ANÁLISIS DE LA INTEGRACIÓN ENERGÉTICA EN LOS PROCESOS TECNOLÓGICOS DE LA INDUSTRIA AZUCARERA

Rubén Espinosa Pedraja
Yoanka Esquerra Roque
Serafín Machado Benavides
Raúl Pérez Bermúdez

UCLV
Feijóo
ISBN: 959-250-015-0

Análisis de la integración energética en los procesos tecnológicos de la industria azucarera

Rubén Espinosa Pedraja
Yoanka Esquerra Roque
Serafín Machado Benavides
Raúl Pérez Bermúdez

Centro de Análisis de Procesos, Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas

Redacción: Liset Ravelo Romero
Corrección: María Mireya Pérez
Diseño: Carolina Vilches

© Rubén Espinosa Pedraja, 2001
© Editorial Feijóo, 2001

Editorial Feijóo
Carretera a Camajuaní km 5 ½
C.P.: 54830

ISBN: 959-250-015-0

ÍNDICE GENERAL

INTRODUCCIÓN	4
BASES DE LA INTEGRACIÓN DE PROCESOS	8
ANÁLISIS PINCH Y SUS CONCEPTOS BÁSICOS	10
APLICACIÓN DEL MÉTODO PINCH A PROCESOS DISCONTINUOS	13
ANÁLISIS DEL POTENCIAL DE COGENERACIÓN	17
ESTADO ENERGÉTICO DE LA INDUSTRIA AZUCARERA	19
C.A.I. HÉCTOR RODRÍGUEZ	22
C.A.I. ABEL SANTAMARÍA	35
C.A.I. HERIBERTO DUQUESNE	51
C.A.I. QUINTÍN BANDERAS	56
C.A.I. PERUCHO FIGUEREDO	62
C.A.I. MARCELO SALADO	70
CONCLUSIONES GENERALES	75
BIBLIOGRAFÍA	77

Introducción

La producción de azúcar de caña, que ha sido a lo largo de muchos años uno de los más importantes renglones de nuestra economía, tiene la prioridad única, entre las grandes industrias, de obtener de la materia prima el combustible necesario para suministrar la energía que requiere el proceso y un exceso que se destina a consumidores externos. Esta alternativa ha sido explotada con muy poca intensidad manteniéndose un bajo aprovechamiento de las reservas energéticas que posee la caña, por lo que representa un pilar fundamental en el desarrollo económico del país.

Es de vital importancia la proyección de ciclos termodinámicos más eficientes que los aplicados, para esto resulta una prioridad la construcción en los centrales azucareros de instalaciones adecuadas de generación eléctrica que independientemente de que no estén a la altura de los sistemas convencionales, tengan como ventaja que sean rentables con superioridad en los índices de generación que conduzcan al desarrollo de la eficiencia económica, con su propio combustible.

Las tareas a ejecutar para garantizar la modernización de los ciclos termodinámicos eficientes están dadas por el uso de residuos cañeros (RAC) como combustible, la generación de energía eléctrica todo el año, la racionalización de los consumos propios de energía eléctrica contrarrestando el sobredimensionamiento, la sustitución de equipos de transferencias de calor por otros que garanticen la disminución de los consumos de vapor de escape en el proceso, y el aumento de la eficiencia de la planta de generación de vapor, etcétera.

Para garantizar lo expuesto anteriormente es necesario darle a los análisis de los esquemas energéticos un tratamiento profundo lo cual no es posible con la sola aplicación de los balances de materiales y energía convencionales, ya que no determinan todos los tipos de pérdidas, ni demuestran de forma general su distribución y jerarquización. A través de la aplicación de los métodos de análisis basados en la segunda ley de la termodinámica es posible determinar la verdadera distribución de las pérdidas y su magnitud en la instalación térmica, que proporciona la valoración cualitativa de las transformaciones de la energía de forma cuantitativa considerando el potencial de temperatura en los flujos térmicos. Existen varios métodos basados en esta ley, uno de ellos es el Método Pinch el cual proporciona de forma eficiente los verdaderos requerimientos de energía de un proceso, permitiendo la integración de todo el sistema, lo cual se opone a la optimización de las partes de un proceso de forma aislada. En los métodos tradicionales ocurre lo contrario, ya que los mismos logran optimizaciones de cada sistema por separado.

De todo lo anteriormente expuesto se pueden declarar los siguientes objetivos:

1. Validación de las metodología para el análisis energético de la industria azucarera utilizando la metodología convencional y una metodología de punta.
2. Aplicación de la metodología seleccionada para el análisis energético a un proceso industrial azucarero determinado.

3. Comparación de los resultados alcanzados por ambas vías metodológicas para establecer las diferencias y logros en el ahorro de energía e inversiones.
4. Generalizar el método mediante la aplicación de la metodología de punta a sistemas disímiles dentro de la industria azucarera.
5. Análisis final de los resultados obtenidos y concluir sobre las posibles variantes que mejoren la eficiencia energética de los procesos azucareros estudiados.

Antecedentes y estado actual de la temática

El balance energético favorable en un ingenio se produce cuando el consumo de vapor de los motores primarios es ligeramente inferior al consumo de vapor en el proceso tecnológico y existe además un sobrante de bagazo superior al 4 % del total producido.

Este sistema termoenergético por estar anexo a una fábrica de producción química, es en sí el más complejo entre los esquemas existentes, ya que el vapor exhausto producido o de escape de las turbinas y máquinas de moler, al producir trabajo mecánico o eléctrico, es utilizado en la fabricación de azúcar. Luego, los equipos del proceso son los reales responsables del balance de energía, cuando no existan fallos operativos o de diseño en las calderas y motores primarios.

Existen varias prioridades fundamentales con respecto al balance de energía y sin las cuales la operación de la fábrica deja de ser efectiva:
¿Qué eficiencia fabril es posible obtener sin alterar el balance energético?
¿Cuál es el consumo real y necesario de vapor en el proceso?
¿Dónde y en qué medida son las pérdidas de calor del sistema y cómo minimizarlas?
¿Cómo hacer de nuestra fábrica un modelo efectivo en el consumo energético?

Es un aspecto de gran importancia económica la forma de realizar el análisis, el control y la operación, así como las variantes para aplicar mejoras en los esquemas térmicos dentro de la industria.

Es una premisa fundamental la búsqueda del ahorro de energía con objetivos principales tales como:
Utilización de energías alternativas.
Perfeccionar los aislamientos.
Técnicas de recuperación de energías residuales.
Definición de los puntos de toma de medida y esquema del proceso.
Técnicas de ahorro energético en la generación de vapor.
Otras técnicas para mejorar la eficiencia de los equipos instalados.

Además de estas consideraciones existen varias más que se pueden aplicar en la industria azucarera, pero las mayores posibilidades de ahorro de energía se centran en las modificaciones de los procesos y la utilización de equipos más eficientes.

Cuando se está analizando el proceso la problemática número uno que se presenta es la determinación de las posibilidades que existen realmente de ahorrar energía. Esto se puede realizar aplicando un estudio con los siguientes aspectos:
Balance de calor (energía térmica).
Balance de exergía (trabajo útil).
Fuentes energéticas alternativas.

El balance de calor es la principal información que permite deducir correctamente el rendimiento térmico de este y valorar las pérdidas que puedan disminuirse. Es decir, consiste en una comparación entre las sumas de las diferentes formas de energía que entran y salen del sistema, todas referidas a la misma unidad de tiempo y expresadas en las mismas unidades térmicas.

El balance de calor debe ir unido al de materiales y este a su vez verse condicionado por el diagrama de flujo de la fábrica, donde deben estar presentes todos los circuitos, ya que determinadas desviaciones pueden explicarse a veces por flujos no controlados.
Existen varios métodos computacionales para la aplicación de los balances de calor,de estos los más usados son los siguientes:
Termoazúcar
AGE
Óptimos
Energía
Todos estos métodos están basados en la primera ley de la termodinámica, obteniédose los consumos de vapor y calor de los diferentes equipos que componen un esquema térmico de una fábrica de azúcar. Derivado de la práctica se concluye que los de más rápida respuesta y que permiten una mejor interacción son los tres últimos.

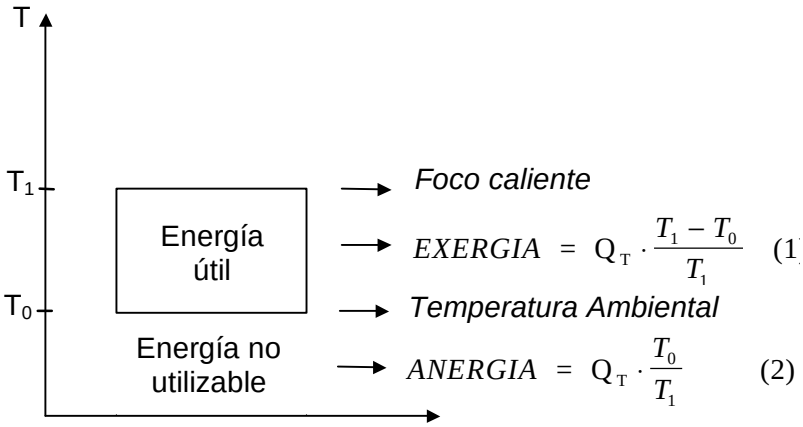
De igual forma existen varios métodos para la aplicación del balance exergético, de los cuales los más conocidos son los siguientes
Método de las pérdidas exergéticas.
Método termoeconómico
Método de integración de procesos(Tecnología PINCH)

Solamente se hará uso del último método ya que se basa en la primera y segunda leyes de la termodinámica y contempla también un análisis económico del proceso.

Consideraciones para la realización de estudios exergéticos

A través de este balance es posible analizar el grado de perfeccionamiento termodinámico de cualquier elemento de la instalación, sin tener que recurrir previamente a la capacidad de trabajo de la misma en su conjunto y las pérdidas de capacidad de trabajo en todos sus elementos, lo que en cierto grado simplifica la técnica de los cálculos de dichas pérdidas.

Para un sistema de energía total se tendrá:



energía = exergía + anergía (3)

donde:

Energía - es la parte de la energía transformable en trabajo útil = $Qt\,\frac{T1-To}{To}$

Anergía - es la energía no utilizable = $Qt\,\frac{To}{T1}$

donde:

T1 - es la temperatura del foco caliente.

T0 - es la temperatura ambiental.

Son totalmente exergía la energía mecánica y eléctrica, ya que no existen limitaciones teóricas para su transformación total en trabajo con un rendimiento limitado que depende fundamentalmente de la temperatura ambiental y del foco ambiental. Desde el punto de vista práctico es más importante conocer la exergía disponible que la energía.

Para realizar el balance exergético debe utilizarse una técnica análoga a la utilizada en el balance de calor. La realización del mismo nos permite obtener una argumentación completa acerca del estado actual de la fábrica y nos corrige los posibles errores en que podemos incurrir si solo utilizamos el balance energético. Algunos de estos se relacionan a continuación:

Consideraciones erróneas acerca de la distribución real y jerarquización de los subsistemas del proceso, de acuerdo al peso relativo de sus pérdidas respecto al subsistema general.

Deficiente integralidad en el estudio de la energía disponible en el proceso.

Valoración incorrecta del precio de la energía utilizada en cualquier estado del sistema.

Posterior al balance energético es de gran importancia seguir una metodología capaz de alcanzar ahorros y reducir el consumo de esta energía, la cual depende de:

Tipo de proceso.

Vida de la planta y rigurosidad en el mantenimiento.

Consumo específico.
Control sistemático de los parámetros de operación y de las incidencias.
Productos que se manejan.

Las medidas encaminadas a reducir la demanda de energía pueden ser potencializadas en la fábrica a través del cumplimiento de los siguientes aspectos.

Todas las industrias no tienen el presupuesto económico suficiente para realizar transformaciones importantes, por esta razón, en determinadas fábricas se hacen cambios significativos y en otras solo se aplican mejoras que no impliquen grandes inversiones. Por lo que podemos decir que existen inversiones a corto y largo plazo.

Cuando se realizan mejoras a corto plazo el balance termoenergético aporta:
Energía no recuperada en afluentes o disipados a través de otros agentes.
Situación de la industria respecto al consumo actual y teórico.
Puntos de máximo y mínimo consumos.
Cambios o mejoras en la operación.
Optimización del proceso o de parte del mismo.
Mejoras en el aislamiento.
Mejoras en la distribución de vapor.
Ejecución de pequeños proyectos.

Cuando se realizan mejoras a largo plazo pueden suponer un ahorro de hasta el 30 %, las cuales pueden situarse en las siguientes áreas:
Mejoras en los ciclos termodinámicos.
Generación de vapor.
Mejoras en el aprovechamiento del calor.
Cambios sustanciales en el proceso.
Recuperación máxima de la energía.
Uso de la cogeneración (energía total).
Utilización de otros combustibles.
Cambios de la materia prima.

Bases de la integración de procesos

La integración de procesos de una forma muy general se ha utilizado a través de muchos años. Sin embargo, recientemente ha sido transformada en una herramienta primordial a través del uso de la experiencia de ingeniería y de la observación de modelos específicos en procesos específicos.

En los sistemas de energía, los cálculos se basan fundamentalmente en las leyes de la termodinámica. La primera ley (ley de la conservación de la energía) describe los flujos de la energía a través de las fronteras de un sistema y la segunda ley describe la pérdida de potencial.

La segunda ley de la termodinámica es calculada generalmente en términos de variación de entropía y de esta el trabajo útil (exergía). Ellos son evaluados para cualquier sistema a través de ecuaciones bien argumentadas. Los primeros trabajos que popularizaron las aplicaciones de esta segunda ley basados en el equilibrio termodinámico en términos de energía obtenible, entropía o exergía fueron realizados por Keenan (1932), Bosnjankovic (1935), Rant (1956), Grassiman (1959) y muchos otros. Sin embargo las aplicaciones industriales han contrarrestado el entusiasmo académico a excepción de determinados sistemas a bajas temperaturas y los ciclos de potencia, los procesos industriales no se pueden interpretar totalmente a través de la segunda ley.

Existen tres causas fundamentales para esta aparente falta de resultados prácticos.

1. Cambios de equipamientos: La seguridad, los materiales y otras restricciones limitan el cambio del equipamiento obtenible prácticamente. Estas ineficiencias y las pérdidas son también inevitables parcialmente.
2. Interacción entre redes: Los sistemas complejos usualmente contienen un número de unidades de operaciones diferentes con múltiples interconexiones e interacciones no triviales, esto en el contexto de las pérdidas en las redes es raramente producido donde ellos ocurren y la magnitud de las pérdidas en muy pocas ocasiones relacionan todas las ganancias que se obtendrían si las pérdidas se eliminaran.
3. Costo de inversión: La interrelación entre la energía y los costos de inversión requieren de una cierta ineficiencia en términos de segunda ley para lograr velocidades de procesos y tamaño de equipos finitos.

Las relaciones numéricas entre la eficiencia del proceso, su velocidad y además el tamaño del equipamiento y los costos de inversión están fuera del equilibrio termodinámico. Por lo que las ineficiencias y las pérdidas son inevitables.

Con la aplicación de la Tecnología Pinch (TP), esto se ha transformado, porque permite que la integración de procesos sea conducida de una manera científica y sistemática.

Las ventajas en los costos en términos de energía e inversión (ambos inclusive) han sido significativas.

En sus comienzos la TP surgió como una herramienta de trabajo para el diseño de redes de intercambiadores de calor y la característica principal del método consistía en darle al diseñador conceptos simples para interactuar con el diseño. Difiere de los métodos de caja negra porque el que los usa siempre conoce y tiene con detalles y profundidad el control del mismo.

La TP fue reconocida como una herramienta que no estaba restringida solamente a la conservación de la energía, sino que era una herramienta general de la ingeniería de procesos que tenía mucho que expresar acerca del diseño de reactores, reciclajes de procesos, esquemas de separación, diseños de sistemas de utilidades, focos de emisión, procesos a bajas temperaturas, integración de procesos a templa, optimización de la caída de presión, diseño multibases, etc.

Esta tecnología se encuentra en continua evolución, así como el conocimiento de cómo debe ser usada en el concepto general de la ingeniería de procesos. En los momentos actuales se considera que el diseño de planta de proceso y el sistema de utilidades pueden ser conducidos simultáneamente, logrando los sistemas óptimos. Para esto ha sido reportada recientemente una metodología.

Análisis Pinch y sus conceptos básicos

Los conceptos de la TP que se utilizan con mayor frecuencia son:
Curvas de composición simples.
Punto de pellizco (Pich).
Curvas de composición grande.

- Curvas de composición simples.

Estas se construyen a partir de los datos de las corrientes (temperatura y capacidad calorífica), derivados de los balances de materiales y energía del proceso.

A través de esta gráfica el diseñador puede predecir los focos mínimos fríos y calientes previo al diseño del proceso. Permite comprender mejor la fuerza impulsora total para la transferencia de calor del proceso y localiza la recuperación del calor en el punto de pellizco.

Estas curvas se obtienen por sobreposición de las corrientes frías y calientes, en un diagrama (T vs H) las corrientes son separadas por la mínima diferencia de temperatura (Δtmin).

Se puede recuperar el calor donde los perfiles se sobreponen mientras que las aberturas de los terminales muestran las necesidades de calentamiento y enfriamiento.

El sistema está dividido en dos sistemas termodinámicamente separados por el punto Pinch. Cada uno es un balance de entalpía con sus blancos (requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento). Esto nos da la simple, pero poderosa observación de que los blancos solo serán obtenidos si no hay transferencia de calor a través del Pinch, lo cual es significativo. Solo tenemos que buscar una estructura de red que minimice el consumo de energía. Con este principio del Pinch es fácil diseñar plantas energéticas eficientes.

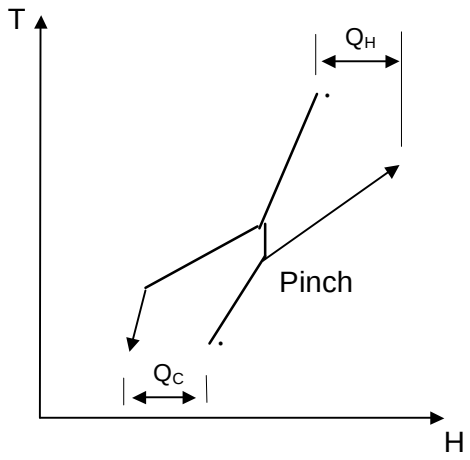


Figura 2. Curvas compuestas

Punto de pellizco. (Pinch)

Es el menor valor de las temperaturas de las corrientes calientes por sobre el cual ningún enfriamiento utilitario puede llevarse a cabo. Es también el mayor valor de temperatura de las corrientes frías por debajo del cual ningún calentamiento utilitario puede llevarse a cabo. Estos valores externos pueden ser determinados por las curvas de contenido de calor o las tablas de Hoffman para la determinación de los requerimientos mínimos de las unidades. Este concepto solo tiene sentido en aquellas redes donde se desarrollan de forma simultánea un enfriamiento con agua y un calentamiento con vapor

Curvas de composición grandes

Estas curvas están basadas al igual que las curvas de composición sobre las mismas corrientes del proceso, dando a conocer la interfase entre el proceso y la utilidad.

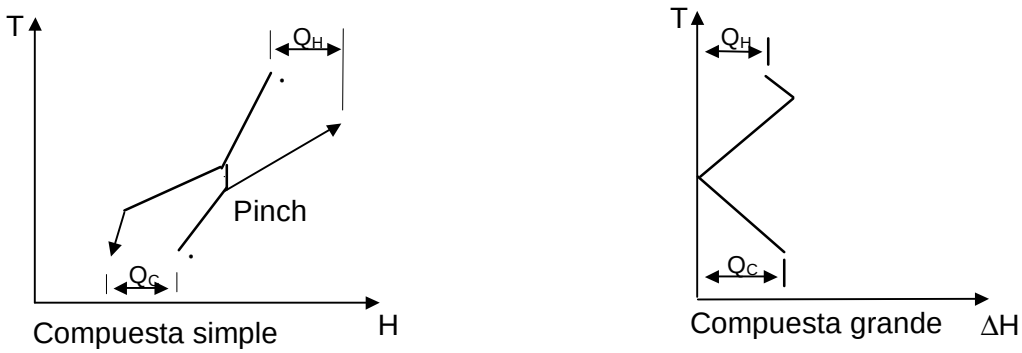


Figura 3. Curvas de composición grandes

Estas se construyen trasladando las curvas de composición hasta la vertical ploteando contra la separación horizontal.

A través de estas curvas se localiza dónde el calor será transferido entre las utilidades y el proceso y dónde este último puede satisfacer su propia demanda de calor, así como el lugar apropiado para los equipos del proceso. Este concepto puede ser aplicado a cualquier operación o equipo que pueda ser representado en términos de fuentes y sumideros, ejemplos:
Evaporadores
Hornos químicos
Bombas de calor (termocompresión).
Máquinas de vapor, etc.

Mediante las curvas de composición se puede predecir el área de transferencia de calor para cualquier dato del proceso, aplicándose la siguiente ecuación:

$$Amin = \sum_{1}^{\text{int ervalo}} \frac{1}{\Delta tml} \sum_{1}^{corrientes} \frac{qi}{hj} \qquad ; m^2$$

donde:
Δtml – media logarítmica de la diferencia de temperatura.
qi _ carga de calor de cada corriente (carga/ Ncorriente).
hj – coeficiente de transferencia de calor de cada corriente (coef.pelicular de t.c., Ncorriente)

Dado el costo de las utilidades (según las curvas de composición) y el costo de la inversión de los equipos (de acuerdo al área de transferencia de calor),es posible determinar el costo total para cualquier (Δtmin) al diseño final. De esta forma se puede optimizar el proceso, ya que el método Pinch guía al diseñador a integrar los costos de inversión y de energía con vistas a optimizar el proceso para cualquier etapa.

Para seleccionar apropiadamente las utilidades, la Tecnología Pinch admite que cualquier elección de utilidades puede satisfacer el blanco energético.

Este blanco aparece como el exceso (abertura) en las curvas de composición. Esto no implica que el uso del utilitario esté necesariamente confinado a la temperatura final del proceso. Lo fundamental es satisfacer cualquier déficit en términos de carga de calor y esto puede ser posible a temperaturas de nivel intermedio.

El procedimiento de diseño está basado en ciertas ideas para energía e integración de potencia que se muestran a continuación:

- Remover calor solamente por debajo del Pinch.
- Adicionar calor al proceso solo por encima de la temperatura Pinch.
- Un posible intercambio justo por encima del Pinch requiere:

$$Fc \cdot Cpc = Ff \cdot Cpf$$

donde:

Fc - Flujo de fluido caliente.

Ff - Flujo de fluido frío.

Cpc y Cpf - las respectivas capacidades caloríficas de ambos fluidos.

1. Si se adiciona energía extra al proceso, se removerá igual cantidad de energía para el equipamiento.
2. Siempre es posible instalar máquinas térmicas por encima o por debajo del Pinch.
3. Las bombas de calor se colocan a través del pellizco.
4. Aplicación de TP al proceso de producción de azúcar crudo.

Con la aplicación de la TP en la industria azucarera, se obtuvo como resultado que los procesos de calentamiento y enfriamiento no presentaron dificultades. Pero cuando se intentó hacer lo mismo con evaporadores y cristalizadores no se halló la forma posible de representar las curvas compuestas, ni las simples, debido a que el jugo de caña al ser sometido a evaporación aumenta su Bx disminuyendo su temperatura en algunos casos, además de la existencia de un cambio de fase.

Sin embargo, a nivel mundial en años recientes se han venido desarrollando varios planes de perfeccionamiento tecnológico y energético en plantas que ha incluido el cierre de algunas y el aumento de la capacidad de otras. Estos trabajos se han ejecutado con el apoyo de las técnicas de integración de procesos y análisis Pinch. Otros autores llegan a la conclusión de que el análisis Pinch como método de trabajo debe usarse para la utilización del aprovechamiento del vapor de escape, ilustrando con ello la repercusión de esta optimización en la carga de calor del proceso.

En un central refinería, Christodovlov realizó otro estudio llegando a la conclusión de instalar nuevos sistemas de generación de vapor y potencia.

Aplicación del método Pinch a procesos discontinuos

Los parámetros de procesos para sistemas discontinuos son dependientes del tiempo. La transferencia de calor de las corrientes discontinuas frías y calientes es restringida no solo por la temperatura sino también por el tiempo (24).

Se propone tratar las restricciones de tiempo como primarias y las de temperatura como secundarias.

<u>Restricciones de tiempo</u>

Si se consideran sólo las restricciones de tiempo, el calor transferido se puede obtener en términos de diferencia de temperatura y el calor total removido puede ser calculado como:

$$\Delta Q = Cp * (T_o - T_1) * (t_1 - t_o)$$

donde:
Cp: Capacidad calorífica.
T_o, T_1: Temperaturas iniciales y finales.
t_o, t_1: Tiempo inicial y final.
Se obtienen así las curvas de composición frías y calientes para el proceso.

Las restricciones de tiempo limitan la cantidad de calor recobrado de las corrientes calientes a las frías. Este límite de calor recobrado indirectamente puede ser obtenido a través de las curvas de composición grandes.

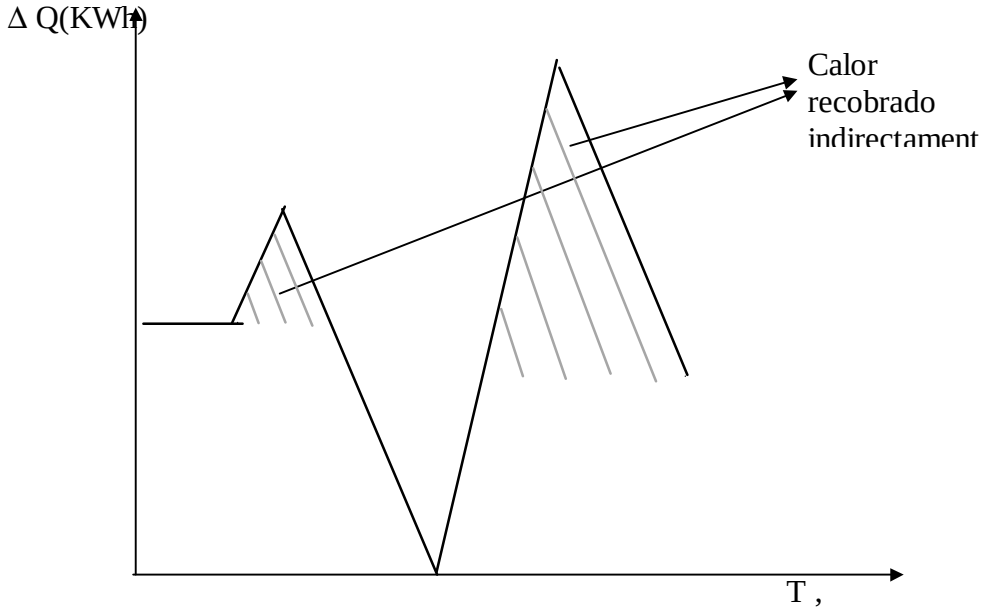


Figura 5

Las áreas sombreadas representan el calor que es recobrado de un período de tiempo a otro, en forma indirecta por vía de calor almacenado.

Este requiere capital extra y costos de operación para los tanques de almacenamiento.

Restricciones de temperatura

Las restricciones de temperatura deben ser satisfechas. En cada intervalo de temperatura la diferencia mínima entre las corrientes frías y calientes es ΔT mínimo, el cual hace posible la transferencia de calor, por lo tanto aplicando el análisis previo para restricciones de tiempo de las corrientes en cada intervalo de temperatura deben ser satisfechas ambas.

Las oportunidades de recuperación de calor son exploradas primero a través del tiempo sin degradación del calor. Si se trabaja en cascada a través del tiempo, entonces el exceso de calor es llevado al próximo intervalo de temperatura y así sucesivamente. Dando preferencias a la transferencia de calor a diferentes intervalos de temperatura puede llegarse a obtener una menor degradación de calor.

Diseño de sistemas de utilidades

Conociendo la utilidad caliente objetivada después de la integración de calor puede ser diseñado un sistema de utilidades para satisfacer las demandas de calentamiento en el proceso discontinuo, recordando que aquí la demanda fluctúa con el tiempo.

Usualmente la capacidad instalada del sistema de utilidades es equivalente a la mayor demanda en cualquier período de tiempo. De esto resulta que en la mayor parte del tiempo este sistema no se usa totalmente, lo cual conduce a ineficiencias en el uso de energías y gasto de capital en equipamiento que es subutilizado.

Kemp (25), sugiere plotear de manera similar a la anterior capacidad y demanda en una situación donde esta última pueda variar.

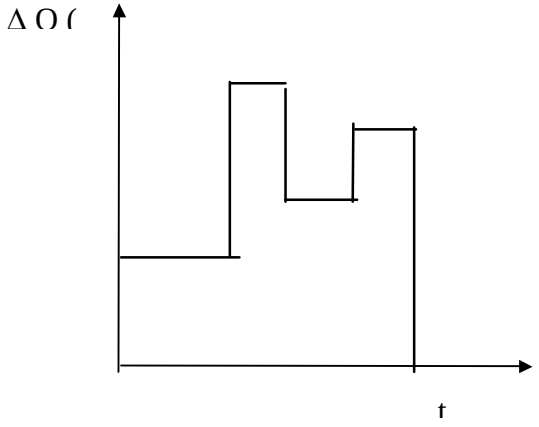


Figura 6

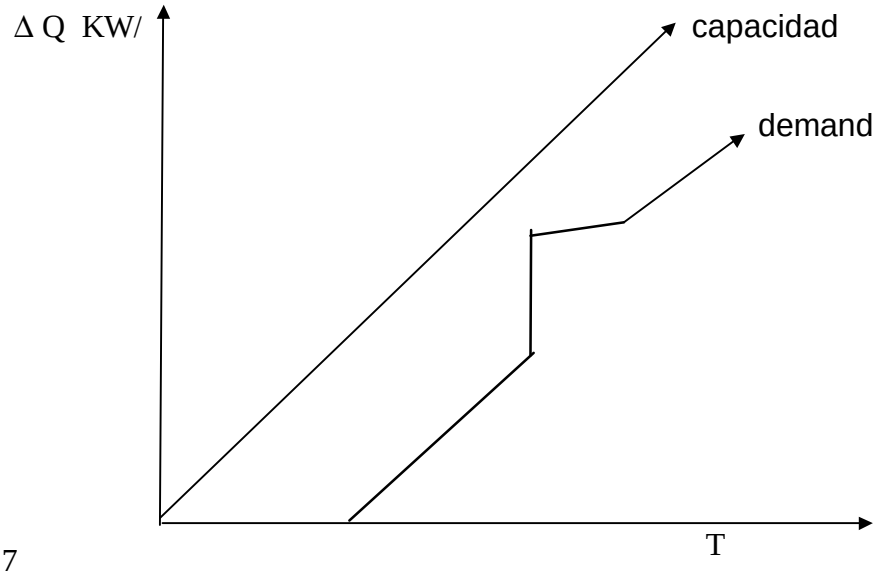


Figura 7

Esta nueva representación gráfica ayuda a identificar los requerimientos de almacenaje y rechequear las oportunidades de manera más fácil que en los métodos previos.

La pendiente de la curva de demanda representa la potencia de calentamiento requerido; la capacidad de la utilidad instalada tiene la misma pendiente que la mayor de la curva de demanda.

Si la curva de demanda tiene un Pinch con la línea de capacidad, los incrementos en la capacidad que ocurran en el proceso pueden ser satisfechos a través de un acumulador de vapor de forma restringida. Si por el contrario las curvas se cruzan existe un déficit de calor neto y este no puede ser satisfecho con el acumulador.

Es muy factible usar este método no sólo para calcular las condiciones actuales del sistema instalado sino también para obtener las mejores alternativas, que puedan lograrse por cambios en el equipamiento o fluctuaciones debido al aumento o disminución de la capacidad.

La aplicación de este estudio en las fábricas que procesan caña de azúcar es mínima, ya que los trabajos anteriores fueron aplicados a centrales que procesan remolacha. Se han realizado diversos trabajos con el objetivo de lograr una alta eficiencia en los sistemas térmicos y optimizar el esquema de proceso, pero se han elaborado muy pocos sobre la integración de ambos procesos para obtener esquemas verdaderamente óptimos.

Las bajas eficiencias de los procesos industriales, el aumento de los precios del combustible y la energía han hecho que los energéticos tengan el mayor peso de su trabajo encaminado a la búsqueda de alternativas que lleven a las fábricas a ser rentables, por esta razón es que se aplican los estudios de inversión de proyectos de ahorro de energía, con el propósito de rediseñar equipos y procesos con criterios de optimización energética, así

como el aprovechamiento de los calores de desechos y la eliminación de pérdidas innecesarias, permitiendo lograr ahorros considerables a mediano y largo plazo.

Entre los proyectos de inversión con el objetivo de aplicar más adecuadamente la energía están los sistemas de cogeneración. Es necesario que al aplicarlos se cumplan los requisitos tecnológicos en las áreas que los integran y que interactúan con ellos, sin dejar de considerar el abastecimiento de materia prima según la molida horaria calculada.

Hay que tener presente que en los momentos actuales y futuros una vía para la conservación del medio ambiente es sin duda la cogeneración al usar bagazo, por lo que es imprescindible mantener en operación los sistemas actuales con que cuenta el central.

En la industria azucarera existen dos formas de enfocar la cogeneración de acuerdo a los objetivos y necesidades.

- Si se desea obtener una mayor cantidad de bagazo sobrante hay que ir a combinaciones de evaporación eficientes.
- Si lo que se desea es obtener energía eléctrica disponible, es necesario elevar la presión del vapor directo.

Entre estas dos formas de enfoque existe una posibilidad intermedia, donde no se llega a un alcance máximo en ninguno de los dos factores anteriores, sino que se llega a un arreglo económico que garantice una alta producción de energía eléctrica con un excedente de bagazo elevado.

Análisis del potencial de cogeneración

A través de las evaluaciones energéticas resulta favorable seleccionar los esquemas de cogeneración que sean aplicables atendiendo a sus características de operación. La relación calor-electricidad (Q/E), determinada por las demandas máximas térmicas y eléctricas, permitiendo identificar los esquemas de cogeneración más objetivos que sean capaces de satisfacer lo anterior, posteriormente se deberán elegir las adiciones necesarias para que el sistema pueda brindar el servicio requerido, satisfaciendo el comportamiento de las demandas energéticas, posibilitando alternativas que deban valorarse técnicamente, teniendo como premisa la calidad de los requerimientos térmicos, posibilidad de venta de energía, disponibilidad de agua, etcétera Como aspecto final se realizará un análisis económico el cual dará como resultado el esquema cuya rentabilidad, eficiencia y ventajas respecto a las demás proporcionará beneficios muy ventajosos para la industria capaz de hacer el proceso productivo con los costos más bajos posibles.

Elección del nivel de cogeneración

Un sistema de cogeneración es tanto más eficiente cuanto mayor sea la cantidad de calor aprovechado, por lo que el dimensionamiento óptimo del mismo deberá estar basado en la premisa de satisfacer al 100 % de la energía térmica que el proceso demande. Esto trae consigo cuatro posibles alternativas:

1- Satisfacción térmica al 100 % y déficit de energía eléctrica.

Debido a la simplicidad del sistema, este no es capaz de generar toda la electricidad requerida por lo que se hace necesario comprar energía a la red eléctrica, aunque en menor cantidad de lo que se venía consumiendo, lo cual permite tener ahorros en la facturación por concepto de consumo y demanda máxima. La principal influencia sobre la no generación está dada por las variaciones en la relación (Q/E), causadas por los cambios en el requerimiento eléctrico. La flexibilidad que se requiere haría el sistema complejo y dado el intervalo de los picos de la demanda eléctrica, no se justificaría la inversión de incrementar así su capacidad eléctrica.

2- Satisfacción térmica y eléctrica al 100 %.

Para la aplicación de esta, el sistema de cogeneración que se seleccione deberá tener la flexibilidad adecuada para mantener siempre satisfactoriamente las necesidades energéticas de la empresa. El diseño de este tipo de sistema implica que al aumentar su capacidad eléctrica, resulta siempre un índice de calor neto (ICN), por encima del óptimo y por tanto no presenta ventaja alguna en la venta de excedente. Las características inherentes del esquema de cogeneración coinciden perfectamente con las necesidades de la fábrica.

3- Satisfacción térmica al 100 % con excedentes eléctricos.

En este caso el exceso de generación eléctrica, en caso de que resulte técnica y económicamente viable daría como resultado el poder explotar electricidad a la red pública u a otra empresa por largos períodos logrando con ello tener ingresos económicos, además de los ahorros energéticos.

Existirán también casos en los que resulte instalar un sistema de cogeneración con baja relación (Q/E), en procesos que poseen altos valores de dicha relación a un ICN bajo y por lo tanto altamente eficiente.

4- Satisfacción térmica parcial y eléctrica al 100 %.

Aquí podemos encontrar que la magnitud de la demanda eléctrica no resulta factible para satisfacer los requerimientos térmicos del sistema. Es posible también que la operación propia de la empresa implique altas variaciones en la relación (Q/E), en los que resulte difícil conseguir que el sistema de cogeneración siga la demanda térmica.

Si bien, el primero y el tercero podrían llamarse los más idóneos, también se da el caso de que por situaciones de requerimiento de continuidad del proceso o falta de capacidad de abastecimiento de la empresa suministradora de electricidad se tuviese que cogenerar el 100 % de la demanda eléctrica y contar con un excedente térmico, se podrá mantener el punto óptimo de la instalación siempre y cuando se tenga un receptor que pueda consumir la energía, ya sea otro proceso o bien mediante la venta de esta energía a otra industria.

Estado energético de la industria azucarera

En nuestro país se utilizan sistemas de cogeneración eléctrica en 140 centrales azucareros, de los cuales 82 están sincronizados al sistema electroenergético nacional (SEN) y 67 actúan como plantas aisladas. En los 82 sincronizados se vende el excedente de energía al SEN como una producción más de la caña de azúcar. En los 72 restantes según el balance se puede vender energía eléctrica a cargas externas (usuarios) que están ligados a las barras del central. Esta industria con los 836 centros de acopios y otras fábricas de derivados aportan de unas 20 a 106 t de bagazo e igual cantidad de residuos agrícolas (RAC), que representa el 8-106 t de petróleo equivalente. La propia rama industrial consume alrededor de 19-106 t de bagazo para abastecer el 74 % de sus demandas energéticas, destinándose el resto a producir papel y tablero.

Los RAC son menos usados como combustible. En 1993 se usaron 200 000 t y anualmente se queman aproximadamente 4,3-106 t los centros de acopio y de limpieza, esto representa unas 700 000 t de combustible convencional.

Anualmente se procesan a escala mundial más de 600 millones de toneladas de bagazo, quemado en su totalidad para producir el vapor necesario para el proceso tecnológico y para generar energía eléctrica. Si este bagazo fuese convertido en electricidad de forma eficiente se pudiera disponer de 50 Tw-h de electricidad para exportar. Además se podría disponer de más electricidad si se emplearan tecnologías de cogeneración más avanzadas.

La energía eléctrica generada a partir de la caña tiene un potencial que compite con el petróleo en muchos países productores de azúcar de Asia y América Latina, pudiendo suministrar más de toda la energía eléctrica usada en países donde la producción azucarera es determinante. A pesar de esto, la mayoría de los centrales sólo generan electricidad para satisfacer las demandas internas y tal es así que la cantidad de electricidad exportada es menor de 1 Tw-h/año.

Con los actuales esquemas de turbinas de contrapresión (BPST), se pueden producir en nuestro país unos 1.4 Tw-h/año, o sea, 20 Kw-h/tc. Con sistemas de turbinas de extracción, es posible lograr índices de cogeneración 5 o 6 veces superiores a los valores medios anuales, aportando 100 Kw-h/tc anuales. Según estimados, al utilizar ciclos con turbinas de gas con gasificación de biomasa, no disponible comercialmente, se podrían alcanzar 28 Tw-h/año (400 Tw-h/tc), valor que representa más del doble de la generación anual termoenergética del país en la etapa anterior a la actual crisis.

De acuerdo a lo expuesto, se puede tener un argumento sólido que demuestra las grandes reservas que tiene el país en la caña, por lo que se pone de manifiesto la urgente necesidad de llevar a cabo un proceso renovador encaminado al aprovechamiento racional de estos recursos que conduzcan a las fábricas a la rentabilidad empresarial.

Variantes termodinámicas

Una alternativa fundamental es mejorar la eficiencia de las calderas a través de:

Adquirir calderas para incrementar la presión de 2 a 8 MPa aumentando su eficiencia del 64 al 70 % y mejorando además el consumo específico de los motores primarios, elevando la generación eléctrica en unos 400 Kw-h/tc. Su costo de inversiones está alrededor de 500 USD/Kw-h, lo cual solo puede ser utilizado para tarifas de ventas de electricidad ventajosa, altos precios de los combustibles.

El cambio de domos que permite aumentar la presión de trabajo, es otra opción pues además de reducir los consumos de motores primarios se puede obtener una mayor generación de energía eléctrica. La inversión es posible amortizarla en dos zafras.

Introducción del módulo de recuperación de calor el cual puede aumentar en un 5 % como promedio, la eficiencia térmica de las calderas, incrementando en 5 % el bagazo sobrante, el cual representaría un aumento considerable para la generación de vapor repercutiendo directamente en la producción de energía eléctrica. La misma se paga en un período de tiempo de dos zafras.

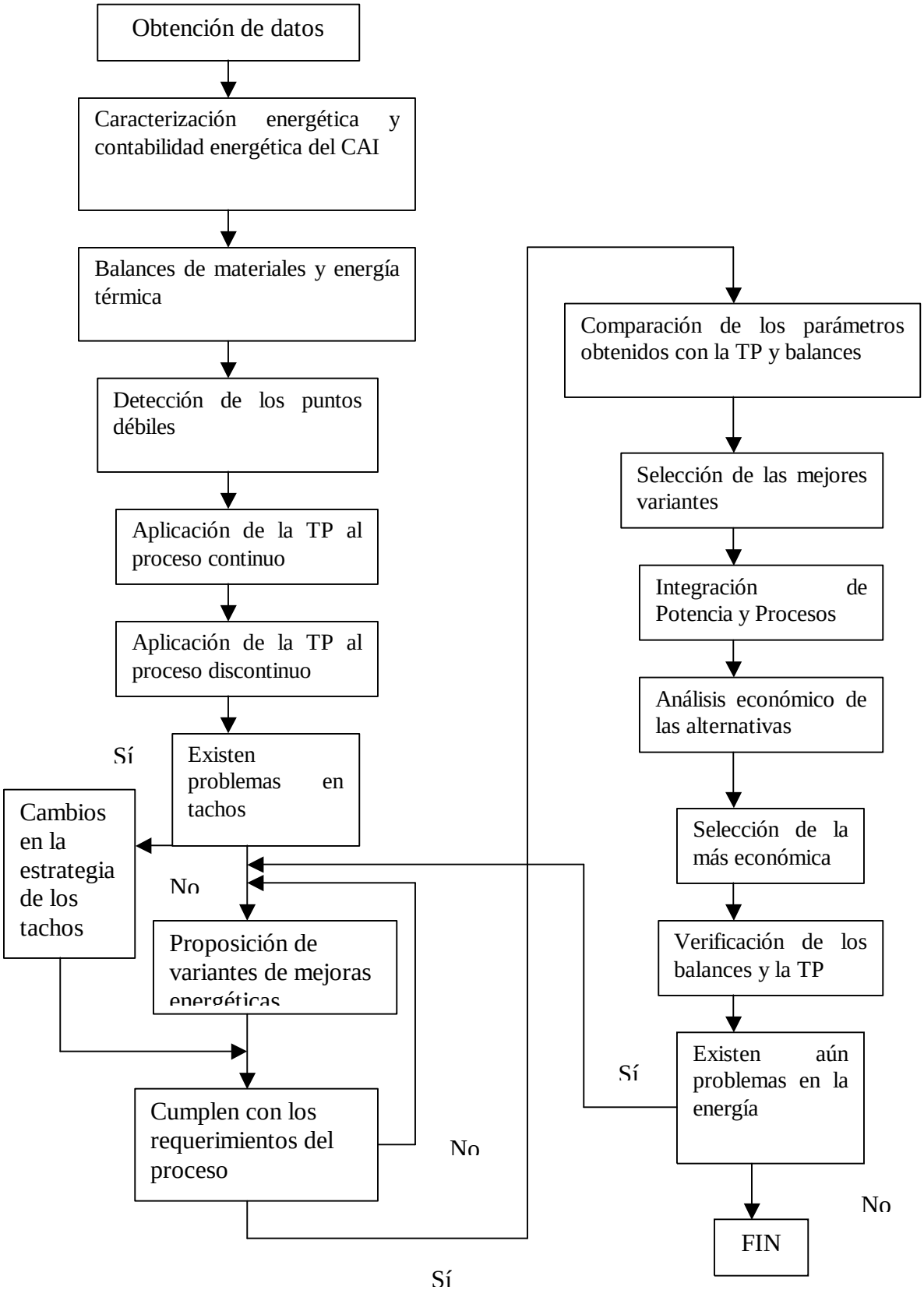
Un aspecto a tener en cuenta es la necesidad de racionalizar los consumos propios de energía eléctrica de la industria, pues se estima que existan excesos innecesarios por razones de sobredimensionamiento, soluciones emergentes no adecuadas y deficiente operación que pueden reducirse alrededor de un 30 % (6 Kw-h/tc). Esto permite recuperar unos 420 Gw-h/año, lo que equivale a 130 mil toneladas de combustible fósil.

La sustitución de las turbinas de contrapresión por turbinas de condensación-extracción de alta presión (CEST), permite ahorrar entre 100 y 120 Kw-h/tc requiriendo inversiones de alrededor de 800 USD/Kw-h. Esto resultaría en unos 7 Tw-h/año, con un costo de operación inferior por el bajo precio del combustible.

La utilización de ciclos combinados de turbinas de gas y de vapor o con la gasificación de biomasa, aún no comercial, pueden producir de 300- 400 Kw-h/tc, utilizando biomasa cañera durante todo el año con otro combustible adicional, requiriendo una inversión de 1300 USD/Kw-h.

De acuerdo a la situación económica del país y de cada fábrica no es posible llevarlo a cabo en toda la industria azucarera, sin embargo en un 30 a 35 % si pudiera materializarse. Estos C.A.I serían los de mejor situación geográfica y de comunicación, con buenas plantaciones cañeras y una capacidad industrial acorde a la inversión.

De todo lo anteriormente expuesto se puede proponer el siguiente diagrama heurístico para el análisis energético de las fábricas de azúcar.


Obtención de datos
Caracterización energética y contabilidad energética del CAI
Balances de materiales y energía térmica
Detección de los puntos débiles
Aplicación de la TP al proceso continuo
Aplicación de la TP al proceso discontinuo
Existen problemas en tachos
Sí
Cambios en la estrategia de los tachos
No
Proposición de variantes de mejoras energéticas
Cumplen con los requerimientos del proceso
No
Sí
Comparación de los parámetros obtenidos con la TP y balances
Selección de las mejores variantes
Integración de Potencia y Procesos
Análisis económico de las alternativas
Selección de la más económica
Verificación de los balances y la TP
Existen aún problemas en la energía
Sí
No
FIN

Desarrollo del trabajo

Resultados obtenidos a escala industrial después de aplicar la metodología propuesta para el análisis energético en los centrales azucareros de las provincias centrales.

C.A.I. "Hector Rodríguez"

Caracterización energética del proceso

- Equipos primarios consumidores de vapor directo de la línea de alta presión, 250 lbf/pulg².

2 turbinas que mueven las cuchillas picadoras de caña, del tipo Skoda, de 700 rpm de velocidad nominal.
2 turbogeneradores de contrapresión con una capacidad nominal de 4 mw-h y de 2 mw-h respectivamente, este último no trabaja por no tener capacidad de salida en el banco transformador a la red nacional.

- Equipos primarios consumidores de vapor directo de la línea de baja presión, 150 lbf/pulg².

3 máquinas de vapor del tipo Corliss.
1 maquinilla de vapor que le trasmite el movimiento a la estera alimentadora del tipo Duplex.
2 bombas reciprocantes del tipo Duplex de doble acción que se utiliza para el bombeo de azúcar de tercera.

- Intercambiadores de calor.

7 calentadores del tipo Webre, instalados en bancos de 3, con 6 pases por calentadores y 42 fluses por pases, con una superficie calórica total de 907.2 m², de ella trabajan 5, 4 con jugo mezclado, elevando la temperatura del jugo de (102-106 °C), los 2 primeros utilizan vapor del jugo de extracción del segundo vaso del cuádruple y los demás utilizan vapor de escape de la línea de 8 lbf/pulg². El otro calentador es para calentar el jugo clarificado hasta 115 °C.

2 pre-evaporadores del tipo Standars que trabajan en paralelo, de iguales dimensiones, con una superficie calórica total de 1 059.06 m². Utilizan como medio de calentamiento vapor de escape de la línea de 15 lbf/pulg² y el vapor generado es utilizado en los tachos.

1 cuádruple efecto de capacidades modificadas, los dos primeros vasos tienen una superficie calórica de 1 393.5 m² cada uno y los restantes 836.1 m². Tienen extracción en el segundo vaso hacia los calentadores y utiliza como medio de calentamiento vapor de escape de la línea de 8 lbf/pulg². El último vaso está conectado a un condensador de contracorriente.

7 tachos que consumen vapor del jugo de los pre-evaporadores y vapor de escape de la línea de 8 lbf/pulg². El sistema de vacío que se utiliza es el condensador individual con bomba general.

Equipo	Masa a elaborar	Cap.T. (m^3)	Tipo
Tacho 1 y 2	M.C.A y Semilla	42,48	Low Head
Tacho 3	M.C.A	42,48	Low Head
Tacho 4	M.C.B	42,48	Low Head
Tacho 5	M.C.C	42,48	STD
Tacho 6	M.C.C y G. Mejorado	42,48	STD
Tacho 7	Cristaliz. Y G. Fino	22,65	STD

- Generación de vapor.

4 calderas alemanas "Stirling"de tubos curvos acuatubulares. Tres de ellas generan vapor a 250 lbf/pulg² con una capacidad cada una de 25 t/h, tienen instalado economizadores y sobrecalentadores. La otra genera vapor a 150 lbf /pulg² con una capacidad de 25 t/h.

1 caldera Babcock - Wilcok de tubos rectos, acuatubular, genera vapor a 150 lbf/pulg² con una capacidad de 20 t/h.

La capacidad general de la planta de generación es 120 t/h.
Los hornos de todas las calderas son del tipo Martin.
3 válvulas reductoras que reducen el vapor de:

250 - 150 lbf/pulg²

150 - 15 lbf/pulg²

15 - 8 lbf/pulg²

Balance de masa y energía actual

Después de analizar la estructura de la industria se procede a determinar los consumos de vapor en cada uno de los equipos y de forma general el funcionamiento global de la planta a través de un balance energético utilizando una de las metodologías ya mencionadas.

% VR = 3.95
Bagazo sobrante= 9.13%
Vapor % caña = 60.78
Generación eléctrica = 3800 KWh
Relación Q/*E = 20.15

Aplicación del Pinch en el proceso de evaporación actual

A través de la revisión bibliográfica se comprobó que la tecnología Pinch ofrece alta seguridad y buenos resultados económicos cuando existen solamente equipos de transferencia de calor y no hay temperatura de umbral.

En este trabajo se aplicó con el objetivo de determinar de forma directa el consumo mínimo de utilidades mediante la evaluación de los sistemas de corrientes frías y calientes del proceso. Este se pudo hacer por medio del software Target 2,el mismo brinda como resultado una amplia gama de información acerca de los fenómenos internos del proceso, lo cual se observa a través de las curvas de composición, las curvas de composición grandes y la tabla problema.

Los datos para la ampliación del mismo se obtuvieron de los balances energéticos realizados. Se puede calcular el valor óptimo económico del (Δtmin) a partir de las utilidades y los costos de inversión, como función de esta diferencia de temperatura mínima. Para el caso de la industria azucarera a partir de caña, este valor está entre 3 y 8 °C.
Datos necesarios.
Flujos másicos de cada corriente.
Capacidades caloríficas.
Temperatura de entrada y salida en cada una de las fases.
Comportamiento de las corrientes, si actúan como fría o caliente.
Diferencia de temperatura.
Entalpías.

Cálculo de la tabla de datos para la ejecución del programa Target II.

No.	Parámetros	Clasif.	Q (Kg/s)	T1 (°C)	T2 (°C)	C (Kw/°C)	H (Kj/Kg°C)	ΔH (Kw)
1	F	H	40,29	114,0	104,5	151,09		
2	W1	C	10,32	104,5	104,5		2245,8	23192,5
3	V1	H	10,32	102,5	104,5		2245,8	23192,5
4	F1	H	29,26	102,5	95,9	107,87		
5	W2	C	7,18	95,9	95,9		2268,5	16287,8
6	V2	H	2,91	95,9	95,9		2268,5	6601,3
7	F2	H	22,77	93,9	86,5	77,76		
8	W3	C	5,86	86,5	86,5		2292,5	13434,05
9	V3	H	5,86	86,5	86,5		2292,5	13434,05
10	F3	H	16,91	84,5	55,6	53,23		
11	W4	C	4,97	55,6	55,6		2367,2	11764,9
12	V4	H	4,97	55,6	55,6		2367,2	11764,9
13	C5	H	4.97	55.6	41.5	20.77		

Nomenclatura utilizada

F -Alimentación a cada vaso.
W -Evaporación en los vasos.
V -Vapor de alimentación a cada vaso.
C -Condensación en el último vaso.

Análisis de los resultados del balance termoenergético y el Pinch

De acuerdo a los valores obtenidos del balance y su comparación con los rangos óptimos que establece la literatura, se deduce que el consumo de vapor de los equipos primarios se comporta de la siguiente forma:

Las máquinas de vapor tienen un consumo dentro de los parámetros establecidos, el mismo es de 13.20 KgV/HP y el índice nominal es de 10-18 KgV/HP.

Las turbinas de vapor trabajan de forma adecuada pues su consumo es de 13.60 KgV/Kw y lo establecido es de 10-25 KgV/Kw.

El turbogenerador trabaja por debajo de su capacidad de generación por lo que deja de entregar al SEN 200 Kw-h que representa una ganancia considerable para la fábrica. Su consumo es de 12.82 KgV/Kw por lo que es correcto, su índice nominal es de 10-25 KhV/Kw.

Las bombas reciprocantes consumen 49.3 KgV/HP por lo que se encuentra muy próximo al consumo máximo que es de 40-50 KgV/HP.

Los intercambiadores de calor trabajan como a continuación se resume:

- Los calentadores de jugo tienen un consumo de 71 KgV/tc encontrándose en los parámetros normales que es de 0-100 KhV/tc.
-

Los pre-evaporadores tienen una economía buena, 0.97, pero el coeficiente de evaporación está por debajo de lo establecido, es de 32.3 KgV/hm² y el valor nominal es de 40-50 KgV/hm². Esto demuestra que no se está aprovechando al máximo el área de transferencia de calor.

El cuádruple efecto trabaja de forma ineficiente, su economía (2.36) está muy por debajo de la norma, (3.75). El coeficiente de evaporación es de 22.88 KgV/hm² lo que demuestra insuficiente aprovechamiento del área de transferencia de calor, ya que su valor nominal es de 25-30 KgV/hm². La eficiencia es de un 63 %. Todo el mal trabajo de estos equipos repercute negativamente en la eficiencia térmica de la industria, ya que los evaporadores son considerados por muchos especialistas el corazón de la fábrica y en este caso es el punto vulnerable, donde más problemas existen.

Los tachos consumen 67.52 KhV/tc (6.7 vapor % en caña) encontrándose por debajo del menor valor del rango, el cual es de 130-210 KhV/tc, por lo que esta área trabaja bien, aunque puede disminuir su consumo de vapor de escape, aumentando la generación de vapor de jugo en los pre-evaporadores.

El vapor % caña se encuentra elevado a 60.78 haciéndose necesario aplicar alternativas que mejoren el esquema actual, con resultados más favorables cercanos a los parámetros establecidos.

El % vapor por reductora, 3.95, está por debajo del valor necesario para que el sistema energético trabaje balanceado.

Existe un sobrante de bagazo de 5.54 t/h (9.1 % del bagazo producido) el cual puede ser utilizado en otras variantes que le proporcionen a la fábrica una mejor eficiencia.

Resultados del Pinch

De los valores obtenidos que nos brindan la situación energética del cuádruple efecto a través de la tecnología Pinch se deduce que:

No existen en las curvas de composición una verticalidad entre las corrientes que conforman los perfiles de temperatura caliente y fría, por lo que no se está aprovechando adecuadamente el área de transferencia de calor en estos equipos lo cual queda comprobado con el coeficiente de evaporación fuera de sus valores normales analizado anteriormente.

El consumo de vapor de escape es de 43.21 t/h encontrándose por encima del consumo mínimo de utilidades pues según la tecnología Pinch solamente es necesario 36.83 t/h. Esto demuestra que pueden existir otras combinaciones en el proceso que contribuyan a disminuir el consumo de vapor y el mejor aprovechamiento del área instalada.

Hay reglas de integración de procesos violadas pues hay calentamientos utilitarios por debajo del Pinch, esto ocurre en la corriente caliente 10, jugo de alimentación al cuarto vaso, y en la corriente fría 11, evaporación en el último vaso. Estas violaciones provocan un mayor uso de energía en forma de utilidades.

El valor del Pinch es de 59 °C y la cascada formada no es la mejor.

Se ha demostrado a través de ambas variantes que hay una serie de problemas desde el punto de vista energético por lo que se plantean en el próximo capítulo diferentes modos de solución que mejoran la eficiencia industrial.

Variantes de solución a los problemas detectados en el sistema de evaporación

Con el objetivo de aumentar la eficiencia energética actual se plantearon las siguientes alternativas:
Trabajar el cuádruple efecto con presión de suministro de 15 lbf/pulg².
Trabajar el cuádruple efecto con presión de suministro de 20 lbf/pulg².

Después de haber aplicado la tecnología Pinch a través del programa Target II, para ambas variantes se comprobó que la más efectiva y económica es cuando al cuádruple efecto utiliza vapor de escape de 15 lbf/pulg².

Cálculo de la tabla de datos.

No.	Param.	Clasif.	Q (Kg/s)	T1 (ºC)	T2 (ºC)	C (Kw/ºC)	H (Kj/KgºC)	ΔH (Kw)
1	F	H	40.29	114.0	112.5	151.08		
2	W1	C	11.90	112.5	112.5		2223.5	26459.6
3	V1	H	11.90	112.5	112.5		2223.5	26459.6
4	F1	H	28.38	110.5	97.9	101.03		
5	W2	C	8.24	97.9	97.9		2261.8	18637.2
6	V2	H	3.97	97.9	97.9		2261.8	8979.3
7	F2	H	20.14	95.9	80.5	66.66		
8	W3	C	4.23	80.5	80.5		2307.5	9760.7
9	V3	H	4.23	80.5	80.5		2307.5	9760.7
10	F3	H	15.91	78.5	58.1	49.00		
11	W4	C	4.05	58.1	58.1		2362.8	9569.3
12	V4	H	4.05	58.1	58.1		2362.8	9569.3
13	C5	C	4.05	58.1	41.5	16.92		

De acuerdo a los resultados obtenidos, el comportamiento de estos equipos es el siguiente:
Existen dos valores del Pinch, uno a 110.6 ºC y el otro a 115.9 ºC. Se eliminan casi todas las violaciones que están presentes en el sistema actual y que fueron enunciadas con anterioridad, quedando presente en la corriente caliente 1, flujo de alimentación al primer vaso, y en la corriente fría 2, evaporación en el vaso 1. En la curva de composición grande existe mayor verticalidad entre las curvas que conforman los perfiles de temperatura, lo cual demuestra que se aprovecha mejor el área de transferencia de calor pues disminuye el consumo de vapor de escape de 43.21 t/h a 40.01 t/h acercándose al valor mínimo de consumo que es de 36.68 t/h. La economía aumenta de 2.36 a 2.55. El coeficiente de evaporación y la eficiencia permanecen constantes en 22.88 Kgvap/hm² y 63 %, respectivamente.

Para la aplicación de esta variante es necesario lograr un escape de 15 lbf/pulg² a la salida de los motores primarios, capaz de abastecer los pre-evaporadores y el cuádruple efecto, por lo que es imprescindible realizar dos inversiones que también posibilitarían mejorar el sistema de cogeneración.

1. Instalar una caldera Villa Clara con capacidad de 40 t/h, presión 250 lbf/pulg² y vapor sobrecalentado a 275 ºC.

Capital total = $ 110 779.94

2. Instalar un Grounding bank (banco aterrado) para poder suministrar la energía eléctrica generada al SEN.

Costo Total en MN = $ 12 730.15
Costo Total en MLC = $ 7 027.95

Costo de ambas inversiones.
Capital Inv. Total en MN = $123 510.09
Capital Inv. Total en MLC = $ 7 027.95

Alternativas de Cogeneración

Cada una de las variantes de cogeneración que se enuncian a continuación están basadas en la satisfacción tecnológica de la alternativa más económica. En este caso, cuando el cuádruple efecto trabaje con una presión de vapor de escape de 15 lbf/pulg².

Este vapor es necesario obtenerlo de los motores primarios, principalmente de los turbogeneradores y a la vez generar una mayor cantidad de corriente capaz de producir ingresos superiores a la fábrica, que aumenten su rentabilidad económica, obteniéndose un equilibrio Q/E.

1. Poner a funcionar el turbogenerador de 4 mw a su máxima capacidad, pues actualmente genera 3.8 mw. De esta forma se produce un incremento de 200 Kw-h que puede ser vendido al SEN, y aumentar el flujo de vapor de escape al proceso.

Gturbo = 51.28 t/h
GVR = -1.41 t/h
% vapor perd. por reduct. = 1.23 %
Bagazo consumido en vapor perdido por reduct. = 0.683 t/h
Vapor % caña = 60.85

Pérdidas por costo de bagazo
Costo Bagazo = 120.48 $/día
Para 100 días de zafra.
Costo Bagazo = 12 048.00 $/zafra

Tarifa de precio de la corriente eléctrica producida por cogeneración entre el MINAZ y MINBAS.
Horario normal Kw-h: $ 0.33 Horario pico Kw-h: $ 0.50
Factor de combustible (FC)= 1.1297

Ganancia por la venta de corriente (GVC)
$Gvc = Horario \cdot PKwh \cdot \$Kwh \cdot Fc$ = 1 943.08 $/día
Para 100 días de zafra.
Gvc = 194 308.00 $/zafra
Relación Q/E
Q = 18.73

2. Poner en funcionamiento el turbo de 2 mw al 50 % de su capacidad de generación (este turbogenerador está instalado pero no se explota). Entregar el vapor de escape para el uso tecnológico y vender al SEN el fluido eléctrico.

Según el diagrama de Mollier considerando entropía (s) constante
.
PE = 18.61 Khf/cm² vapor sobrecalentado T = 275 ºC
PS = 2.08 Khf/cm²

io = 2 965 Kj/Kg	Ho = 435 Kj/Kg
i2 = 2 530 Kj/Kg	Nt = 0.69
i´2 = 2 663 Kj/Kg	Gturbo = 12.68 t/h
Nturbo = 800 Kw-h	Bagazo. neces. = 66.98 t/h
Nmec = 0.95	Déficit de Bagazo = 6.70 t/h = 11.11 %
Nelect = 0.97	GVR = -14.04 t/h
Ntubo = 0.96	%vapor perdido por reduct = 9.58
	Bagazo cons. en vapor perd. = 6.38 t/h = 10.58 %

Vapor % caña = 75
Pérdidas por costo del bagazo.
Costo Bagazo = 1 125.43 $/día
Para 100 días de zafras.
Costo Bagazo = 112 543.20 $/zafra
Ganancia por venta de energía eléctrica al SEN.
Gvc = 7 772.33 $/día
Para 100 días de zafra
Gvc = 777 233.00 $/zafra
Q/E = 14.98

3. Poner en explotación el turbo de 2 mw al 100 % de su capacidad de generación. Utilizar el vapor de escape en uso tecnológico y la corriente eléctrica generada al SEN.
Gturbo = 25.36 t/h
Bagazo neces. = 71.67 t/h
Déficit de Bagazo = 11.38 t/h = 18.89 %
GVR = -26.77 t/h
% vapor perdido por reductora = 17.32
Bagazo cons. en vapor perd. = 12.16 t/h = 20.18 %
por reductora

Vapor % caña = 81.16
Pérdidas por costo del bagazo.
Costo Bagazo = 2 145.02 $/día
Para 100 días de zafra.
Costo Bagazo = 214 502.00 $/zafra
Ganancia por venta de energía eléctrica al SEN
Gvc = 19 330.84 $/día

Para 100 días de zafra
Gvc = 1 933 084.00 $/zafra
Q/E = 12.49

Vías de solución para contrarrestar las pérdidas en: GVR, Bagazo necesario, vapor % caña y relación Q/E.

1. Reemplazar las dos bombas reciprocantes por bombas rotatorias accionadas por motores eléctricos.

Costo de una bomba, $ 10 770.00
Potencia necesaria del motor eléctrico 33.5 Kw
Motor eléctrico trifásico 220/440V, 60 Hz
Potencia nominal 40 Kw, velocidad sincrónica 900 r/min
Costo del motor, $ 5 776.00
Costo total del equipo, $16 546.00

2. Sustituir la maquinilla de vapor que mueve la estera alimentadora por un motor eléctrico.

Potencia necesaria del motor eléctrico 82.00 Kw
Motor eléctrico trifásico 220/440V, 60 Hz
Potencia nominal 90 Kw, velocidad sincrónica 900 r/min
Costo del motor, $ 9 120.00

3. Cambiar las 3 máquinas de vapor que mueven el tándem por motores eléctricos.

Máquina 1 – mueve la desmenuzadora.
Potencia necesaria del motor eléctrico 145.0 Kw
Motor eléctrico trifásico 220/440V, 60 Hz
Potencia nominal 160 Kw, velocidad sincrónica 1 200 r/min
Costo del motor, $ 17 632.00

Máquina 2 – trasmite el movimiento a los tres primeros molinos.
Potencia necesaria del motor eléctrico 636.00 Kw
Motor eléctrico trifásico 440V, 60 Hz

Potencia nominal 700 Kw, velocidad sincrónica 1 200 r/min
Costo del motor, $ 52 544.00

Máquina 3 – está acoplada a los dos últimos molinos.
Potencia necesaria del motor eléctrico 540.0 Kw
Motor eléctrico trifásico 440V, 60 Hz
Potencia nominal, 600 Kw, velocidad sincrónica 1 200 r/min
Costo del motor, $ 39 368.00

Análisis y aplicación de cada variante

Inversiones y transformaciones a realizar en diferentes períodos de tiempo teniendo en cuenta la complejidad y costo de los mismos:

Inmediatas

Poner a funcionar el cuádruple efecto con vapor de escape de 15 lbf/pulg² y así disminuir el consumo de los mismos en 3 198.45 Kg/h acercándose al consumo mínimo y elevando su economía de 2.36 a 2.55. Para esto es necesario poner a funcionar el turbogenerador de 4 mw-h a su máxima capacidad y obtener el vapor de escape mínimo necesario para el trabajo del cuádruple. Se aumenta en 200 Kw-h la potencia de generación en el mismo entregándose al SEN 70 Kw-h después de realizadas las inversiones previstas, las cuales se enuncian a continuación:

1. Es necesario sustituir la maquinilla de vapor que mueve la estera elevadora por un motor eléctrico trifásico con potencia de 90 Kw y un costo de $ 9 120.00.
2. Reemplazar una bomba reciprocante por una bomba rotatoria movida por motor eléctrico trifásico con potencia de 40 Kw. Costo total de la inversión $ 16 546.00

Estos cambios permiten contrarrestar las pérdidas de vapor a la atmósfera por la válvula reductora con el concerniente ahorro de bagazo, estabilizando energéticamente el sistema, aumentando la eficiencia y economía de la fábrica.

Costo de la inversión en el banco aterrado:

Cap. Total en MN = $ 12 730.15
Cap. Total en MLC = $ 7 027.95

Costo total de la inversión = $ 45 424.10

Ganancia para la venta de corriente al SEN (GVC) en una zafra de 100 días.
GVC = 71 848.00 $/zafra
Ganancia neta = 26 423.90 $/zafra

$$Tr = \frac{Inv.}{Gan.} = 1.71 \text{ zafra}$$

$$\%ret. = \frac{Gan.}{Inv.} \cdot 100 = 58\%$$

GVR = 2.37 t/h

Vapor % red = 2.10

Bagazo. sobrante = 6.46 t/h = 10.71 %
relación Q/E = 18.73
vapor % caña = 59.3

A corto plazo

- Trabajar con el turbogenerador 2, de 2 mw al 50 % de su capacidad de generación, entregando al SEN 360 Kw-h después de ejecutar las inversiones siguientes que tiene un consumo de potencia de 640 Kw-h. Todo esto contribuye a elevar los parámetros fundamentales que determinan un aumento de la eficiencia.

Sustituir:
1 bomba reciprocante por una rotatoria.
1 máquina de vapor (la tres) por un motor eléctrico.

Costo inver. = $ 55 914.00

Instalación de una caldera de 40 t/h.

Costo inver. = $ 110 779.94
Costo inver. total = $166 693.94
Ganancia por la venta de corriente al SEN en una zafra de 100 días.
GVC = 349 754.00 $/zafra
Ganancia neta = 183 060.06 $/zafra
$Tr = 0.91$ zafras
$\%ret. = 109\ \%$

GVR = 6.61 t/h
Vapor % red = 5.93 %
Bagazo. sobrante = 7.74 t/h = 12.84 %
relación Q/E = 14.98
vapor % caña = 58.85

Con la puesta en práctica de este sistema queda fuera de servicio una caldera de 20 t/h y presión de vapor de 150 lbf/pulg².

A largo plazo:

- Poner en explotación el turbogenerador de 2 mw al 100 % de su capacidad de generación aportando al SEN 140 Kw-h así como abasteciendo las necesidades de potencia en las siguientes inversiones.

Sustitución de las dos máquinas de vapor (1,2) por motores eléctricos.

De esta forma no es necesario trabajar con la caldera de 25 t/h de presión de vapor de 150 lbf/pulg² quedando favorecido el sistema de trabajo en la industria como se muestra a continuación.

Costo inver. Total = $ 70 176.00
Ganancia por la venta de corriente al SEN en una zafra
GVC = 136 015.00 $/zafra
Ganancia neta = 65 839.00 $/zafra
$Tr = 1.06$ zafras
% ret = 93 %
GVR = 12.59 t/h
Vapor % red = 11.35 %
Bagazo sobrante = 8.38 t/h = 13.90 %
relación Q/E = 12.49
vapor % caña = 58.29

Tabla resumen del proceso

Aspectos	Sistema actual	Variante inmediata	Variante a corto plazo	Variante a largo plazo
GVR (t/h)	4.34	2.37	6.61	12.59
%VR	3.95	2.10	5.93	11.35
Bagazo. sob. (t/h)	5.54	6.46	7.74	8.38
% Bagazo Sob.	9.19	10.71	12.84	13.90
Vapor % caña	60.78	59.30	58.85	58.29
Gen. Elect (Kw-h)	3800	4000	5000	6000
Relación Q/E	20.15	18.73	14.98	12.49
Tiempo Rec.(zafra)	-	1.71	0.91	1.06
% Retorn.	-	58	109	93

Posibilidades de otras alternativas de cogeneración en el período inactivo del C.A.I.

Utilización del bagazo sobrante para poner a funcionar una caldera y generar el vapor necesario para que el turbogenerador abastezca la demanda de energía sin tener que consumir del SEN y en caso de existir excedentes venderlos a la red nacional igual que en el período activo.

Igual que en el caso anterior, pero utilizando como combustible RAC de un centro de limpieza que se encuentra ubicado a 1 ½ km de la fábrica y enlazado con esta a través de vía férrea. El % de materias extrañas que se elimina de la caña aquí es de 6.96 %.

Cada una de las alternativas propuestas se realiza de forma independiente y escalonada en cada período de tiempo, con el objetivo de hacer estas inversiones lo más económicas y funcionales posible acorde al presupuesto para las mismas y adaptándose a las características de instalación de la industria. El orden de realización de las mismas fue concebido de la forma siguiente:

1. En el primer caso se pone a funcionar el turbogenerador instalado a la máxima capacidad sin necesidad de instalar otra caldera, el consumo de los equipos primarios es de 63.46 t/h y la generación es de 74.08 t/h. Las inversiones que se realizan son de poca complejidad obteniéndose un tiempo de recuperación de 1.71 zafra y un % de retorno de 58 %.

2. En el segundo caso es poner a funcionar el otro turbogenerador instalado (2) al 50 % de su potencia nominal y hacer las inversiones correspondientes para contrarrestar las pérdidas de vapor por reducción. Para este caso es necesario instalar una caldera nueva, ya que el consumo en los equipos primarios es de 76.14 t/h y está por encima de la capacidad de generación instalada que es de 75 t/h. El tiempo de recuperación es de 0.91 zafras y el % de retorno es de 109 %.

3. La tercera variante es poner a funcionar el turbogenerador 2 al 100 % de su potencia nominal pues existe la capacidad en la planta de generación (115 t/h) para abastecer el consumo de los equipos primarios (88.8 t/h). Aplicando las inversiones correspondientes que dan un balance térmico adecuado y económico. En este caso el tiempo de recuperación es de 1.06 zafra y el % de retorno 93 %.

De forma general, después de realizar dichas modificaciones las cuales pueden estar sujetas a cambios posteriores luego de la ejecución de la primera, se obtiene un costo total de inversión de $ 282 294.04 y una ganancia de $ 275 322.96, para un tiempo de recuperación de 3.71 zafras con un % de retorno de 85.

Conclusiones parciales

Existen desbalances térmicos en el central, principalmente en la estación de evaporación, el cuádruple efecto consume 43.21 t/h muy superior al consumo mínimo, 36.68 t/h. La economía es de 2.36, y el valor nominal es 3.75, el coeficiente de evaporación es de 22.88 Kgv/hm² y el rango óptimo es de 25 -30 Kgv/hm². El vapor % reductora es de 3.95 muy por debajo del intervalo adecuado, 12 - 15 %.

Con la aplicación combinada de las técnicas de integración de proceso y los balances convencionales, se obtuvieron resultados que posibilitan aplicar alternativas de solución a los problemas existentes.

A través de las variantes seleccionadas se benefician los parámetros de eficiencia de la fábrica hasta obtener los siguientes resultados, muy cercanos a los establecidos en la literatura especializada.

Parámetros	Valor Industrial	Valor Nominal
Ahorro de bagazo (%)	13.90	13.00
Vapor % reductora (%)	11.35	12 - 15
Vapor % caña (%)	58.29	50 - 55
Generación de elect. (Kw-h/tc)	31.68	15 -18

Es posible el aumento de la generación de la energía eléctrica como se expresa en cada variante.

1. La opción tecnológica aplicada es la más adecuada, pero desde el punto de vista energético existen aún violaciones de la tecnología Pinch en la corriente caliente 1, flujo de alimentación al vaso 1 y en la corriente fría 2 evaporación en el primer vaso. Para la misma se aplicaron cada una de las variantes de cogeneración con los siguientes tiempos de recuperación y % de retorno.

Variantes	T.Rec. (Zafras)	% Retorno
1	1.71	58
2	0.91	109
3	1.06	93

2. Con la utilización del bagazo sobrante de la molida y los RAC es posible producir energía eléctrica que se puede utilizar en el período de no zafra, beneficiando la rentabilidad industrial.

C.A.I. "Abel Santamaría"

Características térmicas del central

Se han tomado como restricciones fundamentales aquellas que caracterizan las posibilidades de suministro de biomasa combustible, a saber: todo el bagazo producido por el central en condiciones estables de zafra y parte disponible de residuos agrícolas cañeros en los centros de acopio y de limpieza más cercanos al central. No se han considerado restricciones condicionales o excluyentes debidas al monto de la inversión o características del financiamiento.

Además, una de las tareas técnicas planteadas en este trabajo consiste en la determinación preliminar del conjunto de alternativas para la construcción de una CET (Central Termoeléctrica), para la generación comercial de energía eléctrica anexa a las instalaciones industriales del C.A.I. o formando parte del mismo, a partir de la utilización de biomasa cañera (bagazo y RAC), trabajando más de 5000 horas al día.

A los efectos de realizar comparaciones, se ha considerado una zafra de 150 días de duración (equivalente a 3 600 horas) con una capacidad de molienda de 2 380 t de caña por día.

En el área de generación de vapor existen dos calderas EVELMA 1, que producen vapor a una presión de 19 kg/cm^2 y una temperatura de 320 ^oC. Además existen dos calderas BVV de baja presión (11 kg/cm^2). El vapor es suministrado a un turbo generador alemán VEB de 1,5 MW, el vapor restante se pasa a la línea de media presión a través de una válvula reductora.

En la línea media de presión, el vapor se suministra a las máquinas de vapor que mueven el tándem, a la turbina que acciona la bomba de inyección y varios Donkeys que accionan bombas del proceso.

Los vapores de escape del turbogenerador, así como los restantes motores primarios van a la línea general de escape para su uso en el proceso tecnológico, y su déficit se cubre con vapor que pasa por otra válvula reductora de 11 kg/cm^2 a 1,7 kg/cm^2.

El esquema tecnológico cuenta con un juego de cinco calentadores tipo Webre, con un área de transferencia de calor igual a 98 m^2 cada uno, trabajando regularmente solo tres de ellos. El primer calentamiento se efectúa con vapor de extracción del segundo vaso del múltiple efecto, los otros dos restantes son alimentados con vapor de escape.

El área de cristalización cuenta con cuatro tachos discontinuos al vacío tipo Low Head, tres de ellos se alimentan con vapor de escape y el restante con vapor del pre-evaporador (Fig. 1).

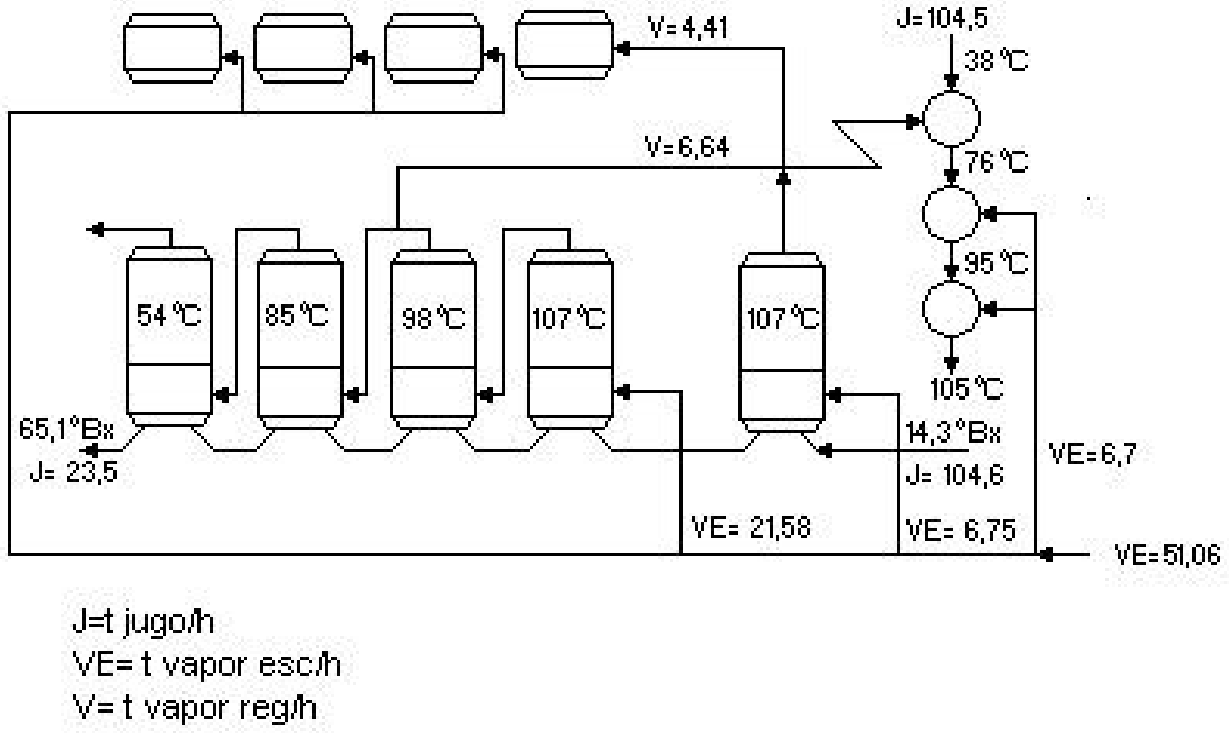


Figura 1. Esquema actual

Como puede observarse, el presente esquema de proceso es ineficiente, ya que su consumo de vapor de escape es alto, o sea, tiene un consumo de 51.06 t/h (51.489 kg/t_{CH}), haciendo un pobre uso de los vapores vegetales producidos.

Análisis del esquema tecnológico actual

Luego de analizar la configuración del equipamiento energético actual, procedemos a realizar un balance termoenergético, para determinar los consumos de vapor en cada uno de los equipos y, de forma general, el funcionamiento conjunto de la planta.

Para realizar este estudio se utilizó el software AGE (Análisis de Generación Eléctrica) (Versión 1.0 para Windows) realizado en la Delegación Provincial del MINAZ en Villa Clara. Este software, de una manera rápida y eficiente, nos brinda una información detallada del comportamiento general del sistema térmico, incluyendo en sus resultados los consumos individuales por equipo así como el comportamiento de las corrientes generales.

Para su elaboración se partió de los datos promedio de un mes de trabajo en la zafra 96-97, considerando al central moliendo a máxima capacidad. Los resultados del balance se pueden ver en el esquema del proceso (Figura 1).

Tabla 1. Consumo de vapor de escape en (t/h) de los equipos tecnológicos. Situación actual

Equipos	Escap. t/h	Pre,t /h	2do efec. t/h
Calentador primario	-	-	6,64
Calentador secundario	6,67	-	-
Pre-evaporador	6,75	-	-
Múltiple	21,88	-	-
Tachos	13,23	4,41	-
Total	51,06	4,41	6,64

A dicho esquema se le aplicó el método de análisis Pinch, basándose en el balance de materiales y energía antes mencionados. En la revisión bibliográfica se pudo notar que a nivel mundial varias fábricas de azúcar han resuelto sus problemas energéticos por medio de la aplicación de la tecnología Pinch. En la industria azucarera cubana, el uso de este método no se percibe y solo recientemente es que se han comenzado los primeros estudios.

Es preciso destacar que en la ejecución de este estudio se logró poder representar los procesos que ocurren en las etapas de evaporación cocción en las curvas de composición. En la representación de tales operaciones solo fue posible convertir las corrientes de vapor vegetal en dos corrientes separadas: una primera corriente, que representa la evaporación del agua contenida en los jugos y mieles como una corriente fría, que recibe calor del vapor suministrado a la calandria del vaso, y una segunda corriente, que representa ese mismo vapor producido, que cede calor a otras corrientes frías del proceso como una corriente caliente.

Para la realización del estudio se utilizó el software TARGET 2, al cual luego de suministrarle los datos necesarios de cada una de las corrientes frías y calientes involucradas en las distintas etapas, nos ofrece una amplia gama de información acerca de los fenómenos internos de los procesos. Esta información nos llega a través de distintos gráficos y tablas dentro de las que se encuentran las curvas de composición, las curvas de composición grande, a partir de las cuales se puede determinar el Pinch del proceso y, además, el consumo de utilidades en las etapas y en el proceso en general.

En este estudio se incluyó la relación de corrientes del proceso a partir de la cual se obtuvo la tabla problema correspondiente con un ΔT_{min}= 6,9 ^{o}C. Este valor de ΔT_{min} corresponde al que brindó los menores consumos de utilidades dentro de los rangos del área instalada. En la literatura consultada se halló que este valor fluctúa entre 3 y 8 ^{o}C para procesos azucareros remolacheros.

A partir de esta tabla problema se construyó la curva compuesta del sistema (Fig. 2), donde queda representado todo el sistema energético del área tecnológica. Como puede apreciarse, los intercambios de calor entre las corrientes del proceso no se producen de forma vertical, esto implica que no se está utilizando adecuadamente el potencial energético instalado, consecuencia fundamental de los altos consumos de vapor de escape del mismo. Partiendo de dicha gráfica se construyó la curva compuesta grande del sistema (Fig. 3).

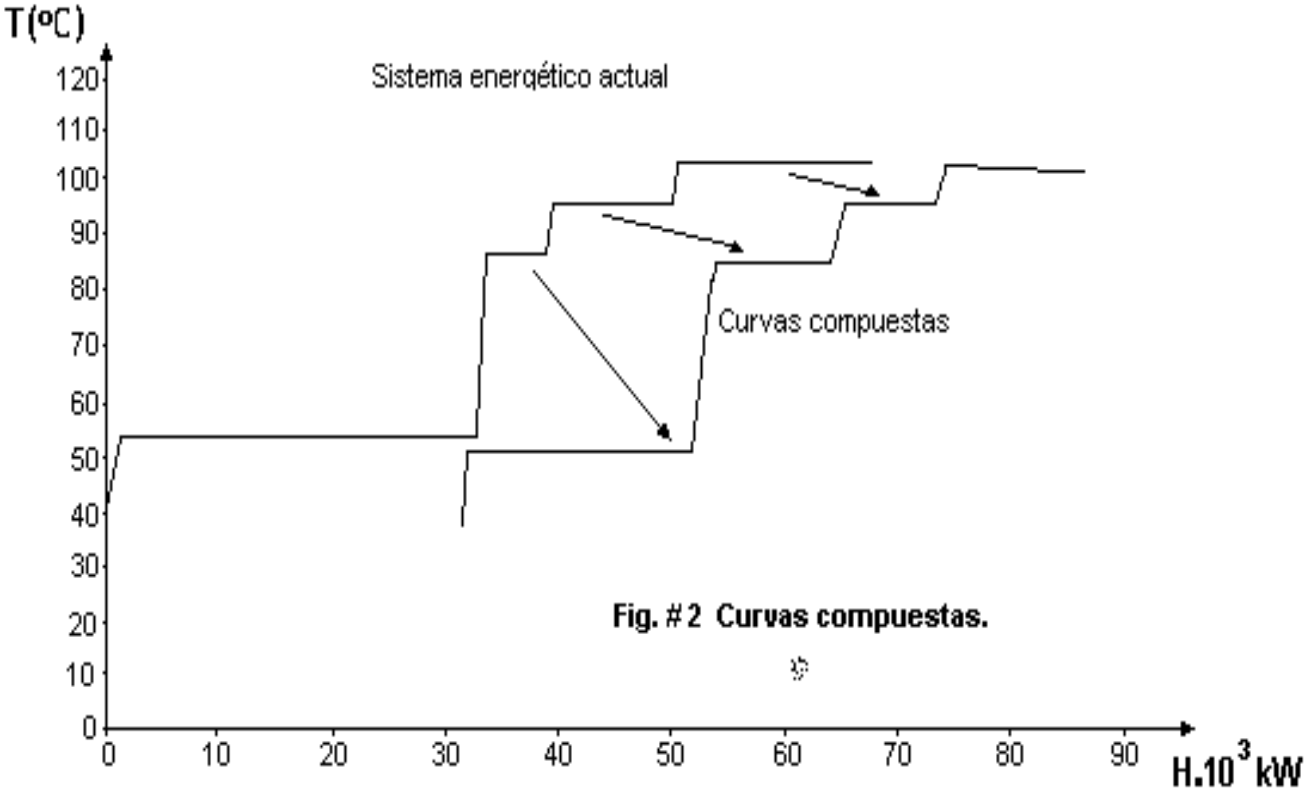


Fig. # 2 Curvas compuestas.

En este sistema existe un Pinch en el intervalo de la temperatura igual a 52,9 ^{o}C y está integrado por las corrientes del proceso 17 (calentamiento primario), 22 (vapor de MCA), 23 (enfriamiento de vapor MCA), 26 (vapor de MCB), 27 (enfriamiento de vapor MVB), 30 (vapor de MCC), 31 (enfriamiento de vapor MCC), 34 (vapor de Base).

El consumo mínimo de utilidad caliente que requiere este proceso es de 27 965,24 kW, para que el vapor de escape sea a 1,67 kg/cm^2, considerando las pérdidas, significa 45,38 t/h. Si este valor lo comparamos con el consumo obtenido del balance energético realizado al esquema actual que es de 51,06 t/h, notamos que existe un consumo de utilidad caliente

superior al mínimo requerido. Esto está dado porque existe una violación de una de las reglas básicas de la tecnología Pinch que se refiere a la no transferencia de calor a través de Pinch. Si observamos el esquema puede apreciarse que el calentamiento primario del jugo atraviesa el Pinch. Es decir, una porción queda por encima del Pinch y otra por debajo. Esta última recibe calor de la corriente 13 (extracción de base 2) que está por encima del Pinch.

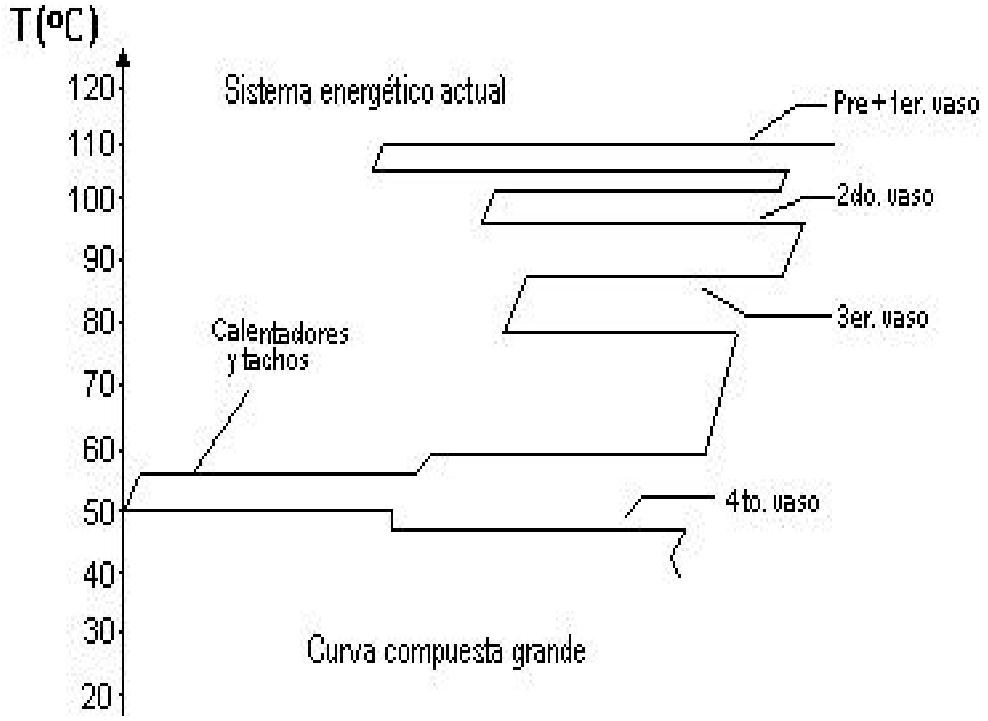


Figura 3. Curva compuesta grande del proceso total. Situación actual

Por otro lado, el vapor producido en los tachos, luego de condensarse, se enfría con agua. Parte del enfriamiento ocurre por encima del Pinch, violando otras reglas básicas de la tecnología Pinch que se refieren a la no utilización de utilidades frías por encima del mismo.

Estas violaciones son las causas fundamentales de los sobreconsumos de este esquema. Por tanto, hay una distribución indebida de las corrientes calientes y frías en el proceso, es decir, que el arreglo de corrientes lejos de ahorrar energía está aumentando los consumos que realmente se necesitan.

Análisis del sistema de evaporación

También se aplicó el método de análisis Pinch a la etapa de evaporación, por ser el máximo consumidor de energía, obteniéndose la tabla problema correspondiente.

Se observa que no existe transferencia de calor de forma vertical entre las curvas de composición frías y calientes, lo que quiere decir que no se está usando adecuadamente el potencial del área de transferencia de calor instalada, o sea, con la actual área instalada podría lograrse una mejor distribución del calor en todo el proceso (Fig. 4).

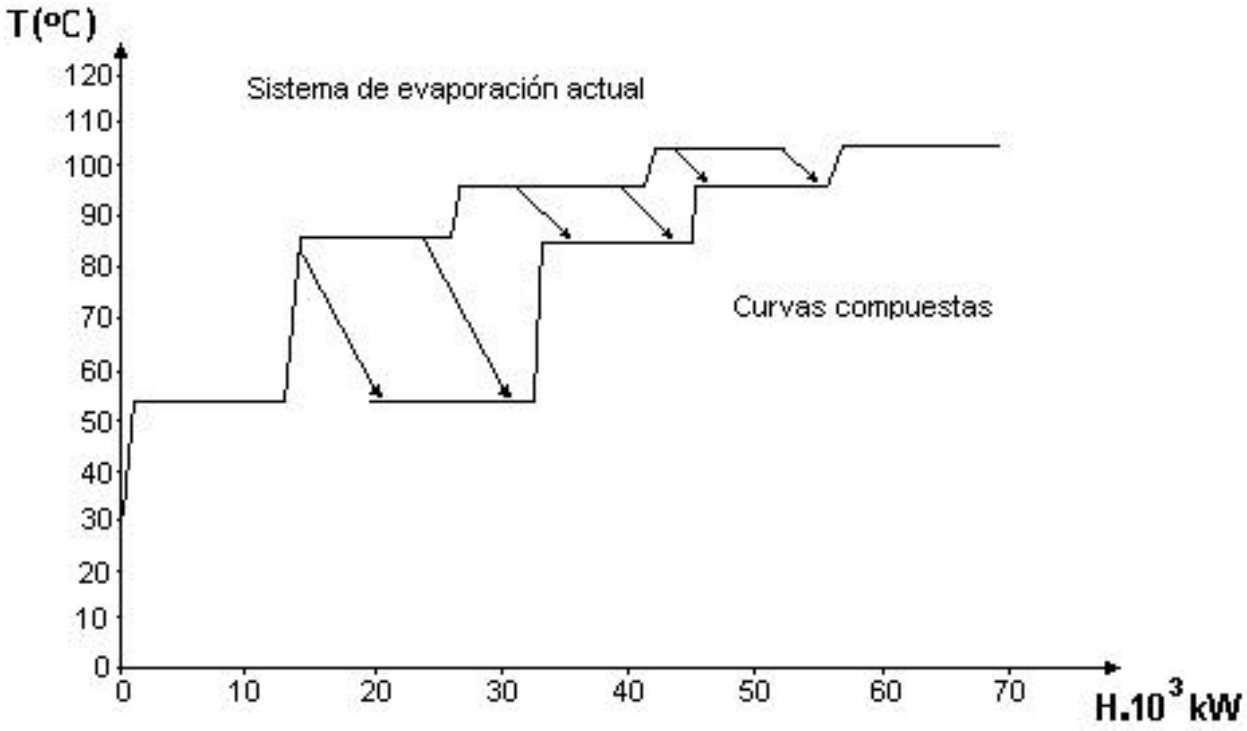


Figura 4. Curvas compuestas del sistema de evaporación

Análisis de cambios en el proceso y propuesta del nuevo esquema tecnológico

Todo lo anterior nos lleva a la necesidad de estudiar y proponer cambios en el proceso que conduzcan a la disminución de los consumos actuales de vapor de escape. Para ello se propuso un retroajuste de temperaturas dentro del sistema de evaporación, sustitución del pre-evaporador por uno de mayor capacidad, con un área de transferencia de calor igual a 1 000 m^2 (existente en el central), e incluir una etapa de calentamiento de jugo clarificado.

La nueva relación de corrientes del proceso se muestra en la figura 5. Partiendo de esta y utilizando el software TARGET II se obtuvo la tabla problema.

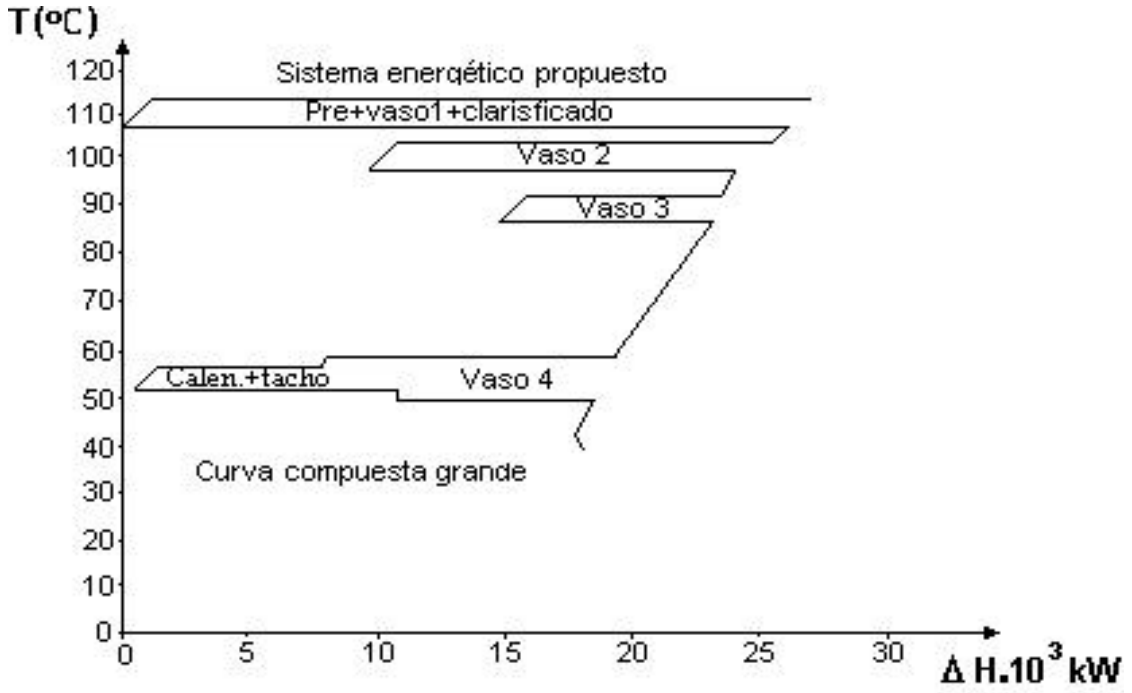


Figura 5. Curva compuesta grande del sistema total propuesto

De la misma se obtuvieron las curvas compuestas del proceso, así como la curva compuesta grande .

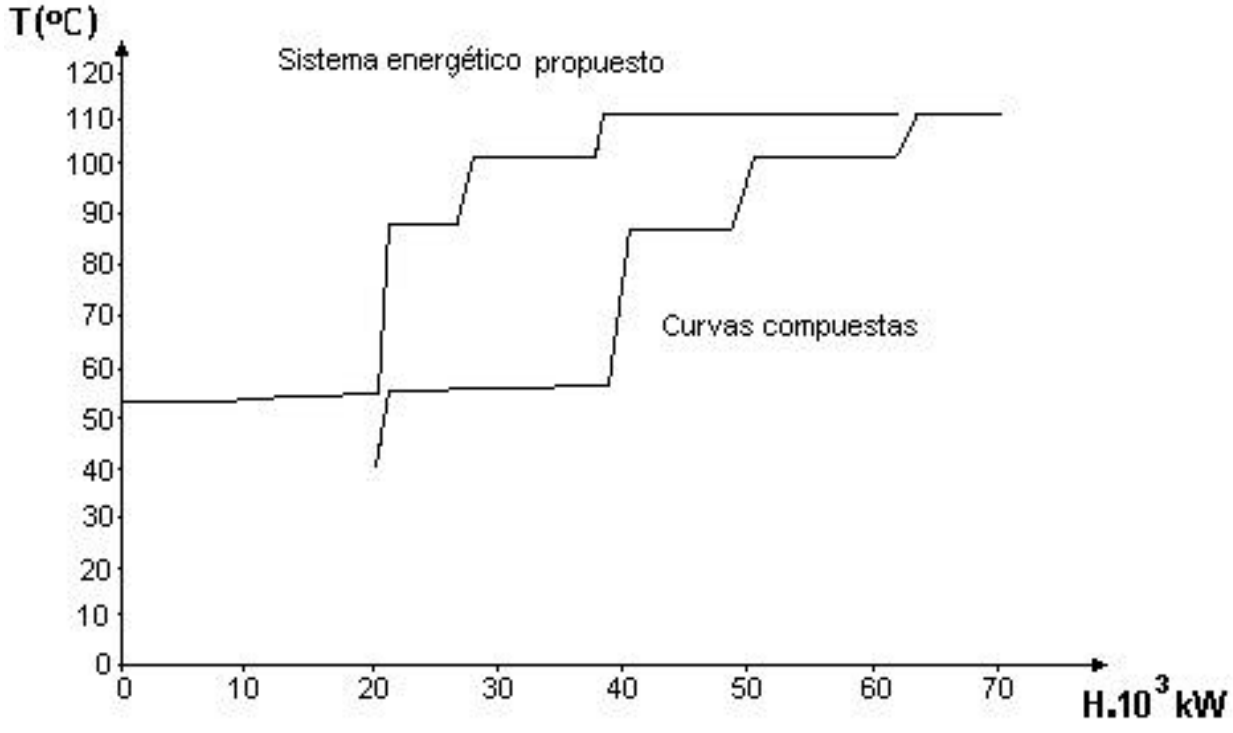


Figura 6. Curvas compuestas

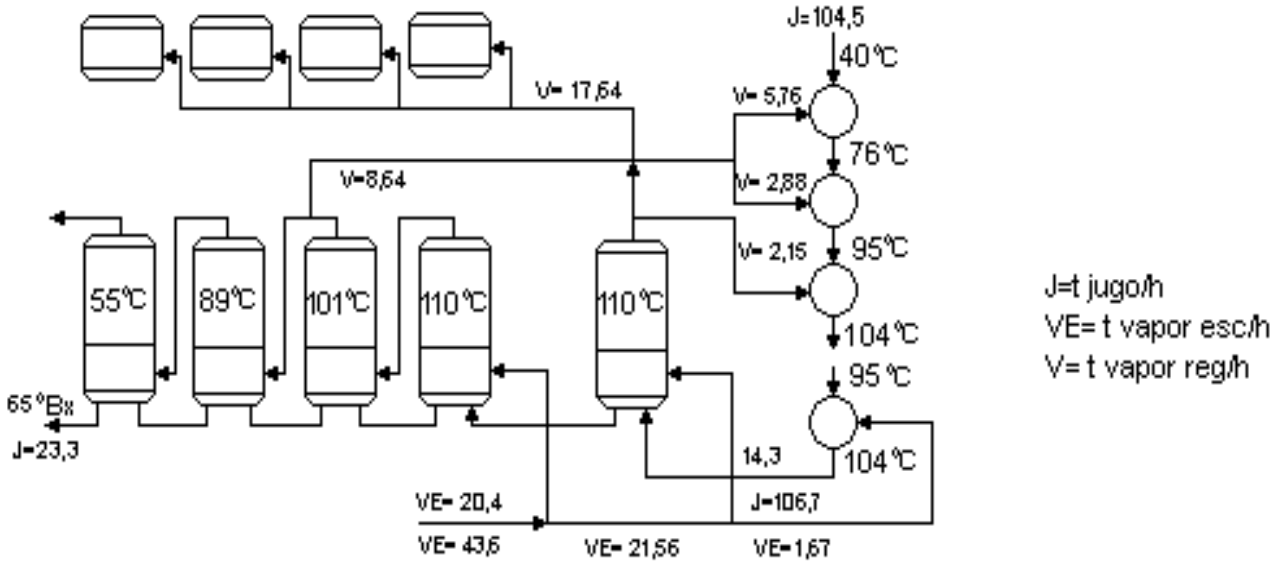


Figura 7. Esquema propuesto

Puede notarse, tanto en la tabla problema como en las representaciones gráficas, que en el intervalo de temperatura de 52,5 ^{o}C, existe un seudoPinch. Se observa además, que ahora el Pinch se encuentra en el intervalo de temperatura igual a 106,6 ^{o}C, esto favorece un uso más intensivo de los vapores vegetales producidos en el área de vaporización. Por tanto, en este momento se pueden ajustar los vapores producidos a las diferentes corrientes del proceso. Puede observarse además, que en las curvas compuestas se realiza un intercambio de calor vertical, cuestión esta que no ocurre en las curvas compuestas del esquema actual. Además, se aprecia en estas curvas cuáles son los posibles macheos a ejecutar, donde las primeras etapas de calentamiento se pueden utilizar en todos los tachos y en la tercera etapa de calentamiento. El múltiple, el pre y la etapa de calentamiento de jugo clarificado se alimentan con vapor de escape. El consumo mínimo de utilidad caliente para este caso

es de 25 190 kW, que para el vapor de escape a 1,85 kg/cm, considerando las pérdidas significa 43,10 t/h. El resultado del balance térmico aplicado al esquema propuesto exige un consumo de vapor de escape igual a 43,67 t/h (44,0 %).

Como se ve, los valores son muy semejantes, pudiéndose concluir que el esquema propuesto no presenta violaciones de las reglas de la tecnología Pinch y que se obtiene un consumo mínimo de utilidad caliente. Por tanto, en el esquema propuesto se hace un uso adecuado de los calores disponibles en él, demostrando así que no se necesitan esquemas exhaustivamente optimizados, con solo garantizar que no se violen las reglas de la tecnología Pinch, se aseguran consumos cercanos a los consumos mínimos requeridos.

Integración Potencia-Procesos

Luego de analizar el esquema tecnológico existente, encontrar sus principales deficiencias y hallar un esquema de bajo consumo de vapor de escape, se procede a la integración del proceso a la producción de energía eléctrica tanto en el central como en la CTE que se prevé instalar al mismo.

Las posibles modificaciones al sistema energético del central serán las siguientes:
Electrificación total del central.
Aumento de la capacidad del turbogenerador de 1.5 a 3 MW.
Remodelación de las calderas EVELMA 1.

Un estudio de las potencialidades existentes en este central para su anexión a una central termoeléctrica que genere todo el año se ha dividido, para un mejor análisis, en dos grandes escenarios, que a su vez involucran varias alternativas y variantes.

Escenario 1

Es considerado, desde el punto de vista termodinámico, el más adecuado y consiste en la creación de una CET especializada en la transformación de la energía térmica, aportando los requerimientos del central tanto de energía eléctrica o mecánica como de calor, trabajando en este caso como planta de cogeneración en zafra, mientras recibe del central todo el bagazo y el retorno de condensados.(Fig.# 8).

Escenario 2

Se considera la transformación energética compartida entre la CTE y el propio central, en tiempo de zafra, trabajando sola la CTE el resto del año en régimen de generación (tabla 9).

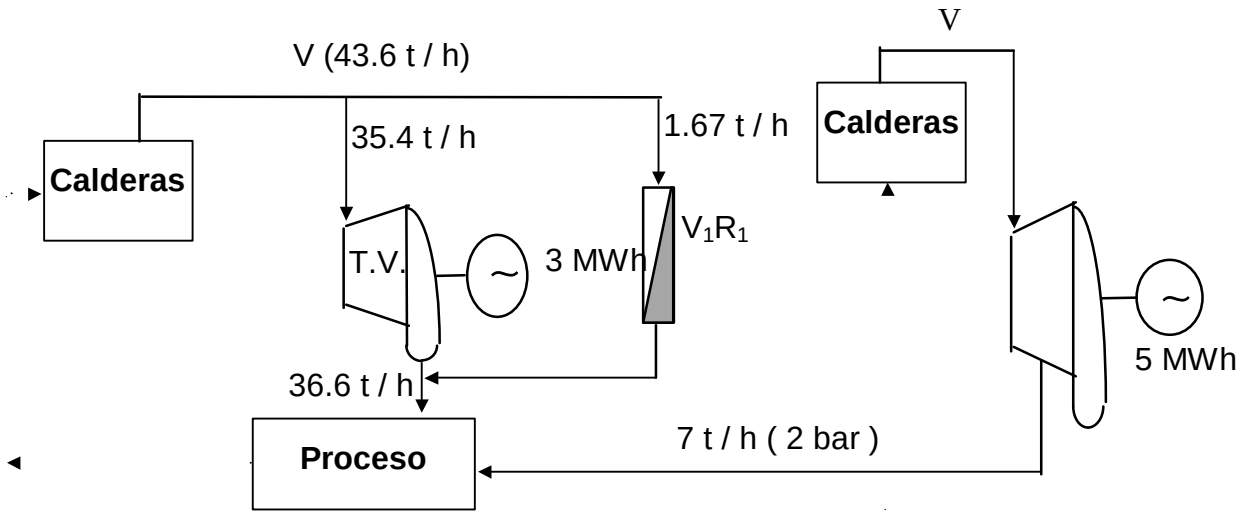


Figura 8.

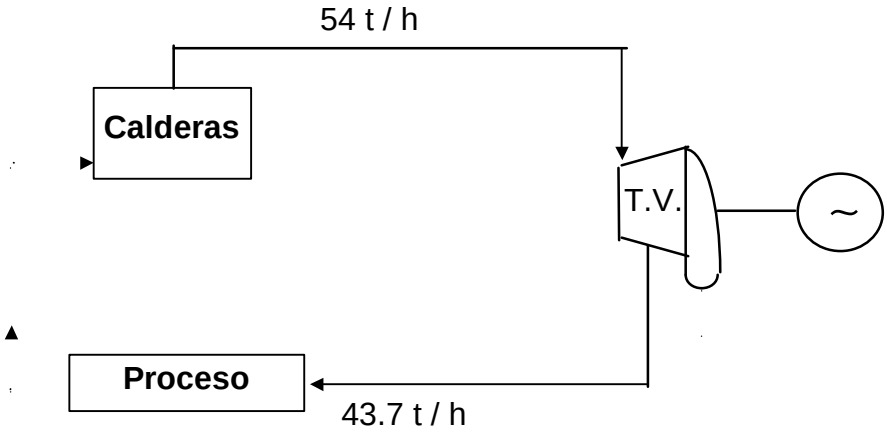


Figura 9

Tabla 9

Variante	Potencial MW	
	zafra	no zafra
1	9.1	13.4
2	10.6	14.9
3	11.5	15.8
4	12.7	17.1

Las variantes del escenario 1 se definieron por la presión y la temperatura del vapor generado y la presión en el condensador de la turbina según la siguiente tabla:

variante	1	2	3	4
Presión, bar	40	50	60	80
Temperatura, ^oC	400	450	480	520
Presión en condensador, Bar	0.1	0.09	0.08	0.07

En las Figuras 10 y 11 se muestran para algunas alternativas, los perfiles del proceso integrados a la generación de energía eléctrica. Para hacerlo más sencillo, se graficó el Factor de Carnot(N_{ec}) contra flujo entálpico (KW) Solo se colocó la fracción de las curvas compuestas grandes que se encuentra por encima del Pinch, o sea las que reciben vapor de escape de la máquina de calor, colocando así el blanco de cogeneración. En los mismos se pueden observar las posibilidades de cogeneración para cada sistema, la pérdida de potencia, dejada de generar por concepto de pasar vapor por reductora. En estos gráficos las zonas rayadas representan el trabajo realizado por la o las turbinas, o sea, la cogeneración. Los mismos brindan información valiosa para la integración de maquinas de calor(turbinas)al proceso. Se puede observar que el escenario 1 y las alternativas 5 y 6 del escenario 2 son las que hacen un mayor aporte de energía eléctrica y donde existe un acomodo perfecto entre potencia y proceso.

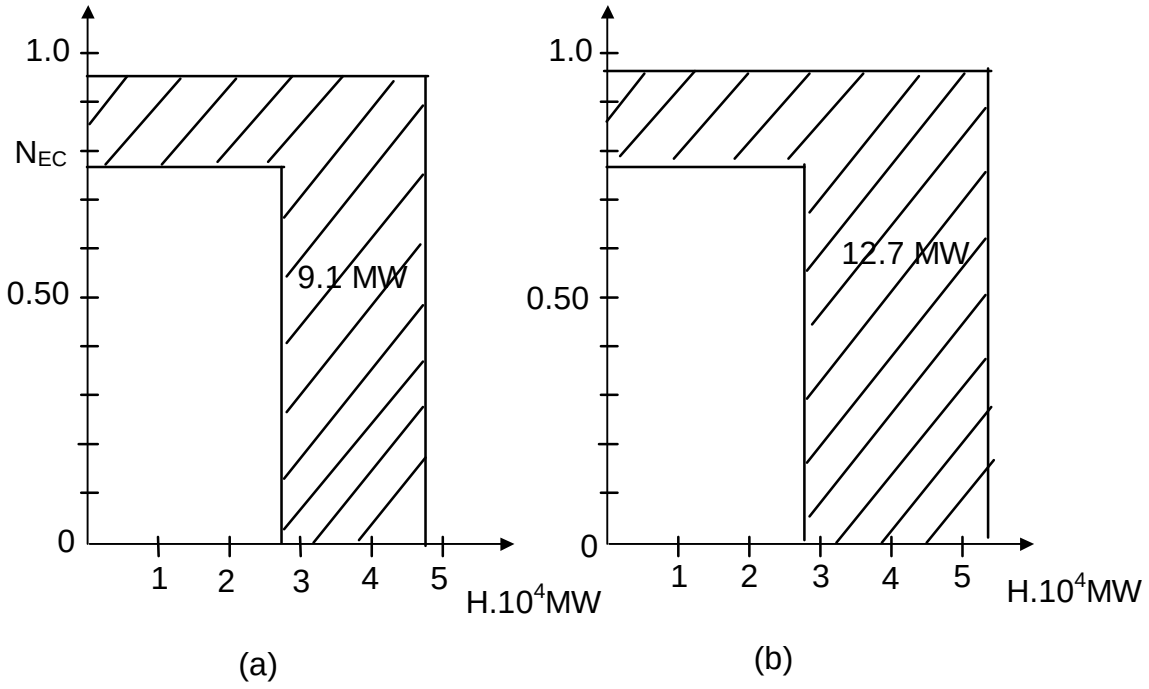


Figura 10

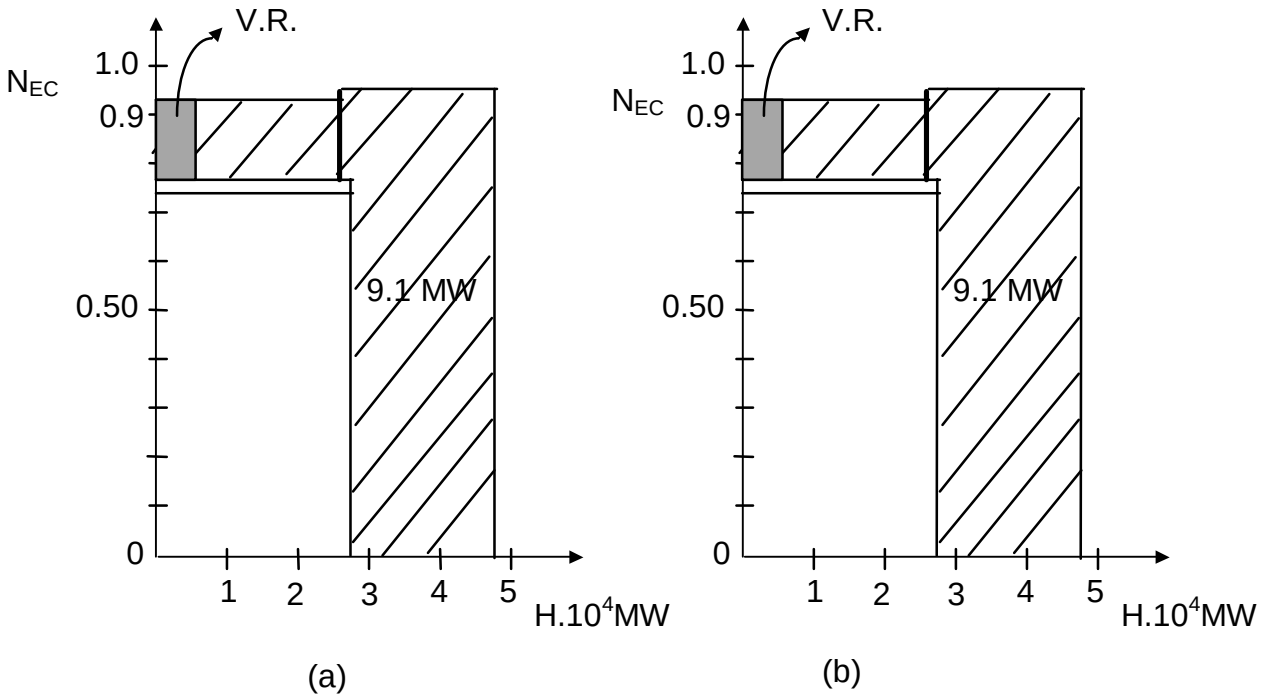


Figura 11

Tomando la alternativa # 1,variante 4 (escenario 1) como la más prometedora desde todos los puntos de vista, se aplicó un análisis de sensibilidad a la misma, el cual aparece en la tabla siguiente:

Tabla de análisis de sensibilidad. Alternativa 1, variante 4

		orig.	precio		Cost. combustible		Vida útil		tasa descuento		CTI termo.	
			-10%	10%	-10%	10%	-10%	10%	-10%	10%	-10%	10%
Prec. Elect.	$/KWh	0.074	0.066	0.08	0.074	0.074	0.07	0.074	0.074	0.074	0.074	0.074
Gen. Total	GWh/a	109.3	109.3	109.3	109.3	109.3	109.3	109.3	109.3	109.3	109.3	109.3
Val.	M	8	7.2	8.85	8	8	8	8	8	8	8	8

Elec.	M $/a											
Cost O&M	M M $/a	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Cost. Comb.	M M $/a	2.5	2.5	2.5	2.25	2.25	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5
Benef. Neto	M M $/a	5	4.2	5.85	5.25	4.75	5	5	5	5	5	5
Vida útil	años	18	18	18	18	18	16.2	19.8	18	18	19	18
Tasa desc.	%	18	18	18	18	18	18	18	16.2	19.8	18	18
Benef. actualiz.	M M $/a	26.36	22.14	30.8	27.7	25	25.9	26.72	28.79	24.27	26.36	26.36
CTI term.	M M $/a	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	20.6	18.54	22.66
VAN	M M $/a	5.76	1.54	10.24	7	4.4	5.27	6.12	8.19	3.67	7.82	3.7
% camb. VAN			26	177	121	76	91	106	142	64	136	64
Orden sensib.			< 1^o >		< 4^o >		< 5^o >		< 2^o >		< 3^o >	

Al analizar la problemática en su conjunto es obvio que la instalación de una CTE anexa a un central azucarero requiere que el proceso tecnológico posea bajos consumos de vapor de escape. Esto brinda menores posibilidades de generación eléctrica para el central, al utilizar ciclos de contrapresión. Sin embargo, sí facilita alcanzar un ahorro de combustible que puede ser empleado en la CTE, que al poseer un esquema energético más eficiente desde el punto de vista termodinámico, puede generar mayor cantidad de energía eléctrica con el mismo combustible. Además, este ahorro de bagazo posibilita un menor consumo de paja de caña, abaratando los costos de combustible y permitiendo además tener mayores cantidades de éste para el período de no zafra.

Luego de examinar el esquema tecnológica actual del central, aplicando el método de análisis Pinch, se puede apreciar que el mismo posee un alto consumo de vapor de escape, cuestión causada, en gran parte, porque se violan las reglas fundamentales de la tecnología Pinch, haciéndose un uso no adecuado del área de intercambio de calor instalada.

Sin embargo, el esquema propuesto, generado del análisis Pinch, tiene una mejor distribución del calor a través de todo el proceso. No se violan las reglas de este y el

consumo de la utilidad caliente(vapor de escape) se asemeja al mínimo requerido. Por tanto, para las alternativas en que se incluye el esquema propuesto (escenarios 1 y 2), se nota que para un mismo valor de generación de energía eléctrica se necesitan recolectar menores volúmenes de paja de caña, debido a la mayor disponibilidad de bagazo. Además, los beneficios netos son muy superiores en estas alternativas.

La existencia del Pinch en 52.5^{o}C en el esquema original permite detectar que existen violaciones (transferencia de calor a través del Pinch y enfriamiento con utilidades por encima de este) cuestiones que entorpecen el buen funcionamiento del sistema, o sea, que el mismo no presenta una correcta integración proceso-proceso.

En los gráficos del factor de Carnot contra Entalpía se observa cómo la generación de energía eléctrica en estas variantes está bien integrada al proceso. En el escenario 1 la generación no se puede explotar al máximo en tiempo de zafra por el hecho de existir una extracción de vapor de baja presión para el proceso, cubriendo de este modo toda la necesidad del central. Sin embargo, si se comparan con las demás alternativas del escenario 2 se aprecia que en estas últimas existe un trabajo que no se aprovecha por concepto de pasar vapor por reductora, cuestión que no ocurre en el escenario 1, donde todo el vapor es pasado por el turbogenerador obteniendo mayor cantidad de energía eléctrica.

Otra cuestión de gran peso que corrobora lo dicho anteriormente, es la es lo referente a los resultados obtenidos de la evaluación económica, que arrojaron que las variantes más ventajosas son:

- Escenario #1, variantes 3 y 4
- Escenario #2, variante 7

Las mismas dieron los períodos de pago (pay back) menores, máximos VAN y menores costos del KWh

Aunque un análisis de sensibilidad multivariante ofrecería otras alternativas 1, 4 se concluye que el precio de la electricidad y la tasa de descuento son los parámetros más incidentes en la factibilidad.

Del cálculo de los valores críticos se puede apreciar que:

1. El precio de la electricidad solo podrá caer a 0.063 $/KWh, nivel por debajo del cual la venta de esta sería factible para dicha alternativa.
2. El costo del combustible se podría encarecer hasta un equivalente de 20.7 $/t de bagazo ó 3.6 MM$/a, lo cual es alcanzable en cualquier caso. La tasa de descuento puede subir hasta un 23.7% (por encima de este nivel no se recuperaría la inversión).
3. Los costos totales de inversión en la CTE pueden subir en un 27% del nivel originalmente estimado (llegar hasta 23.36 MM$).
4. La vida útil de la tecnología podría caer hasta 8.17 años.

El uso del método de análisis Pinch para el estudio del esquema energético de los centrales azucareros contribuye a obtener sistemas con bajos consumos de vapor de

escape, y si se aplica consecuentemente constituye una herramienta muy útil y de uso necesario, porque brinda la posibilidad de "visualizar" dónde están los mayores potenciales de energía dentro del proceso y poder obtener una red de recuperación de calor con mínimos consumos de utilidad (vapor de escape de agua).

Finalmente, se estima que las alternativas más adecuadas y bien integradas al a proceso tecnológico, para la construcción de la CTE son:

Escenario #1

Se caracteriza por la generación especializada de energía en la CTE. En el central se eliminan las calderas y los consumidores de vapor directos, se aplica la electrificación total y toda la energía es suministrada por la CTE.

Escenario #2

Se caracteriza por la generación compartida entre la CTE y el central, existiendo una extracción de 7 t/h de vapor de baja presión de la turbina de la CTE hacia el proceso.

Todas tienen resultados económicos muy semejantes.

Conclusiones parciales

El esquema tecnológico actual del central viola las reglas fundamentales de la tecnología Pinch, provocando un uso de vapor de escape adicional al mínimo requerido, cuestión que requiere mayor cantidad de área de transferencia de calor.

El esquema tecnológico propuesto elimina las anteriores violaciones de las reglas del Pinch resultando en un sistema con consumo mínimo de utilidades calientes y una correcta utilización de los vapores producidos en el proceso. Se observa una distribución adecuada de los calores en todo el proceso.

Tanto en las curvas compuestas como en las curvas grandes se aprecia que la transferencia de calor en el esquema actual no ocurre de forma vertical, lo que provoca una necesidad de área adicional. Esto queda resuelto en el esquema propuesto.

El uso del método de análisis Pinch para el estudio de los esquemas energéticos de los centrales azucareros contribuye a obtener sistemas con bajos consumos de vapor de escape, y si se aplica consecuentemente podría ayudar a encontrar esquemas con consumos inferiores a los 380 kg/tc, convirtiéndose así en una herramienta muy útil y de uso necesario, porque brinda la posibilidad de visualizar dónde están los mayores potenciales de energía dentro del proceso y poder obtener una red de recuperación de calor con mínimos consumos de utilidades.

Se propone la selección del escenario 1 variante 4 por ser la más adecuada desde el punto de vista termodinámico. Esta variante es la más ventajosa, pues contiene los mejores valores de presión, cuestión que brinda mayores potenciales de generación de energía

eléctrica, además de las ventajas ya conocidas existiendo una completa integración de potencia-proceso.

C.A.I. "Heriberto Duquesne"

Caracterización del esquema energético

El esquema energético del central azucarero "Heriberto Duquesne", con una norma potencial de molida de 220000 @/día (105,60 tch) está compuesto por dos calderas de tubos de agua de 25 ton de vapor por hora que producen vapor sobrecalentado a 250 lbf/plg2 y 320 ^{o}C. La capacidad total de generación de vapor es de 50 ton de vapor por hora con la cual se satisfacen los requerimientos de la fábrica. El combustible utilizado es bagazo obtenido de la molienda con un por ciento de humedad inferior al 50 %.

Dentro de los equipos destinados a producir potencia se encuentran una máquina de vapor de tipo Corliss que mueve los molinos de caña dos y tres, la cual trabaja a una presión de 150 lb/plg2 con una temperatura de 210 ^{o}C y produce un vapor de escape de 10 lb/plg2 que es utilizado en el proceso.

Entre los equipos que trabajan con vapor de alta presión (directo) se encuentran los turbogeneradores y una turbina Skoda:
Los turbogeneradores (2) son del tipo VEM, de fabricación alemana, que trabajan a una presión de 250 lbf/plg2 y 320 ^{o}C y los cuales producen un escape de 15 lbf/plg2, siendo su potencia nominal de 1500 Kw, con ellos se satisface toda la demanda de energía eléctrica de la fábrica, siendo esta de 2350 Kw-h/h.

El otro equipo que trabaja con vapor de alta presión es una turbina Skoda de fabricación checa la cual trabaja a 250 lbf/plg2 y 320 ^{o}C con el objetivo de mover la desfibradora de caña.

El equipamiento energético destinado al proceso tecnológico está compuesto por una batería de cinco calentadores de tipo Webre; de los cuales dos son usados como calentadores primarios, uno como calentador rectificador y otro como calentador de jugo clarificado.

Uno de los calentadores primarios trabaja con vapor de extracción del segundo vaso del múltiple efecto, el calentador de jugo clarificador trabaja con vapor de jugo que es extraído del preevaporador y el resto trabaja con vapor de escape.

Después que el jugo es tratado térmicamente en los calentadores y transcurrida la etapa de clarificación, este pasa a la estación de evaporación, formada por un preevaporador de superficie calórica 7520 pie2 y un cuádruple efecto con áreas diferenciadas; la superficie calórica de los dos primeros vasos es de 7500 pie2 y los restantes 5500 pie2.

El vapor producido en el preevaporador va hacia los tachos y el calentador de jugo claro.

Por último, la meladura obtenida en el múltiple efecto a 65 oBrix aproximadamente pasa a los tachos, donde es sometida a un proceso de cristalización. La planta cuenta con cinco tachos que pueden realizar las funciones siguientes:
Tacho 1: MCA y cortes comerciales.
Tacho 2: MCB.
Tacho 3: Grano fino mejorado y cristaliza MCC.
Tacho 4: MCA y MCB.
Tacho 5: MCC.
El sistema utilizado es de tres masas cocidas convencional.

Balance energético

Para realizar el balance energético del central se utilizó el software llamado "óptimo" que permite realizar los cálculos con mayor rapidez y precisión.. A partir de los resultados del balance se pueden abordar y comentar las siguientes situaciones:

El % de vapor por reductora es alto (23.61%), determinando la vinculación de vapor a la destilería el 79.7 % de este valor.

La explotación de los turbogeneradores puede elevarse teniendo en cuenta la capacidad instalada de generación, el alto % de inyección de directo por reductora, así como la demanda de vapor de escape del proceso (central y vinculación de la destilería).

Generación Eléctrica Media: 2500 Kw.
Demanda Eléctrica industrial: 2350 Kw.
Capacidad de Generación de los Turbogeneradores: 3000 Kw

El bagazo sobrante alcanza 50.88 t/d para un 10.25 % del total, el cual es significativo para las condiciones de vinculación de vapor a la destilería.

Por todo lo anteriormente expuesto y para completar el análisis del esquema se utilizará la Tecnología Pinch , para detectar otras posibles fuentes de pérdidas de energía.

Aplicación de la tecnología Pinch

En el mundo son varias las fábricas de azúcar que han resuelto problemas internos muy disímiles por medio de la Tecnología Pinch.

Está claro que una de las aplicaciones más importantes de la citada tecnología es que ofrece de una manera directa el consumo mínimo de utilidades generales de la planta a través de una evaluación del sistema de corrientes frías y calientes en el proceso, aspecto este que se probará en lo adelante. Para el cumplimiento de estos objetivos nos apoyaremos en el software TARGET 2, el cual se aplicará para el múltiple efecto del

esquema energético en actual. Después de suministrarle los datos necesarios de cada una de las corrientes frías y calientes involucradas en las distintas etapas, se ofrecerá una amplia gama de información acerca de los fenómenos internos de los procesos.

Los datos necesarios para el programa son los siguientes:
-Flujos másicos de cada corriente
-Comportamiento de la misma (sí actúa como fría o caliente)
-Capacidades caloríficas
-Entalpías
-Temperaturas de entrada y salida en cada una de las fases
-Diferencia de temperatura

Estos datos se obtuvieron de los balances energéticos realizados anteriormente. Para determinar el (ΔT) óptimo es necesario ubicarse en la curva de composición simple y moverse a diferentes valores de (ΔT) para calcular el área mínima de transferencia de calor y el costo de utilidades para cada área. Graficando ambos se obtiene el (ΔT) óptimo.

En la industria azucarera es muy difícil realizar el procedimiento anterior, por lo tanto para buscar este valor se tratará de lograr la mayor verticalidad entre las curvas simples, combinando esto con las curvas de composición grandes de manera que el Pinch esté lo más cercano posible a la temperatura del vapor de escape. Siguiendo el procedimiento anterior se obtuvo un valor de (ΔT_{min}) óptimo igual a 6.9 ^{o}C. Con toda la información se calculan los siguiente datos para la ejecución del programa Target 2(variante actual).

Con los datos referidos, se obtienen los resultados que brindan un análisis objetivo de la situación energética del múltiple efecto.

Se detectó que el Pinch se encuentra a 113 ^{o}C. También existen otras violaciones de las reglas de integración de procesos, ya que sólo se debe adicionar calor al proceso por encima de la temperatura Pinch y esto no está ocurriendo realmente. Una posible alternativa para tratar de mejorar el esquema de evaporación es trabajar el mismo a 20 lbf/plg2. De lo expuesto anteriormente se obtuvieron buenos resultados. Además, en las curvas de composición existe mayor verticalidad entre las corrientes que conforman los perfiles de temperatura, siendo así mejor empleada el área de transferencia de calor, pero existe una violación, ya que la temperatura Pinch es de 113.8 ^{o}C y esta corriente se encuentra a 110 ^{o}C.

De todo lo anterior puede resumirse, que aunque existen mejoras en el esquema de evaporación al realizar el cambio de presión de 15 lbf/plg2 a 20 lbf/plg2 estas no son tan significativas como para realizar cambios inmediatos en el evaporador, pero sí se observa un mejor aprovechamiento del área de transferencia de calor y de la distribución de temperatura en el esquema de evaporación.

Alternativas para el mejoramiento del esquema energético

Como resultado del análisis de las diferentes alternativas para mejorar la situación actual del esquema energético del central con la vinculación de vapor a la destilería se proponen las siguientes:
Cambiar la máquina de vapor que mueve los molino no. 3 y 4 por motores eléctricos.
Cambiar la turbina Skoda que mueve la desfibradora por un motor eléctrico.
Cambiar tanto la máquina de vapor como la turbina Skoda por motores eléctricos.

Para la valoración de las alternativas propuestas se utilizó nuevamente el software "óptimo".

A continuación se tabulan de forma comparativa un grupo de indicadores seleccionados de las alternativas propuestas y se toman como referencia los indicadores del central en la situación actual y sin la vinculación de vapor a la destilería:

Variantes	Vapor% caña	% V.R.	%bagazo sobr.	Gen. KWh/tch
Actual	55.22	23.6	10.25	21.13
Sin destilería	48.3	8.3	21.49	21.3
Sin turbina	55.1	26.9	10.32	22
Sin máquina	54.9	25.6	10.75	24.9
Sin tur-máq.	54.8	32.3	10.9	26.5

De las tres variantes consideradas, se selecciona la mejor para el mejoramiento del esquema energético, es decir, la de sustituir la máquina de moler que mueve los molinos no. 3 y 4 ya que el central queda mejor balanceado al reducirse el consumo de vapor % caña, elevarse ligeramente el % de bagazo sobrante y sobre todo, elevarse el aprovechamiento de la capacidad de generación eléctrica instalada al 91.6 %. Con esta variante quedan los molinos totalmente electrificados.

Análisis económico de la variante seleccionada

Para realizar el análisis económico de la alternativa propuesta se recurrió a la selección y establecimiento de las características y costo de adquisición del motor eléctrico que sustituye la máquina de moler que se propone en la variante seleccionada:
Motor eléctrico:
Tipo : VEM.
Potencia nominal: 400 Kw
Voltaje: trifásico de 220/440 V 60 Hz.
Velocidad sincrónica: 660 rpm.
Costo : 17 867.00 USD

Partiendo de este cambio se realizaron los siguientes análisis sobre los aportes económicos:
Por concepto de venta de bagazo:
Bagazo sobrante 53.39 t/ día.
Duración de la zafra: 112 día.

Precio de venta del bagazo: 16.50 $/t (8.05 USD)
Venta = 53.39t/ día x 112 día x 16.50 $/t = 98 664.72 $/t.
Venta = 53.39t/ día x 112 día x 8.05 USD/t = 48 136.42 USD/t

Por concepto de ahorro de petróleo por la generación total de electricidad del central :
Por un Mw que se produce se gasta 0.36704tp. La planta eléctrica generaría 2.99 Mw-h/h.
Ahorro de petróleo por la planta = 1.097 tp / h x 24 h / día
Por este concepto el C.A.I. gana = 26.33 tp / día x 114,70 USD x 13.4 día
Por este concepto el C.A.I. gana = 40 468.68 USD.

Recuperación de la inversión en la variante propuesta

Se tomó para el análisis de la recuperación de la inversión el bagazo vendido en divisa por ser esta propuesta más lógica.
RI= Costo de la inversión / ganancia
Costo de la inversión = costo de los equipos + costo de instalación.
Costo del motor eléctrico = 17 867.00 USD
Costo de instalación = 10 % del equipo = 1786.7 USD
Costo de la inversión = 19653.7 USD
RI = 19653.7 USD / 48 136.42 USD/ año
RI = 0.41 año

Adicionalmente a los efectos económicos cuantificados por el bagazo sobrante por los distintos conceptos, se debe señalar otros aspectos que contribuyen a adoptar la variante escogida como son:
Sustitución de un equipo primario con obsolecencia tecnológica. Lo que ya está proyectado.
1. Terminar la electrificación del tándem. Los motores eléctricos son más fiables y con menos costo de mantenimiento.

Elevar la explotación de la capacidad de generación eléctrica instalada.

Conclusiones parciales

El central se encuentra desbalanceado energéticamente.
Se aplica la tecnología Pinch para completar el análisis del esquema de evaporación, obteniéndose que aunque existen problemas en el múltiple efecto la elevación de la presión de trabajo a 20 PSI no determina mejoras sustanciales.
Existen aún violaciones de la tecnología Pinch, encontrándose a 110 ^{o}C cuando debería estar por encima de 113.8 ^{o}C.
De las alternativas analizadas en el área de motores primarios la más factible es el cambio de la máquina de moler de los molinos No 3 y 4 por un motor eléctrico, logrando la variación en el balance energético a los parámetros siguientes:
Vapor % caña = 54.9
% Reductora = 25.63
% Bagazo sobrante = 10.75

Con la venta del bagazo se puede realizar la inversión que se propone, puesto que la recuperación de ésta es factible.

C.A.I. "Quintín Banderas"

Características térmicas del C.A.I.

Tiene una norma potencial de 400 000 / día y una producción de refino de 320 t/ día.

El área de GV cuenta con tres calderas Retal de 45 t/h, c/u y una tercera de 30 t/h, todas a 17.3 Kgf/cm^2 y 263^{o}C. Para el incremento de la eficiencia del área se cuenta con los módulos de recuperación del calor de los gases correspondientes.

La planta de moler está completamente electrificada, además, posee un turbo de 4 MWh y dos de 1.5 MWh (las necesidades del central ascienden a 6 MWh). Posee una turbina para agua de alimentación de calderas y una bomba reciprocante para el movimiento de MC.

El área tecnológica cuenta con un esquema de evaporación no convencional, estructurado mediante 2 Pre (10 000 y 5 000 PCSC), que suministran vapor a tachos y calentadores. Un doble efecto (9500 PCSC) que suministra vapor al concentrador de licor y un quíntuple efecto (39 000 PCSC) con extracción del tercer efecto a los calentadores.

El calentamiento se lleva a cabo en 3 etapas, con calentadores Webre y para la cocción cuenta con 8 tachos para crudo y 2 para refino.

Tiene tres válvulas reductoras para disponer de vapores de 10.5, 1.5, y 0.5 Kgf/cm^2.

Balance termoenergético en las condiciones actuales

Como resultados principales se obtuvieron:

Consumo de motores primarios t/h	132.7
Válvula reductora , t/h	17.6
Otros directo, t/h	6.65
Gasto de vapor, t/h	164.7
Consumo tecnológico, t/h	150.2
Otros Indicadores:	
Indice de generación , kgv/kgb	2.08
Eficiencia calderas, %	53

Bagazo faltante,t/h	22.77
Vapor % caña	81.7

Un análisis de estos resultados arrojó la necesidad de introducir modificaciones operativas y estructurales en el sistema, a fin de aumentar su eficiencia, algunas son:

1- Mejoras en el área de generación de vapor completando su módulo de eficiencia a fin de cuantificar el efecto de aumentar la temperatura del agua de alimento, disminuir la de los gases de la chimenea y demás mejoras al completar el módulo de eficiencia de los generadores de vapor.

Se calcularon las pérdidas exergéticas por irreversibilidades en el sistema para los parámetros actuales y mejorados:

Parámetros	actual	mejorado
Presión,kgf/cm2	17.7	17.7
Tv ,^{0}C	263	304
Tg ,oC	215	210
Ta , oC	102	120

Al aplicar los algoritmos de cálculo consistente en la expresión de Golshtein:

Pe = Qe 1- (1 – To/Tm) u]

Donde:

Pe – Pérdidas de exergía en GV, Kcal/Kg

Se obtuvo como resultado que para la cantidad de calor Qp Kcal/h en los GV con los parámetros propuestos, se obtendrían 117.3 Kcal de energía adicionales por cada Kg de bagazo quemado, lo cual se refleja en el incremento calculado de la eficiencia de los GV del 53 al 59% (VCS).

2- Mejoramiento de los parámetros del vapor a motores primarios (MP).
A fin de cuantificar este efecto se calcularon las pérdidas de capacidad de trabajo del vapor (flujo de transformación) alimentado a los MP con los parámetros actuales y mejorados, aplicándose expresiones para el cálculo de la exergía específica (e) y las pérdidas de capacidad de trabajo (ΔL).

Como resultado se obtuvo que con los parámetros mejorados las pérdidas de capacidad de trabajo en los MP disminuyen en 1411.2 KW, lo cual se refleja en el rendimiento exergético, que se eleva a 72%.

3- Ajuste en el esquema de evaporación.

Siguiendo la práctica internacional y estudios teóricos realizados al respecto, se establecieron 8 alternativas de esquemas de evaporación para el sistema.

Aplicando la Tecnología Pinch como técnica novedosa, basada en las leyes de la termodinámica implementada a través del sistema computacional TARGET 2, se obtuvieron los parámetros principales de consumo mínimo de vapor y agua para cada arternativa, considerándose y proponiéndose para el sistema la # 6, consistente en una combinación de un pre-evaporador con extracciones a todos los tachos (9), concentrador y calentadores de JC y rectificador, además un quíntuple efecto con cuatro extracciones a sendas etapas de calentamiento de JM, aprovechando el contenido energético de los condensados en el pre-calentamiento del JM.

Cuantitativamente se tienen los siguientes parámetros:

Parámetros	ual	puesta
Vapor consumido, Kcal/h	34x10^6	04x10^6
emperatura Pinch, ^{o}C		

Uso del contenido energético de los condensados

Se utilizaron los condensados provenientes de los vasos 3, 4, y 5 (18.7, 14.4 y 11.6 t/h respectivamente) en la cantidad de 43.46 t/h y una temperatura media de 97.3 ^{o}C para el recalentamiento del JM, elevándose la temperatura de este desde 38 hasta 46 ^{o}C, mediante la utilización de un IC líquido-líquido, lo que equivale a un ahorro de 1.36 t/h de bagazo.

Uso de la autoevaporación

En los sistemas de extracción de condensados pueden realizarse arreglos de manera que los mismos circulen de un vaso a otro, encontrándose el condensado obtenido a P, con una presión P2 menor, ocurriendo una autoevaporación del vapor que se agrega a la alimentación del vaso siguiente.

En el caso estudiado se obtuvo una incorporación total de vapor de 732.5 t/h, que equivale a un ahorro de bagazo de 322.5 Kg/h.

Análisis económico general

A fin de cumplimentar las tareas y los objetivos propuestos para este trabajo, resulta necesario establecer una estrategia de análisis apoyada en el estudio bibliográfico a lo cual debe tender hacia la utilización del análisis termo energético de la diversificación azucarera.

Después del análisis para la intensificación energética del central que incluyó la detección y solución de los puntos débiles, se obtuvo un mejoramiento en los principales indicadores de consumo de combustible, vapor y calor en el sistema, con la inclusión de un esquema de evaporación más a tono con la práctica internacional, que posibilita la autosuficiencia

energética (eléctrica y térmica) con sobrantes de bagazo de 3,47 t/h con una reducida inversión de capital ($78 490). En la tabla no.1 aparecen los principales indicadores de producción y uso del vapor para el esquema actual y el propuesto.

Tabla no 1. Principales indicadores energéticos para la alternativa actual y la propuesta.

	Alternativa actual	Alternativa propuesta
Gen. de vapor, kg/h	164 720	113 290
Cons. de vapor, kg/h		
Motores primarios	132 672	91 290.4
Nec. Tecnológicas: Calentadores		
Pre-evaporador	21 482	667.3
Evaporador	68 920	59 777
Concentrador	17 710	30 630
Tachos	2 760	---------
Total	41 450	12 246
	150 230	103 321
Otros indicadores:		
% Válvula reductora	10.6	10.6
Ind. de Gen., kgv/kgb	2.08	2.2
Eficiencia de GV	53	59
Bagazo, kg/h	-22770	3 470
Vapor % caña	81	56

Como resultado de los balances de masa y energía aplicados y siguiendo el diagrama heurístico, se pudieron definir los materiales y servicios disponibles para la diversificación, en las cantidades de:
Miel final (MF, del central y acopiada).....39 850.2 t/a.
Jugo de los filtros (JF).....688 619.2 t/a.
Bagazo (B, del CAI y acopiado).....31 200 t/a.
Electricidad.....1MW.
Agua.....84 645.6 t/a.

A partir de la disponibilidad de MF, la cual se adoptó como restricción, se definieron las diferentes alternativas a analizar (sólo alcohol y/o levadura torula), las cuales están relacionadas con instalaciones para la producción de:

1. Alcohol en la cantidad de 240 Hl/d, utilizándose la MF de los 3 CAI de la zona.
2. Levadura torula en la cantidad de 30 t/d a partir de la MF de los 3 CAI de la zona.
3. Alcohol en la cantidad de 90 Hl/d contándose con la MF del CAI.
4. Levadura torula en la cantidad de 12 t/d contándose con la MF del CAI.
5. Alcohol y levadura torula en las cantidades de 120 Hl/d y 13 t/d, respectivamente, a partir de la MF de los 3 CAI de la zona.

Para poder determinar las cantidades de materias primas necesarias en las producciones de alcohol y/o levadura torula (principalmente MF, JF, V, A) fue necesario calcular los volúmenes de batición (B, m^3/d) y fermento (F, m^3/d), para lo cual se adoptó un contenido alcohólico en B del 5.6% y un contenido de sólidos en F de 7 kg/m^3. Para los restantes materiales se utilizaron las proporciones en % volumen reflejadas en la bibliografía existente.

Tabla no. 2. CTP y otros indicadores para las alternativas estudiadas

	Alternativa No. 1	Alternativa No. 2	Alternativa No. 3	Alternativa No. 4	Alternativa No. 5
C. fabric.	1 422 254.9	3 076 092.4	152 449.9	800 375.3	2 129 136.8
C. fijos	366 623	1 471 824.2	217 724.2	944 520	1 233 204.9
C. indirectos	90 569.5	211 714.9	23 977.6	112 680.7	214 879.1
Gastos Generales	294 220.4	734 210	85 302.1	396 039.1	720 360.2
CTP, $/a	2 264 237.2	5 808 727.1	479 553.9	2 253 615.2	4 297 580.9
Valor produc., $/a	3 225 600	5 875 200	1 209 600	2 350 080	4 158 720
Ganancia, $/a.	961 362.8	66 472.9	730 046.1	96 464.8	No

Una vez definidas las alternativas y teniéndose conocimientos de las tecnologías y equipamientos necesarios para las producciones decididas, se determinó para cada alternativa el monto de la inversión de capital necesario mediante el Método de Escalado, así como el costo total de producción (CTP) a partir de la estimación de los costos componentes como un % del total o del costo de inversión, lo cual se refleja en la tabla no. 2.

Como se aprecia, hay alternativas que no reportan ganancia en su ejecutoria, las cuales son desechadas en posteriores análisis, considerándose por tanto, sólo las alternativas no. 1, 2, 3 y 4. Resulta necesario aclarar que en el acápite de costos de fabricación en las alternativas estudiadas no se incluye el costo de las materias primas y servicios obtenidos del CAI y sí los acopiados de los CAI de la región; pudiéndose destacar la influencia del costo de las materias primas en el CTP para las alternativas más desfavorables.

Por otra parte, en la tabla no. 3 se pueden apreciar los resultados obtenidos al aplicar los métodos dinámicos de rentabilidad a partir de la información recolectada y la correspondiente al flujo de caja de cada alternativa de las que aportan ganancia.

Un análisis de la tabla no. 3 permite precisar como alternativas más promisorias las no. 1 y 3, a partir de las cuales se selecciona la No. 3 debido a que:

El valor de VAN de $3 049 765.4 indica un importante flujo de dinero a partir de un monto de inversión relativamente bajo.
La TIR de 38 % es la mayor reportada.
El PRD de 3.38 años supone un período aceptable para recuperar la inversión.

Tabla no. 3. Indicadores dinámicos de rentabilidad para las alternativas estudiadas.

	Alternativa No. 1	Alternativa No. 2	Alternativa No. 3	Alternativa No. 4
Inversión, $	3 215 991.6	14 152 155	1 909 861.8	8 285 264.5
Flujo de caja, $/a	497 762.6 1 227 347.1 “	613 256.6 1 525 988.9	376 563.2 872 091.9 “	301 929.1 1 019 738.9“
VAN, $	3 735 240.9	-5 514 551.8	3 049 765.4	-2 609 521.7
TIR, %	31	3	38	5
PRD, años	4.11	No alcanza vida útil	3.38	No alcanza vida útil

Conclusiones parciales

Mediante la aplicación de los métodos termodinámicos de análisis se obtuvo la intensificación energética del CAI, lográndose llevar a un faltante de bagazo de 3.47 t/h.

Se demostró la posibilidad de la integración energética de los procesos, en particular la TP, en función de determinar la mejor alternativa de esquema de evaporación con una inversión mínima de $ 78 490.4 (se utilizarán los vasos actuales).

La diversificación de las producciones azucareras se torna económicamente más factible si se desarrolla en interrelación directa con un CAI, utilizándose intensamente los productos, subproductos, residuales y corrientes intermedias como materias primas y otros servicios, sobre la base del bagazo como combustible fundamental.

Para el C.A..I "Quintín Banderas" en lo referente a la producción de alcohol y/o levadura Torula la alternativa con más posibilidades consiste en la producción de 90 Hl/d de alcohol durante todo el año utilizando la MF del CAI como materia prima junto a JF y vinaza recirculada, la cual presenta como principales indicadores económicos y de rentabilidad, los siguientes:

Ganancia, 730 046.1 $/a.
PRD, 3.38 años.
VAN, 3 049 765.4 $/a.
TIR, 38%.

Las alternativas de inversión estudiadas que incluyen la producción de levadura torula manifestaron índices económicos y de rentabilidad deficientes (VAN negativos, no ganancia y TIR pequeños), lo cual es indicativo de la improcedencia de su implementación.

C.A.I. "Perucho Figueredo"

Características térmicas del central

El C.A.I. tiene una norma potencial de 320 000 @ / día y presenta las características siguientes:

El área de generación de vapor está constituida por 4 calderas Sterling que tienen la posibilidad de generar vapor a 17.1 Kgf/cm^2 y 300^oC(solo una opera a estas condiciones),de las restantes solo funcionan 2 a las condicionas de 10.26Kgf/cm^2 y 300^oC.Todas las calderas presentan una capacidad de generación sobre los 30 t/h de vapor sobrecalentado al nivel ya indicado. Las calderas no tienen instalada área de recuperación de calor. Por problemas operativos la temperatura del agua de alimentación a las mismas es inferior a los 90 ^oC. Existe instalado un secador de bagazo del tipo Flash de arrastre neumático con una capacidad de 20 t/h de bagazo, el cual no se utiliza ya que afecta el quemado en pila del bagazo.

Motores primarios

Existen 2 turbogeneradores, uno alemán de 1500 KWh y otro G. E. de 750 KWh ambos operando a 10.25 Kgf/cm^2, obteniéndose de los mismos 2025 KWh, cantidad insuficiente para satisfacer la demanda del central (3 MWh).

Para el movimiento del tándem existen 3 turbinas de vapor, dos de 1045 y otra de 373 KW de potencia respectivamente. Para la inyección del agua a los condensadores existe otra turbina de 265 KW y una bomba reciprocante para el movimiento de las masa(60 KW).

Área tecnológica

Se presenta un esquema de evaporación convencional, formado por un Pre de 836 MCSC y un cuádruple efecto de 1025,1025,775 y 775 MCSC cada efecto (una extracción del segundo efecto a calentadores primarios. El Pre solo satisface hasta 4 tachos como máximo.

Existen 6 tachos al vacío del tipo Low Head operando con una presión de 1.7 Kgf/cm^2.

El calentamiento se efectúa con 4 I.C. tipo Webre de 126 MCSC c/u y se calienta el jugo clarificado con vapor de escape.

Balance energético actual

Después de aplicar los algoritmos ya establecidos se llegó a los resultados siguientes:

Consumo en MP	64.77 t/h
Consumo en eq. tecnológicos	70.27 t/h
Generación de vapor	79.53 t/h
Bagazo sobrante	2.19 t/h (5.7 %)
Generación eléctrica	1956 KWh

El esquema de cogeneración satisface parcialmente las demandas de vapor y electricidad. A fin de incrementar la eficiencia energética del sistema, se debe atender a:

- Instalación de superficies recuperativas en los GV (calentador de aire y economizador).
- Resolver la problemática que impide de la recolección de agua para los GV con la calidad requerida (alta temperatura).
- Lograr un uso más intensivo de las extracciones de vapor secundario en el esquema de evaporación y principalmente que el Pre pueda asumir todos los tachos.
- Lograr un esquema de cogeneración con suficiencia que satisfaga la demanda de energía térmica y eléctrica del sistema.

Los cálculos se realizaron para una molida de 130 t/h de caña, estando esta por debajo de la potencial, lo que tiene implicaciones importantes en la eficiencia térmica general del sistema.

Análisis de las alternativas planteadas para el C.A.I.

Las alternativas que a continuación se irán analizando tienen como objetivo fundamental que el sistema alcance la autosuficiencia de energía térmica y eléctrica para el proceso, así como buscar los posibles aportes de otros servicios y materias primas para la diversificación azucarera.

Alternativa # 1

Con vistas a ir mejorando la eficiencia energética del sistema se atiende solamente lo referente a la cantidad de la caña molida, es decir, se repiten los cálculos pero para una molida de 151 t/h(320 000 /día), manteniéndose los demás parámetros de operación. En estas condiciones los resultados del balance se reflejan a continuación:

Consumo de MP	70.82 t/h
Consumo de NT	76.89 t/h
% VR	7.36
Generación eléctrica	1956 KWh
Generación de vapor	82.85 t/h
Ind. de Generación	2.06/2.13
Bagazo sobrante	3.09 t/h (7.8 %)

Como era de esperar se aprecia un incremento en el consumo de bagazo y en la GV, debido al mayor volumen de caña procesado. Los equipos del área tecnológica de generación y motores primarios reportan índices de consumo y eficiencias susceptibles a mejorar.

Alternativa # 2

Esta alternativa se concibe con el propósito expreso de ir resolviendo la problemática de aquellos aspectos que influyen negativamente en la eficiencia energética del sistema. :

- Mejorar los parámetros de operación de los generadores de vapor(Tg = 210 ^{o}C, Ta=110^{o}C) lo cual implica la instalación de economizadores, calentadores de aire y alimentar condensados a más de 95 ^{o}C.
- Incrementar la presión y la temperatura del vapor al Pre (1.72 Kgf/cm^2 y 115 ^{o}C) a fin de que pueda asumir todos los tachos.

Al realizar el balance en estas condiciones se obtiene como resultados:

Consumo MP	62.23 t/h
Consumo NT	76.29 t/h
% VR	22
Generación eléctrica	2225 KWh
Generación de vapor	81.37 t/h
Ind. Generación	2.21/2.23
Bagazo sobrante	5.7 t/h (15.5 %)

Se aprecia un incremento de la eficiencia del área de generación de vapor (efic. Cald.=74 %),lo cual se refleja en un sobrante mayor de bagazo y en un incremento en la generación eléctrica.

Alternativa # 3

Se propone incrementar la generación eléctrica hasta los 3 MWh mediante la modificación del turbo de 1.5 MWh existente ó la instalación de uno nuevo, produciendo todo el vapor a 17.1 Kgf/cm^2 y 320^oC, manteniéndose el esquema tecnológico igual al anterior. Se obtuvieron los resultados siguientes:

Consumo MP	65.18 t/h
Consumo de NT	77.33 t/h
% VR	14.7
Generación eléctrica	3000 KWh
Generación de vapor	82.54 t/h
Ind. Generación	2.2
Bagazo sobrante	5.4 t/h (14.5 %)

Al mantenerse los parámetros de operación de los GV, un incremento en la GE no afecta sensiblemente el consumo de bagazo. Se satisface la demanda eléctrica del sistema no así la térmica.

Alternativa # 4

La práctica internacional y los estudios realizados aconsejan incrementar las extracciones de vapor secundario en los esquemas de evaporación a fin de disminuir NT y la cantidad de bagazo consumido. Por tanto, en esta alternativa se propone adoptar un esquema de evaporación con 3 extracciones a calentadores de JM manteniéndose la extracción del Pre a los 6 tachos y el calentamiento del JM con vapor de escape. Se mantienen constantes los parámetros de operación de los GV y la GE, obteniéndose los resultados siguientes:

Consumo de MP	65.18 t/h
Consumo de NT	69.42 t/h
% VR	5.6
Generación eléctrica	3000 KWh
Generación de vapor	74.78 t/h
Ind. Generación	2.2
Bagazo sobrante	8.95 t/h (26.7 %)

Como se aprecia hubo una disminución importante en el consumo de vapor en NT, lo cual influyó en la disminución del consumo de bagazo. El % de vapor por VR indica la existencia de una reserva mínima para la cogeneración ó lo que es igual, que el sistema satisface prácticamente la demanda térmica y totalmente la eléctrica.

Alternativa # 5

Manteniéndose las condiciones de operación en los GV,se propone electrificar el área de los MP, mediante la sustitución de las turbinas por motores eléctricos y la instalación de 2 turbos de 3 MWh c/u, para satisfacer la demanda eléctrica de 5.4 MWh y la térmica del sistema. Se mantuvo el esquema de evaporación de 5. Los resultados son:

Consumo de MP	70.85 t/h
Consumo de NT	77.33 t/h
% VR	7.8
Generación eléctrica	6000 KW h
Generación de vapor	83 t/h
Ind. Generación	2.23
Bagazo sobrante	5.2 t/h (14 %)

El esquema de cogeneración satisface la demanda eléctrica al 100 % existiendo un margen de 0.6 MWh para la exportación, manteniéndose un importante sobrante de bagazo.

Alternativa # 6

Se mantienen las condiciones anteriores, pero se instala un Pre de 1262.5 MCSC para operar con un coeficiente de evaporación de 5.7 lb/h-p^2 y asumir calentadores y tachos. Los resultados son:

Consumo de MP	70.85 t/h
Consumo de NT	69.42 t/h
% VR	0.0
Generación eléctrica	6000 KWh
Generación de vapor	76.51 t/h
Ind. Generación	2.2
Bagazo sobrante	8.11 t/h (23.6 %)

Al no pasar vapor por la VR existe una tendencia a liberarse vapor de escape a la atmósfera. Una solución estaría en la instalación de turbinas de extracción-condensación ó condensación total u otra solución. Se responde a la demanda térmica y eléctrica del sistema.

Alternativa # 7

Se diferencia de la anterior por mejorarse los parámetros de operación de los GV y del vapor generado a 28.2 Kgf/cm^2 y 350 ^oC. En estas condiciones los resultados son :

Consumo de MP	63.81 t/h

Cosumo de NT	69.42 t/h
% VR	7.5
Generación eléctrica	6000 KWh
Generación de vapor	74.52 t/h
Bagazo sobrante	8.39 t/h (24.6 %)

Se comprueba que el mejoramiento de los parámetros del vapor incrementa la eficiencia en los turbos y se incrementa el bagazo sobrante.

La implementación de las diferentes alternativas implica la inversión de capital de diferentes magnitudes. En la tabla 1 se resumen las diferentes alternativas que se estudiaron, incluyendo la inversión necesaria para materializarlas.

Por su parte, en la tabla 2 se reflejan los resultados de la evaluación de los esquemas de cogeneración correspondientes, el actual y las diferentes alternativas propuestas, reflejándose lo siguiente:

Parámetros del vapor alimentado y de contra presión(P, T)

Generación eléctrica, KWh

- Relación calor / electricidad disponible y necesaria.

- Indice de calor neto(ICN),que refleja el combustible utilizado en la generación de energía eléctrica.

- Factor de la utilización de la energía(FUE),que relaciona la energía útil en relación con la total.

- Eficiencia energética(ϕ), que relaciona la exergía útil en relación con la total del combustible utilizado en la GE.

- Consumo específico (CE, Kgv / KWh).

Como se aprecia en la tabla # 2 hay un incremento sostenido del nivel de GE a partir de la alternativa 4. Por otra parte la cogeneración satisface las demandas técnicas y eléctrica a partir de la alternativa 3. El valor de Q/E se mantiene siempre sobre el valor de 4.

El valor de ϕ que refleja eficiencia exergética, indica un aprovechamiento real del contenido energético del combustible de alrededor del 20 % debido a las irreversibilidades existentes en el sistema, particularmente en la GV. Por último, el CE mejora en la medida en que lo hace la calidad del vapor alimentado a los consumidores.

De todas las alternativas analizadas la más prometedora y con posibilidades prácticas para su aplicación es la 4.

Materiales y servicios para la diversificación

Fábricas anexas al CAI tendrían la posibilidad de contar con materias primas y servicios para diversificar la producción en las cantidades que a continuación se señalan :

Miel final 3.74 t/h

Jugo de los filtros 22.28 t/h

Bagazo 3.19 a 3.95 t/h (alt. 4 en adelante)

Electricidad 0.6 MWh (alt. 6 en adelante)

Agua 20 t/h (alt. 7)

Param / Variante	3	4	5	6	7	8	9
Consumo MP, t/h	64.77	70.82	62.25	65.18	65.18	70.85	70.85
Consumo NT, t/h	70.27	76.89	76.39	77.33	69.42	77.33	69.42
V. Reductora, %	5.49	7.36	22	14.7	5.6	7.8	0
G. Electrico, KWh	1956	1956	2225	3000	3000	6000	6000
G. Vapor, t / h		79.53	82.55	81.37	74.63	82.99	76.51
Ind. Generación	2.03/2.13	2.06/2.13	2.23/2.21	2.23	2.23	2.23	2.23
Bag. Cons. T/h	38.51	39.32	36.71	37.01	33.46	37.21	34.3
Bag. Sobrante, t/h	2.1	3.09	5.7	5.4	8.95	5.2	8.11
Inversión, $	-	-	1879429	7106055	8106055	14609844	16743842

Alt/Param	Pu	Tu	Ps	Ts	N, KWh	Q/E	ICN	FUE	Φ, %
3	10.5/17	271	1.72	115	1956	12.15	21.15	0.95	18

4	10.5/17	271	1.72	115	1956	12.21	20.66	0.978	18.5
5	10.5/17	271	1.72	115	2225	10.12	16.68	0.964	18
6	17.1	320	2.02	120	300	8.8	14.3	0.977	20
7	17.1	320	2.02	120	3000	8.8	14.3	0.977	20
8	17.1	320	2.02	120	6000	8.88	14.3	0.979	19.8
9	17.1	320	2.02	120	6000	8.88	14.3	0.978	19.8

Posibilidades de cogeneración durante todo el año

Existen un conjunto de dificultades que han impedido el incremento de la generación eléctrica en la industria azucarera mundial que se relacionan a continuación:

- No existe demanda eléctrica.
- No existe una red eléctrica que llegue a todos los centrales.
- No existen leyes que favorezcan la exportación de energía eléctrica.
- Bajo precio de compra de la energía eléctrica exportada.
- Necesidad de hacer grandes inversiones.
- Baja eficiencia térmica en la industria.
- Zafras cortas que hacen no recuperable la inversión.

Las dos primeras dificultades en el caso de Cuba no existen, la tercera y cuarta son tan sencillas de resolver que no meritan un análisis especial. Existen varias formas de enfrantar las dificultades quinta y sexta, ya sea con recursos del país o con inversión de capital extranjero. La última dificultad señalada es el gran problema para el cual se prevén 4 variantes de solución:

1. Usar petróleo, el cual se quemará más eficientemente que en las grandes CTE del país.

2. Prolongar la zafra por 11 meses, lo cual garantizaría el combustible necesario todo el año, pero presentaría otros inconvenientes (variedad de la caña, aumento del área a sembrar, problemas con rendimiento, etc)
3. Usar residuos agrícolas cañeros (RAC), que resulta ser una alternativa alentadora, pues permitiría seguir generando todo el año con el bagazo sobrante acumulado mezclado con el RAC. Habría que resolver la problemática de la recolección, transporte y almacenamiento del RAC.
4. Uso de la caña energética. Consiste en utilizar en tiempo de no zafra la caña energética, no se obtendría azúcar pero el jugo es fermentable para producir alcohol (destilería anexa).

Conclusiones parciales

1. Existe un desbalance de energía térmica y eléctrica en las condiciones actuales del esquema energético del central.
2. El método de análisis térmico propuesto brinda una forma clara y rápida para conocer los puntos débiles de los sistemas energéticos y la forma de darle solución efectiva y económica.
3. La variante de mejores perspectivas prácticas y de inversión resulta la # 4 , por los resultados obtenidos
4. Es necesario profundizar en el estudio de las potencialidades de diversificar y de poder generar energía eléctrica un período mayor de tiempo y que sea económico.

C.A.I. "Marselo Salado"

Caracterización energética del central

El esquema energético de este proceso para 210000 @/día (100 tch) de norma potencial está compuesto por cuatro calderas de tubos de agua, dos que producen vapor saturado a 150 lb/plg^2 y las dos restantes vapor sobrecalentado a 200 lb/plg^2 y 220 ^{o}C. Para satisfacer los requerimientos de la fábrica, la capacidad total es de 77 ton de vapor por hora, el combustible utilizado es bagazo extraído durante la molienda con un por ciento de humedad inferior a 50.

Dentro de los equipos destinados a producir potencia se encuentran tres máquinas de vapor de tipo Corliss, la primera mueve a la desmenuzadora, la segunda al primer y segundo molino y la tercera a los tres restantes.

En el complejo hay nueve bombas reciprocantes de las cuales funcionan cinco, una para bombear masa cocida C, tres para bombear miel A, B y C, y la última para bombear semilla.

Todos los equipos antes mencionados trabajan con vapor de baja presión.

El vapor de alta presión es utilizado por el turbogenerador, de potencia nominal 1500 KW, con el cual se satisface toda la demanda de energía eléctrica de la fábrica y para la turbina que acciona las cuchillas de picar la caña.

El equipamiento energético destinado al proceso tecnológico está compuesto por una batería de cinco calentadores de tipo Webre; de los cuales dos son usados como calentadores primarios, uno como calentador rectificador y otro como calentador de jugo claro.

Uno de los calentadores primarios trabaja con vapor de extracción del primer vaso del múltiple y los restantes con vapor de escape.

Después de ser tratado térmicamente el jugo en los calentadores pasa a la estación de evaporación, formada por un preevaporador de superficie calórica 754,48 m^2 y un cuádruple efecto con áreas diferenciadas; la superficie calórica de los dos primeros vasos es de 761,77 m^2 y la de los restantes es de 529,53 m^2.

Generalmente, el vapor producido en el preevaporador va a la línea general de escape pues aunque exista una conexión a tachos el valor de la evaporación no es suficiente para satisfacer la demanda de los mismos.

Por último, la meladura de aproximadamente 65 ^oBrix obtenida en el múltiple efecto pasa a los tachos, donde es sometida a un proceso de cristalización. La planta cuenta con cinco tachos que pueden realizar las siguientes funciones:

Tacho 1: MCA y cortes comerciales.

Tacho 2: MCB.

Tacho 3: Grano fino mejorado y cristaliza MCC.

Tacho 4: MCA y MCB.

Tacho 5: MCC.

El sistema utilizado es de tres masas cocidas convencional.

Balance energético actual

Para el análisis se tomó la situación actual del ingenio a 100 tch. Se comenzó realizando un balance energético utilizando la metodología señalada el cual arroja los siguientes resultados:

- Vapor por reductora t/h → - 7 166.25
- Faltante de bagazo t/h → 3 856.8
- Vapor % caña → 69 %
- Generación de electricidad → 1 200 kwh (Satisfacción 100 % demanda)
- Relación Q/E = 43

Como se observa existe un desbalance energético apreciable dada la garantía de escape sobrante y un faltante de bagazo de gran consideración, sin embargo es imposible determinar con precisión dónde se ubican los mayores problemas; para lo cual se aplicó la tecnología Pinch a la parte tecnológica del proceso.

Solo se debe adicionar calor por encima de la temperatura Pinch (89.6 ^{o}C) y extraerse por debajo de ella lo que no se cumple en las corrientes que representan los flujos de jugo que entran a calentadores y múltiple efecto, además no existe concordancia entre las curvas, lo que puede deberse también a que la presión de escape no sea la adecuada.

Consumo de escape actual: 53 249.48 kgv/h

Consumo según TP: 30 173.11 kgv/h

Basado en estas dificultades se plantea un análisis de cuatro alternativas:

- Quíntuple efecto a P=20 Lb/plg^2
- Quíntuple efecto a P=15 Lb/plg^2 realizando extracción a calentadores en los 3 primeros vasos.
- Quíntuple efecto a 15 Lb/plg^2.
- Mantener el esquema original (pre y cuádruple) trabajando a 20 Lb/plg^2.

Las dos últimas alternativas, se desechan por tener consumos similares o superiores a la variante instalada y para seleccionar las dos restantes se aplica nuevamente la TP. Seleccionándose la 4 o sea el quíntuple efecto con extracción a calentadores trabajando a 20 Lb/plg^2 .

Consumo de vapor variante propuesta con TP: 15803.27 Kgv/h

Consumo de vapor variante propuesta: 23778 Kgv/h

En el área de tachos también se detectan problemas con el aprovechamiento del vapor. Se aplica la variante TP para sistemas discontinuos, integrando el trabajo de los tachos y mejorando la estrategia de trabajo propuesta, logrando un ahorro de vapor de 8033,48 Kgv/h (6045 Kw), con la instalación de un acumulador de vapor que suple los picos en la demanda.

Con los cambios descritos anteriormente se obtienen dentro del área tecnológica mejoras apreciables en los consumos y operación de los equipos.

Análisis del área de generación del ingenio

Los generadores de vapor instalados se encuentran en una situación de mal estado técnico, por lo que se logra un escape de 20 lbf/plg^2, necesario para el funcionamiento del quíntuple efecto propuesto, pero no se puede generar toda la energía eléctrica que es capaz de producir el turbo generador (1500 Kwh) genera (1200 Kwh).

Se plantea el cambio de las dos calderas de 200 lbf/plg^2 (13.6 atm) y una caldera de 250 lbf/plg^2 (17 atm) con vapor sobrecalentado y capacidad de 45 t/h, que logra el escape a las condiciones requeridas, así como generar 1412.44 Kwh en los turbos.

Como las necesidades eléctricas son satisfechas con 1200 Kwh, entonces este excedente se va a utilizar para sustituir a cuatro de las cinco bobas reciprocantes, altas consumidoras de vapor por motores eléctricos.

Consumo de motores eléctricos -------- 210.01 Kwh

Cuando se realiza nuevamente el balance energético con todos los cambios analizados hasta el momento se obtiene:

- Vapor por reductora 4048.74 Kgv/h (3%)
- Faltante de bagazo 2.92 Tb/h
- Vapor % caña 59%
- Generación de electricidad 1412.44 Kwh
- Relación Q/E = 28.

Aunque el balance mejoró notablemente aún existen los siguientes problemas.

- Las deficiencias existentes entre el escape disponible y el necesario para el proceso, fueron mejoradas pero aún existe un sobrante de vapor en las calderas de baja presión.
- Aunque mejoró la cantidad de bagazo que se necesitaba para el proceso aún existe un faltante que puede ser eliminado, pues solo por escape sobrante se bota una cantidad de vapor que equivale a 1.99 tbag/h.
- Aún persiste una violación de la TP al utilizarse en los tachos vapor de escape.

Por lo anterior se plantean estos últimos cambios:

- Un pre-evaporador trabajando a alta presión (20lbf/pg^2) (1.36 atm) y 600 m^2 de área de transferencia de calor que aportaría 12 tv/h a los tachos.
- Eliminación de una de las calderas de baja presión debido a la sustitución de las bombas reciprocantes por motores eléctricos.
- Uso del acumulador de vapor seleccionado según TP a los tachos.
- Uso del vapor residual de las calderas de alta .
- Uso del turbogenerador como regulador del vapor producido.
- Trabajo de los tachos con vapor exterior del pre.

Al realizar por última vez al balance energético se logran parámetros muy cercanos a los establecidos por la literatura a nivel mundial.

- Vapor por reductora 7% (12 – 15%), recordar que el turbogenerador actúa como regulador.
- Sobrante de bagazo 4800 Kgb/h
- Ahorro de bagazo 7% (13%)
- Relación Q/E 20.38
- Vapor % caña 57% (50 – 55%)
- Indice de generación 2.09 Kgv/kgb.
- Generación de electricidad 14.01 Kwh/Tc (15 – 18 Kwh/Tc)

El análisis económico de las inversiones a realizar arroja los siguientes resultados:

Ganancia: $ 356160 /año

Tiempo de recuperación de la inversión: 4.36 años (valor muy alto para la Industria Azucarera)

% retorno: 123%

Conclusiones parciales

1. La realización de una evaluación termoenergética en la instalación actual, sirvió para conocer las dificultades existentes en el esquemas térmico, las cuales se deben fundamentalmente al gran desbalance que existe en cuanto al vapor generado por los equipos primarios y al vapor utilizado en el proceso tecnológico, lo que causa un déficit de bagazo apreciable.

2. La aplicación de la TP brinda una amplia información acerca de la magnitud de las pérdidas, así como su nivel de jerarquización, posibilita además la solución de estos problemas.

3. La instalación de una nueva caldera, unido a los cambios citados anteriormente permiten obtener resultados alentadores en el balance energético, que los sitúan con parámetros cercanos a los obtenidos en la literatura actualizada.

Conclusiones generales

De todo el extenso trabajo realizado se puede arribar a las siguientes conclusiones generales:

- De la aplicación de la metodología propuesta se obtuvieron los siguientes resultados generales en los C.A.I. analizados.

Resultados generales, actuales y propuestos.

CAI	Vapor %caña actual	Vapor %caña prop.	Bag,S % actual	Bag.S % prop.	Gener. Kwh/h actual	Gener. Kwh/h prop.	Cons. Vapor actual t/h	Cons. Vapor T.P. t/h	Cons. Vapor prop. T/h	Tiemp recup. Años
Héctor Rod.	60.78	58.28	5.54	13.8	3800	6000	63.43	36.62	59.2	1.06
Abel S. María	51.06	44	3.1	12.5	3000	12700	51.48	41.38	43.6	2.04
Herib. Duq.	55.22	54.9	10.25	10.75	3000	3000	58.6	45.38	53.3	0.41
Quint. Band.	81.70	56	- 25	3.4	6000	7000	164	110.7	113.2	3.38
P. Figuer.	61.2	49.4	5.7	26.7	2050	6000	79.53	70.3	74.78	3.24
M. Salado	69	57	- 3.8	4.8	1500	1500	69.2	30.17	57	4.36

:

- El uso del método de análisis Pinch, combinado con el convencional, para el estudio de los esquemas energéticos de los centrales azucareros, contribuye a obtener sistemas con bajos consumos de vapor de escape, y si se aplica consecuentemente podría ayudar a encontrar esquemas con consumos inferiores a 38 % vapor en caña, convirtiéndose así en una herramienta muy útil y de uso necesario, porque brinda la posibilidad de visualizar dónde están los mayores potenciales de energía dentro del proceso y poder obtener una red de recuperación de calor con un mínimo consumo de utilidades.

- Los esquemas tecnológicos propuestos eliminan la mayoría de las violaciones de las reglas de la metodología Pinch encontradas en los sistemas estudiados. Con la aplicación de la misma se logran obtener sistemas con un consumo mínimo de utilidades calientes (vapor de escape) y una correcta utilización de los mismos en el proceso. Se observa además una distribución adecuada de los calores en todos los procesos.

- Con la aplicación combinada de las técnicas de integración de proceso y los balances convencionales, se obtuvieron resultados que posibilitan aplicar alternativas de solución a

los problemas existentes y a la vez profundizar en la búsqueda de nuevas variantes que se acerquen lo más posible a la óptima, en función del esquema energético existente.

- El uso de la metodología para el análisis energético de las fábricas de azúcar brinda la posibilidad del estudio de la integración de potencia y procesos tecnológicos, así como la integración de otras fábricas de derivados a los centrales azucareros. Esto puede ser apreciado en los ejemplos expuestos de los CAI Abel Santamaría, Héctor Rodríguez y Marcelo Salado, donde se logró aplicar la metodología al área discontinua de los mismos, lográndose resultados satisfactorios.(Existen informes más detallados sobre estos CAI).

- La realización de una evaluación termoenergética de las instalaciones actuales (6 CAI), sirvió para conocer las dificultades existentes en los esquemas térmicos estudiados, debidas fundamentalmente al gran desbalance que existe en cuanto al vapor generado por los equipos primarios y al vapor utilizado en el proceso tecnológico, lo que causa un déficit de bagazo apreciable en algunos casos. Todo lo anterior fue posible con la aplicación de la metodología propuesta.

- La aplicación de la TP brinda una amplia información acerca de la magnitud de las perdidas, así como su nivel de jerarquización, además de posibilitar una manera de solucionar estos problemas. La instalación de nuevos equipos, unido a los cambios citados en los diferentes centrales permiten obtener resultados alentadores en el balance energético, que lo sitúan muy cerca de los parámetros obtenidos en la literatura actualizada.

- Por último, se recomienda continuar profundizando en la aplicación de esta metodología, en las diferentes unidades de esta provincia, para así valorar la situación energética actual y poder establecer un plan de acción para obtener esquemas térmicos cercanos al óptimo en cada una de estas. Es necesario aclarar que la tecnología Pinch ha sido aplicada en Cuba, y con buenos resultados, por el colectivo de investigadores que componen el grupo GENIQ, del departamento de ingeniería química de la UCLV.

Bibliografía especializada

4- Linnhoff. B. et. al. *User guide on process integration for efficient use of energy*, Inst. Cher. Eng. Rugby, U. K., 1997.

5- Noel. E. L. Cogeneration and the optimal steam / energy balance. Internation Sugar Journal no. 1150, 1994.

6- Espinosa Pedraja R. ¨Sistema de utilización del Calor en la Industria Azucarera¨. 1990.

7- Esquerra Roque Y. Tesis para optar por el grado de Master en Análisis de Procesos, UCLV, 1998.

8- Peter. M. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 2nd Edition., Ediciones Revolucionarias, 1980.

9- CONAE. Esquemas de cogeneración. Amocalli. Ediciones SA., México, 1995.

10- Alarís. F. J. ¿Está ud. realmente cogenerado ? El caso de las industrias de procesos. 2das Jornadas de cogeneración CONAE, México, 1993.

11- Machado B S. Tesis para optar por el grado de Master en Análisis de Procesos, UCLV, 1998.

12- Pérez B. R. Tesis para optar por el grado de Master en Análisis de Procesos, UCLV, 1998.

13- Orelvis F. G . Tesis para optar por el grado de Master en Análisis de Proceso, UCLV, 1998.

14- Varios autores. Tres Trabajos de Diploma en los CAI seleccionados , UCLV, 1997 a 1898.

15- Espinosa P. R. Avances en transferencia de calor. Maestría de A. P, UCLV, 1999.

16- Espinosa P. R. Cogeneración en la industria azucarera, (en preparación), UCLV, 1999.

17- Espinosa P. R, Esquerra R. Y. Integración de procesos químicos, (en preparación), UCLV, 1999.

18- Espinosa P. R. Conceptos fundamentales del método Pinch. Folleto Básico, UCLV, 1999.

19- Lorenzo G. A., Esquerra R.Y, Espinosa P.R,Gestión energética en el CAI H.Duquesne, Trabajo de Diploma ,UCLV, 1999.

20- Ferreiro S. W, Análisis de la influencia de la estrategia de operación en tachos sobre el balance energético del CAI H. Rodríguez, Trabajo de Diploma ,UCLV, 1999.

21- Vladimir R., Espinosa P. R. Integración de potencia y procesos en el CAI H. Rodríguez., Trabajo de Diploma, UCLV,1999.