

Optimización del sistema energético de un central azucarero para maximizar el excedente de bagazo

Optimization of the energy system of a sugar mill to maximize surplus bagasse

Ing. Yunier García Rodríguez
CUPET. Cuba

yunier@empercap.cupet.cu

MSc. Yoney López Hervis
Universidad de Matanzas. Cuba

yoney.lopez@umcc.cu

Dr. Agustín Benítez Hernández
Universidad de Matanzas. Cuba

agustin.benitez@umcc.cu

Resumen

Una vía para disminuir el consumo de bagazo en los centrales azucareros es la evaluación energética, con el objetivo de definir el esquema energético más adecuado para las condiciones de la empresa. Para su realización se aplica una metodología general del balance energético en centrales azucareros a diferentes variantes de esquemas energéticos y mediante la confrontación de casos, se puede llegar a definir el esquema óptimo para la empresa investigada. A través de esto se puede demostrar hasta que punto pueden ser energéticamente eficientes los centrales azucareros y las potencialidades que se pierden en este sentido. Como resultado se obtuvo, que el esquema energético óptimo es el del Caso de Estudio 2. El sobrante de bagazo fue de 8 t/h. Al realizar la evaluación económica se obtuvo un VAN de 83 570 \$/año con un plazo de recuperación de la inversión de dos años y medio.

Palabras clave: bagazo, energía, optimización, central azucarero.

Abstract

One way to reduce the consumption of bagasse in sugar mills is the energy evaluation, in order to define the most appropriate energy scheme. To do it was applied a general methodology by means of energy balance in sugar mills to different patterns of energy. By comparing cases, we defined the optimal scheme for the investigated factory. It's shown to what extent they can be energy efficient sugar mills and potentials that are lost in this way. The result was that the optimal



energy scheme is that of Case Study 2. The excess bagasse was 8 t / h. The economic evaluation show a NPV of \$ 83,570 / year with a payback period of investment in two years.

Keywords: bagasse, energy, optimization, sugar mill.

Introducción

Existen diversas formas para mejorar la eficiencia y ahorrar combustible en la industria azucarera que se pueden resumir a continuación:

- Estudios del sistema actual para la introducción de mejoras que determinen una mayor eficiencia del sistema energético.
- Cambios del sistema buscando una mayor utilización del calor y vapor con vistas a la optimización.
- Sustitución de equipos de baja eficiencia térmica por otros de mayor eficiencia.

Para llegar a conocer las condiciones actuales de los esquemas energéticos de las fábricas de azúcar es necesaria la aplicación de un balance termoenergético, porque puede reflejar las dificultades existentes y conducir a las económicas, evitándose un consumo de combustible adicional, o en casos de sobrantes a estudiar las fórmulas más económicas para su utilización. (Espinosa 1975)

Existen estudios desarrollados por diferentes autores sobre la potencialidad de la industria azucarera de caña, como productor de energía tanto en forma de calor como de electricidad, que incluso pueden ser vendidas o puestas a disposición de las redes de distribución en diferentes países. Estudios que expresan sin idealismos de ninguna clase que una fábrica de azúcar puede autoabastecerse de energía a partir del bagazo de la caña y obtener sobrantes de este último, ascendentes hasta el 30 % del total producido. En el resto del espectro industrial, una de las materias primas para la producción es un energético, bien sea petróleo, diesel o electricidad, que por ser caro, contribuye entre un 15 y un 35 % al valor final del producto o costo de producción unitario.

Materiales y métodos

Basándonos en el gran número de trabajos publicados en los últimos veinte años que aplican la metodología de Espinosa Pedraja y otros, se define la misma como la más adecuada para calcular los consumos de vapor, calor y las eficiencias de cada uno de los equipos en el proceso. Con la única diferencia que

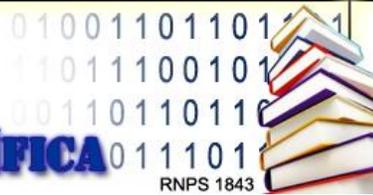
el cálculo del consumo de vapor en el área de tachos se realizan a partir de un balance de materiales y energía usando el método de Cruz De Cobenze dado que el método de estimación del consumo de vapor en tacho usando esta metodología tiende a tener diferencias con respecto al valor real de estos equipos. (Domínguez Alonso 2001).

Hoy en la industria química la búsqueda de una mayor competitividad hacen indispensable el constante perfeccionamiento de los procesos en especial los aspectos energéticos; componente determinante en los costos de operación. Para lograr lo anterior, una de las vías mundialmente más exitosas es, a través de herramientas de ingeniería de procesos como son la simulación, el análisis y la síntesis apoyada en técnicas de inteligencia artificial e integración de masa y energía a los procesos; complementadas con análisis ambientales y económicos.

La utilización de la modelación matemática para predecir el comportamiento de procesos industriales es en nuestros días una herramienta común de trabajo en la ingeniería moderna. Ejemplos de paquetes poderosos de simulación como ASPEN PLUS™ y HYSIM™ (Technology 2006) (HYPROTECH 2002) capaces de modelar por balances de materiales y energía, procesos tan complejos como los de la industria petrolera de alta refinación, la industria química de alta polimerización, etc.

Todos ellos permiten, la ingeniería base necesaria para la proyección de nuevas plantas industriales, el estudio de las posibles variantes de mejoramiento de plantas existentes, o el análisis del comportamiento de una planta en explotación; es decir, que son paquetes de propósito múltiple pero siempre orientados a una industria en específico, generalmente enfocados a las tecnologías más populares del ámbito industrial.

La industria azucarera, al ser un tipo de industria mayormente característica del tercer mundo, no ha recibido de ningún modo este beneficio, existen solo aplicaciones aisladas que total o parcialmente han tratado de paliar esta carencia. En Cuba, estos esfuerzos, dieron origen a diversos paquetes, software que basan la realización de los balances de materiales y energía en los cálculos de diseño de estos equipos por lo que se acercan o se alejan en menor o mayor medida a la metodología de Espinosa Pedraja; es por esto que para el desarrollo de este trabajo se seleccionó el Sistema termo azúcar 4.0.3 (STA V4.0.3), el cual es una nueva versión del *Termoazúcar* del ISPJAE, debido a que el mismo brinda una serie de facilidades desde el punto de vista de la simulación, con el objetivo de obtener un esquema óptimo para este Caso de Estudio.



Sistema termo azúcar 4.0.3 (STA V4.0.3), se ha concebido con el objetivo de realizar la evaluación de los sistemas termoenergéticos en fábricas de azúcar crudo y refino. Es un programa de simulación del tipo modular-secuencial en estado estacionario, está conformado mayoritariamente por modelos determinísticos del comportamiento químico-físico de los procesos y operaciones unitarias, pero también emplea correlaciones estadísticas experimentales para calcular las propiedades físico-químicas y algunos criterios de eficiencia cumpliendo con las principales características y ventajas de este tipo de simuladores, entre las que se destacan, la gran flexibilidad para representar integralmente los distintos esquemas e incorpora nuevos módulos, y la gran cantidad de información precisa que permite obtener, tanto de las corrientes como de los equipos.

La información requerida consiste en el orden de cálculo de los módulos, flujo másico, composición, temperatura y presión de las corrientes de entrada y reciclo, y datos específicos de los equipos simulados por los módulos de cálculo. Se cuenta con un grupo de subrutinas específicas relacionadas con la evaluación de las propiedades físicas y termodinámicas de las 20 corrientes de jugo, meladura, mieles, azúcar (entalpía, densidad, capacidad calorífica y elevación del punto de ebullición), agua y vapor de agua (tablas de vapor). Los módulos de cálculo disponibles permiten simular el comportamiento de calentadores, evaporadores, estación de tachos, cristalizadores y centrifugas, turbinas y turbogeneradores de vapor de contrapresión, condensación y extracción-condensación, máquinas de vapor, molinos (cálculo de potencia), atemperadores, generadores de vapor, deareadores, autoevaporación, mezcladores y separadores, secadores, centrifugas y tachos en refino y disolutores. Los resultados del cálculo vienen dados por la solución detallada de los balances de masa y energía y la evaluación de indicadores de comportamiento de los equipos, tales como coeficientes de transferencia de calor en calentadores y vasos evaporadores, tasas de evaporación y economías, rendimiento relativo interno de turbogeneradores, etc.

Optimización energética de la industria azucarera

La situación energética mundial es seria, ya que las fuentes convencionales de energía están mermando y se necesitan grandes inversiones y mucho tiempo para hallar combustible y sustituirlo a escala suficientemente grande para satisfacer la creciente demanda de energía.

Las fábricas de azúcar son usuarios potenciales de energía básica. Esta potencialidad una vez transformada en vapor, proporciona energía mecánica, eléctrica y calor para el proceso. Por lo que se debería tener muy presente que el



consumo de energía primaria para la planta no debe de exceder la energía potencial del bagazo disponible se necesita una disposición especial para los equipos consumidores de vapor, como los evaporadores, tachos y calentadores para adaptarse a las propiedades físico-químicas particulares de la materia a procesar; por ejemplo, baja pureza de los jugos, problemas de incrustaciones, alta viscosidad de las masas cocidas y las mieles. Por lo tanto, un consumo de vapor normal 50 kg/100 kg de caña para una fabrica de azúcar que opera con un plan de fabricación de azúcar sería un objetivo bastante realista. (Kern, & D. Q 1999) Con la aplicación del Método Exergético y la Tecnología Pinch a los generadores de vapor consumidores de bagazo se determina la irreversibilidad de estos equipos. (Marín & Ezquerro 2003)

En la industria azucarera de nuestros días el consumo de agua es uno de los grandes indicadores de eficiencia, ya que los factores que elevan el consumo de la misma son ineficiencias del proceso productivo que se encuentre operando como la utilización de un exceso de equipos en relación con los que son realmente necesarios, desaprovechamiento de las aguas condensantes e inadecuados sistemas de recuperación, subutilización de las capacidades propia para la generación de la energía eléctrica, mala operación de calderas y hornos y uso inadecuado del vapor en los equipos del proceso. (Catá et al. 2005)

La división del proceso de producción de azúcar de caña en una etapa continúa (extracción, clarificación y evaporación) seguida de otra discontinua (cristalización y centrifugación) tomando en consideración las características inestables del suministro de caña a la fábrica, hace que la estabilidad de la operación sea vital en el cumplimiento de los parámetros de diseño de un ciclo energético. En los ciclos energéticos de alta eficiencia, el vapor requerido en la parte discontinua es suministrado por la parte continua.

Es de aquí que, cuando se produce un desbalance en la operación de estas dos etapas, ya sea por inestabilidad del suministro de caña o por dificultades en las capacidades de almacenamiento de meladuras, masas cocidas o productos intermedios, se hace necesario botar parte a la atmósfera o consumir más vapor a expensas de otro combustible. Esta inestabilidad puede presentar afectaciones en la eficiencia térmica que signifiquen consumo de otro combustible hasta niveles equivalentes al 20% o más del bagazo producido. (Valdés et al. 2000)

Entre los parámetros que definen las tecnologías de producción, aquellas que inciden mayormente sobre la eficiencia térmica son:

- Imbibición
- Brix de los líquidos alimentados a los tachos

- Humedad del bagazo

El agua de imbibición, que es de gran importancia para una buena extracción, significa al mismo tiempo, agua que es necesaria evaporar en el proceso de evaporación. La concentración de la meladura en los evaporadores a niveles inferiores que los requeridos para evitar la aparición de cristales es fuente de ineficiencia térmica del ciclo, ya que significaría un mayor consumo de vapor en los tachos.

Metodologías de evaluación.

Para la simulación, el proceso se puede representar como una colección de módulos en los que las ecuaciones (y otra información) que representan cada subsistema o equipo se reúnen y codifican de modo que el módulo pueda usarse aislado del resto del diagrama de flujo y por tanto pueda pasarse de un diagrama de flujo a otro o usarse más de una vez en un mismo diagrama. Un módulo es un modelo de un elemento individual del diagrama de flujo (como un reactor) que se puede codificar, analizar, depurar e interpretar por sí solo. Cada módulo contiene el tamaño de los equipos, las relaciones de balance de materia y de energía, las velocidades de flujo de los componentes y las temperaturas, presiones y condiciones de fase de cada corriente que entra en el equipo físico representado por el módulo o que sale de él. Desde luego, las interconexiones establecidas para los módulos deben ser tales que sea posible transferir de un módulo a otro la información respecto a las corrientes, composiciones, velocidades de flujo, coeficientes, etcétera.

Módulos y ecuaciones para la simulación con (STA V4.0.3).

Para garantizar una correcta simulación de estos módulos y eliminar las diferencias existentes entre un DFI y un DFP según el diseño de este simulador se tienen una serie de módulos los cuales se mencionan a continuación según el orden de cálculo de los mismos:

1. Módulos Conector de una y dos salidas.
2. Módulos Comparador.
3. Módulo Converge 2.
4. Módulo Unión 1.

Este simulador tiene concebido pseudocorrientes las cuales se encargan de eliminar las diferencias entre el DFI y el DFP. En el DFP entra, como ocurre físicamente en el proceso, la corriente de vapor, denominado en el argot azucarero Directo o Vivo, entra al turbo. En el DFI esa corriente de vapor, que ahora es de información, sale del módulo. Para hacer que el DFI se parezca lo más posible al DFP la corriente vapor directo en el DFI es una pseudocorriente



que simula una entrada de vapor cuando en realidad, como se dijo anteriormente es una corriente de información con resultados calculados. Las flechas gruesas rojas indican el sentido en que fluye la información.

El esquema energético esta compuesto por los siguientes módulos:

Módulo específico.

- Estación de tachos de crudo 2.

Módulos lógicos.

- Converge 2.
- Unión 2.
- Comparador.
- Conector de 1 salida
- Unión 1.
- Conector de 2 salidas.

- Entrada de vapor /agua.
- Salida de vapor/agua.
- Entrada de materiales azucarados.
- Salida de materiales azucarados.
- Entrada de caña.

Módulos generales.

- Generador de vapor 1
- Vaso evaporador 2.
- Turbogenerador 1.
- Intercambiador de calor 1.
- Vaso evaporador

Módulo: Conector de una salida y dos salidas.

Estos son módulos vinculados a cálculos y por ende no aparecen en el DFP.

Simulan: Se emplean en el caso que un módulo tenga una, pues permiten cambiar el sentido de esta.

Como se conoce, para dibujar el DFI hay que respetar el principio: “En un puerto de entrada de un módulo solo puede entrar una corriente de salida de otro módulo”. Para cumplir este principio en los módulos con pseudocorrientes se crearon los módulos C1S y C2S; donde la “S” significa salida. Estos módulos invierten el sentido de una pseudocorriente que entra para poder conectarla al puerto de entrada de otro módulo. Por ejemplo la pseudocorriente que entra al Intercambiador conectarla a la entrada de un módulo Comparador 8 y viceversa cuando la pseudocorriente sale como en el módulo.

Módulo: Comparador

Simulan: Extracciones en Evaporadores y parcialmente el subsistema Reductora – Escape a la Atmósfera.

Método de cálculo: Balance entre disponibilidad y demanda de Vapor o de Condensados. Se calcula la diferencia del contenido másico de dos corrientes y este valor se transfiere a una de las dos corrientes de información que salen. Una de estas toma valor cero, dependiendo de la relación existente entre los contenidos másicos de las corrientes que entran. Las temperaturas y presiones de las corrientes de salida se fijan en los datos del módulo, en caso de no precisarlo

se asume que sean las mismas que las de la corriente de entrada del flujo másico disponible. En el subsistema Reductora – Escape a la Atmósfera una de las corrientes de información es la cantidad de vapor que hay que pasar o no por Reductora y la otra si hay o no Escape a la Atmósfera.

Módulo: (CONV2) Converge 2.

Simula: Control automático de concentración (Brix), presión, temperatura y flujo. Se emplea generalmente con los modelos EVAP1 y 2. Por lo general en los módulos EVAP1 y 2 se controla la concentración de salida del vaso o del múltiple, lo que se logra aumentando el flujo másico de vapor de calentamiento hasta alcanzar el valor deseado +/- una tolerancia. Es un método seguro pues se puede alcanzar la convergencia aun en casos donde el valor de la suposición inicial X (0) esté lejano del valor real. El aumento vertiginoso de las velocidades de cálculo de las actuales PC permite lograr la convergencia con rapidez.

Ecuaciones:

Las ecuaciones del modelo matemático son las del método iterativo conocido como Regula - Falsi, o de la falsa posición. Solo es aplicable al caso de raíces reales. Con este método la convergencia se logra con relativa lentitud, o sea, son necesarias múltiples iteraciones. El valor de la raíz es el que satisface la $f(x)=0$ y es el que se desea conocer.

Módulo: Unión 1.

Simula: Unión de corrientes, distribución de corrientes(s) y cambios de temperatura y presión de una corriente en Colectores de Vapor y Tanques con líquidos.

Métodos de cálculos: Balances de materiales totales y por componentes, sin reacción química. Pueden entrar de 1 a 4 corrientes de información, que se suman. Esta “Suma de los componentes de las Corrientes de Entrada” se puede convertir en 1, 2, 3 ó 4 corrientes de salida, con la misma composición que la suma de corrientes. Los respectivos flujos másicos de las corrientes de salida se establecen mediante Fracciones de Separación.

Módulo: Entrada de Materiales Azucarados.

Este módulo de cálculo tiene el objetivo de facilitar la entrada de los valores correspondientes a las variables independientes (datos); que son las típicas de cualquier corriente: temperatura, presión y flujo másico de los componentes (agua, sacarosa, sólidos solubles no sacarosa, fibra e insolubles no fibra).

Hay dos opciones de dar entrada de datos:

- Cuando se conocen los valores absolutos de temperatura (°C), presión (psia) y los flujos másicos de los componentes (libras/hora).
- A partir de datos azucareros tales como: peso de la corriente por ciento del peso de la caña, Brix, Pol y Pureza. Las ecuaciones utilizadas son las siguientes:

Módulo: (INTER1) Intercambiador de Calor Vapor Saturado – Líquido.

Simula: Intercambiadores de Calor de Tubos y Coraza, especialmente del tipo 1-2 en serie, donde se calienta un Líquido con Vapor Saturado. El Condensado sale saturado.

Método de cálculo: El Método incluye los balances de masa y energía y la ecuación de diseño basada en la diferencia media logarítmica de temperatura. Se calcula la Efectividad como un Parámetro Especial.

Los cálculos están basados en los balances de energía de los fluidos caliente y frío.

$$\left[F_{cold} * \left(H_{out} - H_{in} \right) - Q_{leak} \right] - \left[F_{hot} * \left(H_{out} - H_{in} \right) - Q_{loss} \right] = 0 \quad (2.7)$$

Donde: F – Flujo másico, kg/s.

H – Entalpía, kJ/kg.

Q_{leak} – Calor de escape, kW.

Q_{loss} – Calor perdido, kW.

Módulo:(EVAP1 y EVAP2) Vaso Evaporador 1 y 2.

Simula: Evaporador a Simple Efecto o Vaso a Simple Efecto. Se emplean para representar Preevaporadores [Vapor Cell (VC) o Pauly] y Múltiples. El VC es un simple efecto con extracciones a Tachos y Calentadores. El Pauly es un primer vaso de un múltiple de donde se hacen extracciones para tachos.

Método y procedimiento de cálculo: Se calculan flujos, presión, temperatura, y composición del jugo concentrado y la evaporación correspondiente a una cantidad de vapor de calentamiento. La diferencia entre los dos tipos de módulos es en una de las variables independientes. En el EVAP1 es el Coeficiente Global de Transferencia de Calor y en el EVAP2 la presión de la evaporación. Por supuesto que esto significa que en el EVAP1 se calcula la presión de la evaporación y viceversa, o sea en el EVAP2 se calcula el coeficiente de transferencia de calor. Esto trae otra diferencia que es que la secuencia de cálculo de las ecuaciones es diferente, pero esto no aparece, por ahora, en la Ayuda del STA 4.0. En ocasiones ambos se usan conjuntamente con el CONVERGE2 (Reguli - Falsi) que hace la función de un control automático.

Módulo: Comparador.

Simula: Extracciones en Evaporadores y parcialmente el subsistema Reductora – Escape a la Atmósfera.

Método de cálculo: Balance entre disponibilidad y demanda de Vapor o de Condensados. Se calcula la diferencia del contenido másico de dos corrientes y este valor se transfiere a una de las dos corrientes de información que salen. Una de estas toma valor cero, dependiendo de la relación existente entre los contenidos másicos de las corrientes que entran. Las temperaturas y presiones de las corrientes de salida se fijan en los datos del módulo, en caso de no precisarlo se asume que sean las mismas que las de la corriente de entrada del flujo másico disponible. En el subsistema Reductora – Escape a la Atmósfera una de las

corrientes de información es la cantidad de vapor que hay que pasar o no por Reductora y la otra si hay o no Escape a la Atmósfera.

Módulo:(ETACHOS2) Estación de Tachos 2.

Simula: La operación de la Estación de Tachos2 (que incluye Tachos, Cristalizadores y Centrífugas).

Método de cálculo: Se realizan los balances totales y de sólidos solubles; así como de energía, se calcula el consumo de vapor de calentamiento, evaporación y las producciones de azúcar y miel final con sus componentes, además del flujo, temperatura y presión. Se incluye un factor de pérdidas de calor. Es un módulo con enfoque de evaluación.

Módulo:(GV1) Generador de vapor.

En el caso del módulo GV1 entra una corriente (Pseudocorriente) de Vapor que representa la Demanda de la Fábrica calculada con anterioridad, que numéricamente equivale a la cantidad de vapor que debe salir físicamente del Generador y sale la corriente de información con el resultado de restar a la corriente de bagazo que entra el consumido para producir la cantidad de vapor demandado; que como se expresó es calculada.

Simula: Generador de Vapor, de donde el Vapor generado sale sobrecalentado o saturado. El GV está formado por el Horno donde se quema el Bagazo y la Caldera por donde circula el agua y el vapor.

Módulo: Corriente de Entrada de Caña.

Esta corriente no necesariamente tiene que entrar a un módulo.

Es un módulo de cálculo con el objetivo de facilitar la entrada de los valores correspondientes a las variables independientes (datos); que corresponden a la corriente de Caña: temperatura, presión y flujo másico de los componentes (agua, sacarosa, sólidos solubles no sacarosa, fibra e insolubles no fibra).

Hay dos opciones de dar entrada de datos:

- 1.- Cuando se conocen los valores absolutos de temperatura(C), presión (psia) y los flujos másicos de los componentes (libras/hora).
- 2.- A partir de datos azucareros tales como: flujo másico de la corriente de caña, Brix, Pol y Pureza.

2.3 – Descripción del Caso de Estudio.

La fabrica de azúcar crudo que se analiza tiene una molida potencial de 23 5000 @/d. La caña cortada se transporta a la fábrica por ferrocarril. Una vez pesada la caña, se procede a su descarga en el basculador, que tiene la función de depositarla sobre la estera conductora, la cual se encarga de su tránsito durante un proceso de preparación para la venidera etapa que es la extracción del jugo de caña, lo cual se desarrolla en los molinos. Cuando la caña ya triturada entre al último molino se le añade cierta cantidad de agua caliente a una temperatura entre 80 y 85 °C, conocida como agua de imbibición.

Después del proceso de extracción del jugo este pasa al área de purificación y el bagazo (con humedad alrededor del 50%) mediante unos conductores pasa directamente a los generadores de vapor para ser usado como combustible, el bagazo sobrante pasa a la casa de bagazo donde se almacena para ser usado como combustible cuando el proceso lo requiera o para otros usos.

En el área de generación de vapor existen 3 generadores de vapor alemanes (Evelma) una de 35t/h de capacidad nominal, que producen el vapor directo a 250lb /pulg² y 330°C, con una temperatura del agua de alimentación de 130°C y un rendimiento térmico bruto con bagazo de 79%. Combustión en parrilla. Con sobrecalentador y economizador.

Las dos restantes de 22 t/h de capacidad nominal, que producen el vapor directo a 250lb /pulg² y 320°C, con temperatura del agua de alimentación de 110 °C y un rendimiento térmico bruto con bagazo de 75%. Combustión en pila, no tienen módulo de eficiencia.

El vapor directo de 250lb /pulg² es consumido por los turbogeneradores, Turbina de vapor y la válvula reductora de 250lb /pulg² a 150lb /pulg², existe otra válvula reductora de 150 lb/pulg² a 15lb /pulg² que inyecta al vapor de escape de salida de los turbo generadores y la turbina de vapor de los molinos. Para vapor de escoba de tachos se coge una parte del pasado por la primera válvula reductora. Los turbogeneradores escapan a una línea de 15lb /pulg², la cual abastece la demanda del proceso, a esta línea se une también el escape de 15lb /pulg² de la turbina de vapor que se utiliza en los molinos y el déficit se suple por la válvula reductora. Del vapor de escape se alimentan al pre-evaporador, cuádruple efecto y los calentadores de jugo clarificado y rectificado; el vapor-cell y los tachos se alimentan del vapor vegetal producido en el pre-evaporador. Los calentadores primarios reciben el vapor vegetal generado en el vapor -cell. La fábrica tiene una demanda eléctrica de 2.7 MW. (Incluye la demanda del Batey)

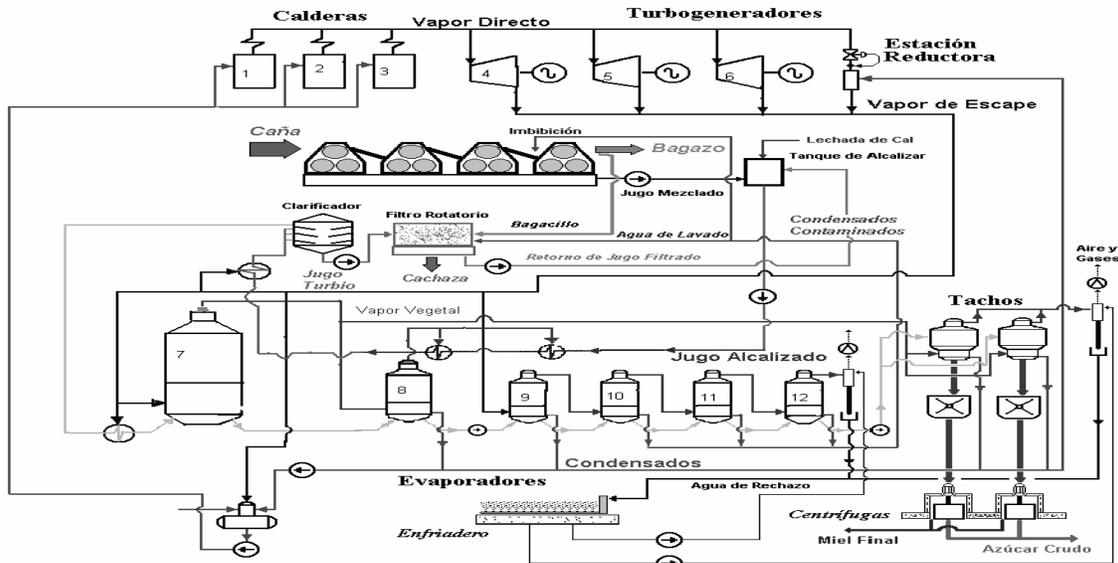


Fig. 2.1 Diagrama de flujo del Caso base.

Legenda:

- | | |
|--|--------------------------------|
| 1- Generador de vapor EVELMA Modificada. | 7- Pre- evaporador. |
| 2- Generador de vapor EVELMA. | 8- Vapor cell. |
| 3- Generador de vapor EVELMA. efecto. | 9- Primer vaso del cuádruple |
| 4- Turbina SKODA. efecto. | 10- Segundo vaso del cuádruple |
| 5- Turbogenerador de 1.5 MW. efecto. | 11- Tercer vaso del cuádruple |
| 6- Turbogenerador de 1.5 MW. efecto. | 12- Cuarto vaso del cuádruple |

2.4 – Diagrama de Flujo de Información (DFI).

La elaboración de un diagrama de flujo de información no es más que un diagrama donde los flujos de masa o energía del proceso son equivalentes a flujos de información (valores numéricos de las variables de las corrientes y parámetros necesarios para definir los módulos), y los equipos del proceso equivalentes a modificaciones de la información que fluye entre ellos. Los datos necesarios para definir una corriente de proceso son: flujo, composición, temperatura y presión; y en los equipos, los parámetros de diseño característicos. El Diagrama de Flujo de Información del Esquema Energético del central René Fraga utilizando el software Sistema Termoenergético Azucarero (STA v 4.0) se muestra en la Figura 2.2



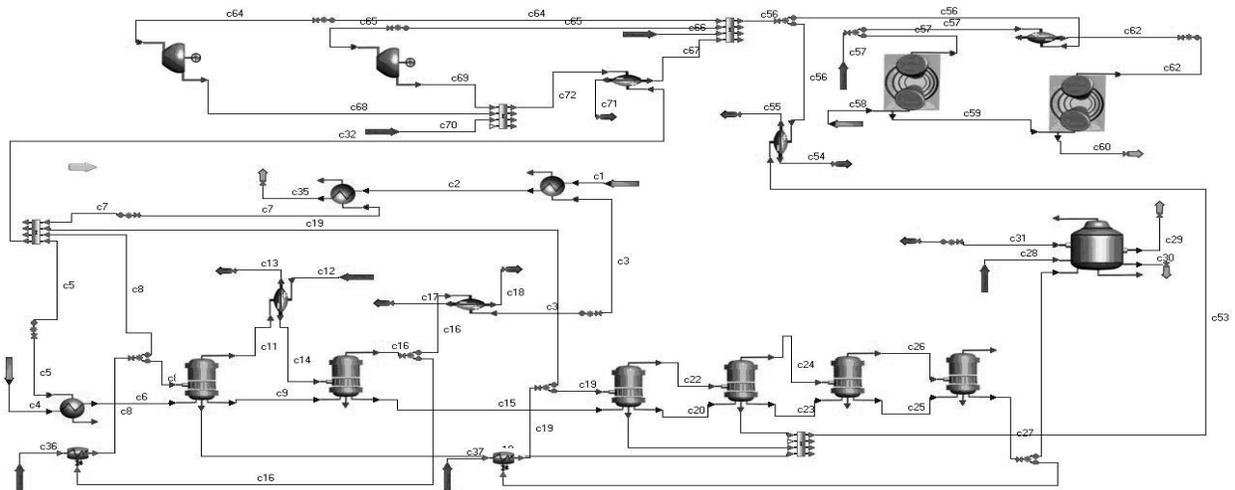


Figura 2.2. Diagrama de Flujo de Información del esquema energético del Caso de estudio en (STA v 4.0).

En la Figura 2.2 aparecen los módulos (33 y 35) que son los generadores de vapor, módulos (24 y 25) turbo generadores, (26) turbina skoda, módulo (1, 2 y 3) intercambiadores de calor, módulo (4, 7, 9, 11, 12 y 13) vasos evaporadores, módulo (15, 22, 31 y 37) unión de corrientes, módulo(14) estación de tachos, módulo(5 y 10) converge, módulo(17, 18 y 33) entrada de materiales azucarados, módulo(29, 30, 45 y 60) salida de materiales azucarados, módulo(16, 19, 45,20, 23, 26, 32 y 40) entrada de vapor, módulo (38, 39, 41, 42, 43, 44 y 47) salida de vapor o agua del proceso, módulo(46) entrada de caña al proceso, módulo(6, 8, 21 y 36) comparador.

El símbolo Ci representa las corrientes de materia i de entrada y salida de cada módulo.

Como resultado de la simulación del ciclo de vapor, se conocen los balances de masa y energía en cada módulo componente del ciclo; por lo que se cuenta con los datos necesarios para realizar la evaluación energética de la misma.

3 – RESULTADOS Y DISCUSIÓN.

Al realizar la evaluación del caso de estudio se obtiene como resultado:

Tabla 3.1. Necesidades de vapor directo para el Caso Base.

VAPOR DIRECTO			
Equipos	Consumo de vapor (t)	kg / t Caña	(%)
Turbogenerador	34.38	304.24	55.42
Turbina	4.02	35.57	6.44
Reductora	18.31	172.035	31.33

Otros (10%)	5.33	47.17	6.81
TOTAL	62.04	549.02	100

Tabla 3.2. Necesidades de vapor de escape para el Caso Base.

VAPOR DE ESCAPE			
Equipos	Consumo de vapor (t)	kg / t Caña	(%)
Calentadores	8.92	78.93	15.72
Múltiple efecto	47.99	424.69	84.28
TOTAL	56.71	501.85	100

Tabla 3.3. Indicadores globales para el Caso Base.

BAGAZO	
Producción de vapor (% caña)	54.90
Sobrante de bagazo(t)	6.80
Bagazo producido(t)	33.67
% de bagazo sobrante	20.13

Como se puede observar en la Tabla 3.2, el vapor de escape que se necesita en el proceso es de 501 kg / t de caña, demanda que se puede considerar como excesivamente alto, debido a que el consumo del pre – evaporador y en el múltiple efecto es muy alto. Según lo reportado por la literatura, el consumo en evaporación debería encontrarse alrededor de los 300 kg / t de caña, bajo condiciones normales de consumo; sin embargo, está en valores de 424,69 kg / t de caña. Valor este que es un 41 % superior al valor permisible. Este comportamiento obliga a que haya que pasar 18 toneladas de vapor por válvulas reductoras, lo que representa el 31,33% del vapor producido, como se muestra en la Tabla 3.1. Este valor es 3 veces superior al valor permisible de operación, implicando altas pérdidas de energía en el proceso, puesto que se le está reduciendo el potencial térmico a una corriente de vapor para que pueda ser utilizado en el proceso con las consecuentes pérdidas energéticas que ocasionan. Bajo estas condiciones, se puede observar en la Tabla 3.3 que se produce vapor del 50,90% de la caña y para ello es necesario utilizar el 70,87% del bagazo horario producido; es decir, bajo estas condiciones se obtiene un sobrante de bagazo de 6,80 t/h, que representa el 20,13% del bagazo total producido. Aunque en las condiciones de este esquema se obtiene un importante sobrante de bagazo, a partir de lo expuesto en la literatura, se puede definir variantes de esquemas energéticos que permitan un mayor ahorro de vapor y con ello mayor sobrante de bagazo.

Por lo que se plantean tres alternativas como casos de estudio a evaluar, bajo las condiciones de operación del proceso estudiado, que son las siguientes.

Caso de Estudio 1: Sustitución del **vapor – cell** y del pre – evaporador por un pre – evaporador de mayor capacidad para garantizar el vapor de escape en el múltiple efecto, los calentadores primarios y al área de tachos.

Caso de Estudio 2: Sustitución del **vapor – cell** y del pre – evaporador por un pre – evaporador de mayor capacidad para garantizar el vapor de escape en el múltiple efecto, al área de tachos y a los calentadores de jugo clarificado y rectificado; además se realiza una extracción del segundo vaso del múltiple efecto para satisfacer la demanda en los calentadores primarios.

En las Tablas 3.4, 3.5 y 3.6 se muestran los resultados obtenidos al realizar el balance energético del **Caso de Estudio 2**.

Caso de Estudio 3: Sustitución del **vapor – cell** y del pre – evaporador por un pre – evaporador de mayor capacidad para garantizar el vapor de escape en el múltiple efecto, al área de tachos y a los calentadores de jugo clarificado y rectificado; además se realiza una extracción del segundo vaso del múltiple efecto para satisfacer la demanda en los calentadores primarios y modificar uno de los turbogeneradores de 1500 kW para que entregue 3000 kW, lo que permite sustituir la turbina (SKODA) que mueve el segundo y tercer molino por un motor eléctrico.

En las Tablas 3.4, 3.5 y 3.6 se muestran los resultados obtenidos al realizar el balance energético del **Caso de Estudio 2**.

3.1 Comparación entre los Casos de Estudio.

Al realizar un análisis de los resultados obtenidos de las evaluaciones de los casos de estudios antes mencionado y teniendo en cuenta que el objetivo fundamental del trabajo que se desarrolla es obtener el mayor sobrante de bagazo posible se obtienen los mejores resultados en los Casos de Estudio 2 y 3 por lo que se realiza la comparación entre estos dos casos solamente.

Tabla 3.4. Necesidades de vapor directo para el Caso de Estudio 2 y 3.

VAPOR DIRECTO						
Equipos	Consumo de vapor (t)		kg / t Caña		(%)	
	Caso 2	Caso 3	Caso 2	Caso 3	Caso 2	Caso 3
Turbogenerador	34.38	45.00	304.24	50.86	68.37	88.47
Turbina	4.02	--	35.57	--	7.99	--
Reductora	7.31	0.71	64.69	6.28	14.53	1.39
Otros (10%)	4.57	5.15	40.49	45.57	9.11	10.14
TOTAL	50.28	50.86	409.95	450.08	100	100

Tabla 3.5. Necesidades de vapor de escape para el Caso de Estudio 2 y 3.

VAPOR DE ESCAPE						
Equipos	Consumo de vapor (t)		kg / t Caña		(%)	
	Caso 2	Caso 3	Caso 2	Caso 3	Caso 2	Caso 3
Calentadores	7.45	7.45	65.92	65.92	16.29	16.29
Múltiple efecto	38.26	38.26	338.58	338.52	83.71	83.71
TOTAL	45.71	45.71	404.51	404.51	100	100

Tabla 3.6. Indicadores globales para el Caso de Estudio 2 y 3.

BAGAZO	Caso 2	Caso 3
Producción de vapor (%caña)	44.99	45.00
Sobrante de bagazo(t)	8.01	7.74
Bagazo producido(t)	33.67	33.67
% de bagazo sobrante	23.78	22.98

Un análisis comparativo entre las mismas permite definir que no hay grandes diferencias entre el sobrante de bagazo en ambas, pero, si hay grandes diferencias en cuanto a la inversión a realizar, dado que el Caso de Estudio 3, su inversión implica la inversión a realizar en el Caso de Estudio 2 y la modificación en el turbogenerador para aumentar la producción de electricidad y la sustitución de la turbina por un motor eléctrico.

Es por lo antes planteado que se considera que, de los Casos de Estudio investigados, el óptimo es el que se propone como número 2, logrando una disminución en el consumo energético del proceso de un 19.17%.

Si a esta alternativa seleccionada se le adicionara como mejora un secador de bagazo, el sobrante que se obtendría podría estimarse alrededor de un 30%, según se reporta en la literatura. A partir de la experiencia del MINAZ, esta no es una inversión que ha dado buenos resultados en Cuba, por lo que no es validada en el trabajo.

3.2 Análisis de factibilidad económica de la inversión.

A pesar de que el Caso de Estudio propuesto como óptimo para obtener mayor sobrante de bagazo es el Caso de Estudio 2, a propuesta del MINAZ territorial (según los intereses de dicho organismo) se realizará la inversión para el Caso de Estudio 3, debido a que no muestra diferencias significativas en los resultados obtenidos y genera 1500 kW más y la inversión es superior que el Caso de Estudio 2; por lo que, si es factible esta alternativa, debe serlo la denominada como 2.

Por tanto, el análisis de factibilidad económica se realizará para el Caso de Estudio 3. A continuación, en la Tabla 3.13 se muestran los datos requeridos para dicho análisis.

Tabla 3.7 Datos para el análisis de la factibilidad económica del Caso de Estudio 3.

VARIABLES	VALOR	UM
Caña molida	112627.71	kg/h
Miel final	4471.53	kg/h
Azúcar	12930.53	kg/h
Bagazo sobrante	14983.37	kg/h
Total condensados puros	0.00	kg/h
Potencia eléctrica generada	45000	45000
Consumo vapor de la fábrica	48337.63	kg/h
Cachaza % caña	5.00	%
Bagazo vendido	95.00	%
Potencia eléctrica demandada	0.00	kW
Tiempo de operación	24	h/días
Duración de la zafra	120	Días
Tiempo de vida	5	Años
Tasa impositiva	0.50	Fracción
Inversión	250000.00	\$
Tasa de interés	15	%
PRECIOS Y COSTOS		
Precio del bagazo sobrante	16.50	\$/t
Precio del azúcar producido	370.00 \$/t	\$/t
Precio miel final	60.00	\$/t
Precio cachaza	20.00	\$/t
Precio de electricidad vendida	0.09	\$/kWh.
Costo de caña molida	50.90	\$/t
Costo del petróleo consumido	220.00	\$/t
Costo de agua tratada de reposición	0.50	\$/m ³
Costo de electricidad	0.096	\$/kWh.

Tabla 3.8. Ingresos para el Caso de Estudio 3. Tabla 3.9. Egresos para el Caso de Estudio 3.9

INGRESOS		
Concepto	Valor	UM
Azúcar	13782524.81	\$/año
Bagazo	667561.96	\$/año
Cachaza	324456.11	\$/año
Electricidad	1166400.00	\$/año
Miel	772891.19	\$/año
TOTAL	16713834.07	\$/año

EGRESOS		
Concepto	Valor	UM
Agua tratada	0.000	\$/año
Caña	16514815.810	\$/año
Electricidad	0.000	\$/año
Petróleo consumido	0.000	\$/año
TOTAL	16514815.810	\$/año

Tabla 3.10. Elementos del Flujo de Caja para el Caso de Estudio 3.

Donde:

VA: Ventas anuales, \$/año

GE: Ganancia económica, \$/año

I: Inversión, \$/año

Fd: Factor de descuento o actualización, adim.

CO: Costo de operación, \$/año

IsG: Impuesto sobre ganancia,

FC: Flujo de caja, \$/año

FCd: Flujo de caja descontado o

	HORIZONTE					
	0	1	2	3	4	5
VA	0	16713834.06	16713834.06	16713834.06	16713834.06	16713834.06
CO	0	16514815.81	16514815.81	16514815.81	16514815.81	16514815.81
GE	0	199018.25	199018.25	199018.25	199018.25	199018.25
IsG	0	99509.13	99509.13	99509.13	99509.13	99509.13
I	250000	0	0	0	0	0
FC	-250000	99509.13	99509.13	99509.13	99509.13	99509.13
Fd	1	0.87	0.76	0.66	0.57	0.5
FCd	-250000	86529.67	75243.2	65428.87	56894.67	49473.62
VA N	-250000	-163470.33	-88227.13	-22798.26	34096.4	83570.02

actualizado, \$/año

VAN: Valor actual neto, \$/año

PARÁMETROS	Valor	Unidad
Valor Actual Neto (VAN)	83570.02	\$/año
Tasa Interna de Retorno (TIR)	28.4	%
Plazo de Recuperación del Capital (PRC)	2.51	Años
Plazo de Recuperación del Capital al Descontado (PRCD)	3.75	Años
Retorno Sobre la Inversión (RSI)	26.69	%

Tabla 3.11. Elementos del Flujo de Caja para el Caso de Estudio 3.

Como se observa en la Tabla 3.17, esta alternativa es factible económicamente, pues el VAN es positivo, con un valor de 83570 \$/año. Esto quiere decir que una vez cubierta la inversión y pagado los intereses de cada año el resultado numérico que antes se muestra es ya una utilidad sustancial. El valor de la Tasa Interna de Retorno ratifica además la eficiencia económica de esta inversión pues el proyecto puede darse el lujo de llegar a pagar incluso, un 28.4% de interés. Lo cual está muy por encima de los intereses actuales para este tipo de empresa. Por tanto, la inversión es segura; además, se recupera en dos años y medio. Por tanto, quedando factible económicamente esta alternativa, es seguro que la alternativa propuesta como óptima es también económicamente factible pues se analizó una variante que tenía mayor inversión.

Conclusiones:

1. La modificación realizada en el esquema energético actual disminuyó el consumo de vapor en un 19.17%
2. Al sustituir el pre – evaporador actual y **vapor – cell** por un pre – evaporador de mayor capacidad y realizando una extracción en el segundo vaso del cuádruple efecto, se obtuvo un máximo en la producción de bagazo sobrante de un 23.78%, lo que equivale a algo más de 23000 t/año de bagazo sobrante.
3. El análisis económico a la modificación realizada en el esquema energético, además de la sustitución de la turbina por un motor eléctrico y la modificación del turbogenerador de 1500 kW a 3000 kW resultó económicamente factible con un VAN de 83570 \$/año y una Tasa de Interés de Retorno de 28.4%
4. La inversión realizada se recupera en dos años y medio.



Bibliografía.

Catá, Y., Gonzáles, E. & Machado, S. 2005, 'Análisis Complejo de Procesos para lograr un mejor uso de la energía térmica en una fábrica de azúcar', *Centro Azúcar*, no. abril-junio.

Dominguez Alonso, F. J. 2001, *Modelación, Simulación y Optimización del Proceso de Transferencia de Masa que ocurre en la cristalización de azúcar por enfriamiento a nivel industrial*, Tesis presentada en opción al título de Doctor en Ciencias Técnicas, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".

Espinosa, R. 1975, *Fabricación de azúcar crudo*, Editorial Científico Técnica, La Habana, Cuba..

HYPROTECH. 2002, *HYSYS 3.1 Documentation. Operations Guide*.

Kern, D. Q. 1999, *Procesos de Transferencia de Calor*, Editorial Continental S.A., México.

Marín, J. & Ezquerra, Y. 2003, 'Aplicación del método exergético y la Tecnología Pinch para determinar irreversibilidades en las calderas bagaceras', *Centro Azúcar*.

Technology, A. , *ASPEN PLUS*, [Online], Aspen Technology Co., Available from: <<http://www.aspectec.com/products/>> [5 de noviembre de 2006]

Valdés, A., Almazán, O. & Fiandor, H. 2000, 'Contribución de la biomasa cañera al incremento del valor agregado de la producción', *International Sugar Journal*, vol. 102, no. 1222.

Fecha de recepción: 01/07/2013

Fecha de aprobación: 25/03/2014