



**CEEMA**

Centro de Estudios de Energía  
y Medio Ambiente



UNIVERSIDAD  
**CIENFUEGOS**  
Carlos Rafael Rodríguez

**REPUBLICA DE CUBA.  
MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR.  
UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS.  
FACULTAD DE INGENIERÍA**

**Título:** Oportunidades de mejoras en el esquema termoenergético del CAI “Antonio Sánchez”.

**Autor:** David Daniel Carreño Sarmiento.

**Tutor:** Ing. Reinier Jiménez Borges.

Dr. José Pedro Monteagudo Yanes

**Consultante:** Dr. Héctor E. Pérez de Alejo Victoria

Ms.C. Junior Lorenzo Llanes

Curso 2015 - 2016

“Año 58 de la Revolución

”Cienfuegos 2016.

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD  
UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS



Sistema de Documentación y Proyecto. Hago constar que el presente trabajo constituye la culminación de los estudios en la especialidad de Ingeniería Mecánica en la Universidad de Cienfuegos, autorizando a que el mismo sea utilizado por el Centro de Estudio Superior para los fines que estime conveniente, ya sea parcial o totalmente, que además no podrá ser presentado sin la aprobación de dicha institución.

---

Firma del autor.

Los abajo firmantes certificamos que el presente trabajo ha sido según acuerdo de la dirección del centro y el mismo cumple los requisitos que debe tener un trabajo de esta envergadura, referido a la temática señalada.

---

Información Científico Técnico

Nombre y Apellidos. Firma.

---

Firma del Vice Decano.

---

Firma del Tutor.

Nombre y Apellidos.

---

Sistema de Documentación y Proyecto.

Nombre y Apellido. Firma.

*Pensamiento*



*Solo perdura y es para bien, la riqueza que se crea.*

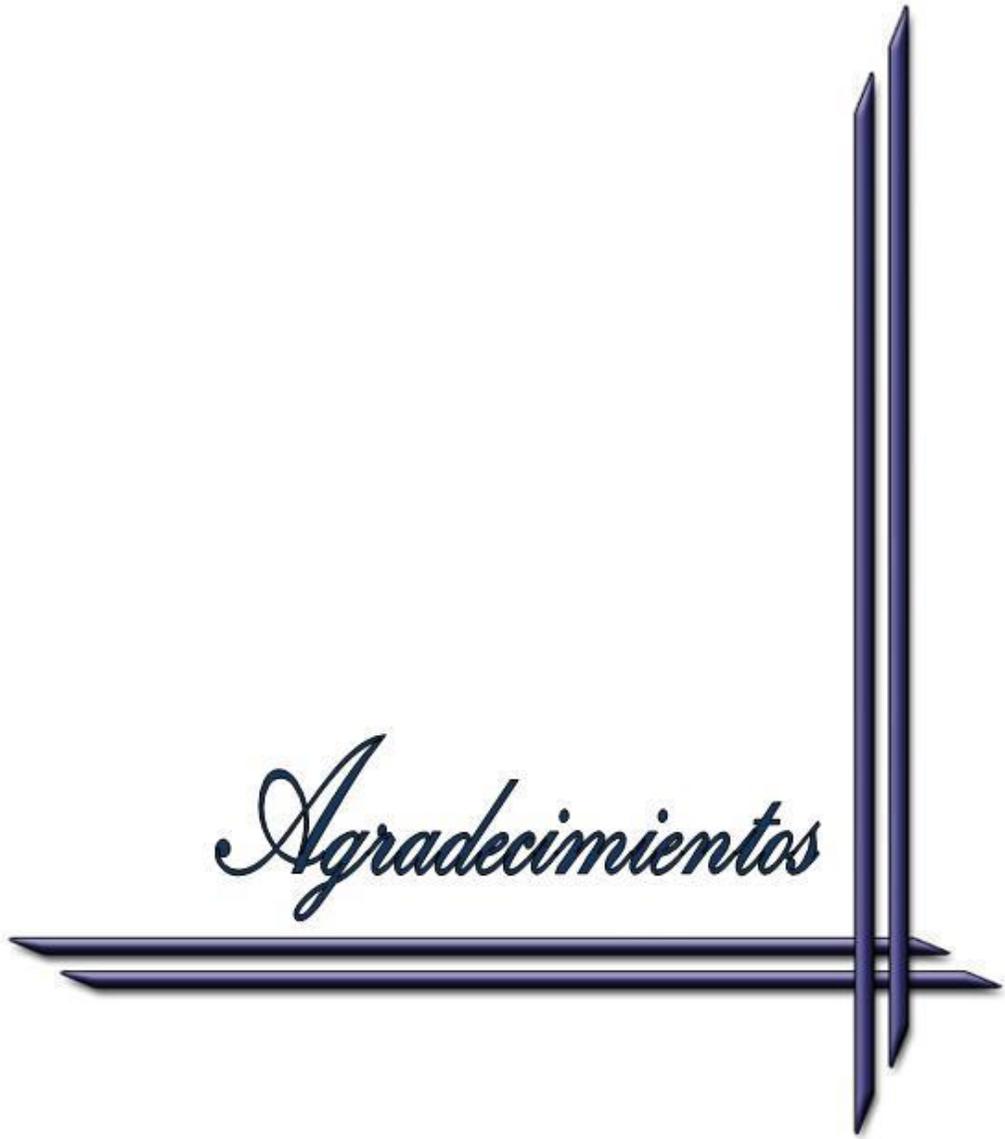
*José Martí.*

*Dedicatoria*



Dedico este trabajo al esfuerzo incansable de mi padre en todos los momentos y al apoyo incondicional de mi madre que siempre está conmigo, a mi abuela que es otra madre para mí y siempre está en mi mente y mi corazón; y al cariño de mi hermanita y a toda mi familia.

*Agradecimientos*



A mis padres por poder contar con su apoyo incondicional en todas las etapas de mi vida, y a la vida por permitirme disfrutarlos aún, y principalmente porque lo que soy se lo debo a ustedes.

A mi Abuela que ha sido siempre mi maestra de la vida. A mi hermana que espero siga mi ejemplo y se convierta en una profesional y a toda mi familia que la adoro.

A mis Amigos casi hermanos que siempre han estado para darme la mano en los momentos más difíciles. Nuestra amistad es eterna.

A mi grupo de estos cinco años; si no fuéramos tan unidos quizás hubiéramos sido menos los que llegaríamos al final de esta etapa tan hermosa.

A todos los profesores que han contribuido a mi formación como profesional y me han brindado sus conocimientos y sabiduría.

A mis tutores por haber confiado en mí y su apoyo incansable para que esta tarea llegara a su fin satisfactoriamente. A todos muchas GRACIAS de corazón.

*Resumen*



## Resumen

El trabajo de diploma fue realizado en la Empresa Azucarera Antonio Sánchez, del municipio Aguada de Pasajeros, provincia Cienfuegos. En él se reflejan las tendencias de desarrollo de los equipos y proceso de la industria azucarera en los últimos años. Es de destacar el crecimiento en los valores de presión y temperatura alcanzados en la generación de vapor y los niveles de entrega de energía eléctrica a los sistemas energéticos nacionales.

Se procedió a la modelación del esquema térmico azucarero del central en sus condiciones actuales y se determinaron oportunidades de incremento de la eficiencia energética y la productividad del central. Se simularon variaciones al esquema teniendo en cuenta las oportunidades definidas y ello arrojó un incremento en 5 kWh/tc de energía eléctrica entregada al SEN y una reducción del 13 % del vapor expulsado a la atmosfera. Todo lo anterior lleva a un incremento en los ingresos de 1 001 458.03 MN.

**Palabras Claves: Eficiencia, Simulación, Generación, Vapor, Esquema.**

## Abstract

The diploma work was done in the Sugar Company Antonio Sanchez, the municipality Passenger Aguada, Cienfuegos. It reflects the development trends of the equipment and process of the sugar industry in recent years. It is noteworthy growth in the values of pressure and temperature achieved in steam generation and delivery levels of electricity to the national energy systems. He proceeded to outline thermal modeling of the sugar central in their current conditions and opportunities for increased energy efficiency and productivity of the plant were determined. Changes to the scheme were simulated taking into account opportunities defined and it showed an increase in 5 kWh / tc electrical energy delivered to SEN and a 13% reduction of steam expelled into the atmosphere. All this leads to an increase in revenues of 1,001 458.03 MN.

**Keywords: Efficiency, Simulation, Generation, Steam, Scheme.**

## INDICE

<b>Introducción.....</b>	<b>1</b>
<b>Capítulo I. Los esquemas térmicos de los centrales azucareros. Estado actual y tendencias de mejora. ....</b>	<b>5</b>
I.1 Evolución histórica de los esquemas térmicos de los centrales azucareros... 5	
I.2 Estado actual y tendencias para el incremento de generación eléctrica. .... 8	
I.3 Características de la evolución histórica de las máquinas básicas de los esquemas azucareros..... 10	
I.3.1 Casa de Calderas. .... 11	
I.3.2 Centrífugas ..... 13	
I.3.3 Equipos de evaporación. .... 14	
I.3.4 Equipos para la cocción del jugo. .... 15	
I.4 Tendencias para un máximo de entrega de energía eléctrica al Sistema Eléctrico Nacional (SEN)..... 15	
Conclusiones Parciales Capítulo I..... 18	
<b>Capítulo II. Descripción del Sistema Termo-energético y simulación en el software STA v4.01. ....</b>	<b>20</b>
II.1 Descripción del STE del Caso base..... 20	
II.2 Implementación del software Termo azúcar (STA v4.1). Introducción. .... 23	
II.3 Representación de los Diagrama de Flujo Proceso, Diagrama de Flujo de Información y Corrientes principales. .... 23	
II.4 Selección de los Módulos que forman el diagrama del sistema termo-energético del central Antonio Sánchez. .... 24	
II.4.1 Corrientes de materiales ..... 24	
II.4.2 Módulos de corrientes azucaradas y de agua ..... 25	
II.4.3 Módulos generales..... 27	
II.4.3 Módulos lógicos ..... 33	
Conclusiones Parciales Capítulo II..... 35	

<b>Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas del esquema térmico del central azucarero Antonio Sánchez. Caso mejorado del ingenio. ....</b>	<b>38</b>
III.1 Análisis de los resultados y de los indicadores del caso base. ....	38
III.1.1 Análisis de los indicadores globales del caso base. ....	39
III.1.2 Indicadores por área en el caso base. ....	42
III.1.3 Indicadores por equipo del caso base. ....	44
III.1.4 Análisis de los indicadores por equipo del caso base. ....	45
III.2. Propuestas de mejoras y análisis de los resultados del caso mejorado. ...	46
III.2.1 Análisis de los indicadores globales caso mejorado. ....	48
III.2.2 Análisis de los indicadores por área del caso mejorado. ....	49
III.2.3 Análisis de los indicadores por equipo caso mejorado. ....	50
III.3 Análisis económicos. ....	51
III.3.1 Variables de entrada para el análisis económico. ....	51
Conclusiones Parciales Capítulo III. ....	53
<b>Conclusiones. ....</b>	<b>56</b>
<b>Recomendaciones. ....</b>	<b>57</b>
<b>Bibliografía. ....</b>	<b>59</b>
<b>Anexos. ....</b>	<b>63</b>

# *Introducción*



## **Introducción**

El presente trabajo de Diploma se realizó en la "Empresa Azucarera Antonio Sánchez" del municipio de Aguada de Pasajeros, provincia Cienfuegos, la cual se encuentra ubicada en el extremo suroeste de la provincia. Se dedica a la producción de la caña de azúcar y sus derivados con altos rendimientos agrícolas e industriales, al incremento y rendimiento de los cultivos varios, pecuarios, forestales, frutales y a la utilización y explotación de la torula, ron, miel, CO<sub>2</sub>, cachaza, bagazo, entre otros.

El mismo consiste en la simulación mediante un software del sistema termoenergético del central, este permite conocer el consumo de vapor de las diferentes áreas del ingenio y entrar a analizar de qué forma se puede encaminar este trabajo a proponer mejoras en dicho sistema. Logrando así una mayor eficiencia en el proceso azucarero.

La industria azucarera presenta una ventaja en relación con las demás, y es que en el proceso de producción se logra como resultado, el bagazo, que es usado como combustible para los ingenios, pero este bagazo también puede ser utilizado por otras industrias, por lo que el consumo de este combustible debe ser el mínimo posible, para poder utilizar el excedente para otros fines.

En la industria azucarera antes del triunfo de la revolución no se utilizaba el término "eficiencia" como importante, después del triunfo revolucionario se comenzaron a hacer modificaciones en el sector azucarero que conllevaron a una disminución de los índices de producción y se descuidó un poco la exigencia hacia el consumo de combustible, ante el objetivo de moler elevando los índices de producción, este trajo como consecuencia que los consumos aumentaran considerablemente. En los últimos años se han realizado inversiones en las áreas de generación de vapor y plantas para lograr las condiciones requeridas para una disminución del consumo de vapor. Estas condiciones pueden ser mejoradas a partir de un balance térmico, donde se puede determinar las posibilidades reales de economía de vapor y combustible

La industria azucarera es un perfil importantísimo para la economía cubana ya que la producción de azúcar de caña ha sido un resultado satisfactorio de un arduo y sólido trabajo agrícola e industrial en la búsqueda de mayores producciones y mejor calidad al menor costo posible. Hoy en día en nuestro país han ocurrido varios cambios en la industria azucarera las cuales han surgido con el objetivo de mejorar la producción de azúcar crudo y la calidad de la misma, logrando un menor consumo de energía y un menor consumo de otros recursos. A pesar de todas las modificaciones estructurales sufridas por el MINAZ en el transcurso de los últimos años, que dieron al traste con su desaparición, el desmantelamiento de un grupo de ingenios, así como la desmotivación y abandono de un por ciento importante de técnicos y trabajadores de este sector, han propiciado que la industria azucarera esté llamada hoy a recuperar su lugar como locomotora de la economía nacional mejorando las instalaciones y garantizando un producto final con una buena calidad. Dentro de este contexto, el central en estudio aborda el siguiente problema.

### **Problema científico:**

El sistema termo-energético del central Antonio Sánchez es el resultado de mejoras continuas en busca de elevar su comportamiento energético, pero no obedece a un trabajo integrado del mismo, para lograr el máximo rendimiento energético con un mínimo de inversiones.

### **Hipótesis:**

El desarrollo de un proceso de simulación del actual esquema termoenergético del central azucarero, debe posibilitar la determinación de las potencialidades de mejoras energéticas, con un mínimo de inversiones y un máximo rendimiento energético.

### **Objetivo general:**

Realizar la simulación del esquema térmico del Central Azucarero Antonio Sánchez para determinar las potencialidades de mejorar energéticas, con un mínimo de inversiones y un máximo rendimiento energético.

### **Objetivos específicos.**

- Conocer el estado actual y las tendencias de mejoras de los esquemas térmicos de la industria azucarera.
- Realizar el levantamiento del esquema térmico del central azucarero y evaluar las principales limitaciones para un trabajo con alta eficiencia.
- Desarrollar propuesta de mejoras energéticas del esquema térmico del central, auxiliado del software de simulación térmico-azucarero.
- Realizar la evaluación económica de las propuestas de mejoras.

# Capitulo I



## **Capítulo I. Los esquemas térmicos de los centrales azucareros. Estado actual y tendencias de mejora.**

### **Introducción.**

En este primer capítulo se realiza una búsqueda bibliográfica actualizada de diferentes aspectos de la industria azucarera en el ámbito internacional y nacional. Se investiga sobre la evolución histórica de los esquemas térmicos de los centrales azucareros. Se aborda sobre el estado actual de la cogeneración en Cuba, así como el desarrollo de los equipos fundamentales en una fábrica de azúcar y su principal función. Por último se analiza en el caso de estudio como se desempeña la entrega de energía eléctrica al sistema eléctrico nacional.

### **I.1 Evolución histórica de los esquemas térmicos de los centrales azucareros.**

El proceso para la obtención de la azúcar en sus inicios fue sencillo comenzando por la extracción con molinos de baja eficiencia, luego el jugo obtenido se evapora a fuego directo en recipientes abiertos, en los que se efectúa una clarificación por medio de la adición de cal y floculantes de origen vegetal hasta obtener una cachaza que se extraía manualmente. Luego se mantenía el jugo ya clarificado al fuego hasta lograr una concentración entre 90 a 92 ° Brix y finalmente se dejaba enfriar naturalmente en moldes de formas diferentes y una vez fríos el producto quedaba listo para su consumo y distribución. A partir del siglo XVIII comenzaron a emplearse los primeros trapiches y con la llegada de la revolución industrial se promovió un rápido crecimiento de la industria hasta asimilar la máquina de vapor y los equipos de evaporación a múltiple efecto a partir de los descubrimientos del Norteamericano Robert Riellieux.

Durante algunos años la industria permaneció sin muchos cambios apreciables hasta que los problemas energéticos y la presencia de diferentes tipos de edulcorantes, naturales o sintéticos, en el mercado, le obligaron a su reordenamiento en busca de soluciones que activaran la reducción de los costos de producción, básicamente a partir de la elevación del rendimiento agrícola y la

eficiencia industrial, elementos tradicionales de la industria , así como la generación de excedentes de bagazo y electricidad para la venta a la red pública , como nuevos elementos que de alguna forma modificaron mucho los esquemas de proceso de los ingenios azucareros.

Para mantener los niveles de eficiencia altos la industria ha tenido que incorporar de forma escalonada grupo de tecnologías, que se han ido implementando de forma concreta.

La preparación de la caña es el primero de ellos, en este aspecto se han diseñado diferentes tipos de cuchillas picadoras de caña, de desfibradoras y desmenuzadoras para lograr índices de celda rotas superiores al 85 %. En los molinos, de hasta 60 a 75 toneladas por pie (196 a 246 ton. por m) lineal de maza. La maceración combinada a partir del uso de agua de imbibición también es muy importante , a más del doble de la fibra , en el último molino y de las maceraciones en los antecesores con una temperatura superior a los 60 °C. El esquema de uso del vapor es esencial a la hora de producir excedentes de bagazo y el mismo es necesario para generar electricidad para la venta a la red pública. Con la introducción de una nueva generación de calderas de 25 y 45 ton/h de vapor de 1,72 a 2,75 MPa que es lo mismo que 250 y 400 psi ( 18 y 28 atm. ) , pre evaporadores operados con vapores de hasta 0,2 MPa o 30 psi (2.0 atm) se logran esquemas eficientes de bajo consumo específico en proceso.

La reducción de las retenciones en el proceso a partir de la calidad óptima de la caña y la rigurosa disciplina del proceso tecnológico es necesaria también para elevar los parámetros de eficiencia. Introducir fuertes procesos de purificación del jugo , meladura y mieles , para la obtención de azúcares de alta calidad y blancos por un proceso directo .Se destacan con mayor importancia los clarificadores de menos de 1,0 hora de retención. Los esquemas de cristalización continúan con cristalizadores de más de 1,25 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> e introducción del cristizador al vacío. Tratar de introducir revolvedores mecánicos en los tachos para incrementar la retención de Pol, el rendimiento y la uniformidad de los cristales, así como reducir los tiempos de cocción en las plantas comerciales y de agotamiento. Poner en actividad centrifugas para masas comerciales de



esta llega en cantidad suficiente al ingenio. ( Almazan del Olmo, 2012; Amaya 2014 & Ramos, 2014)

La política energética azucarera debe estar dirigida a la obtención del máximo de bagazo excedente, luego de satisfacer las demandas energéticas del proceso de producción. Existen dos vías para lograr esto:

1. El incremento de la eficiencia en el uso del vapor en el proceso.
2. El incremento de la eficiencia en el sistema de cogeneración.

En la práctica el logro de estos puntos resulta algo complicado porque el central se enfrenta a la ausencia de instrumentos de medición que permitan una eficiente operación del ingenio y el conocimiento de los valores reales de consumo y eficiencia. ( García, 2014)

## **I.2 Estado actual y tendencias para el incremento de generación eléctrica.**

La agroindustria azucarera es el segundo productor de electricidad en Cuba que se realiza sobre todo con biomasa cañera; de ahí la importancia que tiene optimizar el proceso de producción de energía eléctrica y calor a partir del bagazo, para disminuir los consumos específicos de calor en el proceso de fabricación de azúcar, incrementar los niveles de generación de energía eléctrica con bagazo y lograr niveles considerables de bagazo sobrante que permita usarlo en la industria de derivados y asegurar ventajas económicas para la empresa y el país.

La electricidad generada a partir de la caña de azúcar puede sustituir al petróleo como fuente de electricidad en muchos países de Asia y América Latina donde esta se cultiva y puede sustituir gran parte de la electricidad que se consume en países donde es predominante la producción de caña de azúcar (Pérez, 2015).

En todas las actividades económicas de la sociedad las formas más utilizadas, por su magnitud y aplicación, son las energías térmicas y eléctricas, ambas, producto de procesos de transformación de fuentes de energía primaria, algunas renovables y otras no renovables.( Espinosa, 2013; Pérez 2015)

El principio básico de la cogeneración es el aprovechamiento de la energía residual resultante de todo proceso termodinámico de conversión y utilización de energía y que en estos procesos separados es disipada al ambiente, como procesos de generación separados se pueden llegar a eficiencias globales entre el

(50 – 65 %), mientras que con un esquema de cogeneración se pueden lograr eficiencias entre el (60 – 90 %).(Varbanov, 2014; Alves, 2015)

Cualquier intento de administrar la energía en una fábrica azucarera está constituido por dos aspectos básicos: en primer lugar un funcionamiento de la fábrica consciente del uso racional de la energía, es decir, controlar los parámetros operacionales, y en segundo lugar la instalación de equipos de rendimiento apropiado.(Varbanov, 2014)

En Colombia por ejemplo los proyectos de cogeneración que se identificaron hace unos años atrás ya se han venido implementando, lo cual ha incrementado la capacidad de cogeneración del sector y gracias a ello en 2001 la capacidad instalada de cogeneración fue de 215 MW. Los excedentes que hoy en día se están vendiendo son de 68 MW. De acuerdo con la evolución de la reglamentación de la Ley de 2014, los cronogramas de implementación de los proyectos llevarán a que en el año 2018 el sector tendría una capacidad de cogeneración de unos 369 MW de los cuales podría vender a la red aproximadamente unos 163 MW.(Pérez, 2002). En la industria azucarera las fabricas se esfuerzan por maximizar la producción de electricidad y la exportación de esta, operando con grandes y eficientes sistemas de cogeneración, En la mayoría de los países del mundo se han modificado conceptos que favorecen y estimulan la cogeneración por lo cual a partir de la mitad de la década del 80 y los primeros años de los 90 se ha logrado un incremento sustancial de la potencia instalada para cogenerar, lo más importante es las prioridades que dan la mayoría de los países a la energía eléctrica obtenida por cogeneración y especialmente las que utilizan recursos energéticos renovables

Actualmente más del 9% de la potencia eléctrica total producida en el mundo es producida por la cogeneración. En la Unión Europea se estima que el potencial de la cogeneración se sitúa en el rango 150 – 250 GWe, doblando la potencia actual instalada para 2025. (Pérez, 2015)

Según datos de la Agencia Internacional de Energía, sólo 5 países han logrado una expansión exitosa de la cogeneración con una participación de entre un 30%

a un 50% de la generación total de energía eléctrica (Dinamarca, Finlandia, Rusia, Letonia y Holanda).

En EEUU un 8% de la electricidad generada se realiza en régimen de cogeneración. En México solo el 6% de la energía que es entregada al sistema nacional es por cogeneración. En cambio en Cuba la energía generada en los centrales aporta al sistema nacional un 10%. En cambio los planes de expansión de cogeneración de Brasil están de la mano con la expansión del sector alcoholero, indican que pasarán de tener una capacidad instalada de 10 GW en 2010, lo que representa el 7 % de la capacidad instalada total en esa potencia sudamericana, a más de 30 GW en 2020. Esto implica que la participación de la cogeneración será de un 18% de la matriz energética brasilera en ese año.

### **I.3 Características de la evolución histórica de las máquinas básicas de los esquemas azucareros.**

En el siglo XIX la industria azucarera española experimentó grandes e importantes mejoras en el proceso productivo al implementar el vapor, utilizándolo como fuente de energía mecánica aportada por la máquina de vapor a la rotación de los rodillos de los trenes de molinos. En 1848 llegó esta tecnología a los ingenios a la isla de Puerto Rico y en 1886 se introdujo la desfibradora. En estos tipos de molinos el porcentaje de jugo extraído de la caña estaba entre el 60 y 65 % del contenido de esta.

Para finales del siglo XIX con la colocación de juegos sucesivos de molinos de tres rodillos horizontales formando un triángulo equilátero o isósceles y dispuesto en tándem accionado por una máquina de vapor, se alcanzó la solución definitiva. Este modelo revolucionario fue sustituyendo progresivamente a todos los demás. Para esta fecha se generalizó el uso de cuchillas rotatorias, desfibradoras y desmenuzadoras lo cual contribuyó positivamente a la mejora de los rendimientos en la extracción del jugo de la caña.(Marín, 2012)

En la figura I.2 se muestra un molino moderno implementado en países como Brasil.

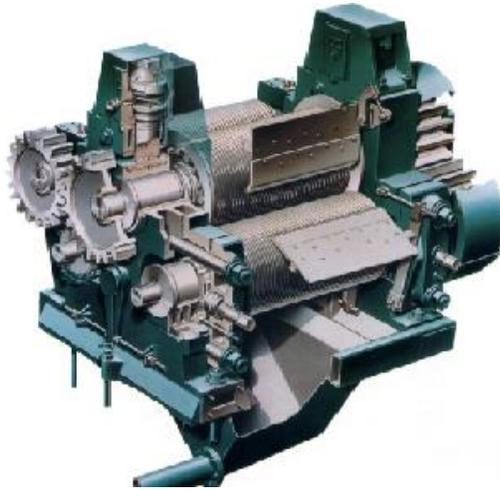


Figura I.2 (Molinos moderno)Fuente: (Marín 2012)

### **I.3.1 Casa de Calderas.**

Durante las dos primeras décadas del siglo XX se logró incrementar las presiones y temperaturas de los generadores de vapor hasta 1986,02 kPa (275psi) y 566 K (146<sup>o</sup> de sobrecalentamiento) respectivamente. En la década del 1920 ocurrieron otros cambios en el diseño y construcción de las calderas. Previamente a medida que se incrementaban las estaciones de generación eléctrica la práctica fue incrementar el número de generadores de vapor. Este procedimiento eventualmente mostró ser antieconómico y en su lugar las calderas empezaron a construirse más grandes. Sin embargo el tamaño de los hornos existentes y métodos para quemar el carbón tal como los stoker no eran adecuados, por lo que se desarrollaron equipos para quemar el carbón en forma pulverizada. Las altas tasas volumétricas de combustión y tamaños de unidad hicieron evidente que la quema del carbón pulverizado no hubiera sido posible sin el uso de las paredes enfriadas por agua de los hornos, lo cual no solamente eliminó el deterioro rápido de las paredes refractarias debido a la escoria, sino que también redujo la tupición de las superficies de calentamiento por convección en proporciones manejables por el descenso de la temperatura de los gases que salen del horno. La necesidad del incremento del uso de los G.V para propósitos industriales combinada con el incremento de los costos de montaje del equipo condujo en los años 1940 a la construcción de los G.V compacta o ensamblada, las cuales se fabricaron en

capacidades hasta de (350,000 lb de vapor/h) a 8 963 kPa (1 300 psi) y a temperaturas de 900<sup>0</sup>F.(Batule, 2011)

Las paredes enfriadas con agua, amén de la reducción en el mantenimiento del horno y de la tupición de las superficies de calentamiento por convección, también ayudó a generar más vapor .Consecuentemente se redujo la superficie de la caldera ya que estaba disponible una superficie adicional generadora de vapor con las paredes del horno enfriadas con agua. Los incrementos en la alimentación, temperatura y presión del vapor dieron por resultado un ciclo de eficiencia mejor, aun con la reducción posterior de la superficie de los bancos de tubos del G.V se reemplazaron por una superficie adicional de sobrecalentamiento. Como resultado de esos avances, las unidades del G.V para presiones del vapor por encima de los 8273,71 kPa (1200 psi) consisten esencialmente de hornos con paredes de agua con tubos, sobre calentadores, y recuperación de calor, tales como economizadores y calentadores de aire. Las unidades de lo G.V para bajas presiones tienen una superficie generadora de vapor considerable en bancos de tubos en adición a la superficie enfriadas por agua en el horno. El uso incrementado de presiones altas del vapor y temperaturas, calentadores de agua de alimentación regenerativos, economizadores y calentadores de aire, han conducido a mejorar la eficiencia en el ciclo moderno de potencia del vapor.

En la figura I.3 se muestran los primeros generadores de vapor utilizados en la industria.

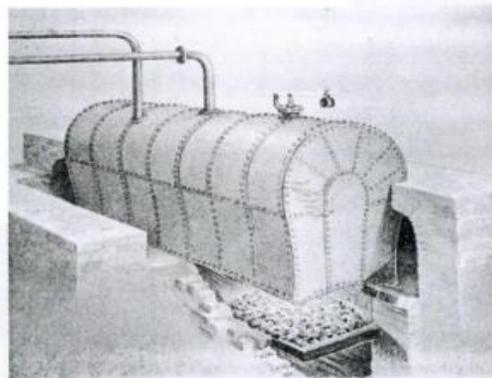
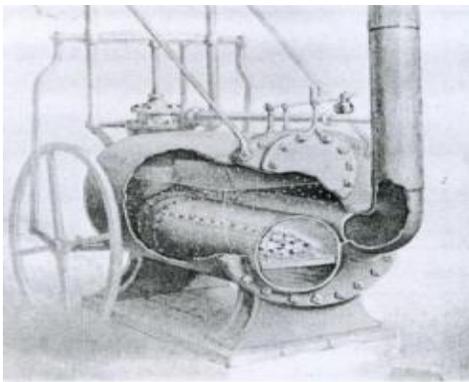


Figura I.3 (Calderas de principio del siglo XX)

### I.3.2 Centrífugas

Las centrífugas fue otra de las innovaciones técnicas importantes las cuales se introdujeron a mediados del siglo XIX para sustituir el sistema tradicional de purgas y blanqueo de la masa cocida en pilones, esta innovación se introdujo en Cuba en 1849.

Su funcionamiento se basa en un cilindro de hierro hueco con un tambor de tela metálica en su interior unido a un eje vertical por medios de engranajes o conos de fricción que lo hacían girar a gran velocidad (1 000 rpm aproximadamente) dentro del cilindro de fundición, por donde se vertía la mezcla de azúcar cristalizada y mieles provenientes de la tacho. Por efecto de la fuerza centrífuga las mieles eran impulsadas al exterior atravesando la tela metálica del tambor, reteniendo el azúcar en el interior del mismo. Seguidamente se aplicaba un chorro de vapor sobre la capa azucarada para facilitar su decoloración y secado, trasladándose una vez descargada por la parte superior a un local para molerla, acopiarla y secarla. Las mismas se recogían en un depósito inferior, pudiendo volver a ser cocidas y posteriormente ser sometidas a una segunda o tercera centrifugación. Se muestra en la figura I.4 una centrífuga moderna implementada en la industria.

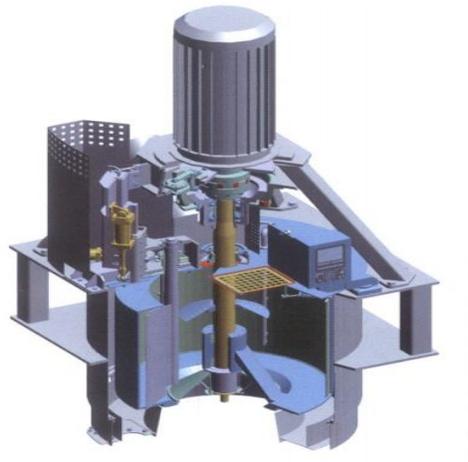


Figura I.4 (centrífuga moderna) Fuente

Las centrífugas en su comienzo se descarga manualmente, lo cual hacía del proceso mucho más laborioso y costoso. A principios del siglo XX se introdujeron turbinas centrífugas más avanzadas tecnológicamente movidas por motores eléctricos independientes que realizaban la descarga de las miles automáticamente, por lo que se economizaba bastante el proceso.(Marín, 2012)

### I.3.3 Equipos de evaporación.

En 1845 Norbert Rillieux instaló en Packwood (Louisiana) el primer evaporador de múltiple efecto al vacío, perfeccionando un modelo basado en el patentado por Howard y cuya diferencia aprovechaba el vapor generado en la ebullición de los jugos para la evaporación de otra dosis de estos de menor concentración, creando así las llamadas baterías de efectos múltiples, diseñando según este principio un equipo constituido por tres cuerpos por donde circulaban los jugos azucarados y los vapores que lo calentaban. Este mecanismo consistía en colocar tres cuerpos en batería (efecto múltiple) en posición vertical y efectuando vacío mediante una bomba en cada una de ellas. Una segunda bomba aspiraba el jugo e iba llenando las calderas hasta dos tercios de su volumen. Seguidamente se inyectaba vapor hasta hervir el jugo a unos 80 °C (353,15 K), siendo el vapor resultante aspirado por el siguiente cuerpo y este por el tercero hirviendo el jugo entre 50 y 60 °C (de 323,15 a 333,15K) y a menor presión. Cuando éste se evaporaba pasando a mezcla era evacuado y rellenado por su predecesor, por lo se trataba de establecer un recorrido continuo de jugo y vapor, ya que se producía vapor a partir de la ebullición del jugo en el cuerpo. Estos sistemas de evaporación fueron aumentando el número de evaporadores con cuádruple y quíntuple efecto durante el primer tercio del siglo XX.(Lavarack, 2006; Nebra, 2007; Higa, 2009, Cheng, 2014 & Balpande 2014)

En la figura I.5 se muestra un esquema de evaporación o múltiple (cuádruple).

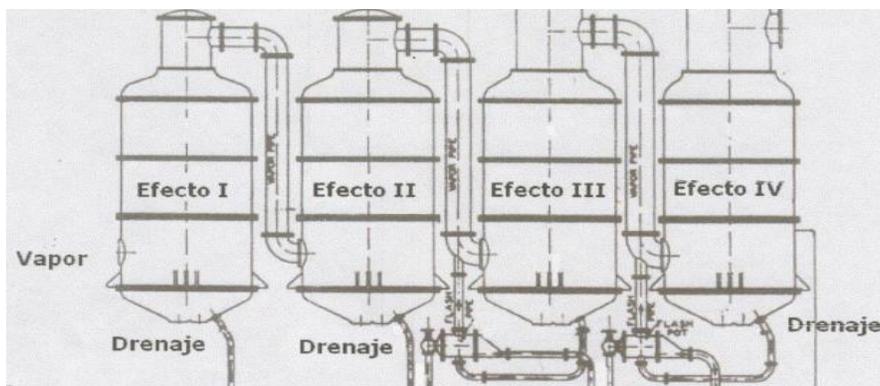
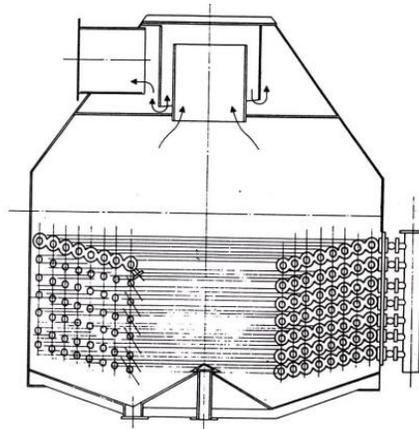


Figura I.5 (Esquema de evaporadores) Fuente:

### I.3.4 Equipos para la cocción del jugo.

En 1813 Howard inventa en Inglaterra el primer tacho que concentra el azúcar aplicando vacío al interior mediante una bomba movida por una máquina de vapor permitiendo la evaporación por debajo de los 100 °C al reducirse la presión por debajo de la atmosférica. El vapor circulaba o por un doble fondo de un recipiente cerrado donde se producía la evaporación.

Los tachos eran intercambiadores de calor cilíndricos de cobre independiente en cuyo interior se encontraban calandria o serpentines por los que circulaba vapor proveniente de la caldera generadora de éste. En la figura I.6 se muestra un tacho discontinuo.



TACHO DE SERPENTIN

Figura I.6 (Tacho de serpentín de los primeros en usarse en la industria azucarera)

### I.4 Tendencias para un máximo de entrega de energía eléctrica al Sistema Eléctrico Nacional (SEN).

Dentro de las fuentes de energía renovable la utilización de la biomasa cañera como fuente de energía eléctrica es otra de las grandes opciones, que utiliza la industria azucarera. Desde la década de los años 20, en los centrales azucareros cubanos ha representado una fuente significativa de suministro la cogeneración eléctrica, tanto para la industria, como para las comunidades aledañas. Desde el punto de vista tecnológico se distinguen dos procedimientos fundamentales para la generación de electricidad utilizando estas fuentes. El primero trata sobre la

quema de la biomasa en una G.V para producir vapor, y su posterior inyección en una turbina de vapor acoplada a un generador eléctrico. El segundo consiste en la gasificación previa de la biomasa para ser usada como combustible posteriormente en un motor o turbina de gas, acoplado a un generador eléctrico.

Las variantes dependen también de la presión y temperatura del proceso, cogenerándose entre 25 y 40 kW/t de caña molida con presiones de vapor y temperaturas bajas, y 80 kW/t o más de caña con presiones y temperaturas de trabajo medias o altas. Mientras, con las turbinas de gas es posible alcanzar más de 250 kW/t de caña molida, pero es necesaria la gasificación del bagazo. Con el proceso de reestructuración experimentado entre el 2002 y el 2005 por la agroindustria, la capacidad potencial se redujo a 478,5 MWh, localizada en 61 centrales azucareros. Actualmente se disponen de 185 generadores de vapor, de los cuales el 80% trabaja a presión de 18 kg/cm<sup>2</sup> y el 20% restante a presión de 28 kg/cm<sup>2</sup>. El 70% de los hornos son de parrilla y disponen de un módulo de eficiencia y tiro balanceado que garantiza la generación de vapor ponderada al 75%. Además, el 60% de los turbogeneradores instalados son de 4 MWh o mayores. Si bien la capacidad instalada se redujo en 247,5 MWh con relación a 1991, por el proceso de redimensionamiento del sector, el índice de generación se ha duplicado hasta 38 kWh/t por caña molida en las últimas zafras, resultado de los esfuerzos dirigidos a mejorar el balance energético en las fábricas. La potencia instalada al cierre de 2010 era de 497,50 MWh, con un consumo anual del sector, incluyendo su propia generación, de 830 GWh, del cual se aportan al SEN 310 GWh. La cogeneración mediante un programa inversionista que facilite el aumento de presión en las calderas de los centrales azucareros y la instalación de turbogeneradores de extracción/condensación, puede incrementar estimándose un potencial de 2,500 GWh a mediano y largo plazo. Además, actualmente se desarrolla un programa de construcción de bioeléctricas bagaceras anexas a centrales azucareros con la colaboración de inversionistas extranjeros.

En Cuba existe actualmente una capacidad instalada de 470 MW en 57 centrales azucareros del país, como proyección para el año 2 030 se estima el empleo de 19 bioeléctricas con una capacidad de 755 MW, de aquí la potencialidad de

desarrollo para el CAI 5 de Septiembre con una capacidad de 60 MW. La figura I.7 representa la distribución y capacidad de estas bioeléctricas en el país.



Figura I.7 Desarrollo de las Fuentes renovables de Energía en Cuba.

En la figura I.8 se muestra la energía eléctrica que se generó y la entregada al SEN en la provincia de Cienfuegos en la zafra 2014-2015.

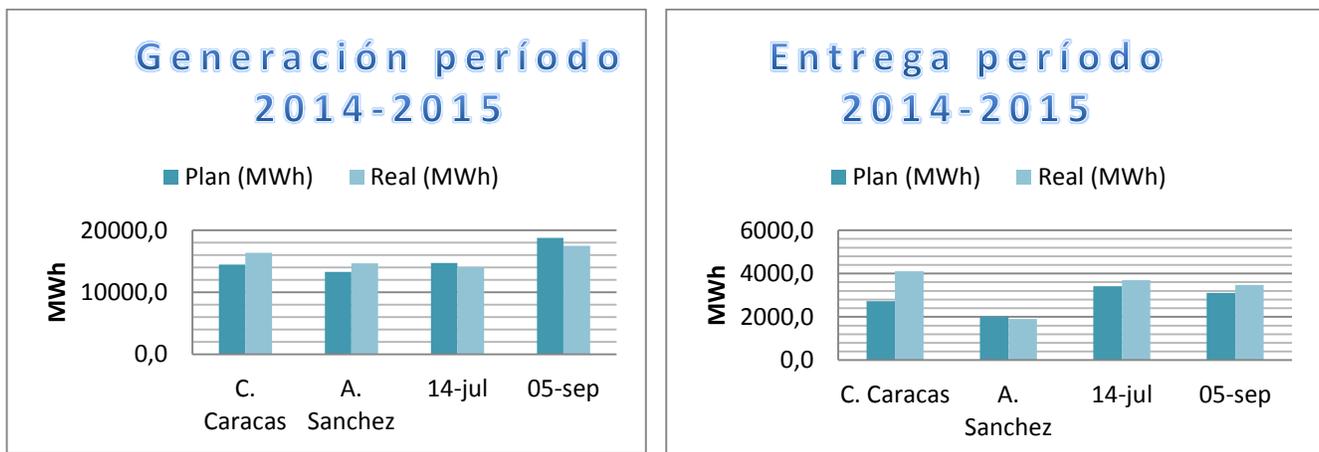
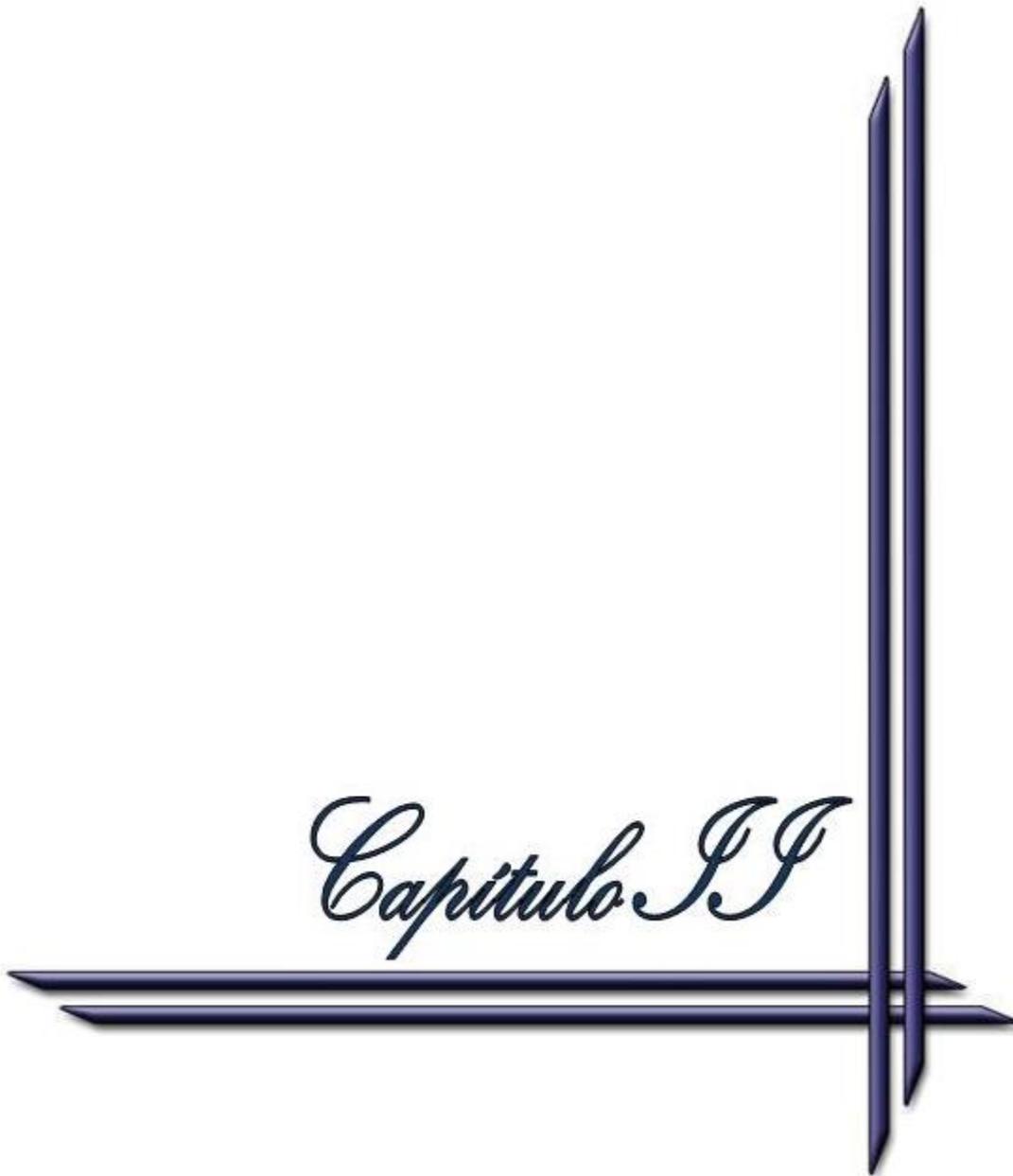


Figura I.8 Entrega de energía eléctrica al SEN en la zafra de 2014-2015

## **Conclusiones Parciales Capítulo I.**

- La literatura muestra el rápido incremento de las potencias y los flujos de los equipos de la industria azucarera buscando mayores niveles de producción y mayor eficiencia energética.
- Se aprecia un rápido incremento de los flujos, presiones y temperatura ocurridos en el área de generación de vapor, alcanzándose en los países de mayor desarrollo presiones de 1 986,02 kPa y 566 K.
- Los trabajos realizados en el proceso azucarero han estado encaminado a lograr una reducción del flujo de vapor al proceso y un incremento de la generación eléctrica. En América Latina algunos países exhiben ya experiencias de potencia instalada de cogeneración en la industria azucarera en el orden de 215 MW.
- Las tendencias para un máximo de entrega de energía eléctrica al SEN (Sistema Eléctrico Nacional) han aumentado. En Cuba existe actualmente una capacidad instalada de 470 MW. Previendo que lleguen en el 2030 a 755 MW.

*Capitulum III*



## **Capítulo II. Descripción del Sistema Termo-energético y simulación en el software STA v4.01.**

### **Introducción.**

En el presente capítulo se describe el diagrama de flujo de proceso del central azucarero Antonio Sánchez y su sistema termoenergético y sus principales áreas consumidoras de vapor en las que se centró el proyecto. Se da una introducción de las características principales del software STA v4.01, el cual fue empleado para la simulación del STE de la fábrica. Por último se muestran todas las corrientes de entrada del simulador y los módulos utilizados para la confección de diagrama de flujo de información, los cuales representan a los equipos en la industria.

### **II.1 Descripción del STE del Caso base**

El central Antonio Sánchez, con una molida potencial de 33,13Kg/s o (2863 t/d) de caña, produce azúcar crudo. Hay una destilería anexa con una capacidad de producción de etanol de 600 hl/d. El tándem es accionado eléctricamente, la alcalización se realiza en frío y el sistema de cocción es de tres masas cocidas. La fábrica tiene una capacidad eléctrica instalada equivalente a 6,5 MW.

#### **Área de molienda.**

En el área de molida se tiene una batería de cinco molinos de modelo Fulton con virgen inclinada. En esta etapa se obtiene el bagazo, que es utilizado en los G.V para generar vapor, representando este aproximadamente el 25% del peso de la caña molida, así como el jugo mezclado para la producción de azúcar crudo. La extracción del jugo mezclado oscila en el rango de 90-100% en dependencia del flujo de agua de imbibición y de la fibra de la caña.

#### **Área de generación de vapor.**

El sistema de generación de vapor del central cuenta con dos G.V los cuales tienen una capacidad nominal de 60 t/h, una presión de vapor sobrecalentado de 2070 kPa o (300 psi) a una temperatura de 623,15 K (350°C). El combustible que

emplea es el bagazo proveniente de los molinos. El vapor de las calderas es aprovechado para producir energía eléctrica a través de dos turbogeneradores de contrapresión estos de 4,0 y 2,5 MW respectivamente. Estos turbogeneradores producen además el vapor de escape 124 kPa (18 lbf/in<sup>2</sup>) que es utilizado en el proceso por los calentadores 1 y 4, así como los dos pre-evaporadores encargados de generar todo el vapor necesario en las áreas de evaporación, concentración y cristalización que le preceden. Este vapor directo pasa por la válvula reductora de directo a escape (VRD/E) para suplir cualquier demanda fluctuante del proceso, en especial la de los tachos.

#### Área de evaporación.

En el área de evaporación el jugo es calentado de 375,15 K a 378,15 K o de (102-105°C) en los calentadores; son del tipo “Webre”, o sea, cada calentador está formado por 3 intercambiadores 1-2 en serie. En cada intercambiador 1-2 se tienen 33 tubos por pase, con una longitud de 495 cm y un diámetro de 3,2 cm, estos tiene una capacidad de 408 m<sup>3</sup>/h para lograr una mejor mezcla en el tanque flash.

Luego se dirige a los pre-evaporadores donde ocurre una evaporación primaria. El esquema de evaporación está formado por un quintuple efecto, con dos primeros vasos consumidores de vapor de escape en paralelo y con el jugo en serie el mismo suministra vapor a los tachos, a los calentadores secundario y rectificador de jugo alcalizado.

Estos operan a presiones relativamente altas 124 kPa a 103 kPa ó (18 lbf/in<sup>2</sup>). A partir del tercer vaso de este quintuple se consumen vapor de escape. En este proceso se elimina la mayor cantidad de agua posible, consisten en una solución de celdas de ebullición dispuestas en serie. El jugo entra primero en el pre-evaporador y se calienta hasta el punto de ebullición. Al comenzar el proceso de ebullición se generan vapores los cuales sirven para calentar el jugo en el siguiente efecto, logrando así un menor punto de ebullición en cada evaporador.

En el proceso de evaporación se obtiene el jarabe o meladura. La meladura es purificada en un clarificador.

Área de estación de tachos.

Uno de los últimos procesos en la obtención de las azúcares es la cristalización y concentración, la cual se realiza en los tachos, el ingenio cuenta con siete. La meladura proveniente de los evaporadores llega a los tachos, donde se sigue concentrando hasta el punto en que aparecen los cristales de azúcar. Los tachos son los últimos consumidores de vapor en el proceso de producción de la azúcar y con ellos es donde cierra el esquema térmico del ingenio.

En la figura II.1 se muestra el diagrama de flujo de proceso de la empresa azucarera Antonio Sánchez

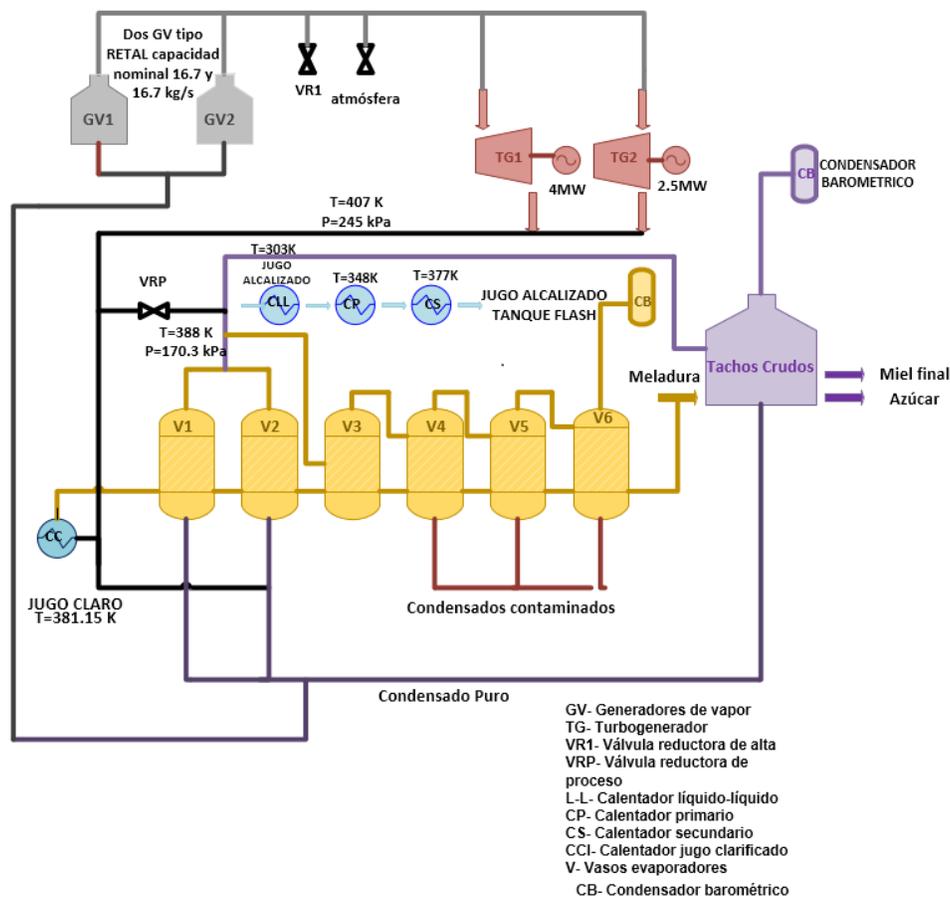


Figura II.1 DFP Antonio Sánchez.

## **II.2 Implementación del software Termo azúcar (STA v4.1). Introducción.**

El software (STA v4.1) tiene como objetivo la simulación y evolución de los esquemas termo-energéticos (STE) en los ingenios azucareros. Este a su vez es modular y no secuencial, excepto en el cálculo en lazos iterativos. Otras características importantes son la gran flexibilidad para representar integralmente los distintos STE, incorporar nuevos módulos de cálculo y la posibilidad de manejar gran cantidad de información sobre las corrientes y los equipos.

El flujo másico es una de las informaciones iniciales necesarias junto a composición, temperatura y presión de las corrientes de entrada y reciclo, datos específicos de los equipos simulados y el orden de cálculo de los módulos incluidos en lazos iterativos de cálculo. Están disponibles correlaciones estadísticas para la evaluación de las propiedades físicas y termodinámicas de las 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 permiten simular el comportamiento, fundamentalmente térmico, de calentadores, evaporadores, la estación de tachos, cristalizadores y centrifugas, turbogeneradores de vapor de contrapresión, atemperadores, generadores de vapor y tanques. Los resultados principales corresponden a la solución detallada de los balances de masa y energía. Para facilitar la evaluación del comportamiento de los equipos se determinan Indicadores, tales como coeficientes de transferencia de calor en calentadores y vasos evaporadores, tasas de evaporación y economías, rendimiento relativo interno de turbogeneradores, etcétera.

## **II.3 Representación de los Diagrama de Flujo Proceso, Diagrama de Flujo de Información y Corrientes principales.**

En el STA v4.1 la simulación de un sistema termo-energético se inicia construyendo el diagrama de flujo de materiales y energía (DFP); que representa

de forma esquemática los aspectos, de interés para la simulación, del flujo tecnológico en el sistema térmico de la fábrica. El mismo está formado básicamente por equipos y corrientes, que “contienen” materiales y energía. En los equipos ocurren la mayor parte de las operaciones químico-físicas básicas; mientras que las corrientes físicas vinculadas al flujo por las tuberías, donde también ocurren reacciones químicas. Los parámetros que normalmente caracterizan a una corriente son el flujo, la presión, la temperatura y la composición.

En cambio el diagrama de flujo de información (DFI) es una representación gráfica del sentido en que fluye la Información inicial y la que se origina durante los cálculos. Está formado por módulos de cálculo que representan matemáticamente lo que ocurre en los equipos y las corrientes o flujos de informaciones que entran y salen de los módulos. Como es de esperar para la confección de DFI se requiere del conocimiento del DFP. Debe tenerse en cuenta que no siempre el sentido de flujo de la información tiene que coincidir con el de los flujos de materiales y energía en el proceso.

En los sistemas termoenergéticos el caso de los DFI es la diferencia aún más notable pues el flujo de información relativa al vapor es totalmente contrario a como fluye el vapor en el proceso. Lo anterior se debe a un hecho, normalmente no reflejado en el DFP, que es que en cualquier proceso la “Demanda es la que Fija la Producción”. Además de la diferencia señalada entre el DFP y el DFI, estos pueden diferenciarse entre sí por el uso de diferentes módulos para representar un mismo equipo o subproceso.

## **II.4 Selección de los Módulos que forman el diagrama del sistema termoenergético del central Antonio Sánchez.**

### **II.4.1 Corrientes de materiales**

Las Corrientes de Información se representan por líneas orientadas con flechas que indican el sentido en que fluye la información. Por supuesto que es deseable

que cada corriente de información tenga un sentido físico correspondiente a una corriente en el proceso; pero esto no es siempre posible. Cada corriente debe identificarse asignándole un número y un nombre. La identificación adecuada de las corrientes de información es la mejor garantía para lograr una mejor comprensión del DFI y poder obtener reportes adecuados.

Los módulos vinculados a las corrientes de entrada tienen como objetivo facilitar los valores correspondientes a las variables independientes (datos). En las tablas se muestran los datos empleados para la simulación de las corrientes de entrada.

Tablall.1 se muestran los datos asociados a la corriente variables de entrada del módulo caña molida.

Tabla II.1 representación de la entrada de caña al DFI

Representación en DFI	Variables	Valor
	Temperatura (K)	301,15
	Presión (kPa)	101,3
	Flujo másico de caña molida (kg/s)	42,63
	Cantidad de horas que se muele al día	24
	Fibra en caña (%)	16,4
	Pol en caña (%)	11,31
	Pureza del jugo absoluto (%)	84,41

#### II.4.2 Módulos de corrientes azucaradas y de agua

Las corrientes azucaradas tienen elementos típicos los cuales son: presión, temperatura y flujo másico de los componentes (agua, sacarosa, sólidos solubles, y fibra). Se utilizan en la producción de crudo para representar el bagazo, jugo alcalizado, claro o jugo entrando a un simple o múltiple efectos.

Las opciones de dar entrada de datos son las siguientes:

- Cuando se conocen los valores absolutos de temperatura en Kelvin presión en kPa y los flujos másicos de los componentes (kg/s); esta pueden ser convertidas a otras unidades en dependencia de lo requerido
- A partir de datos azucareros tales como: peso de la corriente por ciento del peso de la caña, Brix, Pol y Pureza.

En la tabla II.2 se muestra las variables de entrada utilizadas en la simulación.

Tabla II.2 Corrientes azucaradas.

Representación en DFI	Corriente	Variables	Valor
	Bagazo	Temperatura (K).	305,15
		Presión (kPa).	101.3
		Bagazo en Caña (%).	34,04
		Fibra (%).	48,21
		Pol (%).	1,52
		Humedad (%).	49,45
	Jugo Alcalizado	Temperatura (K).	318
		Presión (kPa).	500
		Entrada % Caña.	109,01
		Brix.	14,44
		Pureza (%).	84,95
	Jugo Clarificado	Temperatura (K).	366
		Presión (kPa).	450
		Entrada % Caña.	103
		Brix.	14.51
Pureza (%).		85,4	

La corriente agua se representa en el DFI tal como se muestra en la figura II. 2.

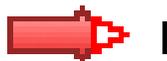


Figura II.2 Entrada de agua al DFI

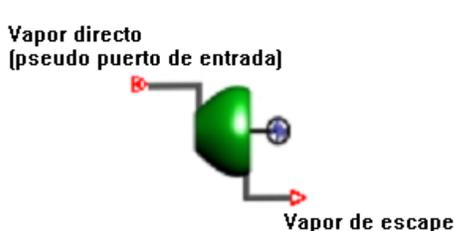
Esta puede ser una corriente de agua en cualquiera de sus estados (Vapor sobrecalentado, saturado, mezcla vapor agua). Se puede localizar en la Paleta en los Módulos Lógicos. En la opción Propiedades se entran los datos correspondientes. En la producción de crudo se utilizan en el modelo de la Estación de Tachos1 para representar el agua tecnológica de dilución de mieles, vapor de calentamiento a los simples efectos o al múltiple. En este último caso está vinculado al módulo Converge 2.

### II.4.3 Módulos generales.

Dentro de los módulos generales tenemos los Turbogenerador de Vapor de Contrapresión o de Condensación estos son simulados por el STA V4.01. En el DFP la corriente de vapor, denominado en el argot azucarero directo o vivo, entra (lado superior izquierdo del esquema) a la turbina, como ocurre físicamente en el proceso. Para que se parezcan lo más posible el DFP y el DFI, en este último se simula la entrada de vapor directo mediante una pseudocorriente, que es una corriente de salida de información con los valores de los parámetros del vapor que se demanda al equipo.

En la tabla II.3 a continuación se muestra su representación en el STA v4.01

Tabla II.3 Turbogeneradores en el STA V4.1

Representación en DFI	Módulo	Variabes	Valor
	Turbo de 4MW	Potencia eléctrica generada KW	3000
		Potencia eléctrica nominal KW	4000
		Presión de vapor de escape KPa	266
		Presión de vapor directo kPa	1821
	Turbo de 2.5 MW	Potencia eléctrica generada KW	1700
		Potencia eléctrica nominal KW	2500
		Presión de vapor de escape KPa	266
		Presión de vapor directo kPa	1821

El software también como herramienta de trabajo simula los Generador de Vapor Sobrecalentado o Saturado, los cuales en este caso solo utilizan como combustible el bagazo proveniente de los molinos.

Las diferencias entre el DFI y DFP están dadas por un generador de vapor que está físicamente formado por el horno, donde se quema el Bagazo proveniente de una estera alimentadora exterior, y el G.V por donde circula el agua y el vapor. El Diagrama de Flujo del Proceso (DFP) del módulo GV1 es una representación aproximada de un Generador de Vapor. Por esta razón solo aparece el Bagazo Disponible y el Vapor Generado. Otras salidas físicas como las cenizas, los “inquemados” en los gases y la purga no aparecen; entre otras razones por su menor importancia relativa en el cálculo que se realiza en este módulo.

En el DFI del módulo GV1, que es la representación del flujo de las corrientes de información vinculadas a los cálculos que se realizan en el módulo, “entra” una corriente (pseudocorriente) de Vapor que equivale numéricamente a la Demanda de Vapor de la Fábrica, que debe ser calculada con anterioridad. Y “sale” la corriente de información de Bagazo Sobrante, equivalente a la diferencia calculada entre los flujos másicos de la corriente de Bagazo Disponible y el Consumido para producir la cantidad de vapor demandado.

Como método de cálculo utiliza el directo a continuación en la siguiente tabla II.4 mostramos la representación de los generadores en simulador.

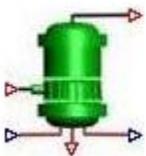
Tabla II.4 Representación y parámetros de las calderas en el DFI.

Representación en DFI	Variables	Valor
	Cantidad de turbos	2
	Capacidad nominal	60t/h
	Rendimiento bruto con bagazo	80

El otro elemento de importancia en un ingenio simulado por el STA v4.01 son los vasos evaporadores de estos existen dos clases (EVAP – 1 y EVAP – 2).

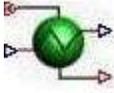
Estos módulos se emplean para representar lo que ocurre en un vaso evaporador que es parte de un múltiple efecto o un simple efecto ubicado al inicio del tren de evaporación; que en el lenguaje de la industria azucarera se denomina de forma general como Pre-evaporador. En la tabla II.5 se muestra la forma de ser simulado por el software.

Tabla II.5 Representación de los evaporadores por el software.

Representación en DFI	Módulo	Variables	Valor
	Vaso 1	Presión en el cuerpo (kPa)	170,3
		Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	1139
		Brix a la salida del vaso.	18,4
	Vaso 2	Presión en el cuerpo (kPa)	170,3
		Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	1905
		Brix a la salida del vaso.	24,19
	Vaso 3	Presión en el cuerpo (kPa)	117
		Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	881
		Brix a la salida del vaso.	35,00
	Vaso 4	Presión en el cuerpo (kPa)	88,4
		Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	786
		Brix a la salida del vaso.	43,00
	Vaso 5	Presión en el cuerpo (kPa)	54
		Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	729
		Brix a la salida del vaso.	55
	Vaso 6	Presión en el cuerpo (kPa)	14
		Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	680
		Brix a la salida del vaso.	62.30

En el STA v4.01 también encontramos el módulo de los calentadores el cual simula a los intercambiadores de calor de tubos y coraza, especialmente del tipo 1-2 en serie de tipo WEBRE, donde se calienta el jugo que fluye por los tubos con vapor saturado que fluye por la coraza. En el DFP el vapor de calentamiento entra al equipo y sale como condensado; mientras en el DFI el vapor es una corriente de salida de información que es resultado de un cálculo.

Tabla II.6 Modulo de intercambiadores de calor y su representación.

Representación en DFI	Módulo	Variables	Valor
	Intercambiador Primario de Jugo Alcalizado	Temperatura del jugo a la salida (K).	348
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	170,3
		Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> ).	182,88
		Diámetro de los tubos (m)	0,03
		Cantidad de tubos por pase.	33
	Intercambiador Secundario de Jugo Alcalizado	Temperatura del jugo a la salida (K).	377
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	170,03
		Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> ).	182,88
		Diámetro de los tubos (m)	0,03
		Cantidad de tubos por pase.	6
	Intercambiador de Jugo Clarificado	Temperatura del jugo a la salida (K).	381,15
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	239,7
		Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> ).	160,48
		Diámetro de los tubos (m)	43
		Cantidad de tubos por pase.	3

En el simulador STA v4.01 presentó problemas a la hora de simular el calentador de jugo líquido – líquido, por lo que se realizó el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor de este analíticamente.

Las ecuaciones para dicho cálculo se presentan a continuación.



Figura II.3 Esquema del calentador Líquido – Líquido.

**Datos:**

**T1:** temperatura inicial de entrada del jugo= 308 K

**T2:** temperatura final de salida del jugo=317,95 K

**Tc1:** temperatura inicial del condensado= 378 K

**Tc2:** temperatura final del condensado= 345 K

$$\dot{m} = 46,47 \text{ kg/s}$$

$$C_p = 3,85 \text{ kJ/kg K}$$

$$A: 92 \text{ m}^2$$

$$Q = U_D * A * LM\Delta T \quad \text{Ec. 3.1}$$

$$U_D = \frac{Q}{A * LM\Delta T} \quad \text{Ec.3.2}$$

**Donde:**

Q: Cantidad de calor total transferido,

U<sub>D</sub>: Coeficiente Global de Transferencia de Calor calculado.

A: Área de transferencia de calor.

LMΔT: ΔT medio logarítmico.

$$ML\Delta T = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad \text{Ec. 3.3}$$

$$\Delta T_1 = T_{\text{inicial jugo}} - T_{\text{final condensado}} \quad \text{Ec. 3.4}$$

$$\Delta T_1 = 310 \text{ K}$$

$$\Delta T_2 = T_{\text{inicial condensado}} - T_{\text{final jugo}} \quad \text{Ec. 3.5}$$

$$\Delta T_2 = 334,05 \text{ K}$$

$$ML\Delta T = 48,1$$

$$Q = \dot{m} * C_p * \Delta T$$

**Donde:**

$\dot{m}$ : Flujo másico.

C<sub>p</sub>: Calor a presión constante del jugo

$$Q = 1762,25 \text{ kW}$$

$$U_D = 0,39 \text{ kW/m}^2\text{k}$$

Según (W.Rein 2006) el coeficiente global de transferencia de calor calculado para intercambiadores de calor líquido – líquido debe ser menor que el de diseño el cual es:

$$U_D = 1 \text{ kW/m}^2\text{K}$$

Esta condición se cumple como se muestra en el cálculo anterior comparada contra lo que expone (W.Rein 2006)

La velocidad se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$V = \frac{m}{\pi * D^2 * n_t}$$

Donde:

m: Flujo volumétrico (0,04647 m<sup>3</sup>/s).

D: Diámetro interior de los tubos (0,032 m).

n<sub>t</sub>: cantidad de tubos por pase (33 tubos por pase).

$$V = 1,84 \text{ m/s}$$

El software simula la Estación de Tachos, Cristalizadores y Centrifugas, esta a su vez tiene todas las corrientes del DFP y el DFI tienen el mismo sentido excepto la de “consumo de vapor en la Estación de Tachos”; que en el DFI se representa como una pseudocorriente para dar la sensación que entra al módulo pero en realidad es una corriente de información que “sale” calculada.

Tabla II.7 Simulación de la estación de tachos en el software.

Representación en DFI	VARIABLES	Valor
	Presión en el cuerpo del tacho	15,3
	Factor de pérdida de calor r	1,05
	Temperatura de evaporación	327,51
	Presión del vapor de calentamiento	170,3

### II.4.3 Módulos lógicos

El STA v4.01 emplean los llamados módulos lógicos, estos tienen como función reproducir la información de la corriente que les entra. No transforman ninguno de los parámetros de dicha corriente; de esta manera una misma corriente puede entrar a más de un módulo conservando su identificación.

Ejemplo de estos módulos se tuvieron en cuenta en la realización de la simulación del ingenio Antonio Sánchez utilizando:

Los Converge de tipo dos controlan de forma automática la concentración (Brix), presión, temperatura y flujo. Se emplea generalmente con los modelos EVAP1 y 2. Por lo general en estos módulos 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.

Los comparadores simula el Balance entre disponibilidad y demanda de Vapor o de Condensados.



Figura II.4 Forma de representar los comparadores y los converge tipo 2 en el DFI

Los diferentes tipos de conectores se simulan en el caso que un módulo tenga una pseudocorriente pues permiten cambiar el sentido de esta. Para su representación en el DFI; hay un puerto de entrada de un módulo este solo puede entrar en una corriente de salida de otro módulo. Estos módulos invierten en el sentido de una pseudocorriente que entra lo que hace posible conectarla al puerto de entrada de otro módulo como se muestra en la siguiente II.5 figura.



Figura II.5 Representación de los conectores de una y más salidas en el DFI

Por último, se usaron en la simulación las uniones de tipo 1 y 2 las cuales simulan la unión y división de corrientes; así como cambios de temperatura y presión de una corriente en Colectores de Vapor y tanques con líquidos.(Universidad de Ciencias Informáticas, 2013) Estos tipos de uniones se muestran en la figura II.6

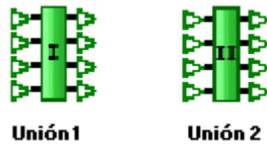


Figura II.6 Uniones de tipo 1 y 2 y representación el DFI

Luego de representar los módulos y corrientes necesarios se obtuvo el siguiente diagrama de flujo de información DFI los resultados se encuentran en la figura II.7.

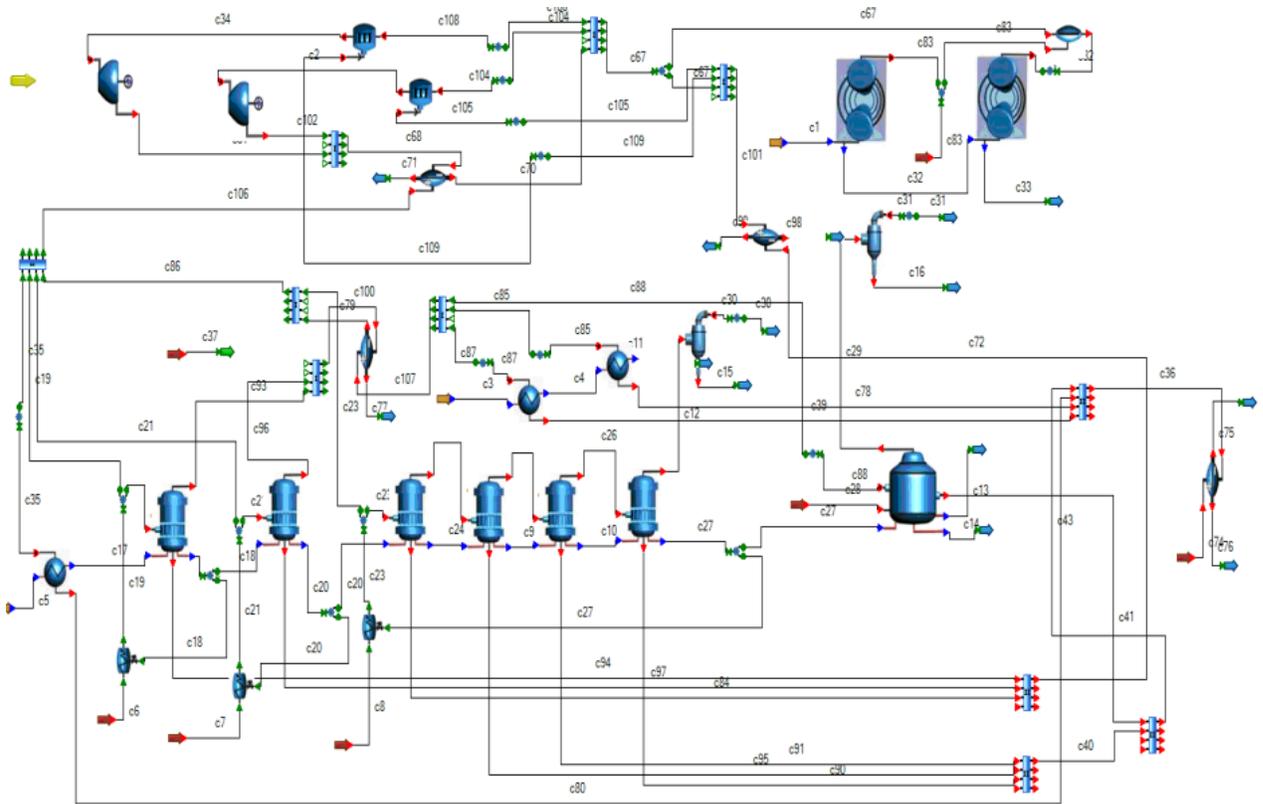


Figura II.7 Diagrama de flujo de información del Central Azucarero Antonio Sánchez caso base.

## Conclusiones Parciales Capítulo II.

- Se realiza el levantamiento del esquema térmico del central azucarero y sus parámetros normales de operación.
- Se elaboró el Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) y el Diagrama de Flujo de Información (DFI) correspondientes al central objeto de estudio. Se desarrollaron los cálculos del caso base y el caso mejorado
- Se instrumentó el uso del software STA v4.01, como sólida herramienta para el proceso de simulación y modelación de los esquemas térmicos del central azucarero.

- Los módulos de trabajo usados por el software se muestran junto a las principales corrientes de entrada de información del programa obteniéndose la confección del DFI del caso base.

*Capitulo III*



## **Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas del esquema térmico del central azucarero Antonio Sánchez. Caso mejorado del ingenio.**

### **Introducción**

En el presente capítulo se muestra los resultados del cálculo de los indicadores globales, por área y por equipo del diagrama de flujo de información del caso base del ingenio. Se elabora la propuesta de mejora a partir de los resultados del mismo. Se analiza los indicadores del caso mejorado y se comparan con los del caso base. Por último se hace un análisis económico de la industria a partir de lo que se exporta e importa en el central para una zafra.

### **III.1 Análisis de los resultados y de los indicadores del caso base.**

El software de simulación STA v4.01 da la posibilidad de realizar un análisis de los resultados obtenidos a través de un cálculo de indicadores. En la simulación de un proceso industrial complejo, como es el Sistema Termo-Energético (STE) Azucarero, el análisis es la fase donde se valida si los resultados numéricos, obtenidos en la fase de simulación, son coherentes con la realidad o con las posibilidades técnicas del caso en cuestión, pues los valores calculados pueden ser solamente números sin la indispensable correspondencia con la realidad física o técnica.

Al realizar el DFI del ingenio azucarero Antonio Sánchez en el software calcula diferentes tipos de indicadores dentro de los cuales se encuentran:

- Indicadores Globales.
- Indicadores por áreas.
- Indicadores por equipo.

### **Indicadores globales**

Los indicadores globales son determinantes para las desventajas y ventajas de la forma en que se emplea la energía en un sistema termoenergético. Son los primeros Indicadores, que deben ser analizados en el reporte de datos y resultados, y también determinan si la operación del STE es factible física, técnica y medio ambientalmente. Esto último se puede conocer pues al inicio

del Reporte de Indicadores aparece la información para establecer la mencionada factibilidad. En este caso los indicadores globales del caso base se muestran en la siguiente tabla III.1.

Tabla III.1 Indicadores globales.

<b>Indicadores globales</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Bagazo sobrante % disponible	25,56	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	54,79	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	13,44	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	32,54	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	18,69	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	31,92	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	25,91	kW-h/t caña
Electricidad vendida al SEN	6,01	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	2,81	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	15,87	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	69,93	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 1	80	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 2	60,14	%

### **III.1.1 Análisis de los indicadores globales del caso base.**

**El bagazo sobrante** según la monografía de (Victoria 2009), en un ingenio azucarero debe de estar entre un 5 a un 30 %. Para garantizar el combustible necesario para las paradas por falta de caña o interrupciones operacionales del ingenio, o el arranque del mismo en la zafra siguiente. Por eso ese indicador no

puede ser cero, esto traería consigo la implementación de otro combustible, lo que es económicamente deficiente. En el caso de estudio el sobrante de bagazo se obtuvo alrededor del 25 %. Lo que está en el intervalo establecido. Esto nos brinda la posibilidad de suministrar esta materia prima a la papelera Damují, o a alguna fábrica de tableros, ya que este indicador está al máximo de sobrante.

**El vapor consumido directo a la fábrica** depende de la cantidad de electricidad generada. También de la estabilidad en el consumo promedio de vapor de baja presión en los tachos; y de la potencia instalada de los turbogeneradores pues a los equipos de mayor potencia tienen menor consumo específico y de si se expulsa vapor a la atmósfera. En el ingenio Antonio Sánchez el consumo de vapor está en un 54,79 % que es mayor que el intervalo que hace referencia la bibliografía. Esta demuestra que para disminuir este consumo en fábrica se puede:

- Hacer un uso mayor de extracciones de vapor, buscando que todos los calentadores y tachos consuman vapor vegetal.
- Disminuir el vapor expulsado a la atmosfera.
- Disminuir el consumo de vapor en los tachos.
- Buscar un incremento en el Brix de la meladura (los tachos son menos eficientes para evaporar que los vasos evaporadores).

Como propuesta de mejora para este indicador tenemos la de disminuir el consumo de vapor en tachos. Según la bibliografía este valor debe de estar alrededor del 11% a 15 % y en el caso base del ingenio se tiene un consumo en los mismo del 16 %.

**El déficit de condensado** puro en un ingenio debe ser cero en el caso base este valor es de 2,81% esto nos da la medida de que en los Generadores de Vapor hay que usar condensados contaminados o agua externa; que normalmente está a temperatura ambiente y tiene menos calidad, lo que da lugar a la disminución del Rendimiento del G.V y a la formación de aguas residuales adicionales.

**La demanda eléctrica específica de la fábrica** es de 25,91 kW-h/t este valor debe de estar en el rango de 15 a 32 kW-h/t caña en la industria azucarera cubana aunque el autor (W.Rein 2006) dice que puede llegar hasta los 35 kW-h/t por lo que consideramos que están en un valor permisible.

**La producción eléctrica del ingenio** depende de los turbogeneradores y de la capacidad eléctrica instalada, Antonio Sánchez tiene una capacidad instalada de 6 500 kW aunque solo se genera 4 900 kW. Tiene una producción eléctrica en fábrica de 31,92kW-h/t caña.

Una propuesta de mejora para este indicador es incrementar el nivel de aprovechamiento de los turbogeneradores que están operando a menor potencia que la nominal, generando más electricidad que puede ser vendida al SEN.

**Electricidad vendida al sistema eléctrico nacional** esta depende de la demanda eléctrica de la fábrica y la capacidad instalada del central azucarero. Esta se puede aumentar si se ponen a trabajar lo turbos a la capacidad nominal. En nuestro caso se vende al SEN 6,01 kW-h/t caña.

**Rendimiento industrial** este valor depende de la calidad de la caña y de la adecuada operación en la molido de la caña de la fábrica. Los Rendimientos Industriales varían por diversas razones. Los valores típicos están en el intervalo de 9 a 13 %, según (Victoria, 2009). En nuestro caso el Rendimiento Industrial logrado en la simulación es de 15,87 %. Dado que el modelo Estación de Tachos tiene como objetivo principal la evaluación del consumo de vapor de calentamiento, no se modela con exactitud los aspectos tecnológicos de la producción de azúcar comercial y miel por lo que el valor de este Indicador está afectado por esta inexactitud.

**Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada** en el ingenio Antonio Sánchez estos parámetro operan bajo regímenes normales de los dos GV existentes hay uno trabajando al 80 % y el segundo opera al 60,14 %.

### III.1.2 Indicadores por área en el caso base.

Los indicadores por área están estrechamente relacionados a los problemas integrales del sistema termo-energético.

Los indicadores por área del caso base del central se muestran en la siguiente tabla III.2

Tabla III.2 Indicadores por área del caso base.

Indicadores por área		
Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	46,31	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	16,23	%
Economía del área de evaporación	1,71	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	22,84	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	17,34	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	25,01	%

**El consumo de vapor de escape en los evaporadores** en esta área altos valores de este Indicador son una señal de que el consumo de Escape en el proceso se realiza con eficiencia. Este indicador está estrechamente vinculado con el de la Economía del Área de Evaporación. La bibliografía recomienda que para ingenios cubanos este consumo deba de estar entre 30 a 45 %; pero el intervalo de valores típicos está entre 40 y 50 % del peso de la caña molida. En el caso base el consumo está en el orden del 46,31 % por lo que este indicador está dentro de lo permisible.

**El Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña:** El consumo de vapor en la estación de tachos ocurre de forma discontinua por lo que tiene fluctuaciones casi constantes. Estas variaciones serán mayores y ocurrirán con más frecuencia si se operan mal los mismos, debido a un control inadecuado de la sobresaturación del material procesado. Se denomina “Agua Tecnológica para Tachos” la suma del agua de “cebas” y la de “dilución de mieles”. La bibliografía han reportado consumos típicos para toda la estación de Tachos entre 15 y 17 % en ingenios cubanos. Por tanto un consumo en la Estación del 16,23 % que es él determinado en el caso base significa el 30 % del consumo de vapor total en proceso. Estos no solo depende de aspectos técnicos sino también, de cómo actúan las personas que dirigen y operan la Estación; actividad compleja y con multiplicidad de parámetros a controlar y decisiones operativas que tomar.

**Economía del área de evaporación** Este indicador para ser analizado hay que tener en cuenta dos aspectos fundamentales. El primero es disminuir el consumo de vapor de escape en el conjunto del proceso. El otro es que el valor del total de agua evaporada en el área de evaporación siempre será igual a flujo de jugo claro \* [(brix meladura) – (brix jugo claro)].

**Tasa de evaporación del múltiple efecto:** La bibliografía recomienda que la tasa de evaporación de un Simple Efecto donde se evapora jugo claro, la del Múltiple o la de toda el Área debe estar entre 29.3 y 39.1 kg/h-m<sup>2</sup> (≈6 y 8 lb/h-pie<sup>2</sup>). En nuestra caso que se tiene un quíntuple con dos primeros vasos consumidores de escape 19.5 a 29.3kg/h-m<sup>2</sup>(4.0 a 6.0 lb/h-pie<sup>2</sup>). En el último vaso la tasa debe ser la menor posible pues esa evaporación va al Condensador Barométrico.

### III.1.3 Indicadores por equipo del caso base.

Tabla III.3 Indicadores por equipos determinados en el STA v4.01.

<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Coeficiente de transferencia de calor calculado en calentador de jugo alcalizado 1	547,93	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en jugo 2	1255,17	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en jugo claro	652,44	W/m <sup>2</sup> .K
Velocidad del jugo en calentador de jugo alcalizado 1	1,96	m/s
Velocidad del jugo en jugo 2	2	m/s
Velocidad del jugo en jugo claro	0,82	m/s
Tasa de evaporación en vaso 2	26,93	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso1	29,36	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso3	15,55	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso4	17,82	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 5	20,05	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 6	23,55	kg/h.m <sup>2</sup>
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso 2	1275,08	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso1	1450,37	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso3	838,68	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso4	1536,05	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso 5	1047,23	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso 6	489,16	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en turbo1	12,1	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en turbo 2	12,2	kg/kW.h

### **III.1.4 Análisis de los indicadores por equipo del caso base.**

**Coeficiente de transferencia de calor calculado en los Calentadores.** Este es el rango más importante para medir la eficiencia de la transferencia de calor en los calentadores. El banco de intercambiadores del ingenio Antonio Sánchez son de tipo WEBRE diseñados en Cuba el intervalo típico en que varían los Coeficientes globales de transferencia de calor de estos, según la bibliografía; se comporta en un intervalo de  $1135,6 - 1419,6 \text{ W / (m}^2\text{- K)}$  en los calentadores jugo mezclado y alcalizado el Coeficiente de transferencia de calor, en nuestro caso para el calentador primario es de  $547,93 \text{ W / (m}^2\text{- K)}$  y para el secundario  $1255,17 \text{ W / (m}^2\text{- K)}$ . En el calentador de Jugo Claro el Coeficiente de transferencia de calor se comporta en un intervalo de  $1419,6 - 1703,5 \text{ W / (m}^2\text{- K)}$ , para el caso de estudio es de  $652,44 \text{ W / (m}^2\text{- K)}$ .

Es posible aumentar en el ingenio el flujo de jugo con un incremento de la molida. Esto se debe a los bajos coeficientes de transferencia de calor analizados por software.

**Velocidad del jugo en Calentadores.** El intervalo esperado de la velocidad según (Victoria 2009) está entre  $1,5 - 2 \text{ m/s}$ . Con valores mayores aumenta el valor del coeficiente individual de transferencia de calor del jugo. En el caso de Antonio Sánchez se obtienen valores de  $1,96$  y  $2 \text{ m/s}$ , correspondiente al intervalo referenciado.

**Coeficiente de transferencia de calor calculado en Evaporadores** La bibliografía hace referencia a que este valor no debe ser superior a los  $3975 \text{ W/m}^2\text{- K}$  en la siguiente tabla III.4 se muestra el coeficiente de transferencia calculado contra el referenciado por el de (Rein, 2006).

Tabla III.4 Coeficiente de transferencia de calor calculado y el que nos brinda Rein.

<b>Vasos</b>	<b>Determinado</b>	<b>Rein</b>	<b>Unidad</b>
Vaso 1	1450,37	2500	W/m <sup>2</sup> .K
Vaso 2	1275,08	2500	W/m <sup>2</sup> .K
Vaso 3	838,68	2500	W/m <sup>2</sup> .K
Vaso 4	1536,05	2000	W/m <sup>2</sup> .K
Vaso 5	1047,23	1500	W/m <sup>2</sup> .K
Vaso 6	489,16	700	W/m <sup>2</sup> .K

Como se puede observar los coeficientes son bajos, esto se pueden aumentar con un incremento de la molida horaria. Esto parece indicar que existe un exceso del área instalada para la molida que se tiene.

### **III.2. Propuestas de mejoras y análisis de los resultados del caso mejorado.**

Luego de haber concluido el caso base lo más próximo al real posible, y de haber realizado los cálculos de indicadores globales por áreas y equipos de CAI Antonio Sánchez; se trabajó en las siguientes propuestas de mejoras en busca de una mayor eficiencia del ingenio.

Las propuestas más significativas fueron:

- Se regularon los Brix en los dos primeros vasos para lograr el compromiso entre la disponibilidad de vapor producido por ellos y la demanda de los calentadores y tachos. Con el fin de evitar la expulsión de vapor a la atmosfera. La cual trae consigo a parte de un impacto negativo al medio ambiente, una posibilidad de generar más corriente eléctrica en los turbo-generadores.
- Aumentar la carga de los turbo-generadores, el primero se puso a operar al 100 % de su capacidad nominal y el segundo se le aumentó dicha capacidad de 1700 a 1800 kW. Con el objetivo de disminuir a lo menor posible el flujo de vapor directo por reductora, ya que dicho vapor no realiza trabajo en las turbinas de lo turbo-generadores.

- Realizar un aumento de la molida horaria pues el central cuenta con la capacidad instalada de generación para asimilar este incremento.

### **DFP del caso mejorado.**

En nuestro caso particular el diagrama de flujo de proceso de caso mejorado, no sufrió cambios con respecto al caso base. Pues ninguno de las propuestas de mejoras influyó en el esquema del mismo.

### **DFI Caso Mejorado.**

En el caso del diagrama de flujo de información si ocurrieron cambios. El primero fue la de regular los Brix a la entrada de los primeros vasos evaporadores disminuyendo desde 18,40 hasta el 16,39 % y en el otro caso desde 24,10 hasta 19,81 %. También se aumentaron las carga de los turbos desde el primero de 4000 kW se puso a operar a el 100 % y el segundo se le aumento su capacidad hasta 1800 kW, para tratar de lograr una mayor entrega al sistema eléctrico nacional.

### **III.2.1 Reporte de indicadores del Caso Mejorado.**

Tabla III.5 Indicadores globales caso mejorado.

<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Bagazo sobrante % disponible	30,92	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42,94	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0,1	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	37,78	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	25,91	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	11,87	kWh/t caña

Rendimiento industrial	15,87	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	54,8	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 1	80	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 2	29,61	%

### III.2.1 Análisis de los indicadores globales caso mejorado.

**Bagazo sobrante** este indicador aumenta desde 25,56 hasta el 30,92% pero es razonable pues se está produciendo la misma cantidad de vapor con mayor eficiencia. Aunque si en la realidad este valor nos diera este resultado sería conveniente para la comercialización del mismo. Aunque está en el intervalo propuesta por la literatura.

**Consumo de vapor en la fábrica % flujo másico de caña.** Este indicador al calcularse dio como resultado 49,94 %, es decir que disminuyó con respecto al caso base que era del 54,79 %. Esto es eficientemente conveniente para el ingenio pues disminuye la expulsión a la atmosfera.

**Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña.** Este indicador tan importante se logró ser reducido a cero, con el aumento de los Brix en los primeros vaso. Esto aparte de ser conveniente para el medio ambiente, es importante en el ingenio pues se puede generar más electricidad.

**Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña.** Se logró disminuir con el caso mejorado desde 18,69 % hasta el 0. Este indicador no debe ser cero ya que no es bueno asumir las variaciones de los tachos con los turbogeneradores.

**Producción Eléctrica Específica de la Fábrica.** La producción eléctrica se logró aumentar en el caso mejorado, siendo esta ampliada 31,92 hasta 37,78 kW-h/t caña. Esto es debido al aumento de la capacidad de los turbogeneradores.

**Electricidad vendida al SEN.** Como se logró aumentar la capacidad de los turbos estos dieron la posibilidad de aumentar la producción de energía eléctrica, y a su vez la entrega al sistema eléctrico nacional de 11,87 kW-h/t caña que comparado con el caso base que es de 6,01 kW-h/t caña, representa un salto en los ingresos del ingenio azucarero.

### III.2.2 Análisis de los indicadores por área del caso mejorado.

EN la tabla a continuación se muestran los resultados de los indicadores por área del caso mejorado.

Tablall.6 Indicadores por área del caso mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	31,6	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	16,23	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	108,62	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	108,62	%
Economía del área de evaporación	2,5	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	22,84	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	29.9	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	31,18	%

**Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña.** El consumo disminuye de 46,31 a 31,6 % debido a que en los vasos consumidores

de vapor de escape se disminuyó la concentración del jugo por lo cual se necesita menos vapor.

**Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña.** Este indicador se mantiene estable en los dos casos el base y el mejorado.

**Economía del área de evaporación.** Aumenta de 1,71 a 2,5 debido a que se está evaporando más con menor vapor.

**Tasa de evaporación del múltiple efecto.** Este indicador se mantiene estable en los dos casos de estudio, igual a 22,84 kg/h.m<sup>2</sup>.

### III.2.3 Análisis de los indicadores por equipo caso mejorado.

En la tabla III.7 se muestran los indicadores por área del cas mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Coeficiente de transferencia de calor calculado en jugo claro	815,56	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en jugo 2	1255,17	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en calentador de jugo alcalizado 1	547,93	W/m <sup>2</sup> .K
Velocidad del jugo en jugo claro	1,29	m/s
Velocidad del jugo en jugo 2	2	m/s
Velocidad del jugo en calentador de jugo alcalizado 1	1,96	m/s
Tasa de evaporación en vaso 2	22,07	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso1	15,93	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso3	21,47	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso4	24,39	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 5	27,1	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 6	31,06	kg/h.m <sup>2</sup>
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso2	1030,85	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso1	821,69	W/m <sup>2</sup> .K

Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso3	1151,65	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso4	2040,6	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso5	1396,05	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso6	661,16	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en turbo1	12,1	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en turbo 2	12,2	kg/kW.h

### **III.3 Análisis económicos.**

#### **III.3.1 Variables de entrada para el análisis económico.**

El software STA v4.1 nos da la posibilidad de realizar un análisis económico, el que puede ser de forma independiente para un DFI o de comparación entre un caso base y uno mejorado. A partir de este se muestran los Egresos e Ingresos que se tienen en cuenta en la determinación de los Flujos de Caja, lo que debe servir de guía, tanto para realizar el análisis económico como para orientarse en la búsqueda de alternativas.

En un central azucarero se tienen ingresos y egresos los cuales se muestran a continuación.

En el ingenio Antonio Sánchez se tienen las siguientes variables de ingreso y egreso del caso mejorado. Se muestran en las siguientes tablas III.8 y III.9

Tabla III.8 Ingresos del central Antonio Sánchez.

<b>Ingresos</b>		
<b>Concepto</b>	<b>Valor</b>	<b>%</b>
Azúcar	87833546,26	99,38
Bagazo	0,03	0
Cachaza	26526,73	0,03
Electricidad	326459,52	0,37
Miel	198318,38	0,22
Total	88384850,93	100

Tabla III.9 Egresos del central Antonio Sánchez caso mejorado.

<b>Egresos</b>		
<b>Concepto</b>	<b>Valor</b>	<b>%</b>
Agua tratada de reposición	16385,96	0,04
Caña	42000656,54	99,96
Electricidad	0	0
Petróleo consumido	0	0
Biomasa	0	0
Total	42017042,5	100

Como podemos observar en las tablas anteriores el ingreso mayor que tiene el central es por el concepto de venta de azúcar. El cual representa un 99,38 % del resto de las demás productos exportables. La electricidad vendida al sistema eléctrico nacional representa solo el 0,37 % de los ingresos. Mientras que la venta de la miel final es de 0,22 %. En nuestro caso el bagazo no se vende por lo que el central pudiera obtener más ingresos por este concepto.

Los egresos se comportan en el central de la siguiente manera, el 99,96 % de estos están dados por el concepto de compra de caña para la molida. El ingenio también tiene egresos de agua tratada de reposición, pues como este tiene déficit de condensados puros tiene que a ser esta compra para suplir las necesidades del proceso.

En el caso mejorado al aplicarse la valoración económica se obtuvo como resultado los mostrados en la tabla III.10 y III.11.

Tabla III.10 Ingresos del caso mejorado

<b>Ingresos</b>		
<b>Concepto</b>	<b>Valor</b>	<b>%</b>
Azúcar	87833546,26	98,26
Bagazo	485493,26	0,54
Cachaza	44211,22	0,05
Electricidad	824739,84	0,92
Miel	198318,38	0,22
Total	89386308,96	100

Tabla III.1 Egresos del caso mejorado.

<b>Egresos</b>		
<b>Concepto</b>	<b>Valor</b>	<b>%</b>
Agua tratada de reposición	16385,96	0,04
Caña	42000656,54	99,96
Electricidad	0	0
Petróleo consumido	0	0
Biomasa	0	0
Total	42017042,5	100

Los resultados del caso mejorado al realizarse el análisis económico se obtuvo como resultado que lo que ingresa el ingenio por concepto de venta de azúcar es del 98,26 % y el ingreso por venta de energía eléctrica aumento hasta 0,92 % por lo que se logra un aumento en estos indicadores.

### **Conclusiones Parciales Capítulo III.**

1. Las principales oportunidades de ahorro para aumentar la eficiencia a partir del análisis del caso base son:
  - Regular los Brix en los primeros vasos para reducir el vapor expulsado a la atmosfera.
  - Aumentar la capacidad de generación de los turbogeneradores para disminuir el vapor por la válvula reductora.
  - Incrementar la molida horaria a la capacidad nominal del central.

2. El análisis comparativo del caso mejorado respecto al caso base a partir de los indicadores dio como resultado que se incrementa la venta de electricidad al SEN en 5,85 kWh/t caña; el vapor expulsado a la atmosfera se reduce a cero y aumenta la producción eléctrica de la fábrica en 5,86 kW-h/t caña. Se logró disminuir el vapor que pasa por reductora.
  
3. Los resultados del análisis económico entre el base y el caso mejorado dio como resultado un incremento de 1 001 458,03 CUP. Por lo que es conveniente tener en cuenta las mejoras propuestas.

# *Conclusiones*



## Conclusiones

1. Las tendencias internacionales en la industria azucarera muestran un auge en la entrega de energía eléctrica a los sistemas eléctricos nacionales. En Cuba existe actualmente una capacidad instalada de 470 MW y se provee que lleguen en el 2030 a 755 MW con la instalación de 19 bioeléctricas en todo el país.
2. Las principales insuficiencias detectadas en el proceso de simulación del caso base del esquema térmico del central objeto de estudio son: Alto flujo de vapor expulsado a la atmosfera por la válvula de escape (13 %???) Elevado valor del flujo de vapor por válvula reductora. (18,68 %???) Reducida venta de energía eléctrica al SEN (6 kWh /tc molida)
3. La simulación del esquema térmico del Central Azucarero Antonio Sánchez, muestra que las potencialidades de mejorar energéticas de mayor efecto energético económico son: Dosificar los saltos de los valores de Brix en los cuerpos de la estación evaporadora; incrementar la generación eléctrica en los turbogeneradores; reducir la demanda de vapor en la fábrica; reducir el flujo de vapor en la válvula reductora.
4. Los parámetros económicos obtenidos en el caso mejorado muestran que el central puede lograr: ventas de azúcar por 87 833 546,26 CUP; ventas de bagazo por 485 493,26 y otras ventas que ofrecen un total de 89 386 308,96 CUP. Lo anterior genera ganancias respecto al caso base de 1 100 458,00 CUP, sin efectuar inversiones, solo con modificaciones en el régimen de operación

### **Recomendaciones**

1. Proponer a la dirección del central establecer el régimen de molienda en la norma potencial.
2. Explotar los equipos del proceso azucarero en el régimen que logran los indicadores del caso mejorado.
3. Incrementar la capacitación del personal de operación para logran un régimen de operación de mayor eficiencia energética.

# *Bibliografia*



## Bibliografía

- Acosta, K. A. F. (2013). *Evaluación técnico-económica de alternativas de adaptación tecnológicas para biorrefinerías en una industria de la caña de azúcar*. (Tesis de Grado), Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas.
- Almazán del Olmo, O. (2012). Apuntes para una estrategia en el desarrollo de la energética azucarera. *Revistas Anales de la Academia de Ciencia de Cuba*, 2(2).
- Amaya, D. S. (2014). *Análisis y optimización exergetica de una planta de cogeneración para la industria azucarera*. (Tesis de grado), Universidad tecnológica de pereira.
- Batule, E. (2011). *Operación, generación,co-generacion y uso del vapor en la industria del azúcar de caña*.
- Broadfoot, R. (2005). Design and Operating Criteria for Maximising the Benefit of Continuous Vacuum Pans. *Proceedings International Society of Sugar Cane Technologists Proceedings of the XXV Congress 25*, 31-40.
- Carabeo, J. L. Q. (2015). *Estrategia de gestión tecnológica para aumentar la generación electro energética en la UEB Central Azucarero Ciro Redondo García*. (Tesis de Maestría), Universidad Máximo Gómez Báez.
- Carvajal, A.Y. (2012). Metodología para la síntesis y diseño óptimo de plantas discontinuas.
- Cogeneración. (2015). Recuperado a partir de <http://www.asocana.org>
- Ensinas, A. (2006). Optimization of thermal energy consumption in sugar cane factories.
- González-Corzo, M. (2015). La agroindustria cañera cubana: transformaciones recientes.
- Gordis, C. (2014). Consideraciones para el análisis de riesgo en la integración de procesos para la conversión de fábricas de azúcar en biorefinerías. *Centro Azúcar*, 41(4), 41-49.
- Higa, M., Bannwart, A.C. & Zemp,R.J. (2009). Thermal integration of multiple effect evaporator in sugar plant. *Applied Thermal Engineering*, 29, 515-522.

- Recuperado a partir de doi: 10.1016/j.applthermaleng.2008.03.009
- Klemes, J. (2012). Industrial water recycle/reuse. *Current Opinion in Chemical Engineering*(1), 238-245. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.coche.2012.03.010>
- Lavarack, B. P. (2006). Pinch technology to reduce process steam consumption for raw sugar factories. *Application of energy integration techniques*, 28.
- Manual de como es el proceso azucarero*. (2010). Cogeneración.
- Marín, J. R. U. (2012). *Estudio Histórico -Tecnológico de la Producción de Azúcar de Caña: Aplicación al análisis desde la ingeniería industrial y la ingeniería grafica de las máquinas de vapor Fives-Lille y Mirrlees-Watson en la Costa Granadina*. (Tesis Doctoral), Universidad de Jaén.
- Moises Alves, G (2015). Surplus electricity production in sugarcane mills using residual bagasse and straw as fuel. *Energy*, 91, 751-757. Recuperado a partir de doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2015.08.101>
- Nebra, S. A. (2007). Design of Evaporation Systems and Heaters Networks in Sugar Cane Factories Using a Thermo-economic Optimization Procedure. *International journal of thermodynamics*, 10(3), 97-105.
- Pedraja, E. R. (2013). Integración de potencia y proceso en un ingenio productor de azúcar crudo. *Centro Azucar*, 40, 25-29.
- Pérez Ramos, D.L (2014). Integración de procesos y análisis de cogeneración en las producciones de azúcar y alcohol. *Centro Azucar*, 41(4), 50-58.
- Pérez, F. G. (2002). *Control operacional de algunos factores agroindustriales que afectan la cogeneración en ingenios azucareros*. (Tesis Doctoral), Universidad de Cienfuegos.
- Pérez, F. G. (2015). *La Cogeneración: Una tecnología de alta eficiencia energética*.
- Pina, A. E., Rodriguez-Chavez, F. M & Ensinas, V. A (2015). Reduction of process steam demand and water-usage through heat integration in sugar and ethanol production from sugarcane e Evaluation of different plant configurations. *Energy*, 1-18. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.054>
- Prashant Balpande, G. (2014). Heat Integration and Designing of Multiple Effects Evaporator. *International Journal of Scientific Engineering and Technology*

*Research*, 3(41), 8397-8400.

Rein, P. (2006). *Cane Sugar Engineering*.

Rein, P. (2011). *Good management practices manual for the cane sugar industry (final)*.

Rodríguez, G.Y. (2014). Optimización del sistema energético de un central azucarero para maximizar el excedente de bagazo. *Revista Avanzada Científica*, 17(1), 20.

Universidad de Ciencias Informáticas. (2013). Ayuda del Software Sistema Termoazúcar (STA) 4.1. La Habana: UCI-CUJAE.

Varbanov, P. S. (2014). Energy and water interactions: implications for industry. *Current Opinion in Chemical Engineering*, 15-21. Recuperado a partir de: doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.coche.2014.03.005>

Victoria, H. E. P. d. A. (2009). *El análisis de procesos y el empleo adecuado de la energía en la producción de azúcar crudo y electricidad en ingenios cubanos*. La Habana: Universitaria.

*Anexos*

## Anexos

**Anexo 1: Entrada de la caña al el tandem área de molida.**



**Anexo2: Batería de molinos del central.**



**Anexo3: Área de evaporación**



**Anexo4: Área de tacos y centrífugas.**



**Anexo 5: Reporte de indicadores globales del caso base.**

<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Bagazo sobrante % disponible	30,92	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	54,79	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	13,44	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	32,54	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	18,69	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	31,92	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	25,91	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	6,01	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	2,81	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	0	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	32,51	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	0	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	32,51	%
Rendimiento industrial	15,87	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	69,93	%

**Anexo 5: Reporte de indicadores globales del caso base. Continuación**

<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	10,05	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	36,81	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	46,85	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	13,72	%
Eficiencia térmica en base a vapor	50,27	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	63,99	%
Relación calor potencia	3,66	
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	45,58	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 1	80	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 2	60,14	%

**Anexo 6: Reporte de indicadores por área caso base.**

<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	46,31	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	16,23	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	108,63	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	384,41	%
Economía del área de evaporación	1,71	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	22,84	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	17,34	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	25,01	%

**Anexo 7: Reporte de indicadores por equipo caso base.**

<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Coeficiente de transferencia de calor calculado en calentador de jugo alcalizado 1	547,93	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en jugo 2	1255,17	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en jugo claro	652,44	W/m <sup>2</sup> .K
Velocidad del jugo en calentador de jugo alcalizado 1	1,96	m/s
Velocidad del jugo en jugo 2	2	m/s
Velocidad del jugo en jugo claro	0,82	m/s
Tasa de evaporación en vaso 2	26,93	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso1	29,36	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso3	15,55	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso4	17,82	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 5	20,05	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 6	23,55	kg/h.m <sup>2</sup>
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso 2	1275,08	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso1	1450,37	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso3	838,68	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso4	1536,05	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso 5	1047,23	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso 6	489,16	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en turbo1	12,1	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en turbo 2	12,2	kg/kW.h

**Anexo 8: Reporte de indicadores globales del caso mejorado.**

<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Bagazo sobrante % disponible	45,86	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42,94	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0,1	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	37,78	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	25,91	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	11,87	kW-h/t caña
Rendimiento industrial	15,87	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	54,8	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 1	80	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 2	29,61	%

### Anexo 9: Reporte de indicadores por área del caso mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	31,6	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	16,23	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	108,62	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	108,62	%
Economía del área de evaporación	2,5	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	22,84	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	29.9	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	31,18	%
Coeficiente de transferencia de calor calculado en jugo claro	815,56	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en jugo 2	1255,17	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en calentador de jugo alcalizado 1	547,93	W/m <sup>2</sup> .K
Velocidad del jugo en jugo claro	1,29	m/s
Velocidad del jugo en jugo 2	2	m/s
Velocidad del jugo en calentador de jugo alcalizado 1	1,96	m/s
Tasa de evaporación en vaso 2	22,07	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso1	15,93	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso3	21,47	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso4	24,39	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 5	27,1	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 6	31,06	kg/h.m <sup>2</sup>

**Anexo 10: Reporte de indicadores por equipo del caso mejorado. Continuación.**

<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso2	1030,85	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso1	821,69	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso3	1151,65	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso4	2040,6	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso5	1396,05	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso6	661,16	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en turbo1	12,1	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en turbo 2	12,2	kg/kW.h