y s_2t_2 con la recta de la escala marginal. Repitiendo el proceso se puede construir toda esta escala, tal como se muestra en la figura 7.

3.1.5. Rectas de humidificación adiabática

En un proceso de humidificación adiabático Q y Q_p (de la figura 6) son nulos y por lo tanto también lo serán q y q_p . De este modo, las ecuaciones (27), (28) y (30) se reducen a:

$$q_o = T_{cL} \quad (32)$$

$$T_{cL} = (i_{G2} - i_{G1}) / (x_2 - x_1) \quad (33)$$

y

$$s_2t_2 - s_1t_1 = (T_{cL} - r_o)(x_2 - x_1) \quad (34)$$

Por consiguiente, los puntos representativos del estado del aire, en un proceso de este tipo, estarán situados en el diagrama de Mollier sobre una recta de pendiente $T_{cL} - r_o$.

En general, los valores de T_{cL} son siempre muy pequeños comparados con r_o , de aquí que, sin gran error se pueda aceptar la coincidencia entre las rectas isoentálpicas (ecuación (22)) y las adiabáticas.

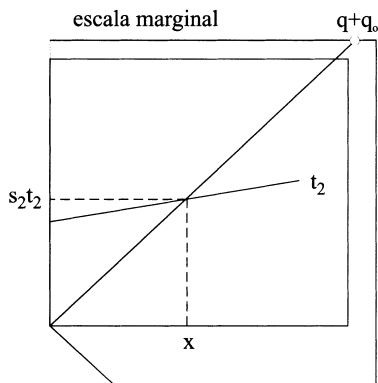


Figura 7

Si en un proceso de humidificación adiabática con recirculación de agua, el contacto de ésta con el aire es suficientemente prolongado e íntimo, se alcanzará el equilibrio entre ambas fases a la salida del aparato, es decir, el aire se saturará. Estas condiciones se alcanzarían en una torre de humidificación infinitamente alta y aislada térmicamente, donde el gas a una determinada temperatura y humedad iniciales fluye en contracorriente con un líquido que se encuentra en condiciones tales que el aire de salida de la columna esté totalmente saturado.

Si el líquido se recircula totalmente, y cualquier cantidad de líquido que se requiera se suministra a la misma temperatura del líquido que circula por la columna, la temperatura unifor-

me de la totalidad del agua, coincidente con la del aire saturado, se denomina temperatura de saturación adiabática, t_s . En este caso, la ecuación (33) se convierte en:

$$Tc_L = t_s c_L = (i_{Gs} - i_{G1}) / (x_s - x_1) \quad (35)$$

indicando el subíndice s las condiciones de saturación del aire.

Teniendo en cuenta la ecuación de definición de calor húmedo (19), se puede escribir: $s_s = c_a + c_w x_s$, y $s_1 = c_a + c_w x_1$, restando miembro a miembro:

$$s_s = s_1 + c_w (x_s - x_1) \quad (36)$$

Sustituyendo en (34):

$$\{ [s_1 + c_w (x_s - x_1)] t_s - s_1 t_1 \} / (x_s - x_1) = Tc_L - r_o \quad (37)$$

o bien:

$$s_1 (t_s - t_1) / (x_s - x_1) + c_w t_s + r_o = c_L t_s \quad (38)$$

Teniendo en cuenta que la entalpía es una función de estado, se puede calcular la entalpía del vapor de dos formas:

1) evaporando el agua a 0°C y calentando el vapor hasta t_s :

$$i_v = r_o + c_w t_s \quad (39)$$

2) calentando el agua hasta t , y evaporando a t_s :

$$i_v = c_L t_s + r_s \quad (40)$$

De (39) y (40):

$$c_w t_s + r_o - c_L t_s = r_s \quad (41)$$

Finalmente, de (38) y (41) se deduce:

$$(t_s - t_1)/(x_s - x_1) = -r_s/s_1 \quad (42)$$

Esta ecuación permite calcular la humedad de saturación adiabática a t_s , si se conoce la humedad y temperatura iniciales, x_1 y t_1 . Para ello es necesario resolver el sistema formado por las ecuaciones (11) y (42), para lo que se requiere un proceso iterativo como el que se muestra en el esquema de la figura 8.

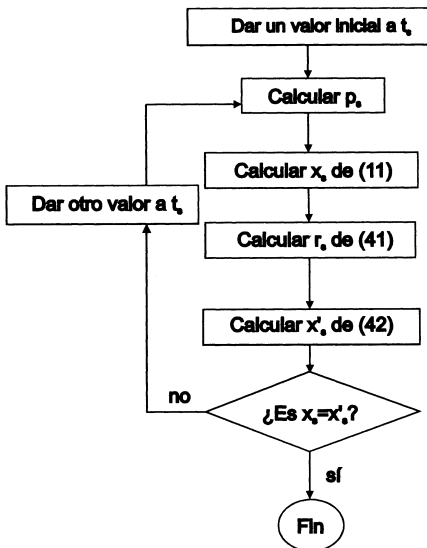


Figura 8

3.2. Carta psicrométrica o diagrama humedad-temperatura

Esta forma de representación se utiliza frecuentemente en la literatura inglesa. Se representa la humedad absoluta frente a la temperatura, y normalmente se muestran las líneas de humedad relativa constante y las de saturación adiabática (aproximadamente isoentálpicas). Según la ecuación (42):

$$-x_1)/(t_s - t_1) = -s_1/r_s \quad (43)$$

Estas líneas son aproximadamente rectas paralelas para aquellas mezclas que tengan la misma t_s , aunque no estrictamente dadas las variaciones de s_1 en función de las condiciones. Las isotermas son en este caso, evidentemente verticales.

La figura 9 muestra este diagrama para el sistema aire-agua.

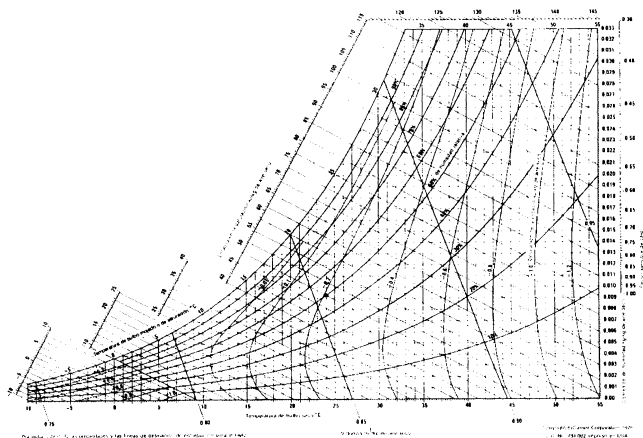


Figura 9

4. Temperatura húmeda. Teoría del termómetro húmedo

Supóngase el bulbo de mercurio de un termómetro o la soldadura de un termopar recubiertos de un pequeño paño empapado de agua, y situados en condiciones adiabáticas en el seno de una corriente de aire con una temperatura y humedad definidas. Acéptese, en principio, que la temperatura del agua que humedece el paño es muy próxima a la del aire.

Si el aire no está saturado el agua se evaporará, y como el proceso es adiabático, el calor latente necesario procederá del agua, que por lo tanto se enfriará, provocándose con ello un flujo de calor sensible desde el aire al agua. Finalmente, se alcanzará un estado estacionario para una determinada temperatura del gas, de tal forma, que el calor necesario para su evaporación y para la calefacción del vapor producido hasta la temperatura del aire, equivaldría al calor sensible que llega desde éste. Esta temperatura, correspondiente al estado estacionario, se denomina temperatura de termómetro húmedo, o simplemente temperatura húmeda, t_w . Esta temperatura también es la que alcanza una pequeña cantidad de líquido que se está evaporando en una gran cantidad de un gas insaturado. Se puede utilizar para determinar la humedad de un aire.

Si consideramos una gota de líquido en una corriente de una mezcla de gas-vapor insaturada, de forma que el líquido esté inicialmente a una temperatura mayor que la temperatura de rocío del aire, la presión de vapor del líquido será mayor en la superficie de la gota que la presión parcial del vapor en el gas. El líquido, por lo tanto se evaporará y difundirá hacia el gas. Se considera que la humedad del gas, dada la gran cantidad del mismo presente, no varía. El calor latente necesario para la evaporación lo tomará, al principio, de la gota de líquido que, por tanto, se enfriará. Tan pronto como la temperatura del líquido descienda por debajo de la temperatura seca del gas, el calor fluirá desde el gas hacia el líquido a una velocidad creciente, conforme aumente la diferencia de temperaturas. Llegará un momento en que la velocidad de transferencia de calor del gas al líquido iguale la velocidad de calor necesaria para la evaporación, en este momento la temperatura del líquido permanecerá estacionaria en t_w . Este proceso es esencialmente el mismo que el de un proceso de humidificación adiabático, excepto en lo referente a la humedad del aire, que en este caso no varía. La figura 10 muestra un esquema de los gradientes de humedad y temperatura que se establecerían, ya en el estado estacionario.

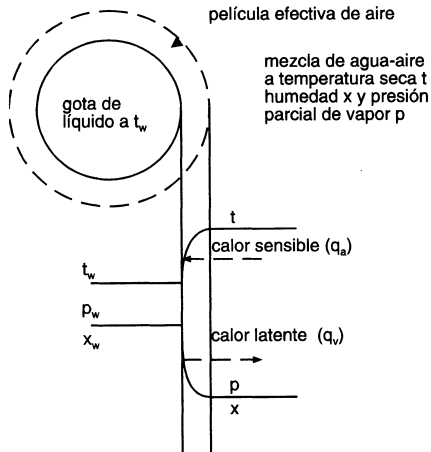


Figura 10

Al alcanzarse la temperatura húmeda y puesto que las condiciones del aire apenas varían, dada la pequeña cantidad de agua evaporada, se cumplirá:

{calor utilizado por el agua} = {calor suministrado por el aire}

$$q_v = q_a \quad (44)$$

Ahora bien:

$$q_v = N_v A_v M_w (r_w + c_w (t - t_w)) \quad (45)$$

donde:

q_v = flujo de calor tomado por el agua para vaporizarse, procedente del aire (por conducción, convección y radiación), y calentar el agua de t_w a t , kcal/h o kJ/h.

N_v = caudal molar de vaporización de agua por unidad de superficie, molkg/(hm²)

A_v = área superficial de la masa de agua (o líquido que se evapora), m².

M_w = peso molecular del agua (o líquido que se evapora).

r_w = calor latente de vaporización del agua a t_w , kcal o kJ/kg.

c_w = calor específico medio del agua, kcal o kJ/(kg°C).

t = temperatura seca del aire, °C.

t_w = temperatura del agua o temperatura húmeda, °C.

Como quiera que el término $c_w(t-t_w)$ es siempre muy pequeño frente a r_w , puede despreciarse sin cometer demasiado error, con lo que (45) se reduce a:

$$q_v = N_v A_v M_w r_w \quad (46)$$

Por otra parte, el flujo de calor cedido por el aire puede expresarse, recordando los mecanismos de transmisión de calor:

$$q_a = (h_c + h_r) A_q (t - t_w) \quad (47)$$

donde:

h_c = coeficiente individual de transmisión de calor por conducción y convección, kcal o kJ/(hm² °C).

$h_r = 4.88\epsilon[(t/100)^4 - (t_w/100)^4]/(t - t_w)$ es el coeficiente convencional de transmisión de calor por radiación, en kcal o kJ/(hm² °C). Los valores de este coeficiente son del orden de 0.002 a 0.003 kcal/hm² °C, los respectivos del coeficiente por conducción-convección son del orden de 20-40 veces mayores, para la mayoría de los gases, en las condiciones típicas de estos procesos.

ϵ = emisividad del bulbo recubierto y mojado (0.95, aproximadamente).

A_q = área superficial del bulbo recubierto y mojado, disponible para la transmisión de calor, m².

Si se representa por α la razón:

$$(h_c + h_r)/h_c = \alpha \quad (48)$$

la ecuación (47) puede escribirse:

$$q_a = \alpha h_c A_q (t - t_w) \quad (49)$$

Teniendo en cuenta los mecanismos de transferencia de materia, el flujo de materia a través de la interfase puede escribirse:

$$N_v = k_G (p_w - p) \quad (50)$$

donde:

k_G = coeficiente de transferencia de materia entre la superficie del agua y el aire, $\text{mol kg}/(\text{hm}^2 \text{ atm})$.

p_w = presión de vapor del agua en la superficie interfacial, a t_w , atm.

p = presión parcial del agua en el seno de la fase gas, atm.

Si el trozo de paño que envuelve el bulbo no presenta zonas secas, la superficie entera del mismo participa tanto en la transmisión de calor como en la transferencia de materia (en el caso de la pequeña gota de agua también será ésta la situación), es decir:

$$A_v = A_q \quad (51)$$

Así pues, de (46), (49), (50) y (51) se puede escribir:

$$p_w - p = \alpha h_c (t - t_w) / (M_w k_G r_w) \quad (52)$$

Aunque como se ha indicado anteriormente, esta ecuación se ha deducido suponiendo que tan pronto como se iniciaba el fenómeno, la temperatura del agua era inferior a la del aire, se comprende que el mismo estado estacionario o de equilibrio dinámico se hubiera alcanzado no importa cual hubiese sido la temperatura inicial del agua.

Si dicha temperatura hubiera superado a la del aire, el agua se enfriaría no sólo por evaporación, sino también por transmisión de calor sensible al aire. Si el aire hubiera estado saturado, no se produciría evaporación alguna y la temperatura húmeda y seca de este aire coincidirían.

Como t y t_w , pueden medirse, y p_w se encuentra tabulado para cada t_w , resulta evidente que una vez conocido el término:

$$J = \alpha h_c / (M_w k_G \Gamma_w) \quad (53)$$

la ecuación (52) permitirá el cálculo de p y con ello la humedad absoluta del aire en cuestión.

Se ha observado que J depende tanto de la presión total como de la temperatura, pero que su variación es suficientemente pequeña para poder ser despreciada en muchos cálculos técnicos. Para el sistema aire-agua, a presión atmosférica, si la temperatura se mide en °C y la presión en mmHg, el término J vale prácticamente 0.5.

El calor transmitido por radiación desde los alrededores al bulbo del termómetro húmedo es constante para condiciones de temperatura definidas, y enteramente independiente de la velocidad del aire. Sin embargo, aumentando la velocidad del aire se puede incrementar el calor recibido por el bulbo por conducción y convección, hasta el punto que resulte despreciable el recibido por radiación. El efecto de la velocidad del aire sobre el factor de corrección por radiación α se muestra esquemáticamente en la figura 11. Puesto que los alrededores se encuentran generalmente a la temperatura t que mide el termómetro ordinario, el calor suministrado por radiación puede elevar la temperatura indicada por el termómetro húmedo. Al aumentar la velocidad de circulación del aire α disminuye, como indica la figura, disminuyendo también J , aproximándose asintóticamente a un valor constante. Como quiera que resulta difícil mantener el aire perfectamente estacionario y puesto que cuando su movimiento es pequeño ligeras variaciones de su velocidad determinan importantes cambios en J , debe procurarse que la velocidad relativa del aire respecto al termómetro húmedo sea elevada, de modo que asegure un valor de J prácticamente constante.

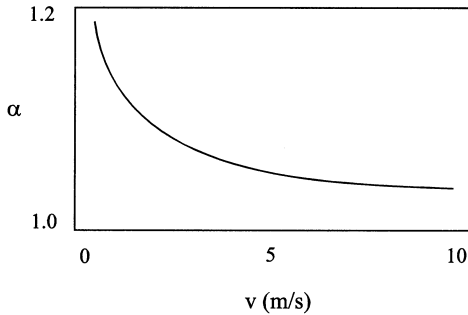


Figura 11

La humedad del aire en cualquier punto de un sistema en el que la velocidad del aire sea elevada, puede calcularse a partir de las lecturas del termómetro húmedo y seco estacionarios. Si se trata de la medida de la humedad de aire en reposo, a fin de conseguir la velocidad relativa adecuada para alcanzar la constancia de J (5-8 m/s), se puede situar el termómetro húmedo en la zona de aspiración de un ventilador (de este modo, se evitan errores debidos al posible calentamiento del aire al atravesar el ventilador), teniendo la precaución de que el paño no llegue a secarse.

Teniendo en cuenta la definición de humedad absoluta, ecuación (11):

$$x - x_w = (M_w/M_a)[p/(\pi - p) - p_w/(\pi - p_w)] \quad (54)$$

y como normalmente p_w y p son muy pequeñas comparadas con π , se cometerá poco error suponiendo:

$$\pi - p \equiv \pi - p_w \equiv [(\pi - p) - (\pi - p_w)] / \ln[(\pi - p)/(\pi - p_w)] = (\pi - p)_{ml} \quad (55)$$

Con ello, de (54) y (55):

$$x - x_w = (M_w/M_a)(p - p_w)/(\pi - p)_{ml} \quad (56)$$

o bien,

$$p - p_w = (M_a/M_w)(\pi - p)_{ml}(x - x_w) \quad (57)$$

De (52) y (57):

$$\alpha h_c(t - t_w)/(M_w k_G r_w) = (M_a/M_w)(\pi - p)_{ml}(x_w - x) \quad (58)$$

Es decir,

$$x_w - x = (\alpha h_c/r_w)(t - t_w)/[M_a k_G(\pi - p)_{ml}] \quad (59)$$

Introduciendo el coeficiente de transferencia k' :

$$k' = M_w N_v/(x_w - x) = M_a k_G(\pi - p)_{ml} \quad (60)$$

la ecuación (59) se convierte en:

$$x_w - x = [\alpha h_c/(r_w k')](t - t_w) \quad (61)$$

o bien:

$$(x_w - x)/(t_w - t) = -\alpha h_c/(r_w k') \quad (62)$$

El uso de k' con la fuerza impulsora expresada en humedades absolutas es más conveniente que el de k_G con la fuerza impulsora expresada en presiones parciales, puesto que como

se deduce de (60), al utilizar k' se tiene en cuenta la variación de la presión parcial del gas inerte estacionario.

En el caso del sistema aire-agua, Lewis y colaboradores aplicaron la ecuación (62) a un gran número de datos de temperatura húmeda y obtuvieron un valor medio del cociente $h_c/k' = 0.945s$, para velocidades másicas de aire entre 4.6 y 12.2 kg/(sm²) (velocidades lineales de 3.8 a 10 m/s, a 21 °C y presión normal). En estas condiciones el valor de α era de aproximadamente 1.058. Con estos dos factores, la ecuación (62) resulta:

$$(x_w - x)/(t_w - t) = -\alpha h_c / (r_w k') = -(1.058)(0.945s)/r_w = -s/r_w \quad (63)$$

que es idéntica a la (42), deducida para el proceso de saturación adiabática. Para velocidades del aire superiores a las indicadas α se hace ligeramente inferior y la temperatura húmeda resulta también ligeramente inferior a la de saturación adiabática, sucediendo lo contrario a velocidades inferiores.

De lo anteriormente dicho, se deduce que, debido a la circunstancia de que para mezclas de aire-agua, en régimen turbulento, y en un intervalo moderado de temperaturas y humedades, se cumple la relación:

$$h_c/k' \equiv s \quad \text{o} \quad h_c/(k's) \equiv 1 \quad (64)$$

apenas existe diferencia entre la temperatura húmeda y la de saturación adiabática. Esta relación $h_c/(k's)$ se conoce como relación de Lewis o razón psicrométrica. Para sistemas distintos del aire-agua la razón psicrométrica difiere mucho de la unidad, y por tanto las temperaturas húmeda y de saturación adiabática pueden ser, consecuentemente, muy diferentes. Un estudio más detallado sobre esta relación revela que es tanto más próxima a la unidad cuanto más parecidas sean la difusividad térmica y de materia, para lo que se requiere que las masas y tamaños moleculares del gas y vapor del líquido sean parecidos.

De lo anteriormente expuesto también se deduce, que en las condiciones en que se cumpla que la relación de Lewis es igual a 1 (en la mayoría de los casos en el sistema aire-agua), la humedad de un aire puede leerse directamente en el diagrama de Mollier localizando la temperatura $t_w = t_s$ sobre la curva de saturación ($\phi = 1$), trazando desde este punto una paralela a la isoentálpica más próxima (que también coincide aproximadamente con la adiabática) y observando la abscisa que corresponde al punto de corte de dicha recta con la isoterma correspondiente a la temperatura marcada por el termómetro ordinario, tal y como se esquematiza en la figura 12.

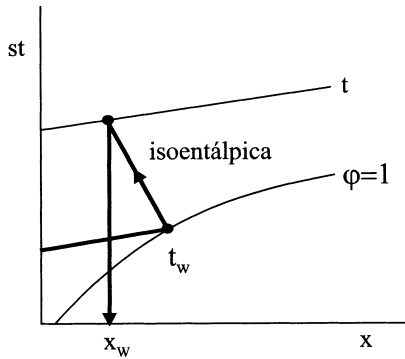


Figura 12

5. Medida de la humedad

Los métodos más importantes de determinación de la humedad son los siguientes:

1. Termómetro húmedo. Ya se ha explicado su fundamento y modo de medida.
2. Métodos químicos. En este tipo de métodos se hace pasar un determinado volumen de gas a través de un absorbente adecuado, determinándose el incremento de peso. La eficacia del método se puede verificar disponiendo una serie de recipientes con absorbente y comprobando que el último de ellos no sufre variación de peso. El método es muy preciso pero laborioso.

Absorbentes adecuados para el agua pueden ser el ácido sulfúrico concentrado o pentóxido de fósforo disperso en piedra pómez u otro soporte.

3. Higrómetros de adsorción. Se basan en la deformación o alargamiento reversible que experimentan determinadas sustancias higroscópicas al humedecerse (cabello humano, pieles, papel, etc). Deben ser calibrados frecuentemente.

4. Higrómetros de cloruro de litio. Se basan en la variación de la conductividad eléctrica del LiCl en función de la humedad.

5. Higrómetros electrolíticos. Se basan en la disociación del agua contenida en el aire.

6. Higrómetros colorimétricos. Se basan en los cambios de color de distintas sustancias, como el tiocianato de cobalto, en función de la humedad.

Bibliografía

Coulson, J.M. y Richardson, J.F.; “Chemical Engineering”. Vol. 1. 3ª ed. Pergamon Press, Oxford, 1977.

Treybal, R.E.; “Mass Transfer Operations”. 3ª ed. Mc Graw-Hill, New York, 1980.

Vián, A. y Ocón, J.; “Elementos de Ingeniería Química”. 5ª ed. Aguilar, Madrid, 1976.

Problemas

1. Un día de verano la temperatura ambiente es de 33°C y la temperatura húmeda de 20.5°C . Calcular la humedad absoluta, la humedad relativa, la temperatura de rocío, la presión parcial de vapor de agua, la densidad del aire húmedo y el volumen húmedo.
2. El aire especificado en el problema anterior se enfría mediante un cambiador hasta 20°C . ¿Cuál será la humedad relativa que adquirirá?. ¿Cuántos kg de agua se eliminarán de 600 m^3 del aire citado, si el enfriamiento llega hasta 2°C ?
3. Aire en las condiciones especificadas en el problema 1 se calienta, mediante un cambiador de calor, hasta 80°C , con el fin de ser utilizado posteriormente en una secadora.

Calcular:

- a) ¿Cuántas kcal/h son necesarias para calentar $20000\text{ m}^3/\text{h}$ de aire (medidos a $P = 1\text{ atm}$ y $T = 33^{\circ}\text{C}$)?
- b) ¿Cuál será la máxima cantidad de agua (en kg/h) que el aire caliente del apartado anterior podrá eliminar de un sólido húmedo, suponiendo que no hay nuevo aporte de calor en la secadora?

c) Si el aire que sale del secador anterior no llega a saturarse, alcanzando una humedad relativa del 80%, ¿cuál será su temperatura de salida y la cantidad de agua eliminada del sólido húmedo?.

4. El aire que se suministra a un desecador tiene una temperatura de 21.1°C y una temperatura húmeda de 15.6°C . Mediante un cambiador de calor se calienta a 93°C , insuflándose entonces en el desecador. Al atravesar éste, el aire se enfría y se satura de humedad adiabáticamente.

a) ¿Cuál es la temperatura de rocío del aire inicial?

b) ¿Cuál es su humedad?

e) ¿Cuál es la humedad porcentual?

d) ¿Qué cantidad de calor se requiere para calentar 3 m^3 de aire (medidos a 1 atm y 21.1°C) hasta 93°C ?

e) ¿Qué cantidad de vapor de agua procedente de la sustancia que se deseca arrastraría 3 m^3 de aire (21.1°C y 1 atm)?

f) ¿A qué temperatura abandonaría el aire el desecador?.

5. Aire que contiene 0.005 kg de vapor de agua/kg de aire seco se calienta a 325K en un secador y atraviesa una serie de etapas. Este aire abandona esta primera serie de etapas con una

humedad relativa del 60%, se calienta de nuevo a 325 K y se hace pasar a una segunda serie de etapas, abandonándolas de nuevo con un 60% de humedad relativa. Estas operaciones se repiten hasta completar un total de cuatro series. Suponiendo que el material en cada serie alcanza la temperatura húmeda (saturación) y que se pueden despreciar las pérdidas de calor en el secador, determinar:

- a) La temperatura del material en cada serie de etapas.
- b) La velocidad de eliminación de agua si $5 \text{ m}^3/\text{s}$ de aire húmedo abandonan el secador.
- c) La temperatura a la que debería calentarse el aire de entrada si se quiere llevar a cabo la operación en una sola etapa.

Datos: Presión de vapor de agua a 325 K = 102.09 mmHg.

6. Se quiere eliminar el polvo que contiene un aire lavándolo con agua. El aire tiene una temperatura seca de 38°C y húmeda de 26°C . El agua de lavado se mantiene a 24°C . Suponer que el tiempo de contacto es lo suficientemente largo para que se alcance el equilibrio entre el aire y el agua. A continuación el aire se calienta hasta 80°C pasándolo a través de un banco de tubos por el interior de los cuales circula vapor. El aire caliente se usa en un secador adiabático, del que sale a 40°C .

Se puede suponer que el material a secar entra y sale del secador a 38°C . El material pierde 0.045 kg de agua/kg de producto y se seca un total de 900 kg/h . Calcular:

- a) Humedad del aire inicial, del aire lavado, del aire precalentado y del que sale del secador.
- b) ¿Cuál es la humedad relativa en cada uno de los puntos anteriores?
- c) ¿Qué cantidad de aire seco se debe utilizar por hora?
- d) ¿Cuál es el volumen total del aire que abandona el secador?
- e) ¿Qué cantidad de calor hay que suministrarle al aire en el cambiador?.

7. Construir el diagrama de Mollier para el sistema metanol-aire a 760 mmHg de presión total, en los siguientes intervalos de valores: $x = 0$ y 0.3 , s_t entre 0 y 50 kJ/kg de aire seco. En dicho diagrama deben aparecer isotermas cada 5°C , isoen-tálpicas en intervalos de 40 unidades, y curvas para valores de humedad relativa de 1 , 0.8 , 0.6 , 0.4 y 0.2 .

Datos: Calor latente de vaporización del metanol a $0^{\circ}\text{C} = 1190\text{ kJ/kg}$. Calor específico del aire = $1\text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$. Calor específico medio del vapor de metanol = $2.09\text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$.

Procesos de interacción aire-agua I

P _{metanol} (mmHg)	10	50	100	200	300	400	500	600	700	760
T (°C)	-15.7	8.4	20.9	34.3	42.9	49.4	54.7	59.0	62.8	64.5

8. Si las temperaturas húmeda y seca de una mezcla de metanol y aire a 760 mmHg son respectivamente 24°C y 38°C, ¿cuáles son los valores de las humedades absoluta y relativa, el punto de rocío y la temperatura de saturación adiabática?.

Datos:

T (°C)	0	8.43	21	34.3	43.1	49.5	65
P (mmHg)	50		100	200	300	400	
r _L (kJ/kg)	1195						1143

Calor específico medio del vapor de metanol = 1.90 kJ/kg°C ;
 $h/k' = 1.22$ s $\alpha = (h_c + h_p)/h_c = 1.054$

Objetivos

En este segundo tema sobre interacción aire-agua se estudiarán los procesos de humidificación y deshumidificación del aire y enfriamiento del agua teniendo como objetivo principal el estudio de las ecuaciones de diseño de los equipos donde llevar a cabo estas operaciones. Se considerará, especialmente, el tipo de contacto continuo entre fases. Además de plantear balances de materia, energía y ecuaciones de velocidad de transferencia de materia y calor, se analizará la construcción de la curva de Mickley para determinar las condiciones del aire en cualquier sección de la columna. Finalmente se revisan los equipos utilizados para llevar a cabo estas operaciones y las principales aplicaciones a nivel industrial.

Tema 5. Procesos de interacción aire-agua II. Diseño de aparatos

1. Consideraciones generales y aparatos

En el tema anterior se trataron los fundamentos de este tipo de operaciones así como las formas de representación de las propiedades del aire y diversos tipos de procesos. A nivel industrial, los procesos de interacción aire-agua más frecuentes son el acondicionamiento de aire, la refrigeración del agua y el secado. En este tema trataremos el acondicionamiento de aire y la refrigeración de agua. En general, son cuatro las operaciones que se pueden presentar:

1. Enfriamiento de un aire caliente. El contacto directo proporciona el más efectivo intercambio de calor, siempre que se pueda admitir vaporización de algo del líquido.
2. Humidificación de un aire. Puede utilizarse para controlar la humedad de un aire, por ejemplo, para secar un sólido.
3. Deshumidificación de aire. El contacto con una mezcla caliente de gas y vapor con un líquido frío produce una condensación del vapor. Esto se utiliza en acondicionamiento de aire, recuperación de vapores de disolventes, etc.

4. Enfriamiento de un líquido. El enfriamiento ocurre por transferencia de calor sensible y también por evaporación. La aplicación principal es el enfriamiento de agua por contacto con aire atmosférico.

1.1. Humidificación de aire

Se pueden emplear los siguientes métodos para aumentar la humedad de un gas:

1. Se puede añadir vapor vivo en la cantidad apropiada, directamente a la corriente de gas. Se ha demostrado que este método produce sólo un ligero aumento de la temperatura del gas, pero no se suele utilizar por las posibles impurezas presentes en el vapor, que lógicamente, pasarán al aire.

2. El agua puede ser nebulizada en el gas a una velocidad tal que la completa evaporación proporcione la humedad deseada. En este caso, la temperatura del gas descenderá, ya que el calor de vaporización requerido se obtiene a partir del calor sensible del agua y del gas.

3. El gas puede mezclarse con otra corriente de gas de mayor humedad. Este método se usa frecuentemente en el laboratorio.

4. El gas puede ponerse en contacto con el agua de tal modo que sólo parte del líquido se evapora. Este es el método más común y es el que estudiaremos en más detalle.

Con el fin de obtener una velocidad de evaporación elevada, el área de contacto entre el aire y el agua debe ser tan grande como sea posible, suministrando el agua como una fina niebla. Alternativamente, el área interfacial puede incrementarse utilizando una columna de relleno. La evaporación tiene lugar si la humedad en la superficie es mayor que en el seno del gas, es decir, la temperatura del agua es superior a la temperatura de rocío del aire.

Cuando se lleva a cabo la humidificación en una columna de relleno, el agua que no se evapora puede ser recirculada, con objeto de disminuir el consumo de la misma. Como resultado de la recirculación continua, la temperatura del agua se aproximará a la temperatura de saturación adiabática del aire, y el aire que abandona la columna se enfriará (en muchos casos a temperaturas del orden de un grado más que la del agua). Si se desea mantener la temperatura del aire, o aumentarla, se debe calentar el agua. La figura 1 muestra los gradientes de temperatura y humedad correspondientes a un proceso de humidificación adiabática. El agua entra al sistema, como ya se ha indicado, a la temperatura de saturación adiabática del

aire ($T_2 = t_{w1}$). La temperatura del agua no varía en todo el proceso ($T_2 = T_1 = T = \text{cte}$). En la interfase, la humedad de equilibrio será constante ($t_i = t_w = T = \text{cte}$), y la humedad de saturación será la correspondiente a t_i (x_i). En estas condiciones, y puesto que no hay diferencias de temperatura entre el seno del agua y la interfase, no habrá transmisión de calor a través del líquido, y el calor que el gas aporta como calor sensible a la interfase se emplea en evaporar agua, volviendo a la fase vapor en forma de calor latente. Los puntos representativos del aire en una operación de este tipo se desplazan por una adiabática en el diagrama de Mollier.

1.2. Deshumidificación

La deshumidificación del aire puede llevarse a cabo poniendo en contacto el aire con una superficie fría, que puede ser de sólido (contacto indirecto) o de líquido (contacto directo). Si la temperatura de la superficie es menor que la de rocío del gas, la condensación tiene lugar y la temperatura del aire desciende. La temperatura de la superficie tiende a aumentar debido a la transferencia de calor sensible y latente procedente del gas. Sería de esperar que el aire se enfriara a humedad constante hasta que alcanzara su temperatura de rocío y posteriormente empezara a condensar el agua. En la práctica se producen ambos procesos a la vez, a menos que el aire se

Procesos de interacción aire-agua II

encuentre perfectamente mezclado. Normalmente la temperatura y la humedad se van reduciendo paulatina y simultáneamente durante todo el proceso. El aire en contacto con la superficie se enfría por debajo de su temperatura de rocío, y la condensación de vapor ocurre por tanto antes de que el aire más alejado de la interfase se haya enfriado.

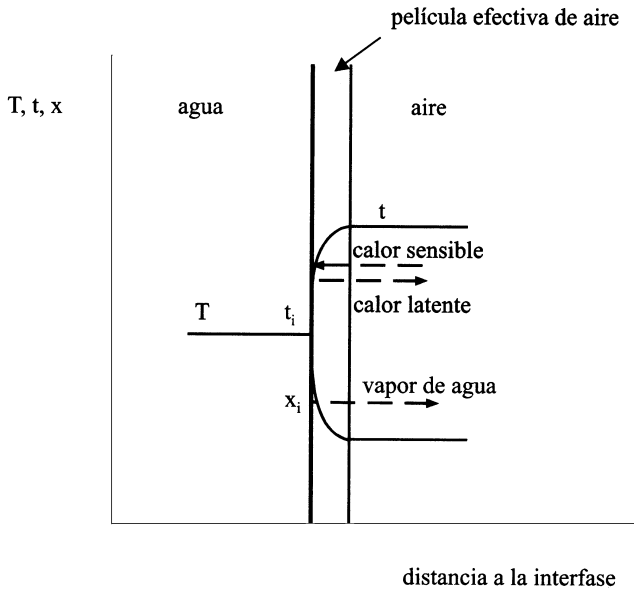


Figura 1

La humedad puede también reducirse por compresión del aire, permitiendo su enfriamiento a su temperatura original, y eliminando el agua que va condensando. Durante la compresión, la presión parcial del vapor aumenta y la condensación tiene lugar tan pronto como se alcanza el valor de saturación. Por tanto, si el aire se comprime a una presión elevada, el aire se saturará de vapor.

Cuando se desean gases muy secos, se recurre a la adsorción de la humedad con sílica gel, alúmina, etc. o al lavado con soluciones que lleven disueltas sustancias que reducen la presión parcial del agua. Estos procesos se llevan a cabo normalmente para eliminar las últimas porciones de humedad.

La figura 2 muestra los perfiles de temperatura y humedad que se obtendrían en un proceso de deshumidificación por contacto directo y adiabático.

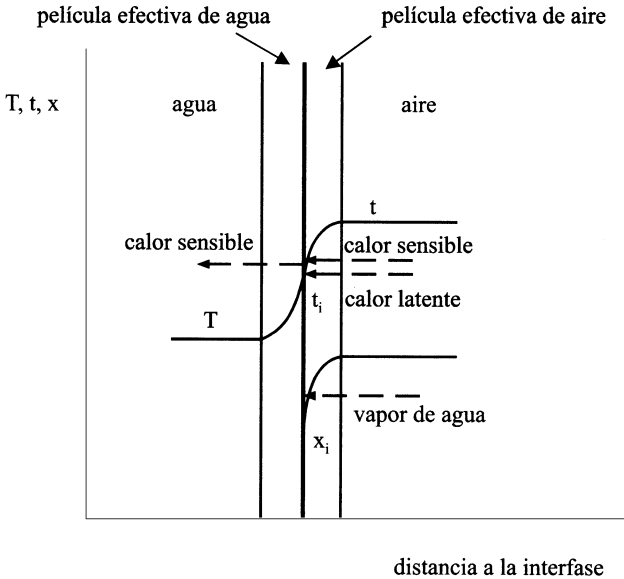


Figura 2

1.3. Enfriamiento de agua

El enfriamiento de agua puede llevarse a cabo en pequeña escala simplemente permitiéndole un cierto tiempo de residencia en una balsa abierta o nebulizándola en una cámara, poniéndola en contacto con aire y recogiénola posteriormente. El enfriamiento tiene lugar por transferencia de calor sensible y de calor latente, aportando el agua, o el agua y el aire,

el calor necesario. En gran escala el proceso tiene lugar en torres de enfriamiento en las que el agua se hace circular en contracorriente con el aire, que circula bien por tiro natural o forzado. El agua fluye hacia abajo sobre el relleno, que le proporciona la superficie de contacto y la turbulencia adecuadas. El aire se humidifica y calienta conforme asciende por la torre, mientras que el agua se enfría.

En la parte superior de la columna, el agua caliente cede calor al aire, la temperatura del agua es superior a la de la interfase, que a su vez es superior a la del aire. Este calor sensible que cede el agua aparece como calor sensible y latente en el aire.

En la parte inferior de la torre la temperatura del agua y de la interfase pueden ser como en la parte superior, aunque también podrían ser inferiores a la del aire, por lo que se produce una transferencia de calor sensible desde el líquido y desde el aire a la interfase, que se utiliza para vaporizar el líquido. La figura 3 muestra estos perfiles.

La circulación de aire en las torres de tiro natural depende del efecto chimenea producido por la presencia de aire y vapor a una temperatura mayor, y por tanto con una menor densidad que el aire ambiente. Por lo tanto la presión atmosférica, la temperatura y la humedad ambiental serán factores determinantes

Procesos de interacción aire-agua II

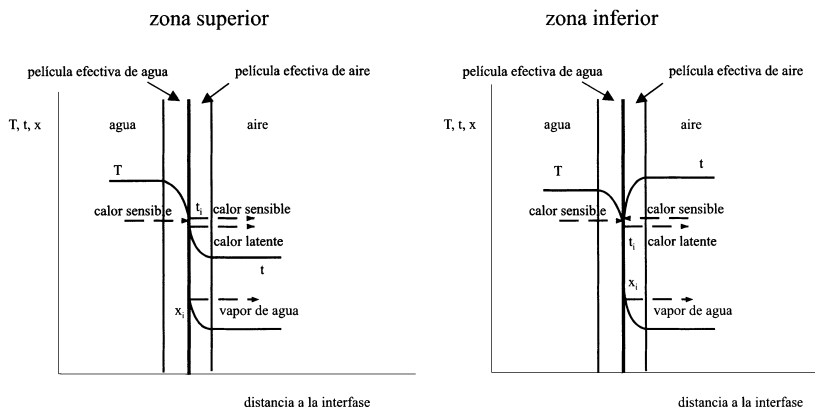


Figura 3

en la operación de este tipo de columnas. También tendrán su efecto sobre los coeficientes de transferencia de materia. Una de las consideraciones más importantes a la hora de diseñar este tipo de torres es que la pérdida de presión del gas debe ser pequeña. Por tanto, los rellenos y distribuidores deben disponerse de una forma lo más abierta posible de modo que el espacio vacío sea muy grande ($>90\%$). La forma de estas torres suele ser un hiperboloide de revolución, con la parte superior vacía totalmente para favorecer el efecto chimenea (se suelen construir de este tipo, y muy grandes en las centrales térmicas y nucleares).

Las de tiro forzado utilizan ventiladores para favorecer la circulación del aire. Estos ventiladores pueden colocarse tanto en la parte superior de la torre (columnas de tiro inducido), como en la inferior (columnas de tiro forzado, ver figura 4). La velocidad de circulación en estas torres es superior a las normales en las columnas de tiro natural, por lo que la altura de relleno puede ser mayor que en estas últimas. Por otro lado, permiten un mejor control de la velocidad del aire y su distribución.

Las columnas de tiro forzado pueden presentar problemas de recirculación del aire caliente y húmedo que sale de la torre, ya que su velocidad es pequeña, pudiendo penetrar de nuevo en la toma del ventilador, lo que provocaría la disminución de efectividad de la torre. En las de tiro inducido, al ser la velocidad de descarga mucho mayor, este peligro disminuye. Los estudios efectuados demuestran que no se corren estos riesgos cuando la chimenea de descarga se encuentra a unos 15 m sobre el suelo. Otro problema que puede aparecer es la formación de nieblas. Este problema se puede paliar colocando intercambiadores de calor que evaporan la niebla usando el calor del agua que se va a enfriar.

Procesos de interacción aire-agua II

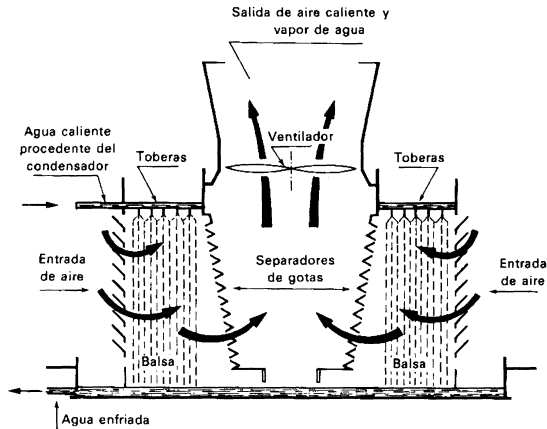


Figura 4

En general, para variaciones normales de temperatura, si se dispone de espacio libre cerca de la instalación, es preferible el empleo de torres de tiro natural, ya que su costo inicial y de funcionamiento son menores que las de tiro forzado o inducido. Éstas son más adecuadas en zonas donde la temperatura húmeda es muy elevada ($>27^{\circ}\text{C}$) y los vientos escasos. Respecto al costo inicial, si hay un viento medio de aproximadamente 45 km/h las de tipo atmosférico son las más adecuadas. Si la velocidad es menor se deben emplear las de tiro mecánico. De cualquier forma, en cualquiera de las torres la temperatura mínima a la que se puede enfriar el agua es la temperatura húmeda correspondiente al aire en las condiciones de entrada.

Cámaras de aspersión

Son el equipo más normal para efectuar la humidificación. Básicamente se trata de torres horizontales en las que el líquido se introduce como una neblina en el seno de una corriente de gas por medio de boquillas. La velocidad del gas es pequeña con el objeto de que el tiempo de contacto sea grande y no se produzca demasiado arrastre de líquido. Suelen utilizarse en operaciones en pequeña escala, generalmente para controlar la humedad de pequeños recintos. El equipo suele ir provisto de dispositivos pre y postcalentamiento, con el fin de lograr aire con determinadas condiciones de humedad y temperatura. La figura 5 muestra el esquema de un lavador de gases con aspersión.

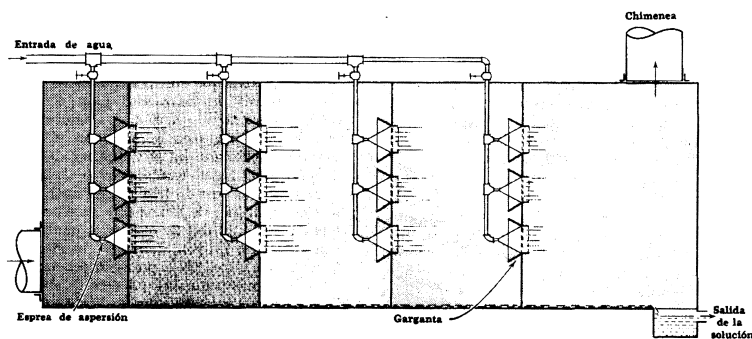


Figura 5

Condensadores enfriadores

Se basan en hacer circular el gas caliente y húmedo por el interior de tubos, mientras que por el exterior circula agua, bien en forma de película, bien en forma de lluvia. El vapor condensa en el interior de los tubos, existiendo dispositivos para separar el condensado.

Otros sistemas se utilizan para enfriar el gas que circula por el interior de tubos, en forma no adiabática. El agua, en forma de lluvia o película circula por el exterior. Se burbujea aire en el seno del agua con el fin de eliminar el calor tomado por el agua del aire que circula por los tubos. El agua se vaporiza en esta corriente de aire provocando su enfriamiento.

2. Ecuaciones fundamentales de diseño

2.1. *Balances de materia y de energía*

Consideremos una columna de relleno de altura h y sección transversal A , a través de la cual circulan aire y agua en contracorriente en régimen estacionario. La figura 6 muestra un esquema de la misma. Por la base de la columna entra aire con un caudal M' (kg de aire seco/h), con una humedad absoluta x_1 , temperatura t_1 y entalpía i_{G1} , saliendo por la parte superior con una humedad absoluta x_2 , temperatura t_2 y entalpía i_{G2} . El

agua entra por la parte superior con un caudal L_2 (kg de agua/h), temperatura T_2 y entalpía i_{L2} , saliendo por la parte inferior con un caudal L_1 , temperatura T_1 y entalpía i_{L1} . Se supone también que en la interfase aire-agua se alcanza el equilibrio, por lo que el aire estará saturado a la temperatura de la interfase, t_i .

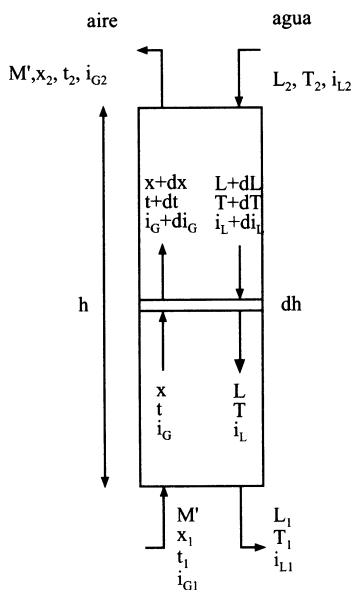


Figura 6

Si consideramos un elemento diferencial de la columna, tal como el mostrado en la figura 6, con las condiciones especificadas en la misma, y tomando como positivas las cantidades de materia y energía que gana el aire, los balances de materia y entalpía se pueden escribir:

2.1.1. Balance de materia

$$M'x+(L+dL) = M'(x+dx)+L \quad \Leftrightarrow \quad M'dx = dL \quad (1)$$

2.1.2. Balance de energía

Se supone que la columna es adiabática y no hay, por tanto intercambio de calor con el exterior (tanto más correcto cuanto mayor sea el diámetro de la columna):

$$M'i_G+(L+dL)(i_L+di_L) = M'(i_G+di_G)+Li_L \quad (2)$$

despreciando el diferencial de segundo orden:

$$M'di_G = Ldi_L+i_LdL \quad (3)$$

Teniendo en cuenta que la transferencia de agua entre las dos fases es mucho menor que el caudal que circula por la corriente (hipótesis que habrá que confirmar en algunos casos), se

puede considerar que éste permanece constante, y se puede tomar un valor medio $L_m = (L_1 + L_2)/2$, para toda la columna. Por otra parte, la variación de entalpía debida a la variación del caudal ($i_L dL$) es despreciable frente a la correspondiente al diferencial de entalpía ($L di_L$), de este modo se puede escribir:

$$M' di_G = L_m di_L \quad (4)$$

Recordando que $i_L = c_L T$:

$$di_L = c_L dT + t dc_L \quad (5)$$

y si se desprecia la variación del calor específico del agua en el intervalo de temperaturas considerado:

$$M' di_G = L_m c_L dT \quad (6)$$

2.2. Ecuaciones de velocidad

2.2.1. Transferencia de materia en la fase gaseosa

Llamando a_m a la superficie de contacto entre ambas fases por unidad de volumen de relleno para la transferencia de materia, la superficie de contacto útil en ese elemento diferencial será, a los efectos de transferencia de materia:

$$dA_m = a_m Adh \quad (7)$$

La velocidad de transferencia de materia vendrá dada (recordando el tema anterior):

$$N_w M_w dA_m = k'(a_m Adh)(x_i - x) \quad (\text{kg de agua/h}) \quad (8)$$

que evidentemente, será igual a $M'dx$, kg de agua transferidos en el elemento diferencial:

$$M'dx = N_w M_w dA_m = k'(a_m Adh)(x_i - x) \quad (9)$$

2.2.2. *Transferencia de energía en la fase gaseosa*

El transporte de calor que tiene lugar es la suma del calor sensible más el calor latente. Puesto que existe una diferencia de temperatura entre la interfase y el seno del gas, se produce un transporte de calor sensible por conducción y convección. Denominando a , a la superficie por unidad de volumen de relleno, útil para la transferencia de calor entre fases, y recordando la ecuación básica de transporte de calor por conducción y convección desde un fluido a la interfase, se podrá escribir:

$$M'sdt = h_c(a_c Adh)(t_i - t) \quad (10)$$

que establece que la variación del calor sensible del gas es igual al flujo de calor por conducción y convección (h_c , es el

coeficiente de transmisión de calor por conducción y convección en la fase gaseosa).

Por otra parte, teniendo en cuenta el flujo de materia, ecuación (9), el calor latente ganado por el aire puede expresarse como:

$$r_o M' dx = r_o k' (a_m Adh)(x_i - x) \quad (11)$$

y recordando la definición de i_G :

$$di_G = sdt + tds + r_o dx \quad (12)$$

$$ds = dc_a + c_w dx + x dc_w \quad (13)$$

las variaciones de los calores específicos se pueden considerar despreciables, con lo que se puede escribir:

$$di_G = sdt + (r_o + tc_w) dx \quad (14)$$

y tc_w se puede despreciar frente a r_o . De este modo se puede escribir:

$$di_G = sdt + r_o dx \quad (15)$$

Por lo tanto, la variación total de entalpía del aire en el elemento diferencial de la columna será la suma del calor sensible más el latente, es decir (10)+(11):

$$M' di_G = M' (sdt + r_o dx) = r_o k' (a_m Adh)(x_i - x) + h_c (a_c Adh)(t_i - t) \quad (16)$$

2.2.3. Transferencia de energía en la fase líquida

En la fase líquida sólo se transfiere calor sensible como consecuencia de la diferencia de temperatura entre su seno y la interfase, es decir:

$$L_m di_L = L_m c_L dT = h_L (a_c Adh) (T - t_i) \quad (17)$$

siendo h_L el coeficiente de transferencia de calor por conducción y convección a través de la fase líquida.

A partir de las cinco ecuaciones diferenciales fundamentales (1), (6), (9), (10) y (17), obtenidas para el elemento diferencial de una columna de relleno que funciona adiabáticamente y en régimen estacionario, se puede generalizar para toda la columna integrando entre los dos extremos:

$$(1): \quad M'(x_2 - x_1) = L_2 - L_1 \quad (18)$$

$$(6): \quad M'(i_{G2} - i_{G1}) = L_m c_L (T_2 - T_1) \quad (19)$$

$$(9): \quad h = \frac{M'/A}{k' a_m} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x_1 - x} \quad (20)$$

$$(10): \quad h = \frac{M_s/A}{h_c a_c} \int_{t_1}^{t_2} \frac{dt}{t_i - t} \quad (21)$$

$$(17): \quad h = \frac{L_m c_L / A}{h_L a_c} \int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{T - t_i} \quad (22)$$

Con estas ecuaciones es posible dimensionar los aparatos en los que se van a desarrollar estos procesos, siempre que:

- Se disponga de suficiente información para predecir los coeficientes de transporte (k' , h_c , h_L)
- Se puedan establecer en cualquier sección de la torre la relación entre las propiedades del aire (x, t) o del agua (T) y las correspondientes a la interfase (x_i, t_i).

Normalmente, no resulta posible establecer esta relación, por lo que la aplicación de las ecuaciones (20), (21) y (22) requiere de cálculos iterativos, a menos que se simplifiquen de forma adecuada. Sólo en el caso de los procesos adiabáticos, con recirculación de agua no evaporada, cuya temperatura es constante y aproximadamente igual a la temperatura húmeda, es posible establecer esta relación con las propiedades de la interfase, ya que x_i y t_i son datos conocidos y constantes, y al integrar las ecuaciones (20) y (21) se obtiene el neperiano. La ecuación (22) no puede emplearse al ser $dT = 0$. En efecto:

$$h = (M'/A)/(k'a_m) \ln[(x_i - x_1)/(x_i - x_2)] \quad (23)$$

La ecuación (20) conduce a:

$$h = (M'/A)/(k'a_m) \ln[(x_i - x_1)/(x_i - x_2)] \quad (23)$$

y la (21):

$$h = (M's/A)/(h_c a_c) \ln[(t_i - t_L)/(t_i - t_2)] \quad (24)$$

Evidentemente, esto es así si los coeficientes k' y h_c no dependen de la composición del gas. La figura 7 muestra el esquema del proceso y la evolución de las condiciones del aire en un diagrama de Mollier.

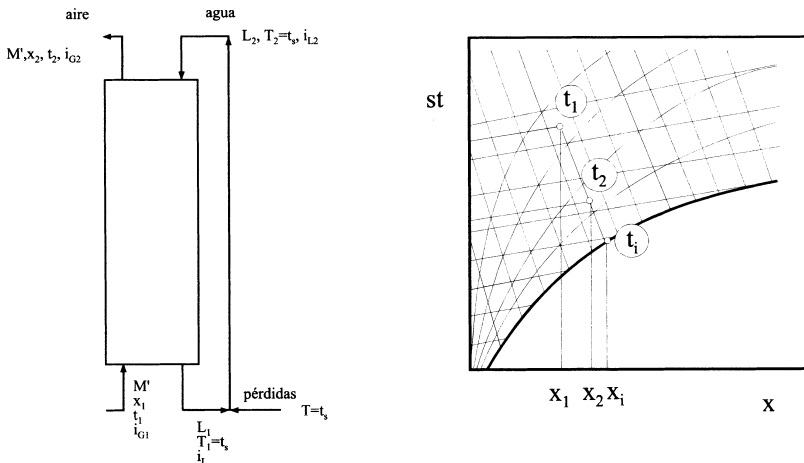


Figura 7

3. Método entálpico simplificado

Una de las simplificaciones propuestas para resolver este tipo de problemas relativos a procesos adiabáticos sin recirculación de agua, es la propuesta por Merkel, basada en la aproximación de Lewis:

$$h_c/(k's) \equiv 1 \quad (25)$$

Sustituyendo en la ecuación (16), y considerando que las áreas útiles para la transmisión de calor y materia coinciden ($a_m = a_c = a$), lo que será válido cuando el líquido moja totalmente la superficie del relleno, se obtiene:

$$M'di_G = k'r_o(aAdh)(x_i - x) + k's(aAdh)(t_i - t) = k'[s(t_i - t) + r_o(x_i - x)](aAdh) \quad (26)$$

si se considera además que $s = s_i$:

$$M'di_G = k'[(s_i t_i + r_o x_i) - (s t + r_o x)](aAdh) = k'(aAdh)(i_{Gi} - i_G) \quad (27)$$

siendo i_{Gi} la entalpía del aire saturado a la temperatura de la interfase t_i .

De (6) y (27):

$$M'di_G = L_m c_L dT = k'(aAdh)(i_{Gi} - i_G) \quad (28)$$

Integrando esta expresión se puede obtener la altura de la columna:

$$h = \frac{M/A}{k'a} \int_{i_{Gi}}^{i_{G2}} \frac{di_G}{i_{Gi} - i_G} \quad (29)$$

$$h = \frac{L_M/A}{k'a} \int_{T_i}^{T_2} \frac{c_L dT}{i_{Gi} - i_G} \quad (30)$$

En ambas expresiones la fuerza impulsora es la diferencia de entalpías, y su aplicación es general para procesos de interacción aire-agua adiabáticos, en régimen estacionario sin recirculación de agua a temperatura constante (ya que en este caso $dT=0$ y $di_G=0$). Es de destacar el uso de coeficientes de transferencia de materia con fuerzas impulsoras que son diferencias de entalpías.

Por analogía con las expresiones obtenidas en el caso de otras operaciones en contacto continuo (absorción o extracción líquido-líquido inmiscibles), denominaremos número de unidades de transferencia (NUT) al término integral:

$$N_G = \int_{i_{Gi}}^{i_{G2}} \frac{di_G}{i_{Gi} - i_G} \quad (31)$$

$$N_L = \int_{T_i}^{T_2} \frac{c_L dT}{i_{Gi} - i_G} \quad (32)$$

y la altura de la unidad de transferencia (HUT) a:

$$H_G = (M'/A)/(k'a) \quad (33)$$

$$H_L = (L_m/A)/(k'a) \quad (34)$$

Así pues, se puede escribir:

$$h = H_G N_G = H_L N_L \quad (35)$$

Para poder evaluar N_G y/o N_L es necesario poder relacionar la entalpía del gas i_G con el valor correspondiente a la entalpía de la interfase i_{Gi} . Para ello, si se combinan las ecuaciones (17) y (28), se puede escribir:

$$h_L(aAdh)(T-t_i) = k'(aAdh)(i_{Gi}-i_G) \quad (36)$$

o bien:

$$(i_{Gi}-i_G)/(t_i-T) = -h_L/k' \quad (37)$$

que representa la ecuación de una recta en un diagrama $i_G = f(T)$, que pasa por los puntos (i_G, T) y (i_{Gi}, t_i) , y tiene de pendiente $-h_L/k'$.

Para obtener los valores correspondientes a la interfase hay que representar en el diagrama i_G frente a T la curva $i_{Gi} = f(t_i)$, correspondiente a las condiciones de saturación. Esta curva se obtiene leyendo la temperatura y entalpía que corresponde a cada punto sobre la curva de saturación ($\phi = 1$).

En este mismo diagrama se debe representar la recta operativa, representativa de la entalpía del aire y temperatura del agua en cada sección de la columna. Esta relación se puede obtener integrando la ecuación (6) entre la base de la columna y una sección cualquiera:

$$M'(i_{G1}-i_G) = L_m c_{Lm}(T_1-T) \quad (38)$$

ecuación que representa el lugar geométrico de los puntos buscados, y que, evidentemente, es una recta en el diagrama i_G/T , de pendiente $L_m c_{Lm}/M'$. Esta recta se extiende desde la base de la columna (i_{G1}, T_1) hasta la cabeza (i_{G2}, T_2). Para poder trazarla hay que conocer la relación de caudales y las condiciones en uno de los extremos. En los procesos en los que se enfría el agua, la recta operativa estará por debajo de la curva de equilibrio (para una determinada entalpía del aire, la temperatura del agua es mayor que la de la interfase), mientras que en los que se calienta (deshumidificación) estará por encima.

Análogamente a los casos analizados con concentraciones para otras operaciones, si la recta operativa toca en algún punto a la curva de equilibrio se traduce en una fuerza impulsora nula y, consecuentemente, se requeriría una superficie de contacto infinita o altura de relleno infinita, para conseguir un

determinado cambio de temperatura en el líquido. Esta condición representaría la relación limitante de la pendiente de la recta operativa.

Resulta que, por ejemplo, el punto N de la figura 8 estará por debajo de la curva de equilibrio siempre que la entalpía del aire entrante i_{G1} , sea menor que la correspondiente a la saturación para el aire en las condiciones de entrada. Como la entalpía del aire es, para la mayoría de los propósitos prácticos, sólo función de la temperatura de saturación adiabática (o en el caso del sistema aire-agua, de la temperatura húmeda), la temperatura húmeda del aire de entrada debe ser menor que la temperatura del líquido a la salida (T_1), pero su temperatura seca no tiene, necesariamente, que serlo. Por esta razón, es perfectamente posible enfriar agua a una temperatura inferior a la temperatura seca del aire a la entrada (t_1). También es posible operar una torre de enfriamiento con aire saturado, siempre que su temperatura sea menor que T_1 . La diferencia entre la temperatura de salida del líquido y la temperatura húmeda del gas a la entrada ($T_1 - t_{w1}$), es una medida de la fuerza impulsora disponible en la base de la columna. Normalmente, se fija para el diseño en 2-3 °C. En todos los casos se debe añadir una determinada cantidad de agua para compensar las pérdidas por evaporación y arrastre en los sis-

temas con recirculación. Si el agua añadida contiene sales, es necesario eliminar deliberadamente una determinada cantidad de agua con objeto de mantener el nivel de sal en el agua en valores aceptables.

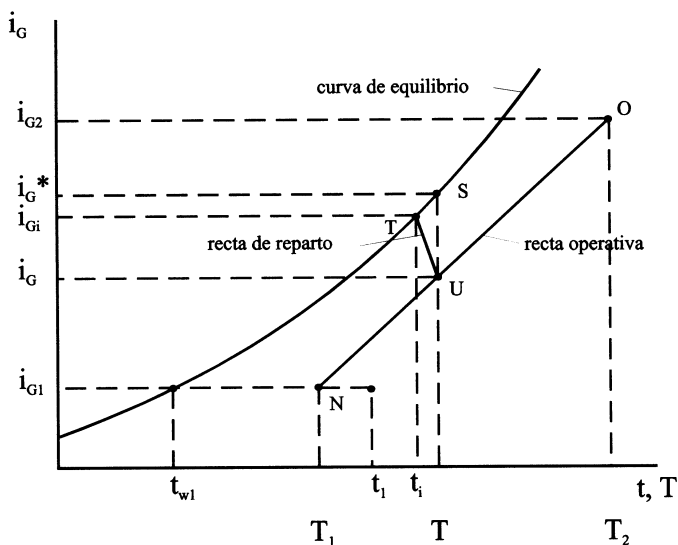


Figura 8

En el caso de enfriamiento de agua se conocen las condiciones de la base de la columna, por lo que la pendiente de la operativa máxima se traza a partir de este punto hasta cortar la curva de equilibrio en el punto correspondiente a la tempera-

tura de entrada del agua (T_2). Si cortara a la curva antes de alcanzar esta posición, la operativa de pendiente máxima se obtiene trazando la tangente a la curva desde el punto representativo de la base de la columna.

Si el agua se calienta, se parte de la zona superior de la columna y la operativa de pendiente máxima se obtiene de forma similar. En los procesos en los que se recircula el agua, $T_1 = T_2 = \text{constante}$, por lo que la operativa se transforma en un punto, y el método no es aplicable.

Para obtener las condiciones en la interfase, necesarias para llevar a cabo la integración gráfica o numérica implícita en las ecuaciones (31) y (32), en cada sección de la columna, para cada valor de (i_G, T) (cada punto sobre la recta operativa), se traza una recta de reparto, dada por la ecuación (37). La intersección de esta recta con la curva de equilibrio proporciona las condiciones buscadas (figura 8). De este modo, empezando por la base de la columna, se van dando valores a i_G sobre la recta operativa y se van determinando, como se ha indicado, los correspondientes valores de interfase, hasta alcanzar la cabeza de la columna. Representando $1/(i_{Gi} - i_G)$ frente a i_G y determinando el área bajo la curva entre los límites correspondientes se puede obtener N_G .

También se puede evaluar la integral tomando pequeños incrementos de i_G o T , en los que se usa una fuerza impulsora media $(i_{Gi}-i_G)_{ml}$ constante. En este caso, y para cada intervalo:

$$N_G = (i_{G2}-i_{G1})/(i_{Gi}-i_G)_{ml} \quad (39)$$

O

$$N_L = c_L(T_2-T_1)/(i_{Gi}-i_G)_{ml} \quad (40)$$

Es evidente, que si en el intervalo de la columna la curva de equilibrio se puede aproximar a una recta, las ecuaciones (39) y (40) se podrán aplicar para toda la columna. En caso contrario, habrá que descomponer la columna en zonas donde sea admisible esta suposición. El número de unidades de transmisión será la suma de los calculados para todos los intervalos considerados.

En el sistema aire-agua, la curva de equilibrio a una determinada presión es siempre la misma y puede representarse por la ecuación empírica (a una temperatura entre 15 y 50°C) por:

$$i_{Gi} = 69.26 - 3.69t_i + 0.1551t_i^2 \quad (\text{kJ/kg aire seco}) \quad (41)$$

De este modo, las ecuaciones (37), (38) y (41) permiten expresar i_G , i_{Gi} y T en función de t_i , lo que permite llevar a

cabo la integración analítica de las ecuaciones del número de unidades de transferencia.

También se pueden usar fuerzas impulsoras totales para evaluar la integral, tomando puntos tales como el S en la figura 8. En este caso, la fuerza impulsora sería $(i_G^* - i_G)$. En este caso habría que utilizar coeficientes de transferencia de materia globales. Hay pocos datos de h_L , pero los que hay indican que es muy grande, por lo que se puede suponer en muchos casos que la pendiente de las rectas de reparto es infinita y, por tanto, son verticales. Además, en muchas ocasiones para determinados tipos de relleno solo se conocen los valores de los coeficientes globales y no de los individuales, por lo que en estos casos habrá que utilizar las fuerzas impulsoras totales.

4. Curva de Mickley

El uso de coeficientes globales no distingue entre el enfriamiento por convección o por evaporación, y no permite el cálculo de la temperatura o humedad del aire de salida. Por otra parte, el flujo de calor en la fase líquido y gas no son exactamente iguales ya que parte del mismo se invierte en evaporar agua en la interfase. De hecho, como ya se ha indicado, en la base de columnas altas se puede obtener flujo de calor desde ambas fases a la interfase. Otra posible objeción a la utiliza-

ción de coeficientes globales es que la relación de Lewis sólo puede aplicarse a los coeficientes de la fase gaseosa.

Para determinar la evolución del aire en el interior de la columna, y por tanto el cálculo de las condiciones a la salida, es necesario conocer los coeficientes individuales. Como primera aproximación, se puede considerar que el aire estará prácticamente saturado, estimando así las pérdidas de agua.

El método para la determinación de las condiciones del aire en cualquier sección de la columna fue propuesto por Mickley en 1949 y se basa en lo siguiente: si se admite la relación de Lewis, la ecuación (10) se puede escribir:

$$M'dt = k'(aAdh)(t_i - t) \quad (42)$$

dividiendo (28) por (42):

$$di_G/dt = (i_{Gi} - i_G)/(t_i - t) \quad (43)$$

La ecuación (43) relaciona la temperatura del aire y su entalpía en cualquier sección de la columna. Aunque di_G/dt no es constante a lo alto de la torre, se puede considerar que para pequeños intervalos de altura sí lo es. Ello permite construir la curva de Mickley como una sucesión de tramos rectos (figura 9), construida como se esquematiza a continuación. Sobre un

diagrama $i_G=f(t)$, se representan la curva de equilibrio y la recta operativa. A partir del punto que representa las condiciones de la base de la columna (i_{G1}, T_1) se traza una recta de reparto (pendiente $-h_L/k'$) hasta que corte a la curva de equilibrio en el punto (i_{Gi1}, t_{i1}). Uniendo este punto con el punto que representa las condiciones del aire a la entrada (i_{G1}, t_1), se tiene una recta de pendiente $(i_{Gi1}-i_{G1})/(t_{i1}-t_1)$, que de acuerdo con la ecuación (43) será igual a $(di_G/dt)_1$ en las condiciones de la base de la columna. Si consideramos este valor constante en un pequeño tramo de la columna (tramo BC), el punto C representará las condiciones del aire (i_G, t) a la salida de ese tramo considerado, a una pequeña distancia de la base. En este punto, para ese valor de i_G la temperatura del agua será T , punto D sobre la recta operativa. Este punto D puede tomarse como nuevo origen para calcular un nuevo tramo de la curva de Mickley. El proceso se repite hasta alcanzar la entalpía del aire en la cabeza de la columna.

El resultado es una línea quebrada que se aproxima tanto más a una curva cuanto menor es el tamaño del incremento de altura considerado. A diferencia de la recta operativa, que puede estar por encima o por debajo de la curva de equilibrio, la curva de Mickley siempre se encuentra por debajo de la misma, ya que la entalpía del aire siempre será inferior a la de

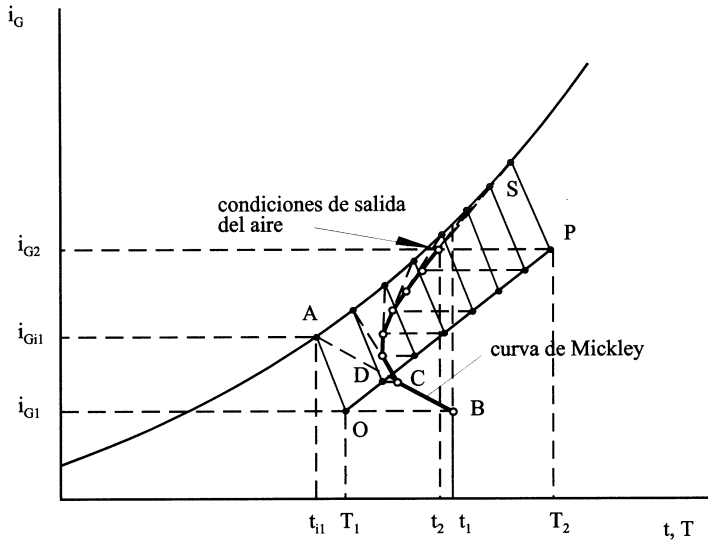


Figura 9

saturación a una temperatura determinada, salvo que esté saturado o sobresaturado. De hecho, cuando la curva de Mickley toca a la curva de equilibrio indica que hay saturación en la columna, con la consiguiente formación de niebla y pérdida de rendimiento de la columna que sólo funcionará por diferencias de temperatura. Una vez alcanzada la saturación del aire ya no se produce transferencia de materia y sólo se puede perder calor sensible. En el caso de la humidificación, a partir de la saturación el aire ya no se humidifica más, por lo que el resto de la columna está de sobra, no es operativo.

4.1. Cálculo experimental de los coeficientes.

Correlaciones

Con el fin de poder diseñar de forma correcta un equipo experimental es necesario conocer los coeficientes de transferencia h_L , h_c y k' . Para ello Mickley propuso un método simplificado que sólo requiere la realización de una experiencia de interacción aire-agua.

En una columna provista del relleno a estudiar, y convenientemente aislada del exterior (condiciones adiabáticas), se efectúa un experimento de enfriamiento de agua. Una vez alcanzado el régimen estacionario, se miden cuidadosamente el caudal, temperatura y humedad del aire a la entrada y a la salida de la columna, el caudal de agua y su temperatura a la entrada y la salida y la altura de relleno. A partir de estos datos es posible dibujar en el diagrama i_G frente a T la recta operativa, así como los puntos representativos del aire a la entrada y a la salida.

A continuación, se supone un valor de la pendiente de las rectas de reparto, constante para toda la columna ($-h_L/k'$). Con él se construye la curva de Mickley y se comprueba si el punto final coincide con el representativo del aire a la salida de la columna. Si coincide, el valor de ($-h_L/k'$) se podrá tomar

como un promedio adecuado para la columna, si no coincide se supondrá un nuevo valor de $(-h_L/k')$, y se repetirá el proceso.

Una vez obtenido el valor correcto de $(-h_L/k')$, se calcula N_G , por alguno de los métodos descritos anteriormente, y se aplica la ecuación (29), en la que se conoce h , M' , A y N_G , con lo que es posible despejar el valor de $k'a$. Del valor de la pendiente de las rectas de reparto se puede entonces obtener el valor de h_L . Y a partir de la relación de Lewis, el valor de h_c . De este modo, se pueden determinar los valores de los tres coeficientes a cada velocidad de flujo en un experimento simple.

Distintos autores han medido los coeficientes de transferencia de materia y calor en enfriamiento de agua y torres de humidificación. Thomas y Houston, utilizando una torre de 2 m de altura y 0.3 m² de sección cuadrada, rellena con láminas de madera, dieron los siguientes valores para los coeficientes de transferencia, para alturas de relleno superiores a 75 mm:

$$h_c a = 3(L/A)^{0.26} (M'/A)^{0.72} \quad (44)$$

$$h_L a = 10400(L/A)^{0.51} (M'/A) \quad (45)$$

$$k'a = 2.95r_h(L/A)^{0.266} (M'/A)^{0.72} \quad (46)$$

con L y M' en kg/s, A en m², $h_c a$ y $h_L a$ en W/(M³ K) y $k'a$ en kg/(hm³). De estas correlaciones se puede deducir que el coe-

ficiente correspondiente a la fase líquida es considerablemente mayor que el de la fase gas, pero no siempre se puede despreciar la resistencia ofrecida por la fase líquida. Cribb determinó valores del cociente h_L/h_c en el rango 2.4-8.5. Como primera aproximación se puede suponer que toda la resistencia a la transferencia de calor reside en la fase gas, y que la temperatura del agua en la interfase es, por tanto, igual a la temperatura del seno del líquido, esto simplifica notablemente los cálculos, las rectas de reparto se hacen todas verticales.

En el diseño de columnas comerciales, muchas veces se dispone de gráficos que proporcionan las características de funcionamiento de distintos rellenos. Suelen proporcionar el valor de $(k'aV/(L/A))$, V es el volumen activo para el enfriamiento (m^3/m^2 de área plana), como función de t_w y (L/M') .

4.2. Cálculo de la sección transversal de la torre

Para ello, se estiman los valores de (M'/L) y de la velocidad del aire. Se recomiendan valores de (M'/L) del orden de 1-1.5 y de 1.8-2.45 m/s para la velocidad. Una vez conocido el caudal de agua a tratar, se obtiene el de gas a partir de (M'/L) . Dividiendo el caudal de gas por la velocidad del aire y multiplicando por el volumen húmedo se obtiene la sección transversal. Normalmente, se redondea a valores que permitan la

utilización de rellenos estándar. Se debe procurar que la humectación del agua sea adecuada, no debiendo existir zonas secas, goteo o arrastre de relleno. El caudal de humectación (velocidad de líquido/superficie de relleno por unidad de volumen) debe estar comprendido entre un valor mínimo que asegure una buena humectación, y un valor máximo que empezaría a provocar arrastre.

Bibliografía

Coulson, J.M. y Richardson, J.F.; “Chemical Engineering”. Vol. 1, 3ª ed. Pergamon Press, Oxford, 1977.

Treybal, R.E.; “Mass Transfer Operations”. 3ª ed. Mc Graw-Hill, New York, 1980.

Vián, A. y Ocón, J.; “Elementos de Ingeniería Química”. 5ª ed. Aguilar, Madrid, 1976.

Problemas

1. En una planta se necesitan 1000 kg/min de agua de refrigeración para ser utilizada en un condensador de un equipo de destilación. El agua que abandona el condensador a 55°C se lleva a una torre donde se enfría por contacto con aire que fluye en contracorriente. Para que su reutilización sea correcta, el agua debe abandonar la torre a 30°C. El aire disponible

tiene una temperatura seca de 30°C y húmeda de 24°C y se dispone de un ventilador capaz de suministrar 984 kg de aire/min medido en las condiciones de entrada. Calcular el volumen de relleno requerido.

Datos. Para el tipo de relleno empleado K'a tiene un valor de 1000 kg/hm³Dx. Supóngase que la resistencia a la transmisión de calor en la fase líquida es despreciable. La torre trabajará a presión atmosférica y en condiciones adiabáticas.

Datos de equilibrio:

T (°C)	2	6	10	14	18	22	26	30
i _G (kJ/kg)	13.1	20.8	29.5	39.6	51.3	65.0	81.2	100.6
T	34	38	42	46	50	54	58	62
i _G	123.7	151.6	185.4	226.6	227.0	339.5	417.7	516.6

2. Pigford y Pyle estudiaron la humidificación de aire, utilizando una columna de pulverización vertical, de 1.3 m, de altura. Para circulación en contracorriente dedujeron la siguiente correlación entre NUT (número de unidades de transmisión) y las velocidades máscas de aire seco (M'/S) y agua (L_m/S).

$$NUT = (0,027) (L_m/S) / (M'/s)^{0.58}$$

en la que M'/S y L_m/S vienen expresadas en kg/h m².

a) Suponiendo que las velocidades de transmisión de calor y transferencia de materia son uniformes a lo alto de la torre, obtener, para la columna utilizada por Pigford y Pyle, una ecuación que relacione el coeficiente volumétrico de transporte de materia a través de la fase gaseosa ($K'a$) con las velocidades másicas de ambas fases.

b) Calcular la altura que deberá tener una columna de pulverización, análoga a la empleada por Pigford y Pyle, si se desea utilizarla para enfriar agua desde 60°C a 38°C , haciendo circular en contracorriente con aire, que se introducirá a la torre a una temperatura de 60°C (con una temperatura húmeda de 27°C). La velocidad másica del aire a la entrada será de 1000 kg/h m^2 y la de agua el doble de la anterior.

Datos y Notas.- Admítase que toda la resistencia a la transmisión de calor reside en la fase gaseosa, y que la ecuación obtenida en el apartado (a) para calcular el coeficiente volumétrico ($K'a$), es aplicable para dimensionar la columna que se indica en el apartado (b).

3. Una torre de deshumidificación opera con 2074 kg/h de aire húmedo que entra por su base con una temperatura de 50°C y una humedad de $0.037 \text{ kg vapor de agua/kg aire seco}$, y con 2000 kg/h de agua que penetra por su parte superior a 15°C .

Para el relleno de la torre puede tomarse el coeficiente total $K'a = 3200 \text{ kg agua}/(\text{hm}^3\Delta X)$. Se supone que la resistencia de la película líquida a la transmisión de calor es despreciable. La torre tiene una sección transversal de 0.4166 m^2 y una altura de 3 m. Dado que la cantidad de agua que condensa por hora es muy pequeña frente al caudal de la misma que circula constantemente por la torre, el error que se comete al admitir que el caudal medio de líquido a lo alto del aparato coincide con el de entrada por la cabeza de la columna es del orden del 10 %.

a) ¿Cuál es la temperatura del agua que abandona la base de la torre?.

b) ¿Cuál es la entalpía del aire deshumidificado que sale por la parte superior de la torre?.

4. En una columna de tiro forzado se humidifican $9400 \text{ kg}/\text{h}\cdot\text{m}^2$ de aire a 21°C desde una humedad relativa del 30% a una del 80%. Por la parte superior de la torre entran $8210 \text{ kg}/\text{h}$ m^2 de agua a 45.1°C . Para los caudales másicos utilizados el coeficiente de transferencia de materia es $K'a = 4900 \text{ kg}/(\text{hm}^3\Delta x)$. La resistencia a la transmisión de calor en la fase líquida puede considerarse nula. Calcular por el método entálpico la altura de la columna, el coeficiente volumétrico de transmisión de calor y la cantidad de agua que abandona la columna por hora y m^2 .

Objetivos

En este tema se introduce la operación de secado analizando los distintos mecanismos por los que el proceso puede tener lugar. Se deducirán las expresiones necesarias para diseñar los equipos donde se llevan a cabo procesos de secado en condiciones de aire constantes, lo que implica un estudio de la cinética del proceso.

Tema 6. Secado I

1. Introducción

El término secado se refiere generalmente a la eliminación de humedad de una sustancia. En este sentido es un término algo vago y, a veces, se aplica de forma inconsistente, de modo que es necesario hacer algunas precisiones. Por ejemplo, un sólido húmedo tal como la madera, tejido o papel puede ser secado por evaporación de la humedad en una corriente de gas o

por medios mecánicos como el exprimido o centrifugación, estos últimos procedimientos no se consideran normalmente como secado. Una solución puede desecarse por dispersión o nebulización en finas gotas en una corriente de gas caliente, que produce la evaporación del líquido. Sin embargo, la evaporación de una disolución en ausencia de una corriente de gas que elimine la humedad no se considera normalmente como secado. Un líquido como el benceno puede ser “secado” de pequeñas cantidades de agua que contenga por medio de una operación que en realidad es una rectificación, pero la eliminación de pequeñas cantidades de acetona por el mismo proceso no se conoce normalmente como secado. Gases y líquidos que contengan pequeñas cantidades de agua pueden ser secados por adsorción.

En general, los distintos métodos para llevar a cabo la desecación de sólidos o líquidos pueden ser de tipo mecánico o físico-químico. Los más importantes son los siguientes:

Mecánicos:

a) Prensado: consiste en separar un líquido de un sistema sólido-líquido, por compresión del sistema en condiciones que permitan que el líquido escape mientras que el sólido quede retenido entre las superficies que los comprimen.

b) Centrifugación: consiste en aplicar una fuerza centrífuga suficientemente elevada, de forma que el líquido se desplaza en la dirección de la fuerza produciéndose la separación.

Físico-químicos

a) Evaporación superficial: cuando el producto húmedo se somete a la acción de una corriente de aire caliente, el líquido se evapora aumentando la humedad del aire.

b) Liofilización: el líquido a eliminar, previamente congelado, se separa del producto que lo contiene mediante sublimación, por aportación de calor y vacío. Se aplica sobre todo a alimentos.

c) Absorción: este término se aplica a gases húmedos, de los que se elimina el vapor de la mezcla gaseosa solubilizándolo en un líquido, como por ejemplo la desecación de gases por tratamiento con sulfúrico.

d) Adsorción: consiste en la separación de la humedad por retención sobre un sólido adsorbente, como por ejemplo la desecación de aire con gel de sílice.

e) Congelación: separación de la humedad de un líquido por cristalización de la misma, que se separa en forma sólida.

También conviene establecer la diferencia entre dos conceptos similares que suelen confundirse:

Desecación, que consiste en la eliminación de agua de un material hasta que su contenido esté en equilibrio con el aire que le rodea, y deshidratación, que consiste en la eliminación prácticamente total del agua que pueda contener. La diferencia entre estos conceptos es, básicamente cuantitativa.

En este tema nos ocuparemos de la eliminación de humedad de sólidos o líquidos por evaporación en una corriente gaseosa. En la práctica, la humedad es frecuentemente agua y el gas aire, de forma que nos referiremos principalmente a este sistema, aunque las consideraciones realizadas, así como los equipos descritos, serán aplicables a otros tipos de sistemas similares.

El secado es una operación que suele estar presente en todas las industrias químicas. Las razones para su empleo son de diversos tipos:

1. Facilitar la manipulación en etapas posteriores.
2. Reducir gastos de transporte.
3. Facilitar la conservación, sobre todo en alimentos y medicamentos.

4. Aumentar el valor del producto.
5. Aprovechar subproductos.
6. Reducir volumen y aumentar la capacidad de aparatos en otras etapas del proceso, etc.

2. Equilibrio

La humedad contenida en un sólido húmedo o en una solución ejerce una presión de vapor dependiente de la naturaleza de la humedad, de la naturaleza del sólido y de la temperatura. Si el sólido húmedo se expone a una corriente de gas con una presión parcial del vapor p , el sólido perderá humedad por evaporación, o la ganará a expensas del gas hasta que la presión de vapor de la humedad del sólido iguale a la presión parcial de dicha corriente gaseosa. El sólido y el gas se encuentran, entonces en equilibrio, y la humedad del sólido se denomina humedad de equilibrio.

2.1. Sólidos insolubles

La figura 1 muestra una serie de comportamiento típicos de equilibrio de distintos sólidos, donde la humedad es en todos los casos agua. Se ha representado la humedad relativa, ϕ , del gas (así las gráficas son aplicables a intervalos moderados de

temperatura) frente a la humedad del sólido (X , kg agua/kg sólido seco). En este capítulo utilizaremos la letra X para representar la humedad del sólido y la Y para la del gas. Considerando la curva para la madera, si ésta tiene una humedad inicial superior a la correspondiente al punto B, y se expusiera a la acción de un aire con una humedad ϕ_1 , la madera perdería humedad por evaporación hasta alcanzar su concentración de equilibrio, la correspondiente al punto A. Una exposición más prolongada a este aire no ocasionaría pérdida adicional de agua, independientemente del tiempo. El contenido de humedad podría ser reducido utilizando un aire con una humedad relativa menor. Pero para secar totalmente el sólido debería emplearse aire totalmente seco, es decir con $\phi=0$.

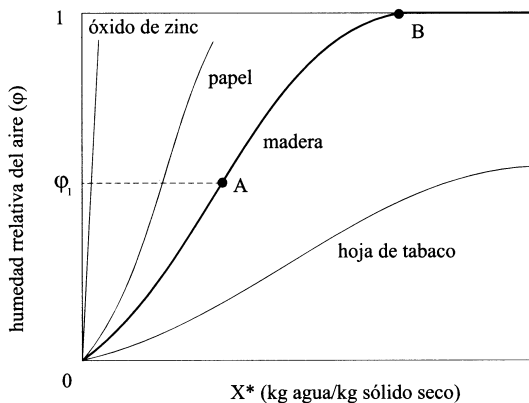


Figura 1

La humedad contenida en la madera hasta la correspondiente al punto B de la figura 1, que ejerce una presión de vapor menor que la del agua pura, puede tratarse de humedad contenida dentro de las paredes celulares de la estructura de la planta, humedad débilmente combinada con el material celulósico, humedad presente como una solución de partes solubles del sólido, humedad contenida en capilares y grietas o bien humedad adsorbida en el sólido. Evidentemente, cada uno de estos tipos de humedad se eliminará por distintos mecanismos, pudiéndose complicar enormemente el análisis del proceso. Este tipo de humedad se conoce como **humedad ligada**. Si la madera se pone en contacto con aire saturado puede alcanzar cualquier humedad superior a la dada por el punto B. Esta humedad en exceso sobre la dada por B, que ejerce una presión de vapor igual a la del agua pura a la misma temperatura se conoce como **humedad no ligada**.

La humedad de equilibrio para un sólido dado depende del tamaño de partícula o de la superficie específica, si la humedad se encuentra físicamente adsorbida. Diferentes sólidos tienen diferentes comportamientos, como se muestra en la figura 1. Generalmente, los sólidos inorgánicos insolubles en el líquido y que no muestran especiales características de adsorción por el vapor muestran un comportamiento del tipo

del óxido de zinc (mostrado en la figura 1), con muy pequeños contenidos de humedad en el equilibrio. Sin embargo, materiales esponjosos, especialmente aquéllos de origen vegetal, tales como el tabaco en la figura 1, muestran grandes contenidos de humedad en el equilibrio. La humedad de equilibrio de un sólido es independiente de la naturaleza del gas seco, siempre que éste sea inerte respecto del sólido, tanto seco como cuando va acompañado del vapor condensable. Lógicamente, la humedad de equilibrio sí depende de la naturaleza del vapor que los humedece.

Histéresis

Muchos sólidos muestran diferentes características de equilibrio dependiendo de si éste se alcanza por condensación (adsorción) o por evaporación (desorción) de la humedad. Un ejemplo típico se muestra en la figura 2. En operaciones de secado lo que interesa es el equilibrio de desorción, que normalmente es el que presenta mayores valores de humedad adsorbida de los dos posibles.

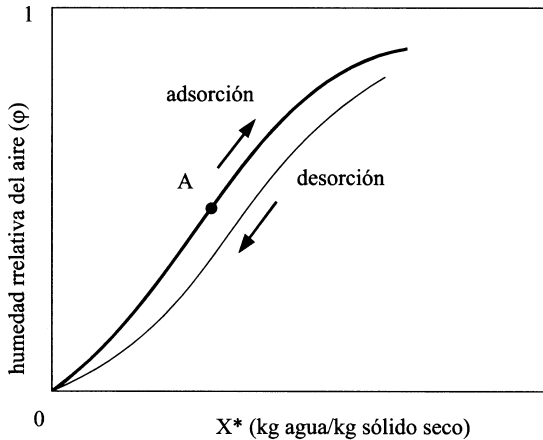


Figura 2

2.2. Sólidos solubles

Los sólidos que son solubles en el líquido en cuestión muestran normalmente humedades de equilibrio despreciables cuando se ponen en contacto con gases cuya presión parcial del vapor es menor que la de la solución saturada. La figura 3 muestra el comportamiento del nitrato sódico. Una solución saturada de nitrato sódico en agua a 25°C ejerce una presión parcial de agua de 17.7 mmHg (punto B en la figura 3). Las soluciones más diluidas ejercen presiones progresivamente mayores, dadas por la curva BC. Cuando se pone en contacto

una solución con un aire con una presión parcial menor de 17.7 mmHg, la solución se evaporará y el sólido residual tendrá sólo una cantidad despreciable de humedad, dada por la curva desde el origen hasta el punto A, y el sólido presentará un aspecto seco. Si el sólido se pusiera en contacto con un aire con 20 mmHg de agua, la humedad se absorbería hasta el punto de que el sólido se disolvería totalmente alcanzando la solución el punto C. Este fenómeno se conoce como deliquesencia. Los sólidos de muy baja solubilidad cuando se exponen al aire atmosférico no presentarán este fenómeno, ya que la humedad de equilibrio de la disolución saturada es prácticamente igual a la presión de vapor del agua pura.

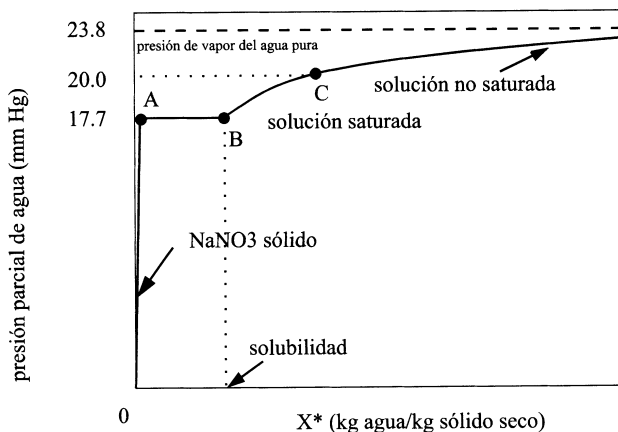


Figura 3

Secado I

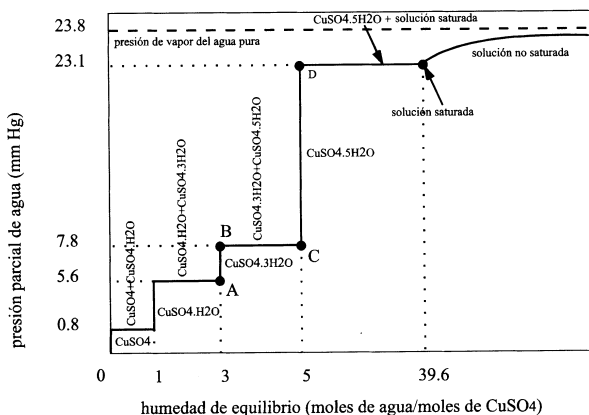


Figura 4

Los cristales hidratados pueden presentar comportamientos más complejos, como el mostrado en la figura 4, correspondiente al sulfato de cobre a 25°C. En este sistema se pueden formar hasta tres hidratos. La sal anhidra presenta una humedad de equilibrio despreciable, que puede consistir en humedad adsorbida sobre la superficie de los cristales. Si se pone en contacto con aire conteniendo una presión parcial de agua menor de 7.8 mmHg y mayor de 5.6 mmHg, la sal tomará suficiente agua como para formar el trihidrato, y los cristales presentarán una cantidad de agua adsorbida, distinta de la cristalización, despreciable. Estas condiciones corresponden a la curva AB de la figura 4.

Si el contenido de humedad del aire se reduce por debajo de 5.6 mmHg, el sólido perderá humedad para formar el monohidrato (fenómeno que se conoce como eflorescencia), mientras que a la presión de 5.6 mmHg puede coexistir cualquier proporción de mono y trihidrato. Análogamente, si la humedad del aire se incrementa por encima de 7.8 mmHg hasta 23.1 mmHg (donde puede coexistir en cualquier proporción el pentahidrato con solución saturada), se adsorberá agua para formar el pentahidrato, hasta C (donde todo el sólido estaría como pentahidrato) y seguiría evolucionando por la curva CD, dependiendo de la humedad del aire. Finalmente, por encima de 23.1 mmHg se disolvería todo el sólido estando el sistema como solución no saturada.

3. Nomenclatura

La nomenclatura usada en este capítulo será la siguiente:

- En referencia a las propiedades del aire húmedo utilizaremos la misma nomenclatura del capítulo anterior, excepto en relación a la humedad absoluta en base seca, que denominaremos por la letra Y, en lugar de la x utilizada anteriormente.
- En relación al sólido utilizaremos la siguiente:

Contenido de **humedad en base seca**. Se expresa como kg de agua/kg de sólido seco y se representa por X .

Contenido de **humedad en base húmeda**. Se expresa como kg de agua/(kg de sólido húmedo, kg de sólido seco+kg de agua), viene dada por $X/(1+X) = H$

Humedad de equilibrio. Se representa por X^* y corresponde a la humedad contenida en una sustancia en equilibrio con un aire con una determinada presión de vapor.

Humedad ligada. Ya se ha referido anteriormente, y corresponde a la humedad contenida en un sólido, que ejerce una presión de vapor menor que la correspondiente al líquido puro a la misma temperatura.

Humedad no ligada. Representa la humedad contenida en un sólido que ejerce una presión de vapor igual a la del agua pura a la misma temperatura.

Humedad libre. Es la humedad que contiene un sólido en exceso sobre la de equilibrio. Se representa por $W = X - X^*$. Sólo la humedad libre puede ser evaporada, y lógicamente depende de la concentración del gas (a través de la humedad de equilibrio).

Estas relaciones se muestran esquemáticamente en la figura 5.

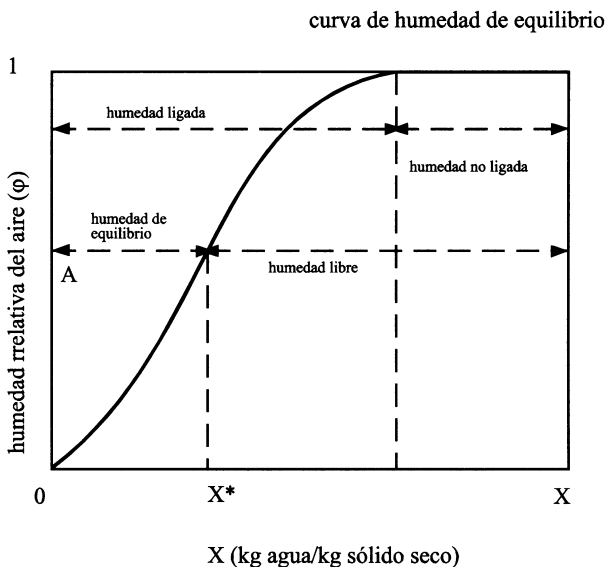
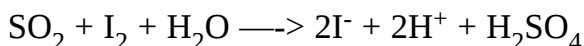


Figura 5

4. Métodos para determinar la humedad de sólidos

La humedad de los sólidos se puede determinar por distintos procedimientos. Los métodos directos se basan en eliminar el agua que contiene el sólido y determinar la cantidad por pesada o por medios químicos. Por ejemplo el secado en estufa de vacío hasta pesada constante, se utiliza sobre todo para materiales que pueden deteriorarse a elevadas temperaturas.

También se utiliza el secado en estufa a presión atmosférica, que suelen utilizar aire forzado y donde el tiempo de secado está estandarizado. El análisis termogravimétrico proporciona excelentes resultados. El método de Karl-Fisher se basa en la reacción:



valorándose el I_2 no reaccionado.

Los métodos indirectos se basan en la medida de alguna propiedad del material que resulte afectada por el contenido de humedad. Precisan de calibrado, debiéndose utilizar un método directo como referencia. Se pueden utilizar medidas de resistencia eléctrica o medidas de la capacidad de un condensador que utiliza como medio dieléctrico el material cuya humedad se desea determinar, siempre que su constante dieléctrica resulte afectada por la humedad.

5. Determinación de datos de equilibrio

La curva de equilibrio, como en todos los procesos estudiados, es de fundamental importancia para el proceso de secado, siendo precisa su determinación experimental o cálculo cuando no se encuentran datos en la bibliografía.

Método estático

Si en un recipiente herméticamente cerrado se coloca una disolución saturada de una sal y se mantiene constante la temperatura, en el espacio por encima de la disolución, se origina un ambiente de humedad relativa constante, que puede conocerse. Si el sólido en cuestión se sitúa en ese ambiente, al cabo de un tiempo determinado alcanzará el equilibrio, y por pesada podrá determinarse el contenido de humedad. El procedimiento debe repetirse para distintas humedades relativas, lo que significa utilizar distintas soluciones saturadas.

Método dinámico

Si el aire se hace burbujear sobre una disolución saturada de una sal se consigue también un aire con una humedad relativa constante y conocida, si se hace pasar este aire por un separador de líquido arrastrado y posteriormente se pone en contacto con el sólido, el equilibrio se alcanza con mayor rapidez que en el caso anterior, y como antes se puede determinar la humedad de equilibrio por pesada. El sistema es algo más complicado que el anterior, ya que debe estar todo completamente termostatzado.

Correlaciones semiempíricas

Las curvas de equilibrio en este caso son similares a las que se presentan en adsorción, por lo que se ha intentado la correla-

ción considerando que se trata de adsorción física del vapor sobre el sólido. En apoyo de esta teoría está el hecho de que en las curvas de equilibrio se presenta con frecuencia un fenómeno de histéresis análogo al que se presenta en adsorción, como ya se ha comentado anteriormente.

Se podría aplicar la teoría de BET (Brunauer, Emmet y Teller), deducida para la adsorción física de sucesivas capas monomoleculares de adsorbato, resultando:

$$X_e = X_1 [k\phi / (1-\phi)] [1 - (n+1)\phi^n + n\phi^{n+1}] / [1 + (k-1)\phi - k\phi^{n+1}] \quad (1)$$

donde:

- X_e es la humedad de equilibrio (kg de agua/kg de sólido seco).
- X_1 es la humedad correspondiente a la adsorción de una capa monomolecular.
- ϕ es la humedad relativa del aire.
- n es el número de capas monomoleculares permisibles.
- k representa una constante característica del sólido, que está relacionada con el calor de adsorción.

Para $n = 1$ se obtiene la ecuación de Langmuir:

$$\begin{aligned}
 X_e &= X_1[k\phi/(1-\phi)][1-2\phi^2]/[1+(k-1)\phi-k\phi^2] \\
 &= X_1[k\phi/(1-\phi)][(1-\phi)(1-\phi)]/[(1-\phi)(k\phi+1)] \\
 &= X_1 k\phi/(1+k\phi)
 \end{aligned} \tag{2}$$

Para $n = \infty$ se obtiene:

$$X_e = X_1 k\phi/[(1-\phi)(1-\phi+k\phi)] \tag{3}$$

Esta ecuación reproduce con bastante fidelidad los resultados experimentales para valores de ϕ entre 0 y 0.45. Para valores mayores hay grandes desviaciones. La determinación de los valores de x_1 y k , a partir de la ecuación (3) se puede realizar linealizando dicha ecuación. La ecuación (3) se puede escribir como:

$$\frac{\phi}{X_e(1-\phi)} = \frac{(k-1)\phi}{X_1 k} + \frac{1}{X_1 k} \tag{4}$$

que representa una recta en coordenadas $\phi/[X_e(1-\phi)]$ frente a ϕ . Si se dispone de una serie de datos de equilibrio X_e frente a ϕ , de la pendiente y ordenada de la representación en las coordenadas especificadas se puede obtener el valor de X_1 y k .

Para valores de ϕ superiores al 50-60% se puede decir que la fijación de agua se debe a procesos de condensación capilar.

En lugar de vapor condensado en una o varias capas se forma una película de líquido cuyo espesor aumenta con la tensión superficial del vapor de agua. El equilibrio se establece al igualarse la tensión del vapor encima del menisco con la presión parcial del gas.

Henderson sugirió la siguiente ecuación:

$$1-\phi = \exp(-cTX_e^n) \quad (5)$$

donde c y n son dos parámetros ajustables, y T la temperatura. La determinación experimental de estos coeficientes se puede realizar linealizando la ecuación:

$$\ln(1-\phi) = -cTX_e^n \quad \Leftrightarrow \quad \ln[1/(1-\phi)] = cTX_e^n \quad \Leftrightarrow$$

$$\ln\{\ln[1/(1-\phi)]\} = \ln(cT) + n\ln(X_e) \quad (6)$$

Al realizar esta representación se ha podido comprobar que en muchos casos los datos experimentales se ajustan a dos rectas que se cortan para valores de ϕ entre el 50 y el 60%. En consecuencia se propuso utilizar dos ecuaciones de este tipo con constantes distintas, aplicable cada una de ellas a un determinado rango de valores de ϕ , entre 0 y ϕ_1 (humedad relativa correspondiente al punto de corte) y entre ϕ_1 y 90%.

Para un mismo sólido la humedad de equilibrio disminuye con la temperatura.

6. Mecanismos y cinética de secado

En los procesos de secado ocurren simultáneamente los fenómenos de transporte de materia y calor. Así pues recordaremos brevemente las ecuaciones fundamentales:

6.1. Transporte de calor

El transporte de calor hacia la interfase puede tener lugar por conducción, convección y radiación. Dentro del sólido el transporte tendrá lugar por conducción.

Conducción

La ecuación que rige el transporte molecular por conducción en una dirección es:

$$q_k = -kA dt/dh \quad (7)$$

donde q_k es el caudal de calor transferido en J/s, k es la conductividad del medio en J/(smK), A es la superficie a través de la cual tiene lugar la transferencia (m^2), t es la temperatura en K, y h la distancia en la dirección en la que tiene lugar la transferencia (m).

La integración de la ecuación (7) proporciona:

$$q_k = -kA_m(t-t_i)/h \quad (8)$$

donde A_m es el área media efectiva para el proceso. En la bibliografía se pueden encontrar los valores de la conductividad para distintos gases y sólidos.

Convección

La ecuación general en régimen estacionario es la siguiente:

$$q_c = -hA'(t-t_i) \quad (9)$$

donde q_c es el caudal de calor transferido por convección, h es el coeficiente individual de transferencia de calor en $J/(sm^2 K)$ y A' es la superficie de transferencia por convección (m^2).

Radiación

La ecuación general es del mismo tipo que las anteriores:

$$q_R = -h_R A''(t_R - t_i) \quad (10)$$

donde q_R es el flujo de calor transferido por radiación, h_R es el coeficiente de transmisión de calor por radiación ($J/(sm^2 K)$), que viene dado por la expresión:

$$h_R = 5.72F[(t_R/100)^4 - (t_i/100)^4]/(t_R - t_i) \quad (11)$$

A'' es el área (m^2) que recibe la radiación, t_R es la temperatura de la superficie radiante en K, y F es el factor gris.

El calor total que llega a la superficie será la suma de los anteriores:

$$q = q_k + q_c + q_R = hA_q(t - t_i) \quad (12)$$

donde A_q representa el área efectiva para la transmisión global y h un coeficiente que engloba los tres mecanismos.

Conducción a través del sólido

En este caso el régimen de transferencia no es estacionario, ya que el material aumenta continuamente su temperatura. Considerando que se trata de un sólido isotrópico, con la misma conductividad en todas las direcciones, e independiente de la temperatura, se puede escribir:

$$\delta t / \delta \theta = k / (\rho c_p) (\delta t^2 / \delta x^2 + \delta t^2 / \delta y^2 + \delta t^2 / \delta z^2) \quad (13)$$

donde θ es el tiempo (s), c_p la capacidad calorífica del sólido en J/(kgK) y ρ la densidad (kg/m³).

6.2. Transporte de materia

El transporte de materia tiene lugar en sentido opuesto a la transmisión de calor y puede manifestarse por capilaridad y/o difusión a través del sólido y por difusión desde la interfase hacia el seno de la fase gaseosa.

6.2.1. Transporte desde la interfase al gas

La ecuación representativa es:

$$N_w = k_G(p_i - p) \quad (14)$$

donde N_w es la densidad de flujo de transferencia de materia (molkg agua/(sm²), k_G es el coeficiente individual de transferencia de materia (molkg agua/(sN)), p_i es la presión parcial de agua en la interfase (N/m²) y p es la presión en el seno de la fase gaseosa (N/m²).

Esta ecuación se puede expresar en función de las humedades absolutas:

$$N'_w = k'(Y_i - Y) \quad (15)$$

con N'_w en kg de agua/(sm²), k' en kg de agua/(sm²ΔY), e Y las humedades del aire en kg agua/kg aire seco.

6.2.2. Transporte en el seno del sólido

a) por capilaridad:

El proceso viene regido por la ecuación de Görling:

$$N_w = -k_w \rho_s dX/dz \quad (16)$$

con N_w en kg de agua/(sm²), k_w es el coeficiente de transferencia de materia por capilaridad en m²/s, ρ_s es la densidad

aparente del sólido seco en kg/m^3 , X es la humedad del sólido en kg de agua/ kg sólido seco y z es la distancia medida en el sentido de circulación del agua por capilaridad (m). El signo negativo indica que la transferencia tiene lugar en el sentido de las humedades decrecientes.

b) por difusión.

La ecuación es en este caso:

$$N_w = -D\rho_s dX/dz \quad (17)$$

donde D es la difusividad del agua a través del sólido, en m^2/s . Las ecuaciones (16) y (17) son similares y en muchas ocasiones resulta muy difícil distinguir entre ambos mecanismos de transferencia.

7. Obtención de datos cinéticos

Los coeficientes cinéticos de las ecuaciones de transporte son necesarios para el diseño. Además es necesario realizar ensayos a nivel de laboratorio o piloto para poder establecer las relaciones cuantitativas (gráficas o analíticas) entre las variables del proceso. En estos experimentos se debe determinar el peso del sólido en función del tiempo.

Las variables que influyen en el tiempo de secado son muy numerosas y se deben programar experimentos en los que se varíen sistemáticamente todos y cada uno de los parámetros significativos. Es muy importante tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- a) que el material esté soportado en la misma forma que lo estará en el proceso real (sobre bandejas, rejillas, etc.).
- b) que la superficie de secado por unidad de volumen sea la misma, que tenga la misma relación de superficie que se seca a la que no se seca. c) realizar ensayos con muestras de distintos espesores.
- d) que la muestra reciba el calor con la misma intensidad y por los mismos mecanismos que en el equipo industrial.
- e) que las condiciones del aire sean similares, humedad, temperatura, velocidad y dirección.
- f) que el sólido tenga un tamaño de partícula y una geometría similar, que la muestra no sea demasiado pequeña, etc.

También, debe determinarse el peso del sólido totalmente seco. Si no se tienen presentes éstos y otros factores la extrapolación a escala industrial puede resultar muy peligrosa.

La exposición del sólido a un aire con unas determinadas condiciones constantes de humedad, temperatura y velocidad se conoce como secado en condiciones constantes. A partir de este tipo de experimentos se pueden representar gráficas como las de la figura 6. Estas gráficas pueden ser muy útiles para determinar el tiempo de secado de partículas mayores en condiciones similares.

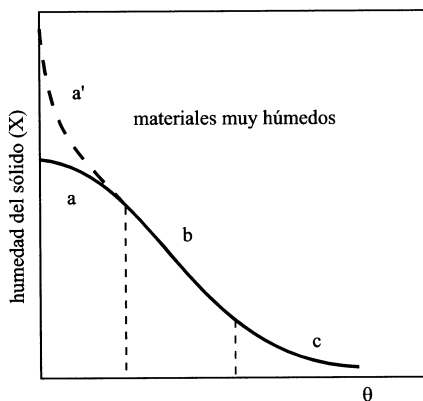


Figura 6

La gráfica obtenida para materiales muy húmedos presenta tres zonas características:

- zona a donde la curva es convexa (aunque podría ser cóncava, como veremos posteriormente), y las pendientes aumentan ligeramente con el tiempo.
- zona b de pendiente prácticamente constante.
- zona c cuya pendiente disminuye con el tiempo.

La pendiente de estas curvas $dX/d\theta$ proporciona en cada momento la velocidad de secado, así pues estas tres zonas se conocen respectivamente como periodo de inducción, periodo de velocidad de secado constante y periodo de velocidad de secado decreciente. Para sólidos más secos inicialmente puede ser que no se presente el periodo de inducción ni, incluso, el de velocidad de secado constante. Posteriormente, analizaremos con más detalle los mecanismos en cada una de estas zonas. Vamos ahora a hacer un análisis cualitativo de la influencia de distintas variables sobre estas curvas.

7.1. Análisis cualitativo de la influencia de las variables sobre la velocidad de secado

Naturaleza del material. Resulta evidente que se obtendrán curvas distintas dependiendo del material a secar. La figura 7 muestra el comportamiento de distintos productos agrícolas.

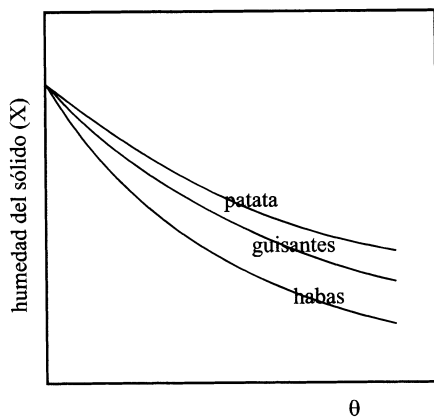


Figura 7

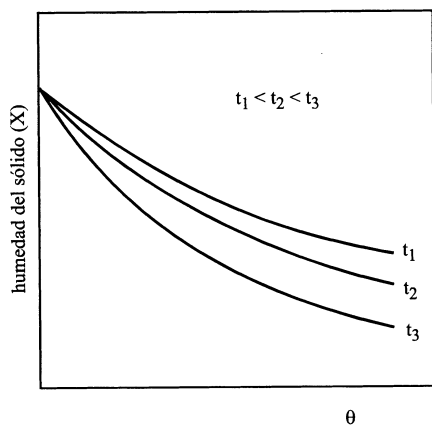


Figura 8

Temperatura del aire. La figura 8 muestra el comportamiento de un sólido secado a distintas temperaturas. Evidentemente, cuanto mayor sea la temperatura del aire (manteniendo constante el resto de las variables) mayor será la velocidad de secado, y las curvas presentarán mayor pendiente.

Velocidad másica del aire. En este caso pueden presentarse dos tipos de comportamiento, los mostrados en las figuras 9 y 10. En la primera de ellas se observa como al aumentar la velocidad del aire también lo hace la velocidad de secado. En la segunda gráfica se observa que es prácticamente independiente de esta variable. Esta situación indica que en este segundo caso la etapa controlante es la transferencia de materia a través del sólido, que lógicamente no se ve afectada por la velocidad del aire.

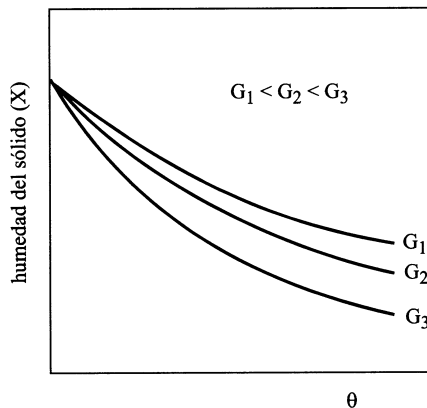


Figura 9

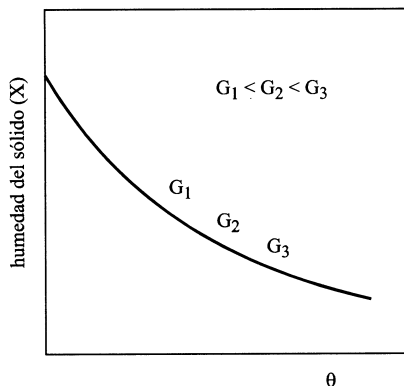


Figura 10

Humedad absoluta del aire. Al aumentar la humedad absoluta del aire disminuye, lógicamente, la velocidad de secado, al hacerlo la fuerza impulsora en la fase gas, como se muestra en la figura 11.

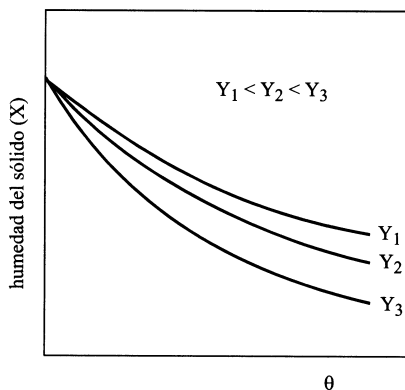


Figura 11

Tamaño de partícula del sólido. Si las características del sólido permiten obtener partículas uniformes, al variar el tamaño se puede observar que la velocidad de secado aumenta al disminuir el tamaño de partícula. Si se trata de un sólido que no permite obtener tamaños uniformes, la influencia de la profundidad del lecho es similar a la anteriormente comentada. Al aumentar la altura del lecho disminuye la velocidad de secado (figura 12).

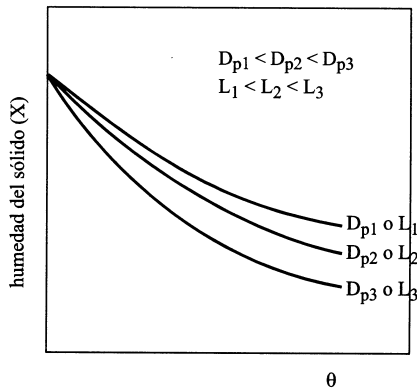


Figura 12

Se puede obtener mayor información de estos datos si se convierten en velocidades de secado (v), expresadas en kg de agua evaporada/(hm^2) y se representan frente a la humedad del sólido o el tiempo. Esto se puede realizar determinando las

pendientes de las tangentes a la curva de humedad frente al tiempo, o determinando el $\Delta X/A\theta$ para pequeños valores de $A\theta$, y calculando la velocidad según:

$$v = -m'_s \Delta X / (A \Delta \theta) \quad (18)$$

donde m'_s es la masa de sólido seco y A es la superficie mojada sobre la que circula el aire y desde donde tiene lugar la evaporación, en el caso de circulación superficial. En el caso de circulación a través, A es la sección transversal del lecho medida perpendicularmente a la dirección del flujo. La figura 13 muestra una representación típica, correspondiente al caso de la figura 6.

La velocidad de secado también se suele expresar a veces como kg de agua evaporada/(h·kg sólido seco), es decir $-dX/d\theta$.

Se pueden distinguir tres zonas en la curva de velocidad de secado (como ya se indicó anteriormente), la zona de ajuste inicial o periodo de inducción, la zona de velocidad de secado constante y la de velocidad de secado decreciente. Aunque diferentes sólidos en diferentes condiciones pueden dar distintas formas en el periodo de velocidad de secado decreciente, la forma de la figura 13 es bastante frecuente.

Si el sólido está inicialmente muy húmedo, la superficie se cubrirá con una fina película de líquido, que se puede suponer que se trata de humedad no ligada. Cuando se pone en contacto con un aire relativamente seco, tendrá lugar la evaporación desde la superficie. La velocidad de evaporación vendrá dada por la ecuación (15). El coeficiente de transferencia de materia se puede suponer constante mientras no varíe la velocidad y dirección del aire. La humedad Y_i es la humedad de saturación a la temperatura t_i y, por lo tanto, dependerá de esa temperatura. Debido a que la evaporación de agua absorbe calor latente, la superficie del líquido alcanzará una temperatura de equilibrio tal que el flujo de calor desde los alrededores iguales al calor necesario para evaporar el agua y calentarla a la temperatura del seno de la fase gas, esta temperatura permanecerá constante. Como Y también permanece constante si el secado se lleva a cabo en condiciones constantes, resulta que la velocidad de secado debe también permanecer constante, mientras no se modifiquen estas condiciones. Al principio, las superficies del sólido y líquido suelen estar más frías que la temperatura final de equilibrio, t_s , y la velocidad de evaporación aumentará mientras que la superficie del sólido y del líquido alcanzan esta temperatura (zonas a de la figura 13). Alternativamente, el sólido y líquido podrían estar más calientes, lo que daría lugar a una curva como la a' de la figura 13,

mientras ocurre el ajuste inicial o periodo de inducción. Este periodo es normalmente muy corto y puede ignorarse en los cálculos del tiempo de secado.

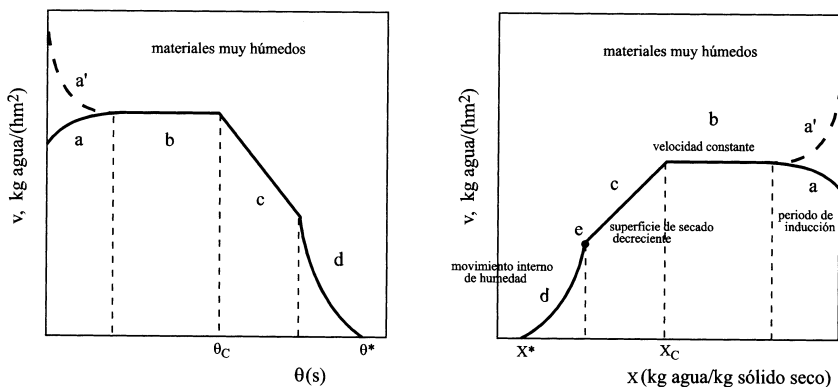


Figura 13

Cuando la humedad media del sólido ha alcanzado el valor X_c (o el tiempo θ_c), el contenido crítico de humedad, la película superficial se ha reducido tanto por evaporación, que el secado posterior produce la aparición de zonas secas sobre la superficie. Estas zonas se van extendiendo progresivamente, ocupando cada vez mayor superficie. Como la velocidad de secado se calcula en función del área total, esta velocidad decrecerá, aunque la velocidad de secado por unidad de área mojada se mantenga constante. Este proceso da lugar al pri-

mer periodo de velocidad de secado decreciente, que se conoce como el periodo de secado de superficie no saturada (zona c de la figura 13). Finalmente, la película de líquido se evapora totalmente y la humedad del sólido es la correspondiente al punto e de la figura 13. Esta parte de la curva puede estar o no presente en el proceso, o puede representar todo el periodo de velocidad decreciente dependiendo del tipo de material. Si se continúa el secado, la velocidad a la que la humedad se mueve a través del sólido como resultado de los gradientes de concentración entre las zonas más profundas del mismo y la superficie es el proceso controlante. En algunos casos la evaporación puede tener lugar desde capas internas del sólido, de forma que el frente húmedo se va retirando hacia el interior del sólido. En cualquier caso, la velocidad de secado disminuye más rápidamente que en el periodo anterior. Finalmente, llega un momento en el que el sólido alcanza la humedad de equilibrio con el aire que le rodea, X^* , y el proceso se detiene, no pudiendo secarse más el sólido.

8. Tiempo de secado

Si se desea determinar el tiempo de secado de un sólido en las mismas condiciones en las que se ha determinado una curva del tipo de la de la figura 6 sólo se requiere leer las diferencias de tiempo entre los contenidos inicial y final de humedad.

Por definición, el tiempo de secado se puede calcular a partir de la ecuación (18), llevando a cabo la integración correspondiente:

$$\theta = \int_0^{\theta} d\theta = m'_s / A \cdot \int_{X_2}^{X_1} dX/v \quad (19)$$

Si se conoce la velocidad de secado en función de la humedad del sólido (se dispone de gráficas del tipo de la figura 13), se puede obtener el tiempo necesario para llevar a cabo la operación.

Si el proceso tiene lugar completamente en el periodo de velocidad de secado constante, de modo que X_1 y X_2 son mayores que X_c , evidentemente v es constante e igual a v_c , y la ecuación (19) se convierte en:

$$\theta = m'_s(X_1 - X_2)/(Av_c) \quad (20)$$

Si todo el proceso tiene lugar en el período de velocidad de secado decreciente, donde la velocidad de secado depende de la humedad, se puede proceder de las siguientes formas:

a) Caso general. Para cualquier forma de la curva de velocidad de secado, la ecuación (19) puede integrarse gráfica o numéricamente. El área bajo la curva de $1/v$ frente a la humedad entre los límites considerados, proporcionará el tiempo buscado.

b) Caso especial en el que la velocidad de secado varía linealmente con la humedad (correspondiente al primer periodo de velocidad decreciente de la curva de la figura 13). En este caso

$$v = aX+b \quad (21)$$

donde a y b son la pendiente y ordenada en el origen de la representación de v frente a X . Combinando (19) y (21) se obtiene:

$$\theta = m'_s \ln[(aX_1+b)/(aX_2+b)]/(aA) \quad (22)$$

Pero dado que $v_1 = aX_1+b$, y $v_2 = aX_2+b$, y $a = (v_1-v_2)/(X_1-X_2)$, la ecuación (22) se convierte en:

$$\theta = m'_s(X_1-X_2) \ln(v_1/v_2)/[(v_1-v_2)A] = m'_s(X_1-X_2)/(Av_{ml}) \quad (23)$$

donde v_{ml} es la media logarítmica de las velocidades correspondientes a X_1 y X_2 .

Frecuentemente ocurre que todo el periodo de velocidad decreciente puede considerarse recto, y muchas veces así se considera cuando no se dispone de más datos. En este caso:

$$v = a(X-X^*) = v_c(X-X^*)/(X_c-X^*) \quad (24)$$

y la ecuación (19) conduce a:

$$\theta = m'_s(X_c-X^*) \ln[(X_1-X^*)/(X_2-X^*)]/(v_cA) \quad (25)$$

En cada caso particular se puede presentar, en principio, cualquier situación respecto a los periodos de secado, debiendo tener cuidado en seleccionar los límites adecuados y aplicar las ecuaciones correspondientes a cada caso. El caso general a) anteriormente comentado es el único que se puede aplicar en todas las situaciones.

9. Mecanismos de secado discontinuo

Consideraremos ahora en más detalle cada una de las zonas de la curva de velocidad de secado analizando los distintos mecanismos de secado. En el periodo de velocidad de secado constante se puede establecer razonablemente, pero en el periodo de velocidad de secado decreciente no está todavía bien establecido.

9.1. Circulación superficial del aire

9.1.1. Periodo de velocidad de secado constante

En este periodo, donde tiene lugar la evaporación de la humedad no ligada, se acepta que la velocidad de secado, como ya se ha comentado, responde al balance de calor entre los requerimientos para la evaporación y el calor que llega de los alrededores. Considérese una sección del material a secar en una corriente de gas, tal como muestra la figura 14. El sólido de espesor z_s se sitúa en una bandeja de espesor z_b . Todo este sistema está inmerso en una corriente de gas a una temperatura t , con una

humedad Y , con una velocidad de flujo másico $G \text{ kg}/(\text{hm}^2)$. La evaporación de la humedad tiene lugar desde la superficie superior $A \text{ (m}^2\text{)}$, que se encuentra a una temperatura t_s . La superficie que se está secando recibe calor de varias fuentes: 1) q_c por convección desde el gas; 2) q_k por conducción a través del sólido; 3) q_R por radiación directa desde la superficie caliente (como se muestra en la figura 14). Todos ellos expresados en $\text{J}/(\text{hm}^2)$. De acuerdo con el proceso descrito anteriormente, el calor que llega a la superficie por estos mecanismos se invierte en evaporar la humedad, de modo que la temperatura de la superficie permanece constante en t_s . El proceso es muy similar al descrito en el caso del termómetro húmedo, con una complicación adicional por el aporte de calor por conducción a través del sólido.

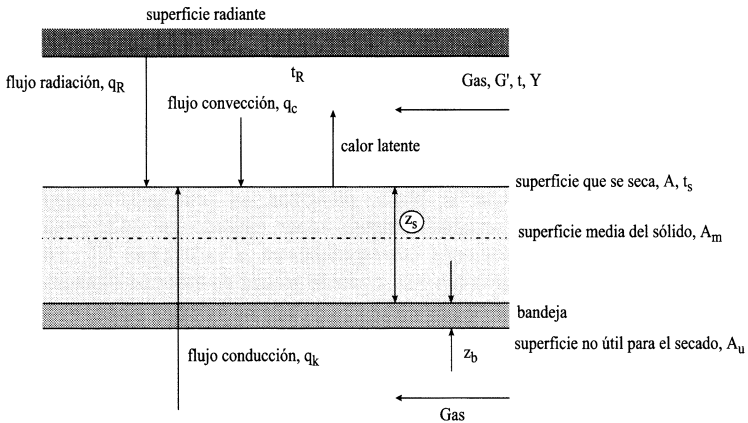


Figura 14

La velocidad de evaporación y la temperatura en la superficie pueden determinarse por un balance de calor. Si q representa el caudal de calor total que llega a la superficie:

$$q = q_c + q_k + q_R \quad (26)$$

Si se desprecia el calor necesario para recalentar la humedad vaporizada hasta la temperatura del gas y considerando sólo el calor latente de vaporización (r_g), entonces la velocidad de eliminación de calor, por evaporación será igual al caudal total de calor que llega a la superficie (q):

$$N_w r_s = q \quad (27)$$

q_c venía expresado por la ecuación (9), q_R por la ecuación (10) con h_R dado por (11). El calor recibido por conducción y convección a través del sólido se puede calcular por los métodos habituales de combinación de resistencias en serie:

$$q_k = U_k(t - t_s) \quad (28)$$

representa el calor recibido por la superficie que se está secando del sólido desde el aire que circula por la parte inferior de la bandeja. El coeficiente global viene dado por:

$$U_k = 1 / [(1/h_c)(A/A_u) + (z_b/k_b)(A/A_u) + (z_s/k_s)(A/A_m)] \quad (29)$$

donde h_c es el coeficiente de convección desde el aire hasta la bandeja, que usualmente se considera igual al coeficiente desde el aire hasta la superficie que se está secando, k_b y k_s son las conductividades térmicas de la bandeja y del material sólido que se está secando, y A_u y A_m son la superficie que no se está secando y la media, respectivamente. Una resistencia térmica debida a la unión de la bandeja y el material, y un efecto de radiación a la bandeja también podrían añadirse a la ecuación (29).

Combinando las ecuaciones (15) y (26) a (29), se puede escribir:

$$N_w = q/r_s = [(h_c + U_k)(t - t_s) + h_R(t_R - t_s)]/r_s = k'(Y_s - Y) \quad (30)$$

Se debe conocer la temperatura en la superficie para poder utilizar la ecuación (30). Esto se puede conseguir si se reagrupan los dos términos de la derecha de la ecuación (30), del siguiente modo:

$$(Y_s - Y)r_s/(h_c/k') = (1 + U_k/h_c)(t - t_s) + h_R(t_R - t_s)/h_c \quad (31)$$

La relación h_c/k' que se aplicaba en el caso del termómetro húmedo podría aplicarse también a este caso, y para el sistema aire-agua se podría aproximar al calor húmedo (s). Como Y_s es la humedad de saturación del aire correspondiente a t_s ,

ambas cantidades pueden conocerse resolviendo simultáneamente la ecuación (31) con la ecuación que da la humedad de saturación ($Y_s = 0.622p_s/(\pi - p_s)$), de forma análoga al caso de la temperatura húmeda.

Si la conducción a través del sólido no está presente, la ecuación (31) se reduce a la del termómetro húmedo, y la temperatura del sólido sería igual a la temperatura húmeda del gas. Las superficies que se están secando también estarían a esta temperatura, si el sólido se secara desde todas sus superficies.

Para flujo paralelo a la superficie del sólido se pueden aplicar las siguientes correlaciones para k' y h_c :

$$k' = M' Re_x^{-0.2} / Sc^{-2/3} \quad (32)$$

$$h_c = 0.036 C_p M' Re_x^{-0.2} / Pr^{-2/3} \quad (33)$$

donde Re_x es el número de Reynolds xG/μ , siendo x la longitud, en la dirección del flujo del aire, de la superficie que se está secando, y Pr y Sc son los números de Prandtl ($C_p\mu/k$) y Schmidt ($\mu(\rho D)$). Las ecuaciones (32) y (33) se aplican en las siguientes unidades: masa lb, longitud ft, tiempo h y energía BTU.

Para flujo paralelo y caudales comprendidos entre 500 y 6000 lb/(hft²) (2-25 ft/s) se recomienda la utilización de la ecuación:

$$h_c = 0.01G^{0.8} \quad (34)$$

Para flujo de aire perpendicular a la superficie y comprendido entre 800 y 4000 lb/(hft²) (3-15 ft/s) se recomienda la utilización de la ecuación:

$$h_c = 0.37G^{0.37} \quad (35)$$

Efecto de la velocidad del gas. Si la radiación y conducción a través del sólido son despreciables, N_w es proporcional a $G^{0.8}$ y $G^{0.37}$ para flujo paralelo y perpendicular, respectivamente. Si la conducción y radiación están presentes, lógicamente, la influencia de la velocidad del gas disminuye.

Efecto de la temperatura. Una temperatura alta del gas aumenta la cantidad $(t-t_s)$ y por tanto aumenta N_w . Si no se considera la radiación y se desprecia la variación de r en rangos moderados de temperatura, N_w es directamente proporcional a $(t-t_s)$.

Efecto de la humedad del gas. N_w varía directamente con $(Y_s - Y)$, por tanto, un aumento de la humedad disminuye la velocidad de secado. Normalmente, los cambios en Y y en t implican cambios simultáneos en t_s y Y_s , y los efectos se pueden deducir mejor por aplicación directa de la ecuación (30).

Efecto del espesor del sólido. Si hay transmisión de calor por conducción a través del sólido, las ecuaciones (28) y (29) indican que N_w disminuirá al aumentar el espesor. Sin embargo, la conducción de calor a través de los límites (bordes) de las bandejas puede ser una importante fuente de calor que puede traducirse en un incremento de la velocidad de secado en esas zonas. Si las superficies que no se secan están aisladas térmicamente, o si el secado tiene lugar por todas las superficies del sólido, N_w es independiente del espesor. El tiempo de secado entre dos humedades fijas, dentro del periodo de velocidad de secado constante, será directamente proporcional al espesor.

9.1.2. Periodo de velocidad de secado decreciente

Movimiento de humedad dentro del sólido

Cuando hay evaporación, debe haber simultáneamente un movimiento de humedad desde el interior del sólido hacia la superficie. La naturaleza de este movimiento influencia el comportamiento del sólido en el periodo de velocidad de secado decreciente. Varios son los mecanismos posibles:

9.1.2.1. Difusión del líquido

La difusión del líquido puede ser el resultado de los gradientes de concentración entre las partes internas del sólido (donde

la concentración es elevada) y la superficie (donde es, lógicamente, menor). Este mecanismo de transporte de humedad está, probablemente, limitado a los casos en que se forma una solución sólida de una sola fase con la humedad, como es el caso del jabón, colas, gelatina y similares, y a ciertos casos donde se está secando la humedad ligada, como en la eliminación de las últimas porciones de humedad de arcillas, harina, telas, papel y madera. Se ha encontrado que la difusividad disminuye normalmente al disminuir la humedad.

Durante el periodo de velocidad de secado constante de este tipo de sólidos, la humedad superficial se reduce, pero la concentración en el interior del sólido permanece elevada, y el coeficiente de difusión, consecuentemente, también es elevado, permitiendo el aporte de humedad a la superficie al mismo ritmo que se evapora. Cuando aparecen zonas secas aparece el período de secado en superficie no saturada. El secado posterior tiene lugar a velocidades que están totalmente controladas por la difusión dentro del sólido, ya que éstas son bajas a bajas concentraciones de humedad.

Para el caso de la difusión no estacionaria a través del sólido se puede aplicar la segunda ley de Fick, admitiendo que el sólido es isótropo respecto a la difusión:

$$\delta C / \delta \theta = D(\delta C^2 / \delta x^2 + \delta C^2 / \delta y^2 + \delta C^2 / \delta z^2) \quad (36)$$

donde C es la concentración en mol kg de agua/m³ de sólido húmedo y D es la difusividad en m²/s. Esta expresión se puede poner en función de la humedad puntual del sólido X_p, ya que, si se admite que el sólido no se contrae en el proceso de secado es proporcional a la concentración.

$$\delta X_p / \delta \theta = D(\delta X_p^2 / \delta x^2 + \delta X_p^2 / \delta y^2 + \delta X_p^2 / \delta z^2) \quad (37a)$$

La integración analítica de esta ecuación sólo es posible para tres geometrías:

- láminas delgadas de longitud y anchura infinita,
- cilindros de longitud infinita, y
- esferas.

Además, el tamaño, la forma y la densidad del sólido deben ser constantes, y con las restricciones de X_i constante durante toda la operación, X_o uniforme al comienzo de la operación y D constante e independiente de la concentración del líquido. La primera condición se cumplirá si las condiciones del aire son constantes y el mecanismo de secado es siempre la difusión del líquido a través del sólido. La condición de X_o uniforme es más problemática. Si el periodo de velocidad de secado decreciente ha ido precedido de uno de velocidad de

secado constante, X_o no sería uniforme. Si todo el secado tiene lugar en condiciones de secado decreciente es más posible que se pueda cumplir esta condición (por lo menos no hay humedad no ligada en la superficie).

Admitiendo $D = \text{cte}$, o tomando un valor medio, la integración para el caso de esferas, pasando a coordenadas esféricas, conduce a:

$$(X_p - X_i)/(X_o - X_i) = 2r_m/\pi r [\exp(-\pi^2 D \theta / r_m^2) \text{sen}(\pi r / r_m) - (1/2) \exp(-4\pi^2 D \theta / r_m^2) \text{sen}(2\pi r / r_m) + \dots] \quad (37b)$$

donde X_p es la humedad al radio r y r_m , es el radio de la esfera.

Considerando que:

$$X_m = \frac{3}{4\pi r_m^3} \int_0^{r_m} X_p 4\pi r^2 dr \quad (38)$$

se obtiene finalmente:

$$(X_m - X_i)/(X_o - X_i) = 6/\pi^2 [\exp(-\pi^2 D \theta / r_m^2) + (1/4) \exp(-4\pi^2 D \theta / r_m^2) + (1/9) \exp(-9\pi^2 D \theta / r_m^2) + \dots] \quad (39)$$

Haciendo $B = (X_m - X_i)/(X_o - X_i)$, y $Z = \pi^2 D \theta / r_m^2$, finalmente resulta:

$$B = (6/\pi^2)(e^{-Z} + (e^{-4Z})/4 + \dots) \quad (40)$$

Para láminas planas, secado por ambas superficies, y una distribución inicial uniforme de humedad, se obtiene la ecuación:

$$B = (8/\pi^2)(e^{-Z} + (e^{-9Z})/9 + (e^{-25Z})/25 \dots) \quad (41)$$

siendo $Z = D\theta(2\pi/\varepsilon)^2$, donde ε representa el espesor de la lámina. Si el secado se realiza por una sola cara entonces debe utilizarse $Z = D\theta(\pi/\varepsilon)^2$.

Para el caso de cilindros, la ecuación resultante sería:

$$B = \frac{4}{a^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\exp(-D\alpha_n^2 \theta)}{\alpha_n^2} \quad (42)$$

donde a es el diámetro del cilindro y α_n son raíces de la ecuación:

$$J_0(a\alpha_n) = 0 \quad (43)$$

donde $J_0(x)$ es la función de Bessel de primera clase y orden cero:

$$J_0(x) = \sum_{k=0}^{\infty} (-1)^k \frac{(x/2)^{n+2k}}{k! \Gamma(n+k+1)} \quad (44)$$

los valores de las soluciones de la ecuación (43) se pueden encontrar en tablas de funciones de Bessel, las cinco primeras raíces son 2.4048, 5.5201, 8.6537, 11.7915, 14.9309. Lógicamente, los valores de α_n , serían los cocientes entre estos valores y el diámetro del cilindro (a). Normalmente, basta con los dos o tres primeros términos del desarrollo.

9.1.2.2. Determinación de D

El valor del coeficiente de difusión, D, se puede determinar por medio de la medida experimental de los valores de X_0 y X_i , y los X para cada tiempo. Obteniendo los valores de B para distintos valores de X, se puede calcular Z, y de este valor obtener D. En la práctica se observa que los valores de D para tiempos cortos es variable, estabilizándose a continuación. Normalmente se obtiene un valor promedio para todo el intervalo de trabajo. D depende de la temperatura por medio de una ecuación del tipo:

$$D = D_0 \exp(-A/T) \quad (45)$$

Determinando el valor de D a distintas temperaturas se puede obtener el valor de D_0 y de A.

Las tres ecuaciones deducidas para las tres geometrías consideradas, corresponden a series indefinidas, cuyos términos tienden rápidamente a cero. Es frecuente utilizar en primera aproximación sólo el primer término del correspondiente desarrollo. Así pues, se tendría:

- Esferas:

$$(X_m - X_i)/(X_0 - X_i) = 6/\pi^2 \exp(-\pi^2 D \theta / r_m^2) \quad (46)$$

- Láminas planas infinitas:

$$(X_m - X_i)/(X_o - X_i) = (8/\pi^2)\exp(-D\theta(\pi/\epsilon)^2) \quad (47)$$

- Cilindros de longitud infinita:

$$(X_m - X_i)/(X_o - X_i) = 0.6917\exp(-5.7831D\theta/a^2) \quad (48)$$

9.1.2.3. Capilaridad

El fenómeno de la capilaridad es el responsable del movimiento del líquido en el lecho durante el proceso de secado. La estructura de los espacios libres entre los gránulos de los lechos de partículas es de gran importancia a la hora de explicar estos movimientos. Un sistema de partículas esféricas de tamaño uniforme puede empaquetarse regularmente en seis modos diferentes con distintas porosidades, aunque en este tipo de lechos los tamaños de los poros y sus conexiones están determinados y presentan una distribución discreta de tamaños de poro, siendo ésta la principal diferencia respecto a otros tipos de partículas, donde puede haber una distribución continua de tamaños de poros. En un lecho de esferas, cada grupo de las mismas rodea un espacio vacío que se conoce como poro. Los distintos poros están conectados por unos conductos de distinto tamaño, los menores de los cuales se conocen como angosturas.

Si el extremo de un capilar limpio de diámetro $2r$ se sumerge en un líquido, el nivel del líquido en el capilar ascenderá hasta una altura l_s , dada por la siguiente ecuación:

$$l_s = 2\sigma \cos(\alpha) / (r\rho g) \quad (49)$$

donde ρ es la densidad del líquido, σ es su tensión superficial, α es el ángulo de contacto y g es la aceleración de la gravedad.

En el líquido se desarrolla una presión negativa, conocida como potencial de succión. Inmediatamente debajo del menisco, el potencial de succión será equivalente a la altura de líquido en la columna l_s , y si se está trabajando con agua, vendrá dado por:

$$l_s = 2\sigma / (r\rho g) \quad (50)$$

En condiciones de equilibrio, el potencial de succión l_1 a cualquier otro nivel en la columna de líquido, a una distancia z_1 por debajo del menisco, vendrá dado por la ecuación:

$$l_s = l_1 + z_1 \quad (51)$$

Análogamente, si un capilar se llena a una altura mayor que l_s y su extremo se sumerge en un líquido, éste bajará hasta alcanzar el valor de equilibrio l_s . Para otras geometrías de poro hay que introducir un factor de corrección en la ecuación (51).

Conforme va avanzando el secado, la superficie se va secando y el frente de humedad va retrocediendo hacia las angosturas que lo conectan con otros poros, de modo que se establece un potencial de succión creciente en el líquido. Cuando el menisco del líquido en estos poros ha profundizado hasta el final del mismo, una mayor evaporación genera un aumento de 1_s con lo que este menisco se romperá y los poros más grandes estarán secos y abiertos. Se formará un menisco en la angostura correspondiente. De este modo puede ir avanzando el proceso de secado.

El flujo de agua a través de las angosturas que rodean un poro abierto está regido por el tamaño de las mismas de la siguiente forma:

a) Si el tamaño de las angosturas es tal que el potencial de succión a su entrada es mayor que el potencial de succión a ese nivel en el lecho, el poro permanecerá lleno por establecimiento de un menisco en esa posición. Esta angostura protegerá a otros poros llenos adyacentes, que no podrán abrirse hasta que alguna angostura a que esté conectado lo haga.

b) Si el tamaño de la angostura es tal que su potencial de succión es menor que el correspondiente a ese nivel en el lecho, el menisco se destruirá y se abrirá la estructura. Permitiendo el avance de este proceso.

Conforme avanza el secado tienen lugar dos procesos simultáneamente:

- a) el colapso de angosturas progresivamente menores, con la progresiva apertura de poros y angosturas conectadas.
- b) el colapso de más angosturas llenas dentro del lecho y adyacentes a poros abiertos, con la consecuente apertura de poros adyacentes, que anteriormente estaban protegidos.

Debe tenerse en cuenta, que aunque el potencial de succión efectivo de un poro o angostura supere el correspondiente a su entrada no se producirá necesariamente el colapso de este poro. Esto sólo puede ocurrir si está conectado con otros poros abiertos. Y este poro abierto solo puede abrirse por el colapso de una angostura a la que esté conectado.

La velocidad de secado en el caso de un control por capilaridad viene dada por la siguiente ecuación:

$$dX/d\theta = -k_1(X-X^*) \quad (52)$$

siendo:

$$k_1 = (dX/d\theta)_c / (X_c - X^*) \quad (53)$$

donde el subíndice c hace referencia a las condiciones críticas y el asterisco al equilibrio.

Teniendo en cuenta la ecuación (30) y despreciando la radiación o englobándola en un h_t , coeficiente total de transmisión de calor, se puede escribir:

$$(dX/d\theta)_c = h_t(t-t_i)/(\rho_s r_i d) \quad (54)$$

donde d es el espesor del lecho a secar y ρ_s la densidad aparente del sólido.

Combinando (52), (53) y (54):

$$(dX/d\theta) = -h_t(t-t_i)(X-X^*)/\{(\rho_s r_i d)(X_c-X^*)\} \quad (55)$$

Integrando se obtiene:

$$\theta = \frac{\rho_s r_i d}{h(t-t_i)}(X_c - X^*) \ln \frac{X_c - X^*}{X - X^*} \quad (56)$$

Bibliografía

Coulson, J.M. y Richardson, J.F.; “Chemical Engineering. II. Unit Operations”, 3ª ed. Pergamon Press, Oxford, 1977-1978.

Key, R.B.; “Introduction to Industrial Drying Operations”. Pergamon Press, Nueva York, 1976.

Keey, R.B.; “Drying. Principles and Practice”. Pergamon Press, Nueva York, 1976.

Mujumdar, A.A. (ed.); “Handbook of Industrial Drying”. Marcel Dekker, Nueva York, 1987.

Mujumdar, A.A. (ed.); “Drying of Solids”. John Wiley, Nueva Delhi, 1987.

Treybal, R.E.; “Mass Transfer Operations” 3ª ed. McGraw-Hill, New York, 1980.

Problemas

1. Para un cierto material se han obtenido los siguientes datos de humedad de equilibrio en función de la humedad relativa del aire a 25°C. Representar la isoterma y determinar los parámetros de la ecuación de BET así como los correspondientes a la ecuación de Henderson.

Xe (kg agua /kg s.s.)	0,06	0.072	0.081	0.095	0.105	0.115	0.125	0.136	0.150
ϕ	0.05	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30	0.35	0.40	0.50
Xe (kg agua /kg s.s.)	0.160	0.165	0.175	0.180	0.190	0.250	0.300	0.500	
ϕ	0.55	0.60	0.65	0.70	0.75	0.80	0.85	0.90	

2. Esferas de un polímero de 0.1 cm de radio medio abandonan un reactor con un 35% de acetona en base seca. Se secan por exposición a aire que no contiene acetona a 8 atm y 65°C.

El aire fluye a 3 m/s. El contenido crítico de acetona es del 25% en base seca. El contenido de acetona en equilibrio es despreciable. La densidad del sólido seco es de 0.8 g/cm³. Calcular:

- a) la temperatura del sólido durante el periodo de velocidad de secado constante,
- b) la velocidad de secado durante este periodo, y
- c) el tiempo necesario para reducir el contenido de acetona del 35% al 1%, si la difusividad de la acetona en el sólido es de $2.8 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h}$. Para mezclas acetona-aire $h/k' = 1.76 \text{ kJ/}^\circ\text{C kg acetona}$, $r_i = 562 \text{ J/g}$, $h \cdot a = 0.0176 \times G^{0.8}$ (Sistema internacional).

P _{acetona} (mmHg)	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760
T (°C)	-59.4	-40.5	-31.1	-20.8	-9.4	-2.0	7.7	22.7	39.5	56.5

3. La humedad de un material se ha de reducir desde el 20% hasta el 6% por secado en condiciones constantes. Su humedad crítica es del 15% y la de equilibrio del 3%. El área de superficie de secado por kg de material seco es de 0.030 m². La velocidad de secado en el periodo antecrítico vale 1.5 kg de agua/m² h. Calcúlese el tiempo de secado si la velocidad de secado en el periodo postcrítico disminuye linealmente con la humedad del material hasta que se alcanza el equilibrio, y las humedades están dadas sobre base seca.

4. Se seca un sólido poroso en un secadero discontinuo en condiciones de secado constantes. Se precisan 6h para reducir la humedad desde el 30 al 10%. Se encontró que la humedad crítica era del 16% y la humedad de equilibrio 2%. Todos los valores de la humedad se dan en base seca. Suponiendo que la velocidad de secado durante el período de velocidad decreciente es proporcional a la humedad libre, calcular el tiempo de secado para este sólido desde el 35 al 6% en las mismas condiciones.
5. Una lámina con un peso inicial de 5kg contiene 50% de humedad en base húmeda, y sus dimensiones son 60x100x8 cm. La humedad de equilibrio cuando está en contacto con aire a 25°C y 20% de humedad, es del 5% del peso total. En la tabla siguiente se da la velocidad de secado para el contacto con el aire indicado y a una velocidad determinada. El secado se realiza por una sola cara. Calcúlese el tiempo de secado para obtener un producto con una humedad del 15% en base húmeda.

Peso de lámina húmeda (kg)	Velocidad de secado (kg/m ² h)
9.1	5.0
7.2	5.0
5.3	4.5
4.2	4.0
3.3	3.5
2.9	2.0
2.7	1.0

Objetivos

El objetivo de este tema es llegar a calcular las dimensiones de diferentes tipos de secadores: adiabáticos, isotermos, a gradiente de humedad constante, circulación en paralelo, en contracorriente... Para ello, se estudian los procesos que tienen lugar en dichos equipos tanto desde el punto de vista del aire como del sólido.

Tema 7. Secado II

1. Cálculos básicos de las condiciones del aire

Antes de continuar con el diseño de los secadores vamos a estudiar una serie de procesos que tienen lugar en los mismos, desde el punto de vista del aire.

1.1. Mezclado adiabático de dos gases húmedos

La figura 1 muestra un esquema del proceso y su representación en un diagrama de Mollier. Se mezclan dos corrientes de

Secado II

aire M'_1 y M'_2 , con humedades Y_1 y Y_2 y temperaturas t_1 y t_2 , respectivamente. El balance de materia proporciona:

$$M' = M'_1 + M'_2 \quad (1)$$

$$M'Y = M'_1 Y_1 + M'_2 Y_2 \quad (2)$$

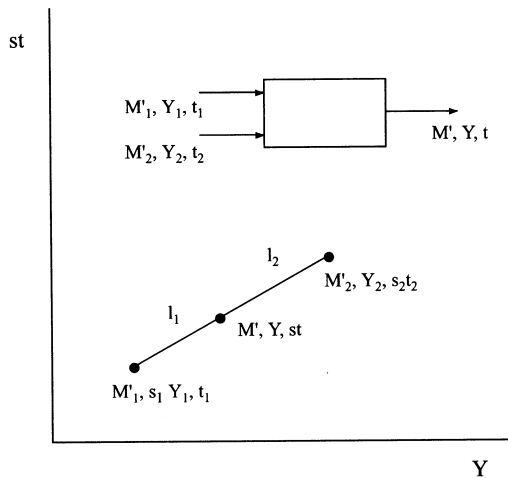


Figura 1

El balance de entalpía nos conduce a:

$$M' i_G = M'_1 i_{G1} + M'_2 i_{G2} \quad (3)$$

sustituyendo i_{Gi} por su valor:

$$M'(st+r_oY) = M'_1(s_1t_1+r_oY_1) + M'_2(s_2t_2+r_oY_2) \quad (4)$$

y sustituyendo el valor de $M'Y$ por su valor según la ecuación (2) se obtiene:

$$M'st = M'_1s_1t_1 + M'_2s_2t_2 \quad (5)$$

Las ecuaciones (2) y (5) indican que los puntos representativos de las corrientes M'_1 , M'_2 y M' están en línea recta en un diagrama de Mollier, y se cumple la regla de la palanca con los segmentos l_1 y l_2 .

1.2. Mezclado no adiabático de dos gases húmedos

La figura 2 muestra un esquema del proceso y su representación en un diagrama de Mollier. Se mezclan dos corrientes de aire M'_1 y M'_2 , con humedades Y_1 y Y_2 y temperaturas t_1 y t_2 , respectivamente, y se añade o elimina una determinada cantidad de calor $\pm q$. El balance de materia proporciona ecuaciones similares a las (1) y (2). El balance de entalpía nos conduce a:

$$M'i_G = M'_1i_{G1} + M'_2i_{G2} + q \quad (6)$$

Secado II

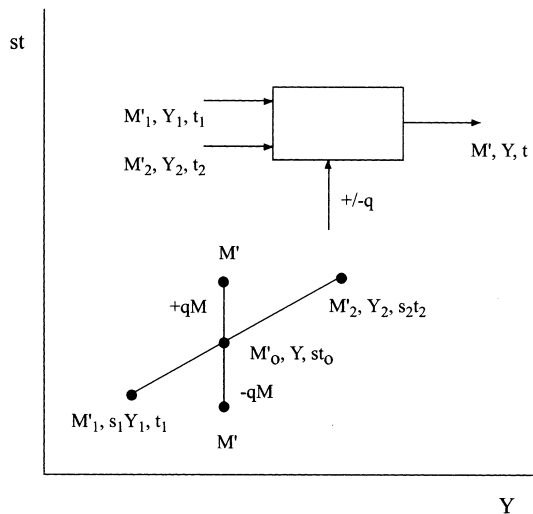


Figura 2

Si se hace:

$$q_M = q / (M'_1 + M'_2) \quad (7)$$

y:

$$i_G - q_M = i_{G0} \quad (8)$$

la ecuación (6) se puede escribir:

$$M'_0 i_{G0} = M'_1 i_{G1} + M'_2 i_{G2} \quad (9)$$

que indica que las corrientes M'_o (con i_{Go}), M'_1 y M'_2 , están en línea recta. Evidentemente, la corriente M' final tiene la misma humedad que la M'_o y su entalpía vendrá dada por:

$$M'_o i_{Go} = M'_1 i_{G1} + M'_2 i_{G2} \quad (9)$$

encontrándose, por lo tanto sobre la vertical de M'_o

2. Secador continuo no adiabático con calentador simple

La figura 3 muestra un esquema de este tipo de proceso. Los cambios en el estado del aire producidos en un secador de este tipo se muestran en la figura 4. El proceso consiste en un calentamiento (AB) y un secado (BC). Para secado adiabático, BC es la línea de saturación adiabática (BD). El punto E representa la temperatura de la superficie del sólido para condiciones de velocidad de secado constante, para el periodo de velocidad de secado decreciente, el punto E corresponde a las condiciones del aire en equilibrio con los sólidos que abandonan el secador. En principio, el equilibrio real de los sólidos y el aire requeriría un tiempo de contacto infinito. En la práctica, las condiciones reales del aire en un secador adiabático vendrán dadas por un punto como el D. La distancia entre D y E depende del grado de equilibrio alcanzado. La relación $(Y_D - Y_A)/(Y_E - Y_A)$ representa la eficacia del secador, análoga a la eficacia de Murphee en destilación.

Secado II

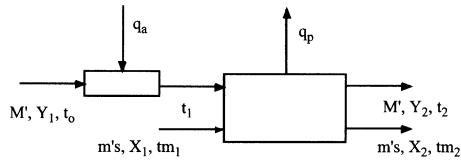


Figura 3

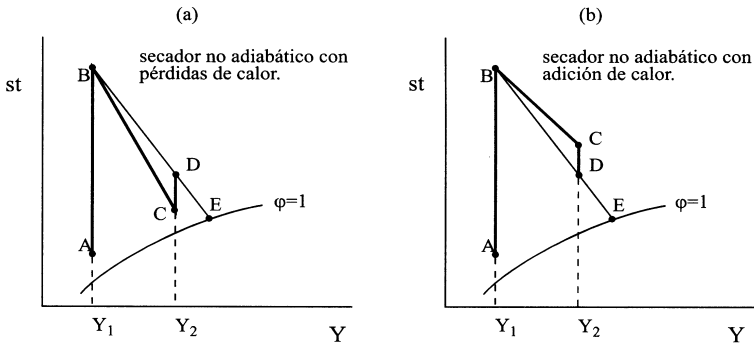


Figura 4

En condiciones no adiabáticas la entalpía del aire vendría dada por el correspondiente balance (como se estudió en el tema 4), obteniendo, si se trabaja en el mismo intervalo de humedades a eliminar o a aportar, una determinada cantidad de entalpía del punto D, dando el punto C.

3. Secador adiabático continuo con reciclado parcial de gas

La figura 5 muestra un secador de este tipo. En este caso el aire entra con un flujo M' , con una humedad Y_1 y temperatura t_1 , y se mezcla con parte del aire saliente rM' , con humedad Y_2 y temperatura t_2 . La recirculación del aire permite aprovechar parte de la energía que arrastra consigo el aire de salida. Además se puede regular la capacidad secadora del aire regulando el caudal de recirculación, con lo que aumenta la versatilidad del equipo, aunque cuanto mayor sea el grado de mezcla, más disminuirá la capacidad deshidratante del aire y el secado se realizará a velocidad más lenta. Las condiciones del aire se muestran en la figura 6. Los puntos A, B y C tienen el mismo significado que antes, ahora bien, debido a la recirculación, las condiciones de salida del aire no estarán en C, sino en un punto tal como el C'. Este aire de salida en las condiciones dadas por C' se mezcla con aire atmosférico dado por A. Las condiciones de la mezcla estarán evidentemente en la línea recta que une ambos puntos y se debe cumplir la regla de la palanca, de modo que la proporción de aire fresco en la mezcla debe ser proporcional a $r/(1+r)$ y la de aire reciclado a $1/(1+r)$. Además, para situar el punto A', representativo del aire que realmente entra al secador debe tenerse en cuenta que

dentro del secador el camino seguido por el aire es el de una adiabática. Por lo tanto, si se conoce la temperatura de la mezcla (t'_1) puede localizarse el punto de entrada al secador (B') en la isoentálpica que pase por C' y t'_1 . Finalmente, el punto representativo de la mezcla se encuentra en la intersección de la vertical sobre B' y la recta que une A y C' (ver figura 6). Evidentemente t'_1 se puede calcular por el balance de entalpía:

$$t'_1 = (M's_1t_1 + rM's_2t_2)/(M's(1+r)) \quad (11)$$

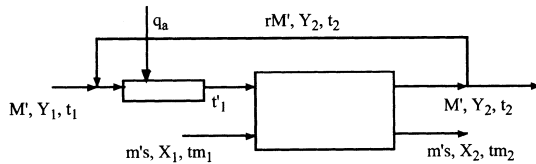


Figura 5

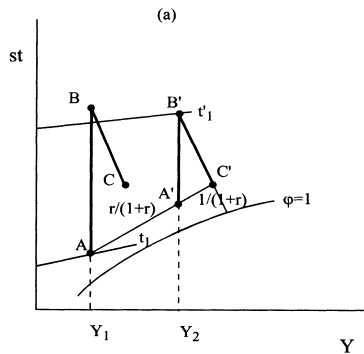


Figura 6

4. Secador con calefacción interna del aire durante la trayectoria

Disponiendo varios calefactores en el secador permite la operación del mismo a menores temperaturas del aire para alcanzar la misma humedad final del aire. La figura 7 muestra un esquema de este tipo de secador. La figura 8 muestra la trayectoria del aire. En lugar de calentar el aire hasta el punto B_0 , se pueden utilizar tres resistencias en distintas secciones del secador, alcanzando la misma humedad final del aire. El cálculo del tiempo se suele realizar para el último paso, con lo que nos situamos en las condiciones más desfavorables, y el tiempo calculado será suficiente para todas las zonas.

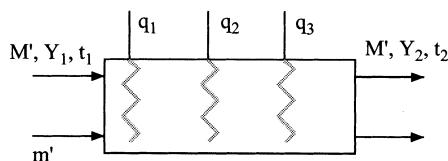


Figura 7

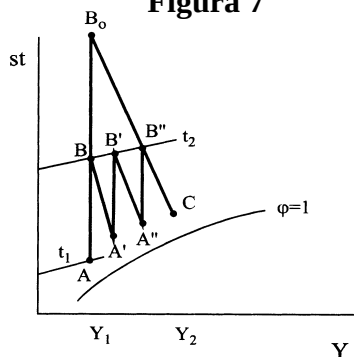


Figura 8

5. Secador en ciclo cerrado

La circulación de gas en ciclo cerrado resulta apropiada cuando se utiliza un gas inerte de precio elevado. La figura 9 muestra un esquema de este tipo de secador. El gas es previamente calentado a una temperatura dada por B, y entra en contacto con el sólido húmedo, donde se humidifica y enfría hasta C. El gas de salida se enfría en un condensador hasta su temperatura de rocío, punto D. La condensación tiene lugar hasta el punto A, siguiendo la línea de saturación. A partir de este punto se vuelve a calentar, repitiéndose el ciclo indefinidamente. La figura 10 muestra la trayectoria seguida por el aire.

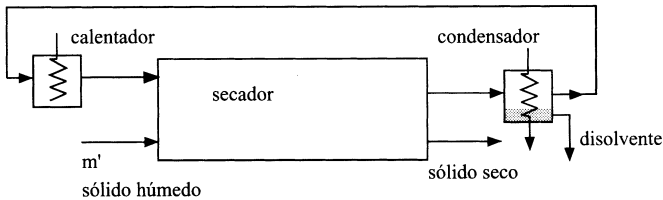


Figura 9

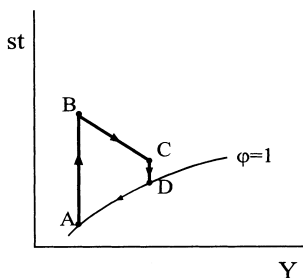


Figura 10

6. Principios del contacto sólido húmedo-gas húmedo

Cuando un gas A entra en contacto con un sólido húmedo (o líquido) cuyas condiciones de interfase vienen dadas por un punto tal como E (figura 11), los parámetros del gas A se aproximan a los de E a través de la línea AE. La pendiente de esta recta viene dada por:

$$m = (s^*t^* - st) / (Y^* - Y) = (i_G^* - i_G) / (Y^* - Y) \quad (12)$$

De hecho, con una cantidad limitada de aire A y una gran cantidad de agua mantenida a una temperatura constante t_m , el gas se saturará, alcanzando el punto E, siguiendo la línea AE. En las operaciones típicas de secado la cantidad de gas es comparable a la cantidad de sólido que se está secando. Cualquier cambio de posición del punto A a A_1 , se traduce en un cambio de las condiciones del sólido (interfase) de E a E_1 .

El nuevo camino del contacto será A_1E_1 . Si la etapa de integración es pequeña, la ecuación (12) servirá para la determinación de los cambios de entalpía del gas:

$$m = (i_G^* - i_G) / (Y^* - Y) = (i_{G1} - i_G) / (Y_1 - Y) = \Delta i_G / \Delta Y \quad (13)$$

La figura 11 muestra un esquema de este proceso.

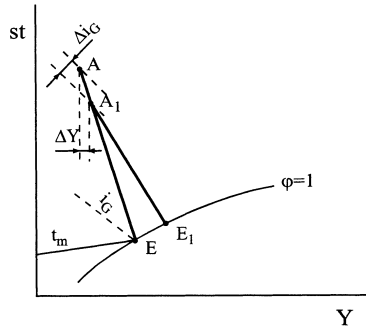


Figura 11

6.1. Construcción del camino seguido por el aire y el sólido en un proceso en paralelo

Para llevar a cabo una construcción de este tipo debe conocerse la temperatura y humedad inicial del sólido (t_{s1} , X_1) y la temperatura y humedad del gas entrante (t_1 , Y_1). Asimismo, deben conocerse los datos de equilibrio en forma de isotermas

de adsorción a varias temperaturas y la relación de caudales de sólido y gas (m'_s / M').

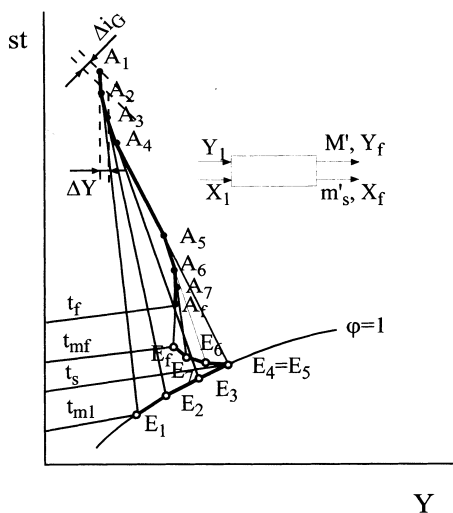


Figura 12

La figura 12 muestra el esquema del proceso y la construcción gráfica. El punto A₁ representa las condiciones del aire entrante. Las características del gas en equilibrio con el sólido que entra vendrían representadas por el punto E₁. Durante el contacto, las propiedades del aire A₁ tenderían hacia E₁. Sin embargo, conforme el gas alcanza el punto A₂, transfiriendo calor hacia el sólido y humedeciéndose, las propiedades del

equilibrio se modifican hasta E_2 . Si el cambio de humedad entre A_1 y A_2 es $\Delta Y = Y_2 - Y_1$ (incremento para la integración), la nueva humedad del material vendrá dada por:

$$X_2 = X_1 - \Delta Y (M'/m'_s) \quad (14)$$

El cambio de entalpía del gas será $\Delta i_G = i_{G2} - i_{G1}$, que podrá calcularse por medio de la ecuación (13). La nueva temperatura del sólido vendrá dada por:

$$t_{m2} = \{ (c_s + c_w X_1) t_{m1} + \Delta h_{ad} \Delta X - \Delta i_G (M'/m'_s) \} / (c_s + c_w X_2) \quad (15)$$

donde c_s , es la capacidad calorífica del sólido y Δh_{ad} el calor de adsorción. Hay que tener en cuenta que lo que es positivo para el gas es negativo desde el punto de vista del sólido, así Δi_G , que es negativo desde el punto de vista del gas supone un aumento de entalpía del sólido.

Conocida t_{m2} y X_2 , el punto S_2 se puede localizar sobre la isoterma de adsorción correspondiente (figura 13), que proporciona ϕ_2^* y, por lo tanto, Y_2^* . De este modo, se puede situar el punto E_2 sobre el diagrama de Mollier. Esta secuencia se puede repetir hasta alcanzar la humedad final del sólido. A partir del punto A_4 empieza el periodo de velocidad de secado decreciente, lo que corresponde al punto S_5 sobre las isothermas de adsorción, último punto para el que $\phi=1$. Cambios posteriores ocurren en el periodo de velocidad de secado

decreciente hasta que se alcance la humedad y temperatura final del sólido.

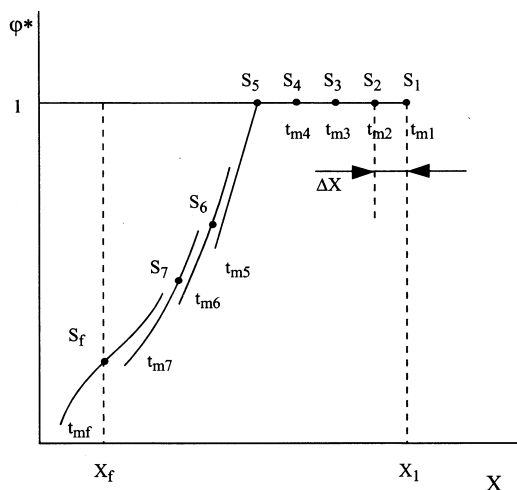


Figura 13

6.2. Construcción del camino seguido por el aire y el sólido en un proceso en contracorriente

En este caso, el gas entrante, cuyos parámetros de equilibrio se encuentran representados por E_1 , entra en contacto con un sólido cuyos parámetros de equilibrio se encuentran en E_f . La construcción se muestra en la figura 14, y es de alguna forma contraria a la representada en la figura 12.



7.1. Secadores intermitentes

- de bandejas
- rotatorios
- agitados

Los agitados son en realidad una combinación entre un secador y un evaporador, pudiéndose tratar como los evaporadores, ya que normalmente se utilizan para la concentración de suspensiones o disoluciones. En el tema anterior ya se vieron las ecuaciones para el cálculo del tiempo de secado dependiendo de si éste se realizaba en el periodo de velocidad de secado constante o decreciente. En los apartados anteriores se ha estudiado la evolución del aire y el sólido en este tipo de secadores. A continuación, estudiaremos los secadores continuos.

7.2. Secadores continuos

La cinética de secado, y por tanto las ecuaciones que representan esta etapa, es la misma cualquiera que sea el tipo de secador que se utilice. Así pues, para el cálculo del tiempo de secado se utilizarán las mismas ecuaciones ya deducidas.

Sin embargo, en los aparatos en continuo es necesario tener en cuenta que tanto el aire que entra como el producto sólido a secar se encuentran en movimiento, y por lo tanto será diferente el resultado que se obtenga dependiendo de si la circulación es en contracorriente o en paralelo.

7.2.1. Balances de materia.

7.2.1.1. Circulación en contracorriente.

La figura 15 muestra un esquema del proceso y la nomenclatura empleada. Un balance de materia en el elemento diferencial considerado conduce a:

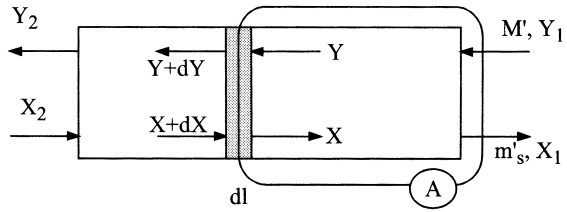


Figura 15

$$M'(Y+dY-Y) = m'_s(X+dX-X)$$

o bien:

$$M'dY = m'_s dX \quad (16)$$

Si se realiza el balance en el entorno A:

$$M'(Y-Y_1) = m'_s(X-X_1) \quad (17)$$

y para todo el secador:

$$M'(Y_2-Y_1) = m'_s(X_2-X_1) \quad (18)$$

El perfil de temperaturas del aire y del sólido dentro del secador se muestra esquemáticamente en la figura 16. El aire se enfría desde t_1 hasta t_2 y el sólido se calienta desde t_{m2} a t_{m1} . El aire de entrada, más caliente, entra en contacto con el sólido de salida, también el más caliente. Dado que la circulación es en contracorriente tanto la temperatura del aire como la del sólido disminuyen con la longitud del secador en cada sección del mismo (si se toma como origen el de la entrada del aire), de este modo se puede mantener una diferencia de temperaturas relativamente constante a lo largo del secador. Se pueden distinguir los tres periodos de secado, el de inducción (a), el de velocidad constante (b) y el de velocidad decreciente (c). Para el cálculo de estas temperaturas sería necesario realizar un balance de entalpía en el secador del tipo del planteado en la ecuación (15). Las trayectorias del aire y el sólido en un diagrama de Mollier se mostraron en la figura 12.

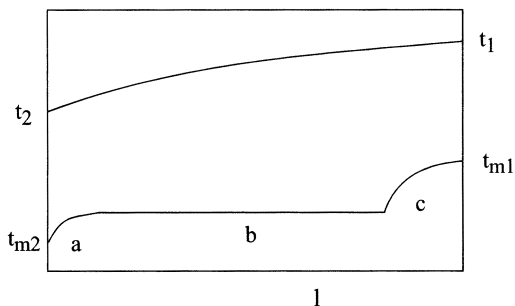


Figura 16

7.2.1.2. Circulación en paralelo

Las figuras 17 y 18 muestran el esquema de este proceso y el perfil de temperaturas en este tipo de secadores. La trayectoria del aire y el sólido se mostraron en la figura 14. En este caso el balance de materia conduce a:

$$M'dY = -m'_s dX \quad (19)$$

Si se realiza el balance en el entorno A:

$$M'(Y-Y_1) = m'_s(X_1-X) \quad (20)$$

y para todo el secador:

$$M'(Y_2-Y_1) = m'_s(X_1-X_2) \quad (21)$$

Ahora el aire caliente de entrada se pone en contacto con el sólido más frío y húmedo, de modo que se dispone de un gradiente inicial de temperaturas y humedades más grande que en el caso de contracorriente. El aire se va enfriando y el sólido se va calentando, de forma que al final del secador se dispone, comparativamente al caso de contracorriente, de una menor fuerza impulsora.

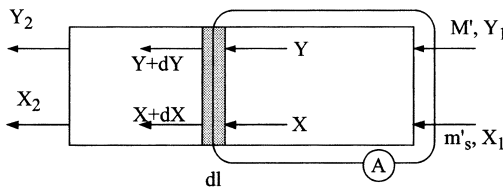


Figura 17

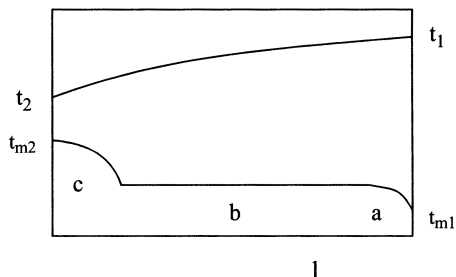


Figura 18

El procedimiento de diseño dependerá de la disponibilidad de los datos cinéticos, debiendo distinguir entre los casos en que se disponga de forma gráfica o analítica. En general son necesarios datos de velocidad de secado a distintas humedades del sólido y gradientes de humedad en el gas.

Teniendo en cuenta que la velocidad de secado viene dada por:

$$v = -dX/d\theta \quad (22)$$

se puede despejar θ por integración, obteniendo el tiempo de secado:

$$\theta = \int_{X_0}^{X_f} -dX / v \quad (23)$$

La integral de la ecuación (23) se podrá resolver de forma gráfica, numérica o analítica siempre que se conozca la relación

Secado II

entre X y v . Dicha relación dependerá, lógicamente, del tipo de secador y de la circulación relativa de sólido y gas.

Se deberá distinguir entre los distintos periodos de secado y el tiempo total será la suma de los tiempos transcurridos en cada uno de los periodos.

Para el periodo de velocidad de secado constante la ecuación siguiente nos da la velocidad de secado (ver tema anterior):

$$-dX/d\theta = k'a(Y_i - Y)/\rho_s \quad (24)$$

de donde se obtendría:

$$\theta_1 = \int_{\theta_0}^{\theta_1} d\theta = \theta_1 = -\frac{\rho_s}{k'a} \int_{X_0}^{X_c} \frac{dX}{Y_i - Y} \quad (25)$$

para relacionar Y con X se deben utilizar los balances de materia.

En el caso de circulación en contracorriente, a partir de la ecuación (16):

$$dX = (M'/m'_s)dY \quad (26)$$

además, para $X = X_0$, $Y = Y_2$ y para $X = X_c$, $Y = Y_c$. Sustituyendo en (25):

$$\theta_1 = -\frac{M'\rho_s}{m'_s k'a} \int_{Y_c}^{Y_2} \frac{dY}{Y_i - Y} \quad (27)$$

En el caso de circulación en paralelo, por un razonamiento análogo se llegaría a la siguiente expresión para el tiempo de secado en este periodo.

$$\theta_1 = \frac{M' p_s}{m'_s k'a} \int_{Y_1}^{Y_i} \frac{dY}{Y_i - Y} \quad (28)$$

Resta el problema de relacionar Y_i con Y , lo cual dependerá del tipo de secador.

En el periodo de velocidad de secado decreciente pueden presentarse distintos mecanismos, y en general distintas ecuaciones para la velocidad. En consecuencia, en cada caso habrá que utilizar la correspondiente ecuación, teórica o empírica, que relacione la velocidad de secado con el resto de las variables. Si en general la ecuación es del tipo:

$$-dX/d\theta = f(X) \quad (29)$$

integrando se obtendría:

$$\theta_{11} = \int_{X_c}^{X_i} dX / f(X) \quad (30)$$

Esta integral dependerá, al igual que en el caso del periodo de velocidad de secado constante, del tipo de secador. A efectos del diseño distinguiremos entre los siguientes tipos:

1.- adiabáticos

2.- isotermos

3.- a gradiente de humedad constante

7.2.2. Secadores adiabáticos

En este tipo de secadores el aire se humidifica y enfría adiabáticamente, de modo que se puede considerar que la humedad de la interfase permanece constante e igual a la temperatura de saturación adiabática (o temperatura húmeda para el caso del sistema aire-agua). Como ya se ha indicado, debe realizarse la integral de la ecuación (23). Si se dispone de los datos de cinética de secado en función de la humedad del sólido y del aire, y se conocen las condiciones de entrada del aire (t_1 y Y_1), y la humedad del aire en la interfase (Y_i), y se conocen los caudales de sólido y gas y la humedad inicial y final del sólido, se puede proceder de acuerdo con el siguiente esquema:

- dar valores a X comprendidos entre los de entrada y salida al secador y obtener del balance de materia los correspondientes de Y , así como las temperaturas del aire en cada sección del secador (utilizando el diagrama de Mollier, teniendo en cuenta que el aire en todas las secciones del equipo se encuentra sobre la misma isoentálpica).

- para cada valor de Y y t , y conocida la velocidad másica (M') se determina el valor de la velocidad de secado.
- se calcula la integral (23) por procedimientos gráficos o numéricos.

Si la circulación es en paralelo el procedimiento es totalmente análogo, teniendo en cuenta las diferencias en el balance de materia.

Si se dispone de los datos en forma analítica, Y_i es constante y la integración de las ecuaciones correspondientes al periodo de velocidad de secado constante es inmediata. Para el periodo de velocidad de secado decreciente se debe integrar la ecuación correspondiente, aunque en ocasiones no es posible llevar a cabo esta integración de forma analítica.

7.2.2.1. Procedimiento gráfico

Para este tipo de secadores existe un procedimiento gráfico que permite obtener de una manera sencilla la relación entre la velocidad y las condiciones del aire y el sólido en cualquier sección del equipo.

En efecto, si disponemos de las curvas cinéticas experimentales en la forma mostrada en la figura 19, donde se representa la velocidad de secado en función de la humedad del sólido

con la humedad del aire como parámetro (es decir, cada curva corresponde a unas condiciones constantes de humedad del aire), al ser Y_i constante, es evidente que se puede utilizar como parámetro $Y-Y_i$, el gradiente de humedades en el gas, que, además, se puede representar en un segundo eje de ordenadas, ya que en el periodo de velocidad de secado constante, dicha velocidad es proporcional a este gradiente de humedades (ecuación (24)). La unión de los puntos críticos proporciona la curva de velocidad crítica de secado, que también se muestra en dicha figura y separa las zonas de velocidad de secado constante y decreciente.

Se puede demostrar que en diagrama $\Delta Y-X$, la ecuación del balance de materia es una recta de pendiente $-m'_s/M'$, que pasa por los puntos $(\Delta Y_1, X_1)$ y $(\Delta Y_2, X_2)$. En efecto, si en la ecuación (17) se suma y resta en el paréntesis Y_i , se puede escribir:

$$M' \{ (Y_i - Y_1) - (Y_i - Y) \} = m'_s (X - X_1) \quad (31)$$

$$M' (\Delta Y_1 - \Delta Y) = m'_s (X - X_1) \quad (32)$$

o bien:

$$\Delta Y_1 - \Delta Y = -(m'_s/M') (X_1 - X) \quad (33)$$

Esta recta (ABC) en la figura 19 es la recta operativa. Durante el periodo de velocidad de secado constante, para obtener el valor de la velocidad para cada valor de X hay que conocer el valor de ΔY correspondiente. Ahora bien, los valores de ΔY que va tomando el aire deben estar precisamente sobre el tramo AB de la recta operativa que se extiende desde ΔY_1 hasta ΔY_c , correspondiente a las condiciones críticas. Así pues, en este periodo la relación entre v y X la da esta recta operativa, y la integración se puede hacer de modo inmediato. Basta leer para cada valor de X el correspondiente de v sobre dicha recta.

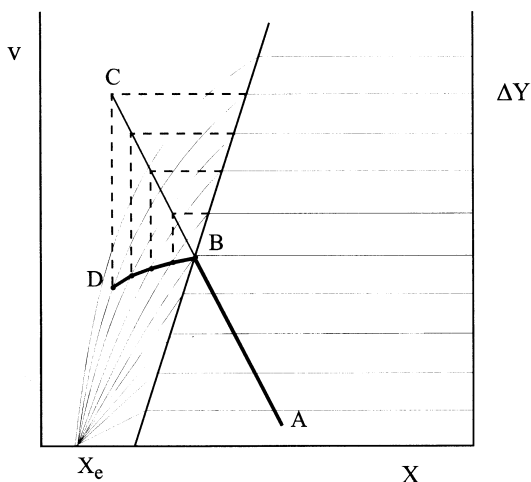


Figura 19

En el periodo de velocidad de secado decreciente el proceso es algo más complejo. A partir del punto B se debe proceder del siguiente modo:

- para cada valor de ΔY , se lee el valor de X sobre la recta operativa y se traza una vertical hasta intersectar la curva (o recta) correspondiente a ese valor de ΔY en el periodo de velocidad decreciente; evidentemente, ese punto proporcionará el valor de la velocidad correspondiente a esas condiciones.
- dando valores a ΔY en pequeños incrementos se puede construir una curva “operativa” equivalente, sobre la que podrá leer directamente la velocidad en función de la humedad del sólido.

La integración es ahora igual de inmediata que en el periodo de velocidad de secado constante. De este modo se podrá calcular el tiempo de secado total. Para el caso de circulación en paralelo, la única diferencia reside en que la pendiente de la recta operativa es m'/M' . La figura 20 muestra la construcción para este último caso. En ambos casos el punto B representa las condiciones críticas en el secador. En el caso del secador en contracorriente, la mayor velocidad de secado se da en las condiciones críticas, o muy próximo a ellas, mientras que en el secador en paralelo siempre tiene lugar a la entrada.

Evidentemente, el secado podrá ocurrir todo en uno de los periodos o en los dos. También podría ocurrir parte en el periodo de inducción, en cuyo caso habría que disponer de los datos cinéticos correspondientes, aunque como ya se dijo en el tema anterior se suele considerar despreciable el tiempo de secado correspondiente a este periodo.

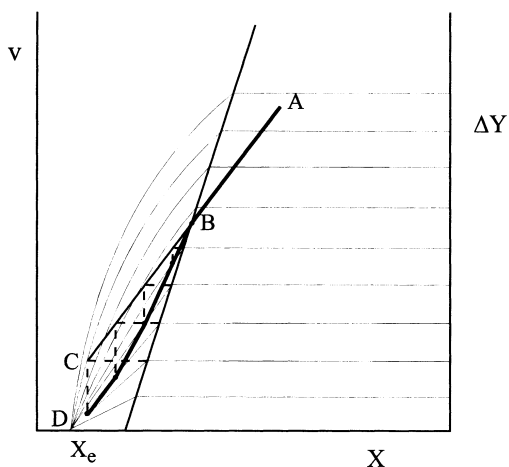


Figura 20

7.2.3. Secadores a temperatura constante

En este tipo de secadores se considera que la temperatura media del aire permanece constante durante la operación. Para conseguir una trayectoria de este tipo en el aire es preciso

aportar calor de una forma lo más uniforme posible a lo largo de su trayectoria. En este caso, las condiciones de la interfase varían a lo largo del secador. Conocida la temperatura del aire (constante) y la humedad (en función del balance de materia) se puede determinar en cada sección la correspondiente humedad de saturación Y_i . De este modo, el balance de materia no sería una línea recta en el diagrama ΔY - X . Ahora bien, aunque no sea una recta se puede representar la ecuación del balance de materia en ese diagrama. La forma de proceder sería la siguiente:

- empezando por el extremo de la entrada del aire, se da un pequeño incremento a X y por el balance de materia se calcula Y , conocida t se calcula el correspondiente Y_i . A partir de estos valores, si se suma y resta Y_{1i} del balance de materia se obtendría:

$$\Delta Y_1 = -(m'_s/M') (X_1 - X) + (Y - Y_{1i}) \quad (34)$$

ecuación que permite situar el punto $\Delta Y_1, X_1$. Este procedimiento se puede repetir hasta alcanzar el otro extremo del secador. Una vez trazada la curva operativa, la forma de proceder es totalmente análoga a la ya descrita en el apartado anterior. La figura 21 ilustra el procedimiento en el caso de contacto en contracorriente. Para la circulación en paralelo sería similar al

caso comentado anteriormente. Evidentemente, siempre se puede realizar este proceso de forma numérica.

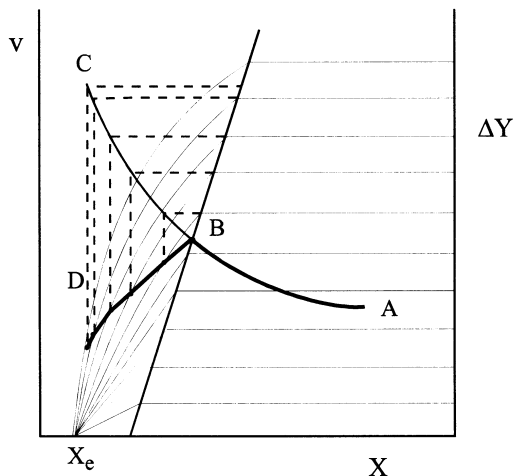


Figura 21

7.2.4. Secadores con gradiente de humedades constante

En este caso el aire evolucionaría aproximadamente por una curva de humedad relativa constante. Evidentemente también cambiarían las condiciones en la interfase. La forma de proceder sería análoga a la ya descrita en el caso anterior, debiendo determinar la curva operativa.

7.2.5. Cálculo del tamaño del secador

Las dimensiones del secador se determinan por consideraciones de tipo geométrico. Por ejemplo, en un secador de bandejas, la superficie de cada bandeja será una función de la cantidad a secar y de la densidad aparente del material, y su número de la superficie total necesaria. Para un secador continuo, la longitud del mismo vendrá dada por:

$$L = m_s \theta / B \quad (35)$$

donde L es la longitud del secador, m_s el caudal de sólido húmedo a secar por unidad de tiempo, B la masa de material a secar que se puede disponer en el secador por unidad de longitud, y θ el tiempo de secado. Naturalmente, B viene determinado por las características del secador.

7.2.6. Necesidades energéticas del secado

Los requerimientos energéticos en este proceso se deducirán en cada caso a partir de los balances de entalpía, donde se tendrá en cuenta:

- calor necesario para vaporizar el agua
- calor de adsorción de la humedad
- diferencia de calor sensible entre el material que entra y sale
- diferencia de calor sensible entre el aire que entra y sale

- calor necesario para calentar el equipo
- pérdidas de calor a través de las paredes.

8. Clasificación y selección de secadores

Hay cientos de diseños de secadores disponibles en el mercado, y hacer una clasificación de los mismos es casi imposible. Diversos autores lo han intentado atendiendo a diversos criterios, como el tipo de materia prima a secar, el modo en que el material se transfiere a través del secador. La clasificación más extendida es quizás la de Kröll, que se basa en los siguientes aspectos:

- 1) temperatura y presión del secador
- 2) modo de calefacción (radiación, solar, microondas, convección...
- 3) modo de transporte de la humedad a través del secador
- 4) posibles medios mecánicos para mejorar el secado
- 5) modo en que circula el aire
- 6) modo en que se soporta el material
- 7) el agente de calefacción
- 8) la naturaleza del alimento húmedo y la forma en que se introduce en el secador

Cuando se selecciona un secador hay dos aspectos de gran importancia:

- a) disponer de una lista de secadores capaces de mover el material a secar.
- b) eliminar las alternativas más costosas en base a los costes anuales (capital+costes de operación).

La mayoría de los secadores pueden aceptar materiales particulados de fácil flujo, mientras que los materiales en masa o con formas irregulares requieren normalmente de diseños específicos. Una vez que se ha seleccionado un grupo de secadores, la selección puede restringirse considerando la forma en que operan las distintas unidades, por cargas o en continuo, etc. Además de las restricciones impuestas por el tipo de material, un factor importante a considerar es el modo de calefacción, si el sólido entra en contacto con una superficie sólida o es por convección y/o radiación.

Operación por cargas o en continuo

En general, los procesos en continuo presentan las importantes ventajas de una mayor facilidad de integración en un proceso automatizado, con costes menores que los discontinuos. Conforme disminuye la cantidad a tratar, los costes de instalación se hacen más importantes y el precio más bajo del proceso discontinuo lo hace cada vez más atractivo. Para producciones del orden de 5000 kg/día y menores, parecen aconseja-

bles los discontinuos, mientras que para 50000 kg/día y mayores parecen más adecuados los sistemas continuos. Hay otras consideraciones como la facilidad de construcción de un pequeño secador discontinuo comparada con la sofisticación y automatización, normalmente implícita en los continuos. Además, un secador discontinuo es mucho más versátil que el continuo, y puede utilizarse para una mayor diversidad de materiales y también permite un control preciso de la humedad durante la operación, especialmente en los casos en los que la humedad tiene que mantenerse en distintos niveles en cada etapa del proceso.

Calefacción directa o indirecta

La calefacción directa en la que el material se calienta por convección desde la corriente de aire tiene varias ventajas. En primer lugar, los secadores calentados en modo directo son en general más baratos, principalmente debido a la ausencia de tubos o camisas por donde circule el agente calefactor. En segundo lugar, es posible controlar la temperatura del aire dentro de unos límites estrechos, y de hecho es relativamente sencillo asegurar que el material no se calienta por encima de una determinada temperatura. Esto es especialmente importante cuando se trata con materiales sensibles a la temperatura. Frente a estas ventajas, la eficacia térmica global es nor-

malmente baja debido a las pérdidas de calor con las corrientes de salida de aire. Peor aún, cuando se utiliza se está evaporando un disolvente caro desde el sólido, la operación es normalmente difícil y costosa. También pueden producirse pérdidas de material sólido cuando éste es muy esponjoso o pulvurulento, y también se presentan problemas cuando el material o el disolvente pueden reaccionar con el oxígeno del aire.

Algunas de estas desventajas se salvan haciendo modificaciones en el diseño, aunque éstas, lógicamente aumentan los costes y pueden hacer que un secador con calefacción indirecta resulte más económico. Uno de los principales problemas de los secadores indirectos es la posibilidad de sobrecalentar el sólido, ya que el mecanismo de transmisión de calor es por conducción a través del sólido.

Operación a vacío

La temperatura máxima que un sólido puede soportar está determinada por su sensibilidad térmica, y esta temperatura varía inversamente con el tiempo de permanencia en el secador. Cuando se requieren largos tiempos de secado, como en el caso de secado discontinuo en bandejas, es necesario operar con vacío con el fin de poder mantener la temperatura en

niveles aceptables. En la mayoría de los secadores continuos el tiempo de residencia es pequeño y la operación a presión atmosférica puede resultar aceptable.

8.1. Secadores de bandejas y de túnel

Este tipo de secadores se utilizan normalmente para materiales granulares o particulados. El material a secar se sitúa en una serie de bandejas (figura 22). Estas bandejas pueden calentarse por la parte inferior por medio de serpentines o resistencias, y el secado se lleva a cabo por medio de circulación de aire sobre el material. En algunos casos el aire se calienta previamente al paso por el secador. En muchos de ellos se utiliza recirculación de aire y recalentamiento antes del paso por cada bandeja. Este procedimiento presenta dos ventajas. Por una parte se requieren menores cantidades de aire para conseguir el mismo grado de secado. Por otra, si se tuviera que eliminar la misma cantidad de agua con una sola etapa, la misma cantidad de aire debería calentarse a una temperatura más elevada. La evolución del aire en este tipo de secaderos ya se ha estudiado en anteriores apartados.

Los secadores modernos consisten en cabinas bien aisladas con ventiladores integrados y bandejas dispuestas en una estructura o un carro, que se introducen en el secador. Las

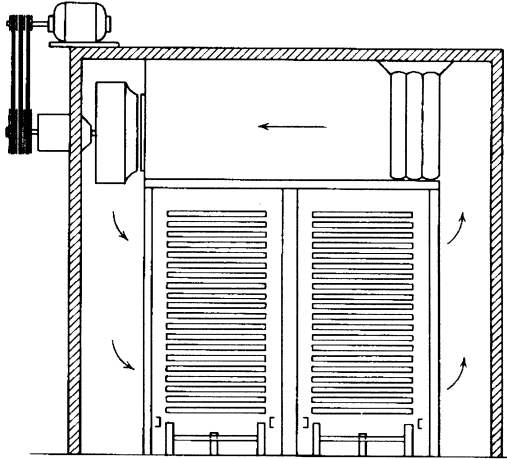


Figura 22

áreas de las bandejas suelen oscilar entre $0.3\text{-}1\text{ m}^2$ con espesores de material entre 10 y 100 mm, dependiendo del tamaño de partícula del sólido. Se suelen emplear velocidades de aire del orden de 1 a 10 m/s. Para reducir el consumo de energía y conservar el calor se suelen emplear relaciones de circulación del orden del 85-95%. El consumo de vapor puede resultar, en las condiciones más favorables entre 2.5-3 kg/kg humedad eliminada. La capacidad de eliminación de humedad depende de muchos factores, pero suele oscilar entre 3×10^{-5} a $30 \times 10^{-5}\text{ kg}/(\text{m}^2\text{s})$ con aire entre 300-360 K.

En los secadores de túnel una serie de bandejas, cintas transportadoras o carros se mueven lentamente a través del túnel, y el secado tiene lugar durante el desplazamiento en una corriente de aire caliente. El túnel puede además calentarse. Se suelen utilizar para el secado de ceras de parafina, gelatina o jabón, arcillas, piezas de cerámica, etc., y en aquellos casos en los que la producción es tan elevada que implicaría una gran manipulación en los secadores de cabina antes comentados.

8.2. Secadores rotatorios

Para el secado continuo de materiales en gran escala (0.3 kg/s o mayor) los hornos rotatorios son muy adecuados. Consisten en tubos relativamente largos montados sobre sistemas que permiten su giro, a baja velocidad (hasta 0.4 Hz), alrededor del eje del cilindro. El cilindro se suele disponer con un pequeño ángulo sobre la horizontal, de modo que el material, alimentado por la parte más elevada, pueda circular por gravedad a lo largo del secador. El aire puede alimentarse indistintamente por cualquiera de los dos extremos, circulación en contracorriente o en paralelo. La calefacción se puede proporcionar por dos procedimientos:

a) calefacción directa, donde los gases calientes se hacen circular sobre los sólidos.

b) calefacción indirecta, donde el material está en el interior de una carcasa interna que se calienta externamente por gases calientes (sin contacto con el sólido a secar). Alternativamente, se pueden disponer tubos por el interior de los cuales circula el gas caliente.

Se suelen construir con planchas de acero soldadas, con un espesor tal que permita la transmisión del par de giro necesario y soportar su propio peso más el del material a secar. El cilindro se suele montar sobre neumáticos, y el giro se proporciona por un sistema de transmisión de engranajes.

Suelen llevar una serie de aletas o tabiques deflectores que facilitan la circulación y agitación de los sólidos. El gas caliente en algunos casos se introduce por orificios laterales situados en la pared de la carcasa, de forma que en una parte del horno la circulación es a través del lecho, en lugar de flujo paralelo. En muchos casos estos sistemas de aletas o tabiques puede ser muy complicado.

En algunas ocasiones se utilizan conexiones especiales rotatorias que permiten la entrada de los gases de secado y la ausencia de aire.

8.3. Secadores de tambor

Se utilizan para el secado de suspensiones o soluciones, y consisten generalmente en tambores cilíndricos interiormente calentados por vapor, que giran muy lentamente. La parte inferior se encuentra sumergida en la suspensión o pasta a secar, la parte arrastrada en su giro se seca y es retirada de su superficie por medio de cuchillas situadas en el otro extremo. La solución, suspensión o pasta, se mantiene agitada con el fin de evitar la decantación. La alimentación a veces se realiza por vertido o spray sobre el tambor. En algunos casos se utilizan dobles tambores.

8.4. Secadores de spray

El agua de una suspensión de finas gotas o partículas de una disolución o suspensión se puede evaporar produciendo una nebulización (spray) de las mismas en una cámara por donde se hace circular gases calientes. Por este procedimiento se obtienen grandes superficies interfaciales de contacto y, por lo tanto elevadas velocidades de evaporación. La temperatura de las gotas permanece por debajo de la temperatura húmeda del gas hasta que el secado se ha completado prácticamente. Por ello, el proceso resulta adecuado para el secado de materiales que tienen baja estabilidad térmica, como es el caso de la

leche, el café, el plasma, ciertos polímeros, etc. El material se obtiene normalmente con tamaños de partícula muy pequeño.

En este tipo de secadores hay que atomizar y distribuir el material bajo condiciones controladas. El tiempo de secado está directamente relacionado con el tamaño de partícula. Se pueden manejar distintos tipos de materiales que van desde las soluciones-suspensiones hasta pastas e incluso geles. Las propiedades de flujo de estos materiales es de gran importancia en el diseño de los atomizadores, que son la pieza clave en el funcionamiento de estos equipos. Hay, por tanto, multitud de diseños de atomizadores: de tipo boquilla, rotatorios, de impacto, a presión, etc. La figura 23 muestra algunos tipos de atomizadores.

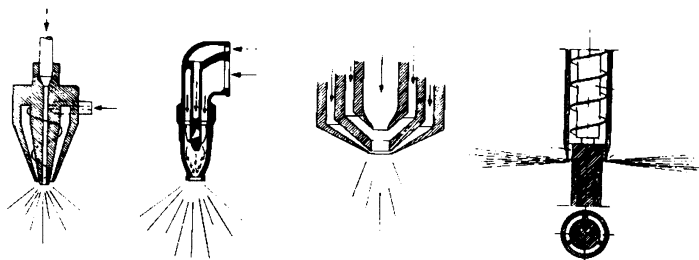


Figura 23

8.5. Secadores neumáticos

En este tipo de secadores el material se mantiene finamente dividido, de forma que la superficie por unidad de volumen es grande y se obtiene una gran velocidad de secado. El sólido se introduce en el secador por medio de un alimentador mecánico (tomillo sin fin, rueda dentada, extrusor con guillotina, ...). Los gases calientes se alimentan por la parte inferior del secador de donde toman las partículas y las arrastran hacia arriba en la columna. Las partículas abandonan el sistema por el colector de un ciclón de donde se separan del gas que lo atraviesa. En algunos casos es necesario disponer una serie de filtros para retener las partículas. Se pueden secar ciertos tipos de alimentos, arcillas, talco, carbón, materiales orgánicos, polímeros, etc. Como agente calefactor y de transporte se utilizan gases de chimenea, de combustión de calderas o motores utilizados a tal efecto.

8.6. Secadores de lecho fluidizado

Este tipo de secadores utilizan las propiedades de flujo de los lechos fluidizados. La figura 24 muestra un esquema típico de este tipo de equipos. El aire caliente o los gases calientes de combustión de un quemador (b), se hacen pasar a través de una placa distribuidora (c) o difusor que soporta el lecho de

material fluidizado (d), pasando a continuación a un separador de finos (ciclón, filtro, etc.). El difusor debe tener un diseño que impida la circulación de sólidos a su través (si se utiliza un solo lecho). El sólido se alimenta continuamente (e) al secador, y el sólido seco sale continuamente por un rebosadero dispuesto a tal fin (f). La entrada de aire fresco (a) y la salida de gas (g) también se representan en la figura.

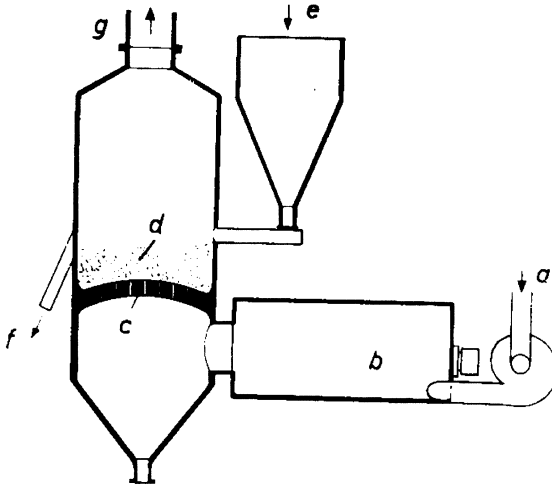


Figura 24

Otros sistemas utilizan una serie de lechos superpuestos de forma que pueda aprovechar mejor la capacidad de secado del gas entrante. La circulación de sólidos es a través de rebosa-

deros, del tipo de una columna de platos de rectificación. Otras veces los lechos están dispuestos horizontalmente, en este caso, lógicamente se requiere un mayor consumo de gas.

Bibliografía

Coulson, J.M. y Richardson, J.F.; “Chemical Engineering. II. Unit Operations”, 3ª ed. Pergamon Press, Oxford, 1977-1978.

Keey, R.B.; “Introduction to Industrial Drying Operations”. Pergamon Press, Nueva York, 1976.

Keey, R.B.; “Drying. Principles and Practice”. Pergamon Press, Nueva York, 1976.

Mujumdar, A.A. (ed.); “Handbook of Industrial Drying”. Marcel Dekker, Nueva York, 1987.

Mujumdar, A.A. (ed.); “Drying of Solids”. John Wiley, Nueva Delhi, 1987.

Treybal, R.E.; “Mass Transfer Operations”. 3ª ed. McGraw-Hill, New York, 1980.

Problemas

1. Se necesita desecar 100 kg/h de $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$, desde 5,26 a 0,526 kg de agua libre por cada 100 kg de material seco, en un desecador de túnel. A causa de que esta sal pierde su agua de cristalización, si se le somete a condiciones inconvenientes de temperatura y humedad, un estudio previo de sus propiedades aconseja utilizar en su desecación aire que tenga inicialmente una temperatura de 21°C y una humedad relativa del 80%, y que abandone el secador con 26°C de temperatura y un 83% de humedad como máximo, La humedad crítica excede los 5,3 kg de agua por 100 kg de material seco. En el desecador los cristales forman una capa de 2,5 cm de espesor sobre bandejas perforadas, situadas unas sobre otras de modo que dejen un espacio libre entre ellas también de 2,5 cm. El aire pasa por entre las bandejas con una velocidad másica de 120 kg/(min)(m² de sección libre de paso transversal). Experimentos previos prueban que para $X < X_c$ la velocidad de secado viene representada por la ecuación:

$$-dX/d\theta = k \cdot X (Y_w - Y)$$

siendo el valor de $k=180$ si el tiempo se expresa en horas y la humedad en la forma habitual.

Calcular las dimensiones mínimas del secador.

Datos y Notas:

- Supóngase que las bandejas son cuadradas, de 1 m de lado.
- La densidad aparente del producto húmedo es de 900 kg/m^3 .
- La circulación sólido-aire es en contracorriente.

2. Se quiere desecar 2500 kg por hora de un material con 48% de humedad (base húmeda) hasta un contenido de agua de 8% (base húmeda). Se decide utilizar un secador de túnel adiabático. El material circulará en paralelo con el aire que a su entrada tiene una temperatura de 56°C y una temperatura húmeda de 27°C . La temperatura seca de salida se desea que sea 32°C .

- a) Calcular el gasto másico de aire.
- b) ¿Cuáles son las condiciones críticas?
- c) ¿Cuál es la máxima velocidad de desecación?
- d) Calcular el tiempo de desecación necesaria.
- e) Calcular la longitud de desecador que se requiere.

Datos y Notas: La humedad de equilibrio es despreciable. Para el transporte de materia se dispone de unas vagonetas

Secado II

provistas de bandejas con fondo de tela metálica. Es posible colocar 50 kg de material húmedo por cada metro cuadrado de bandeja, correspondiendo 80 m² de superficie de las mismas por cada metro de longitud de desecador. Los datos de laboratorio obtenidos en condiciones de desecación constantes con el material dispuesto en igual forma que luego ha de tener en el desecador industrial y utilizando la misma velocidad másica de aire son:

$(Y_i - Y)$	X	$- dX / d\theta$
0.002	0.90	0.020
	0.10	0.009
0.006	0.90	0.060
	0.15	0.029
0.010	0.90	0.100
	0.30	0.076
	0.15	0.048
0.014	0.90	0.140
	0.30	0.092
	0.15	0.048
0.018	0.90	0.180
	0.40	0.136
	0.20	0.073
0.022	0.90	0.220
	0.50	0.185
	0.30	0.124
0.026	0.10	0.053
	0.90	0.260
	0.50	0.207
	0.30	0.140
	0.10	0.059

Las condiciones críticas están situadas todas sobre una recta de ecuación:

$$(-dX/d\theta)_c = 0.467 X_c - 0.0933$$

3. Se ha de diseñar un túnel de secado para trabajar en continuo en el secado de un material granular que irá colocado en bandejas. Las dimensiones del túnel serán tales que en cada metro lineal pueden situarse 400 kg. de material seco. El sólido a secar tiene una humedad inicial de 0,9 kg de agua/kg de material seco y se ha de almacenar con una humedad final de 0,05 kg de agua/kg de material seco. El aire a la salida del secador debe tener un valor de $Y_i - Y$ de 0,01 kg de agua/kg de aire seco y se van a emplear 25 kg de aire seco por cada kg de sólido seco que entra en el túnel. Se tiene la posibilidad de elegir entre circulación en contracorriente y en paralelo, basándose la elección únicamente en consideraciones económicas. Calcular:

- a) Valor de $Y_i - Y$ del aire de entrada.
- b) Velocidad máxima de secado que se conseguirá en contracorriente y en paralelo.
- c) Longitud del secador para la circulación elegida justificando dicha elección.

Datos y Notas:

Experimentos previos de secado han demostrado que:

- la humedad de equilibrio es despreciable.
- la humedad crítica es independiente de las características del aire utilizado y vale 0,25 kg de agua/kg de sólido seco.
- a la temperatura que va a realizarse el secado puede suponerse que durante el periodo de velocidad de secado constante, la velocidad de secado está relacionada con las condiciones del aire mediante la expresión: $-dX/d\theta = I_0(Y_c - Y)$
- durante el periodo de velocidad de secado decreciente el descenso de ésta es directamente proporcional a la humedad libre del sólido.

Se quiere obtener una producción horaria de una tonelada de material seco.

4. Se desea diseñar un secadero adiabático continuo con flujo en contracorriente para secar 250 kg de sólido poroso por hora, desde una humedad del 60 hasta el 10% (base húmeda). Se ha de emplear aire cuyas temperaturas seca y húmeda son 50 y 25°C, respectivamente, la humedad del aire a la salida ha de ser de 0.012. La humedad media de equilibrio del sólido es

del 5% del peso seco. La humedad total en base húmeda en el punto crítico es del 30%. Se supone que el sólido permanece a una temperatura 1.5°C superior a la temperatura húmeda del aire dentro del secadero. El coeficiente de transferencia de materia k es $245 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2\cdot\Delta X$. La superficie expuesta al aire es de 0.2 m^2 por kg de sólido seco.

a) Calcúlese el tiempo que ha de permanecer el sólido dentro del secadero.

b) Comentar la viabilidad del problema desde el punto de vista práctico.

5. Una plancha de pulpa de papel de dimensiones $150 \text{ cm} \times 120 \text{ cm} \times 0.6 \text{ cm}$ se ha de secar en condiciones constantes de secado desde el 45% hasta el 25% (base húmeda). En experiencias previas realizadas en condiciones análogas se ha encontrado que la velocidad de secado para el periodo antecrítico es de $1.50 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2$, siendo la humedad crítica de 1 kg/kg de sólido seco.

a) Calcular el tiempo necesario para efectuar el secado de ambas caras si el peso de la plancha de pulpa seca es de 3 kg . Suponer, especificándolo con claridad, todos aquellos datos adicionales que se considere que son necesarios para la resolución del problema.

- b) Si el mismo sólido se introduce, de forma continua y en contracorriente, en un secadero de túnel adiabático, con el fin de reducir aun más su humedad, desde el 25% anterior hasta el 10%, utilizando aire a 80°C con una humedad absoluta de $0.005 \text{ kg agua/kg aire seco}$, y se utilizan 95 kg de aire seco por cada kg de sólido seco, ¿cuáles serán las velocidades de secado máxima y mínima?. Se ha comprobado que la velocidad crítica de secado es independiente de las condiciones de secado y que la velocidad de secado varía linealmente con el gradiente de humedad.

Datos: En el periodo antecrítico, para $\Delta Y = 0.001$ la velocidad de secado es de $0.02 \text{ (kg agua/kg sólido seco)/h}$ y para $\Delta Y = 0.004$, de $0.08 \text{ (kg agua/kg sólido seco)/h}$.

Soluciones a los problemas propuestos

Tema 1

1. a) 80 kg, 53.3 kg; b) 40 kg, 52.6 kg.
2. a) 3040 kg; b) 822.9 kg; c) 362.3 kg.

Tema 2

1. e) 1.429 kg ácido propiónico/kg agua.
2. a) Fase acuosa: 2.4% ácido acético y 0.1% cloroformo; Fase orgánica: 6% ácido acético y 93% cloroformo. b) Fase acuosa: 51% ácido acético y 18% cloroformo; Fase orgánica: 28% ácido acético y 67% cloroformo. c) Se trata de una mezcla homogénea.
3. c) Fase acuosa: 0.79% clorobenceno y 23.01% piridina; Fase orgánica: 71.33% clorobenceno y 27.05% piridina. d) Se trata de una mezcla homogénea.

Soluciones a los problemas propuestos

4. a) 5250 kg y 6.12 kg; b) 0.746 kg ácido acético/(kg ácido acético + kg cloroformo); c) 6.12 kg; d) Fase acuosa: 20% ácido acético y 80% agua; Fase orgánica: 5% ácido acético y 1% agua; e) 93.9 kg refinado y 126.1 kg extracto; f) 1 y 0.05; g) 84.1 %.

5. Se necesitan tres contactos: 1º - Extracto con 415% de ácido acético y 53% de agua y refinado con 18% de ácido acético y 25% de agua; 2º - Extracto con 12% de ácido acético y 87% de agua y refinado con 2% de ácido acético y 0.5% de agua; 3º- Extracto con 2% de ácido acético y 98% de agua y refinado con 0.5% de ácido acético y 0.5% de agua. La composición en base libre de disolvente del último refinado es de 0.005.

6. a) No. Se consigue un refinado con el 19% de acetona. b) Si. El refinado tiene menos del 15% de acetona.

7. a) 5 etapas; b) 1ª etapa: 45% acetona; 2ª etapa: 36% acetona; 3ª etapa: 28% acetona; 4ª etapa: 21% acetona; 5ª etapa: 17% acetona; c) Refinado con 7% de acetona y extracto con 17% de acetona.

8. a) Dos; b) Refinado: 6% S y 0.5% A. 284.3 kg; Extracto: 13% S y 85% A. 987.6 kg; c) 0.867.

9. a) 4600 kg; b) 8 etapas, 3147 kg.

10. a) 3.12; b) 4 etapas.

11. a) Solute; 24.9%, disolvente: 70.6%; b) $E_1 = 1381.5$ kg y $R_N = 168.5$ kg; c) Introducción de alimento: etapa 2. Extracción de producto: etapa 3; d) seis etapas.

12. a) 4.02; b) $R_o = 246.1$ kg; 10 etapas.

13. $E_{o1} = 132$ kg/h, $E_{o2} = E_{o3} = 290.2$ kg/h.

Tema 3

1. a) $c_i = 0.004$ g/cm³, $p_i = 0.0034$ atm;) $c_i = 0.0016$ g/cm³, $p_i = 0.0013$ atm.

2. $K_G = 1.382 \cdot 10^{-6}$ mol/(atm·m²·s), $N_{CO_2} = 9.95 \cdot 10^{-6}$ mol/(m²·s), la transferencia de materia se produce desde la fase líquida a la fase gas.

3. 2.99 m, 3.04 m.

4. a) 172.6 kg/h; b) 0.150; c) NUT = 4.61, 6 etapas teóricas; d) 19.1 m.

5. $Y_2 = 0.0012$

6. a) 39.3 kmol/(h.m2); b) 5.47 m.

7. 1.40 m.

Soluciones a los problemas propuestos

8. 5.12 m.

9. a) $3.99 \text{ kmol}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$; b) 2 etapas teóricas; c) 8.18 m.

10. 12.5 m.

11. a) $5.84 \text{ kg}/(\text{min}\cdot\text{m}^2)$; b) 1.42 m.

Tema 4

1. a) 0.01 kg agua/kg aire seco, 0.325, 14°C , 0.0158 atm, $1.149 \text{ kg}/\text{m}^3$, $0.879 \text{ m}^3/\text{kg}$.

2. 0.004 kg agua/kg aire seco, 4.095 kg.

3. a) 256647.9 kcal/h; b) 432.3 kg; 34°C , 400.4 kg.

4. a) 12°C ; b) 0.0087 kg agua/kg aire seco; c) 58; d) 260.9 kJ; e) 0.085 kg; f) 33°C

5. a) 22°C , 28.5°C , 32°C , 34°C ; b) Se eliminan 0.139 kg agua; c) 107°C .

6. a) y b) Aire inicial: 0.0162 kg agua/kg aire seco y $\phi = 0.4$. Aire de lavado: 0.019 kg agua/kg aire seco y $\phi = 1$. Aire precalentado: 0.019 kg agua/kg aire seco y $\phi = 0.08$. Aire de salida: 0.034 kg agua/kg aire seco y $\phi = 0.72$; c) 2700 kg/h; d) $2541 \text{ m}^3/\text{h}$; e) 40.5 kW.

8. 0.183 kg/kg aire seco; $\phi = 0.456$; 22.4°C ; 23.7°C .

Tema 5

1. 110.7 m^3 .
2. i) $K'a = 0.0208 (L_m/S)(M'/S)^{0.42}$; ii) 2.86 m .
3. a) 31.8°C ; 75.7 kJ/kg .
4. a) 0.75 m ; b) $4998.8 \text{ kJ}/(\text{h}\cdot\text{m}^3\cdot\text{C}^\circ)$; c) 31.8°C , $8097.7 \text{ kg}/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$.

Tema 6

1. BET: $k = 30.65$, $X_1 = 0.0856 \text{ kg agua/kg sólido seco}$; Henderson: Recta 1, $c = 0.375 \text{ K}^{-1}$, $n = 2.67$; Recta 2, $c = 0.0114 \text{ K}^{-1}$, $n = 0.528$.
2. a) 0.72°C ; b) $2.25\cdot 10^{-5} \text{ kg acetona/kg sólido seco/h}$; c) 24.5 s .
3. 4.81 h .
4. 10.0 h .
5. 0.95 h .

Tema 7

1. altura = 0.25 m ; longitud 9.1 .
2. a) 108695.7 kg/h ; b) $v_c = 0.045 \text{ kg/h}$, $X_c = 0.298$, $\Delta Y_c = 0.046$; c) $0.116 \text{ kg agua/kg sólido seco/h}$; d) 23.7 h ; e) 14.8 m .

Soluciones a los problemas propuestos

3. a) 0.044; b) Contracorriente: 0.36 kg agua/kg aire seco/h; paralelo: 0.44 kg agua/kg aire seco/h; c) Contracorriente, 11 m.

4. 3.44 h.

5. a) La velocidad de secado varía linealmente con la humedad libre, la humedad de equilibrio es despreciable, 0.49 h; b) Máxima: 0.138 kg agua/kg sólido seco/h, mínima: 0.04 kg agua/kg sólido seco/h.