

REPÚBLICA DE CUBA
MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR
UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS
FACULTAD DE INGENIERÍA



TRABAJO DE DIPLOMA

Título: “Potencialidades de mejoras del esquema térmico del central azucarero “Elpidio Gómez”.”

Autor: José Alberto López Morffi

Tutores: Ing. Reinier Jiménez Borges.

Dr.C José P Monteagudo Yanes.

Consultantes: Dr.C Héctor E. Pérez de Alejo Victoria.

MSc. Junior Lorenzo Llanes.

Cienfuegos

Curso 2015-2016

“Año 58 de la Revolución”

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

Pensamiento:

**"Debiera ser capítulo de nuestro evangelio agrícola la
diversidad y abundancia de los cultivos menores"**

José Martí"

AGRADECIMIENTOS

Agradecimientos:

Agradecimiento especial a mis tutores José P Monteagudo Yanes y Reinier Jiménez Borges

A: Rafael Álvarez Delgado

Frank Bastida Bernal

Héctor E. Pérez de Alejo Victoria

Junior Lorenzo Llanes

Al claustro de profesores que me formó, preparó y apoyó durante mi carrera.

DEDICATORIA

Dedicatoria

A mis padres por su amor, ejemplo, constancia y apoyo.

A mi hermano, por tener su propio punto de vista y hacerme pensar desde otro ángulo.

A mis amigos y a todo el que hizo posible este sueño.

RESUMEN

Resumen

El presente trabajo se realizó en el central "Elpidio Gómez". Se inicia con un análisis de la evolución de los esquemas térmicos involucrados en el proceso de producción del azúcar, así como los constantes cambios realizados en aras de aumentar la eficiencia y el ahorro de energía, buscando un excedente de energía eléctrica. Se analizó el estado actual de estos, enfocados en el aumento de la eficiencia y la cogeneración logrando un mayor excedente de energía eléctrica para ser vendida al Sistema Eléctrico Nacional. En el central azucarero "Elpidio Gómez" se realizó el levantamiento del esquema térmico existente. Se realizó un muestreo de los datos reales de operación, encontrándose un deficiente control de estos parámetros. Con los valores obtenidos se realizó la simulación en el Sistema Termo Azúcar, versión 4.1 en el análisis de caso base se registra un grupo de oportunidades de ahorro, de ella la primera es la expulsión de un 22 % de vapor a la atmosfera, con el consecuente gasto de agua y energía. Se aprecia la necesidad de regular los Brix de la estación evaporadora para reducir el consumo de vapor en el proceso de fabricación y aumentar las cargas en los turbogeneradores.

El caso mejorado muestra que la realización de las propuestas de mejoras contribuye a una mayor generación de energía eléctrica teniendo un incremento de 1,58 kWh/tc, la reducción a cero del vapor expulsado a la atmosfera y en general un incremento de 85 000 pesos/zafra dado por las medidas propuestas.

Abstract

The present work was carried out in the factory "Elpidio Gómez". It begins with an analysis of the evolution of the thermal outlines involved in the process of sugar production, as well as the constant changes carried out for the sake of increasing the efficiency and the energy saving, looking for an electric power surplus. The current state of these was analyzed, focused in the increase of the efficiency and the cogeneration achieving a bigger electric power surplus to be sold to the National Electric System. In the factory "Elpidio Gómez" was carried out the rising of the existent thermal outline. It was carried out a sampling of the real operation data, being a faulty control of these parameters. With the obtained values it was carried out the simulation in the Sistema Termo Azucar, version 4.1 in this analysis it registers a group of saving opportunities, the first one is the expulsion from 22% of vapor to the atmosphere, with the consequent expense of water and energy. The necessity is appreciated of regulating the Brix of the evaporator to reduce the consumption of vapor in the process of production and to increase the loads in the steam turbine.

The case improved sample that the realization of the proposals of improvements contributes to a bigger electric power generation having an increment of 1,58 kWh/tc, the reduction to zero of the vapor expelled to the atmosphere and in general an increasement of 85 000 CUP per harvest given by the measures proposals.

INDICE

Introducción.....	1
Capítulo I. Esquemas térmicos de los centrales azucareros. Estado actual y tendencias de mejora.	4
1.1 Evolución histórica de los esquemas térmicos de los centrales azucareros.	4
1.2 Estado actual y tendencias para el incremento de generación eléctrica.	8
1.2.1 Estado actual para el incremento de generación eléctrica.	8
1.2.2 Tendencias del incremento de generación eléctrica.....	11
1.3 Evolución de las máquinas en la tecnología azucarera.	13
1.3.1 Tipos de cambios en los molinos.	13
1.3.2 Tipos de cambio de la casa de calderas.	14
1.3.3 Tipos de cambio de las turbinas de vapor o turbogenerador.	19
1.3.4 Tipos de cambios en centrífugas.	21
1.3.5 Tipos de cambio en equipos de evaporación.	23
1.3.6 Tipos de cambio quipos para la cocción del jugo.	23
1.3.7 Intercambiadores de calor.....	24
1.4 Tendencias para un máximo de entrega de energía eléctrica al sistema eléctrico nacional.	25
Conclusiones Parciales.....	27
Capitulo II Descripción del esquema térmico y confección del Diagrama de Flujo de Información (DFI) y Diagrama de Flujo del Proceso (DFP) para el central Elpidio Gómez.....	29
2.1 Descripción del esquema térmico del CAI Elpidio Gómez.	29
2.2 Introducción al simulador Sistema Termo Azúcar (STA).....	30
2.2.1 Diferencias entre DFP y DFI.	31
2.2.2 Módulos empleados en la simulación del sistema termo-energético (STE) del Central "Elpidio Gómez"	34
Conclusiones parciales.	45
Capítulo III. Análisis de los resultados. Propuestas de mejoras.	47
3.1 Simulación del DFI del caso base. Análisis de resultados y propuestas de mejora.	47
3.1.2 Indicadores Globales.	47
3.1.3 Indicadores por área.	50
3.1.4 Indicadores por equipos.....	51
3.1.5 Propuestas para mejoras en el central.....	54
3.2 Caso mejorado, cambios en el DFP y en el DFI. Simulación y análisis de los indicadores.....	54
3.2.1 Cambios en el DFP.....	54

3.2.2 Cambios en el DFI.	55
3.2.3 Indicadores Globales del caso mejorado.	57
3.2.4 Indicadores por área	58
3.2.5 Indicadores por equipo.....	59
3.3 Análisis económico de la propuesta.	62
Conclusiones parciales.	64
Conclusiones generales.....	65
Recomendaciones	66
Bibliografía.....	67
Anexos.....	70

Introducción.

La energía eléctrica en Cuba actualmente se produce en plantas que emplean combustible fósil. El precio de los combustibles fósiles, así como la influencia negativa sobre el medio ambiente por emisiones de los gases de efecto invernadero, ha indicado la necesidad de desarrollar otras fuentes de energía. La biomasa de la caña de azúcar ofrece amplias posibilidades para producir esta energía con resultados económicos y ambientales positivos.

El proceso tecnológico para la producción de azúcar requiere de energía mecánica; su bajo consumo en comparación con las necesidades de energía térmica y su empleo a bajas presiones, determinan la posibilidad de implementar un sistema de cogeneración de energía mecánica, térmica y eléctrica. El consumo de energía eléctrica para los equipos motrices de una fábrica es del orden de los 15 a 35 kWh/tc.

La cantidad de energía eléctrica que se genera en una fábrica de azúcar de caña es suficiente para cubrir sus propias necesidades, pudiéndose obtener una cantidad adicional para su suministro a la red pública, así como satisfacer las necesidades de otras producciones como el alcohol.

Se muestran diversas posibilidades energéticas derivadas de la agroindustria azucarera y reflejadas en la disposición de combustibles sólidos como son los residuos agrícolas de la cosecha (RAC) y el bagazo de la caña, así como un combustible líquido, el alcohol y un combustible gaseoso, el biogás.

La obtención de los combustibles sólidos, líquidos y gaseosos de las producciones de azúcar y alcohol permite evitar la utilización de combustibles fósiles como la gasolina y el fuel oil y posibilita que no se envíen gases a la atmósfera que incidan sobre el efecto invernadero. Con este trabajo investigativo se busca elevar los beneficios económicos y tecnológicos con baja o prácticamente ninguna inversión y con ello dar respuesta al siguiente problema científico.

Problema científico: El esquema térmico del central Elpidio Gómez es el resultado de mejoras graduales para perfeccionar su tecnología azucarera y elevar su comportamiento energético. Sin embargo, no obedece a un trabajo sistemático que permita lograr un elevado rendimiento energético e industrial.

Hipótesis: El desarrollo de un proceso de mejoramiento energético del esquema térmico del central en estudio posibilitará determinar potencialidades de mejora energéticas con un elevado rendimiento energético y una baja inversión.

Objetivo general: Determinar las potencialidades de mejora energéticas, con un mínimo de inversiones y un máximo rendimiento energético, del actual esquema térmico del central azucarero Elpidio Gómez.

Objetivos específicos.

1. Conocer el estado actual y las tendencias de mejoras de los esquemas térmicos de la industria azucarera.
2. Realizar el levantamiento del esquema térmico del central en estudio y evaluar las insuficiencias y limitaciones.
3. Elaborar propuesta de mejoras energéticas del esquema térmico del central, auxiliado del software Sistema Termo Azúcar 4.1.(STA)
4. Realizar la evaluación económica de las propuestas de mejoras.

CAPÍTULO I

Capítulo I. Esquemas térmicos de los centrales azucareros. Estado actual y tendencias de mejora.

Introducción al capítulo.

En la actualidad el mundo azucarero se encamina a un mejoramiento de los esquemas energéticos y una elevación de los parámetros de funcionamiento con el fin de incrementar la generación de energía por tonelada de caña molida. El capítulo persigue conocer el comportamiento de tecnologías similares a las utilizadas en Cuba con el fin de tomar aquellas experiencias que pueden ser replicadas.

1.1 Evolución histórica de los esquemas térmicos de los centrales azucareros.

Las primeras formas de obtener azúcar eran muy simples, partían de la extracción con molinos de baja eficiencia, luego el jugo obtenido se evaporaba a fuego directo en recipientes abiertos, en los que se efectuaba una clarificación por medio de la adición de cal y floculantes de origen vegetal hasta obtener una cachaza que se extraía manualmente. Se mantenía el jugo ya clarificado a fuego lento hasta lograr una concentración entre 90 a 92° Brix y finalmente se dejaba enfriar naturalmente en moldes de formas diferentes y una vez frío el producto quedaba listo para su distribución y consumo. En el siglo XVIII se produjeron los primeros trapiches y en el siglo XIX con la revolución industrial se promovió un rápido cambio y 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. (Manual de la Industria Azucarera, 2010; Amaya, 2014)

En la figura 1.1 Se puede observar un central en plena molienda.



Figura 1.1 Vista desde fuera de un central azucarero. Fuente: (Amaya, 2014)

Esta industria permanecería sin muchos cambios apreciables hasta que le obligan a su reordenamiento en busca de soluciones que promuevan la reducción de los costos de producción, básicamente a partir de la elevación del rendimiento agrícola y la eficiencia industrial, así como la generación de excedentes de bagazo y electricidad para la venta a la red pública a partir de la cogeneración, como nuevos elementos que de alguna forma modificaron mucho los esquemas de proceso. Para lograr lo anterior fue necesario elevar el rendimiento agrícola mediante la aplicación de tecnologías modernas para poder reducir sus costos. (Manual de la Industria Azucarera, 2010) (Almazan del Olmo, 2012; Amaya 2014 & Ramos, 2014)

En la figura 1.2 se observa el esquema térmico de un central azucarero cubano de baja capacidad de molido, en este la presión del vapor directo es baja al igual que la presión de escape, los calentadores de jugo, el cuádruple efecto y los tachos reciben vapor de escape. La molido para la que fue diseñado es de 13.31 kg/s (1150 toneladas de caña por día), contaba con una presión de trabajo de la caldera de 1103,16 kPa (160 psi) y una temperatura de 479,15 K (206 °C).

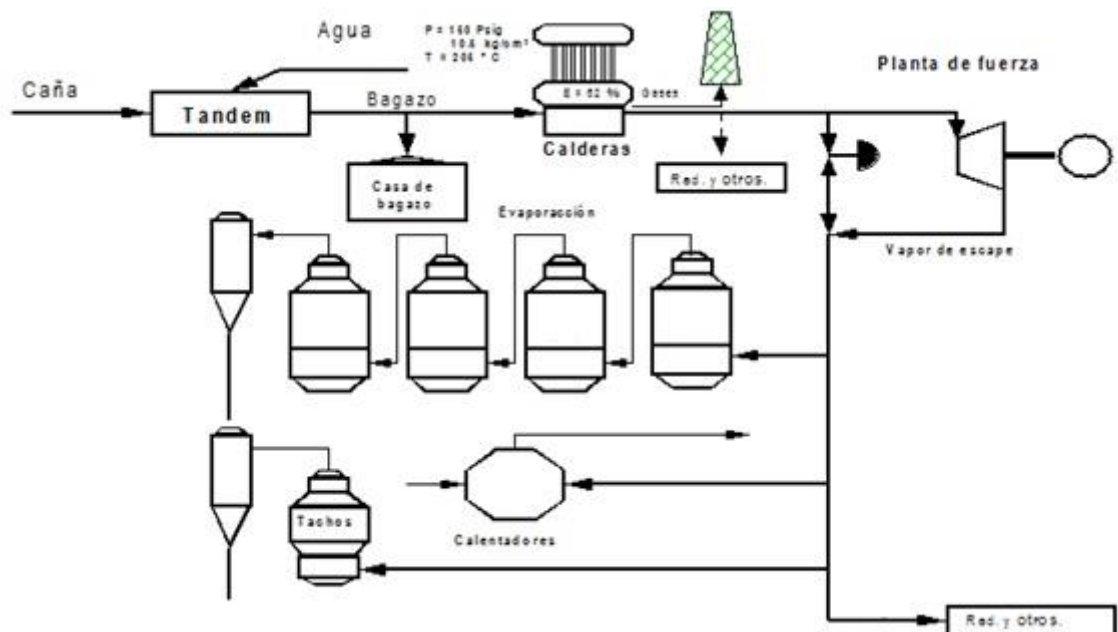


Figura 1.2 Esquema térmico cubano tradicional. Fuente (Manual de la Industria Azucarera, 2010)

En la industria azucarera es importante alcanzar altos niveles de eficiencia industrial a fin de poder retener en forma de azúcar la mayor cantidad de sólidos presentes en la caña. La industria, por mantener altos niveles de eficiencia, ha tenido que asimilar de forma escalonada un importante grupo de tecnologías, entre las que se destacan las siguientes:

- Preparación de la caña, diseño de diferentes tipos de cuchillas picadoras de caña, de desfibradoras y desmenuzadoras para lograr índices de celda rotas superiores al 85 %.
- Aumento de la presión hidráulica en molinos.
- Maceración combinada a partir del uso de agua de imbibición, a más del doble de la fibra, en el último molino y de las maceraciones en los antecesores con una temperatura superior a los 333,15 K (60 °C).
- Esquemas de uso del vapor para producir excedentes de bagazo para otras producciones y electricidad para la venta a la red pública. Al introducirse una nueva generación de calderas con flujos de vapor de 6,94 y 12,50 kg/s (25 y 45 ton/h) y presiones de 1 723,7 y 2 757,91 kPa (250 y 400 psig), pre evaporadores operados con vapores de hasta 206,84 kPa (30 psig) se logran esquemas eficientes de bajo consumo específico en proceso.

- Reducción de las retenciones en el proceso a partir de la calidad óptima de la caña y la rigurosa disciplina del proceso tecnológico.
- Introducción de fuertes procesos de purificación de jugos, meladuras y mieles, para la obtención de azúcares de alta calidad y blancos por un proceso directo. Llegando a clarificadores de menos de 1 hora de retención.
- Introducción de los 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.
- Centrifugas para masas comerciales de hasta 2 toneladas por carga de gran autonomía.
- Centrífugas continuas para masas de agotamiento de hasta 5,56 kg/s (20 ton/h) de masa que permiten la separación de la semilla con gran eficiencia.
- Elevación del nivel de automatización del proceso; lo que ha permitido reducir los tiempos de retención y lograr la estabilidad en los parámetros. Se destacan entre ellos la molienda horaria del tándem, temperatura y flujo del agua de imbibición, PH del jugo clarificado, temperatura del jugo alcalizado, nivel de jugo en los pre evaporadores, cocción automática en tachos, control de entrada de bagazo, presión y salida del vapor en las calderas, así como otros. (Manual de la Industria Azucarera, 2010)

En la figura 1.3 se observa un esquema moderno utilizando varias de las tecnologías antes mencionadas.

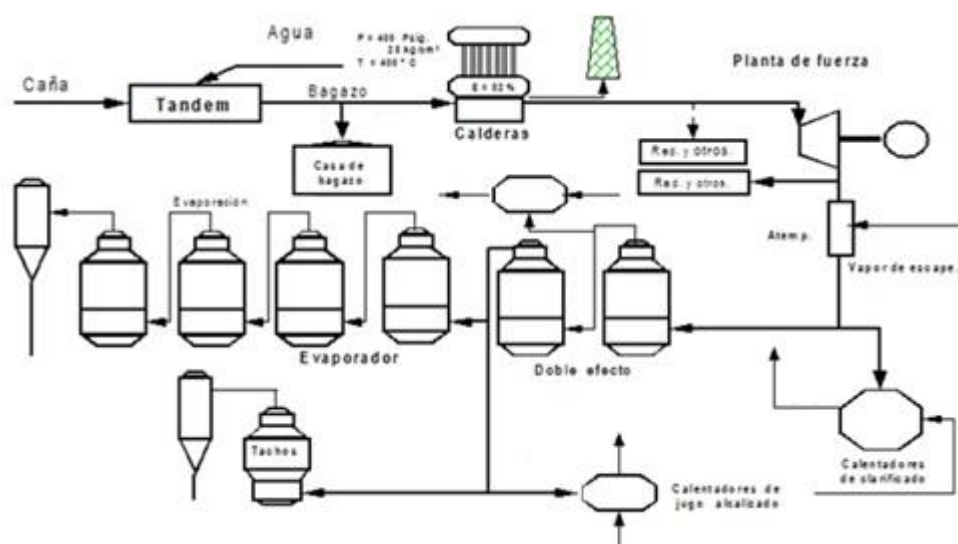


Figura 1.3 Esquema que utiliza altas presiones y temperaturas (Manual de la Industria Azucarera, 2010)

1.2 Estado actual y tendencias para el incremento de generación eléctrica.

1.2.1 Estado actual para el incremento de generación eléctrica.

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 ésta se cultiva y puede sustituir gran parte de la electricidad que se consume en países donde es predominante la producción de caña de azúcar. El potencial para la exportación de electricidad a partir de la caña de azúcar es grande, la mayoría de las fábricas de azúcar del mundo sólo generan suficiente electricidad para abastecer sus necesidades propias, por lo tanto, la cantidad de electricidad exportada mundialmente a partir del bagazo, es menos que 1 TWh anual, valor que se queda muy por debajo de lo posible. La mayoría de las fábricas que no se ocupan de maximizar su generación de electricidad para exportar tienen sus capacidades de generación justas para lograr dos objetivos básicos: (Pérez, 2015)

1. Satisfacer la demanda de vapor.
2. Satisfacer la electricidad para el proceso de la caña de azúcar.

Los requerimientos de electricidad para las fábricas de azúcar son típicamente del rango de 15-35 kWh/tc y por lo tanto, las fábricas que no exportan electricidad, solo tienen la capacidad suficiente para satisfacer los requerimientos de electricidad justos y esto lo hacen generalmente con unidades ineficientes. Hay fábricas de azúcar que se esfuerzan por maximizar la

producción de electricidad y la exportación de ésta, operando con grandes y eficientes sistemas de cogeneración, mientras que las fábricas con ineficientes sistemas de cogeneración tienen típicamente 6 generadores de vapor como promedio operando a una presión de 1 000 a 3 000 kPa y capacidades en los turbogeneradores para producir de 5 a 20 kWh/tc, las fábricas con grandes sistemas de cogeneración tienen 1 ó 2 grandes generadores de vapor operando a 5 000 kPa y capacidades en los turbogeneradores promediando los 90 kWh/tc. En la mayoría de los países de 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 son las prioridades que dan la mayoría de los países a la energía eléctrica obtenida por cogeneración y especialmente las que utilizan recursos energéticos renovables. (Pérez, 2002). (García, 2014)

Desde la década de 1920, la cogeneración eléctrica en los centrales azucareros cubanos ha representado una fuente significativa de suministro, 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 caldera 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. Estas variantes dependían también de la presión y temperatura del proceso, cogenerándose entre 25 y 40 kWh/tc con presiones de vapor y temperaturas bajas, y 80 kWh/tc 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 kWh/tc solo que de esta forma requiere inversión. (Corzo, 2015)(Espinosa, 2013)(Pérez, 2015).

Antes de 1959 Cuba contaba con 159 centrales azucareros. De ellos, 119 tenían plantas eléctricas y existían instalados 292 turbogeneradores con una potencia total de 275 MWh, más una potencia adicional de 36 MWh, dada por 95 generadores eléctricos movidos por máquinas de vapor, para una capacidad total de 317 MWh. En la zafra de 1959, la cogeneración alcanzó 391 GWh, de

una potencialidad de 664 GWh, para un 58% de aprovechamiento de la capacidad instalada con un índice de 10,7 kWh/tc. (Corzo, 2015)

La cogeneración recibe el impulso técnico más importante en los años 80, con la aplicación de las turbinas aeroderivativas en la generación de energía eléctrica. Desarrollo de calderas recuperadoras con presiones múltiples, así como la gasificación de combustibles, el desarrollo de tecnologías de cogeneración tipo paquete y la introducción de la aplicación del ciclo combinado. Se desarrollan nuevos materiales de alta resistencia mecánica para la fabricación de álabes de turbinas y se emplean materiales cerámicos de alta resistencia térmica en la construcción de cámaras de combustión. Se logran rendimientos en las turbinas de gas de hasta 35 % (vs 15 y 20 % obtenidos en los años 60) y se mejoran los ciclos termodinámicos tradicionales. El desarrollo de los motores de combustión interna con motores altamente eficientes, alcanzando rendimientos del orden del 40 %.(Pérez, 2015).

En la figura 1.4 se muestra una turbina aeroderivativa.

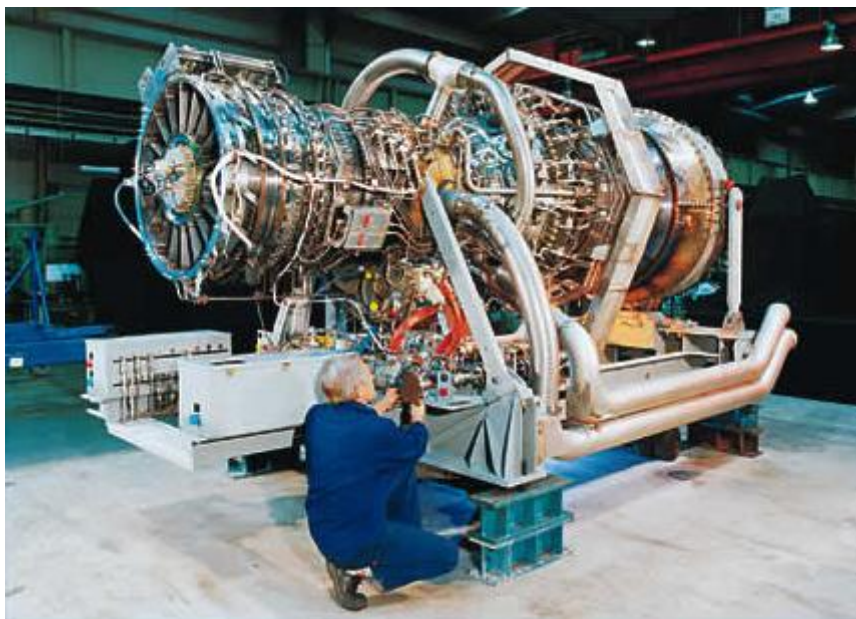


Figura 1.4 Turbina aeroderivativa. Fuente: Varbanov, 2014

A finales de los años noventa, el sector contaba con 156 centrales. De ellos, 150 tenían plantas eléctricas y 331 turbogeneradores instalados, con una potencialidad de 726 MWh. De estas plantas, 74 estaban conectadas al SEN, alcanzándose en 1991 una generación total de 1 262 GWh, de 1 680 GWh

potencial, para un aprovechamiento del 75% de la capacidad instalada y un promedio de 17.5 kWh/tc. (Corzo, 2015)

En Cuba se realizó un proceso de restructuración 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 1 765,20 kPa (256 psi) y el 20% restante a presión de 2 745,86 kPa (398,3 psi). 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/tc 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. (Corzo, 2015)

1.2.2 Tendencias del incremento de generación eléctrica.

La cogeneración cubre actualmente más del 9% de la potencia eléctrica total producida en el mundo, con un impacto económico probablemente superior. La necesidad de reducir la dependencia de la volatilidad de precios en combustibles fósiles, impulsa los programas de cogeneración en el mundo por lo que 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, en este escenario la cogeneración superará el 17%. Para EEUU, actualmente, un 8% de la electricidad generada se realiza en régimen de cogeneración según datos de la Agencia Internacional de Energía (AIE), 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 que son Dinamarca, Finlandia, Rusia, Letonia y Holanda, en un segundo grupo de países esta participación se encuentra en el rango del 10% al 20% y los países son Hungría, Polonia, República Checa, Austria, China y Alemania. (Pérez, 2015).

En América Latina el porcentaje de la electricidad generada en instalaciones de cogeneración es muy bajo, se destacan México y Brasil con una participación

menor a 5%, así como algunos países del Caribe y Centroamérica. En Cuba el 4 % de la energía es por cogeneración en ingenios azucareros, utilizando el bagazo como combustible y con tecnologías de turbinas de contrapresión exclusivamente. En el 2005 en México, el 6% del total de la energía generada se generó en plantas de cogeneración. En Colombia en el 2014 se incrementó la capacidad de cogeneración instalada a 215 MW, hoy en día venden un excedente de 68 MW y se estima que para el 2018 el sector alcanzará una capacidad de cogeneración de unos 369 MW de los que podrían vender a la red aproximadamente 163 MW. La Agencia Internacional de Energía (IEA) proyecta que para 2030, la participación de la cogeneración dentro de la generación se incrementará a 28% y 26% en China e India, respectivamente.

Para Cuba la biomasa cañera ofrece amplias posibilidades para producir cantidades adicionales de energía eléctrica, a partir de satisfacer sus propias necesidades, se pudiera producir más de 100 kWh/tc con resultados económicos y ambientales positivos, con la utilización de calderas de vapor de media y alta presión. La producción de energía a partir de ella contribuye a la independencia energética del país.

Con el empleo de esta y otras biomasas, se lleva a cabo un proceso inversionista en estudio para la instalación de unos 755 MW de potencia eléctrica hasta el año 2030 en áreas energéticas de 19 fábricas de azúcar. La implementación de estas capacidades permitirá un aumento de la contribución de la energía eléctrica producida a partir de esa agroindustria desde un 3.5 % en el actual año hasta un 14 % en el año 2030 o sea, un incremento de 4 veces, que evitaría el uso de combustibles fósiles y la no emisión de gases de efecto invernadero a la atmósfera. (Delgado, 2015)

1.3 Evolución de las máquinas en la tecnología azucarera.

1.3.1 Tipos de cambios en los molinos.

Los indígenas implementaron topologías de trituradoras de caña mediante el empleo de palancas. El molino de caña es un mecanismo que ha sido utilizado por el hombre desde hace mucho tiempo. Se tiene constancia de que, en Sicilia, en 1449, se instalaron los primeros molinos. En 1871 Rousselot diseñó el modelo de molinos que ha sido la base de los molinos actuales. El molino cañero surgió mucho antes que se desarrollaran las teorías que rigen el funcionamiento de los mecanismos y las máquinas, lo cual explica por qué dichas teorías no se hayan aplicado en forma consecuente hasta el presente. Este mecanismo ha transitado como fundamental a través de la historia de la industria azucarera, adquiriendo transformaciones empíricas hasta convertirse en el molino actual, sin que la ciencia que estudia el comportamiento de los mecanismos y las máquinas haya intervenido en estas transformaciones, debido, fundamentalmente, a la aparente sencillez de su funcionamiento, sus bajas velocidades de operación, grandes dimensiones, y otros factores no técnicos. En la figura 1.5 se muestra un molino tipo Fletcher Smith.



Figura 1.5 Molino Fletcher Smith.(Rein,2006)

Los primeros molinos eran en un principio de tracción humana y posteriormente cambiaron a una tracción animal y su orientación era vertical, con tres cilindros en línea. También existían tipologías de molinos de masas horizontales. A estos molinos se denominaban molinos de sangre. Para la producción cañera era necesario el complemento de la producción pecuaria. Las actividades de cultivo, recolección y molienda demandaban de fuerzas mucho más potentes que la humana, la cual resultaba ineficiente como elemento de tracción para al aumentar la producción y el requerimiento de las maquinas. La utilización de bueyes y mulas para accionar las masas del trapiche, era una necesidad imprescindible en el proceso productivo, estos requerían de la manipulación de 3 operarios, la dificultad en su operación se daba a la falta de mecanismos de transformación de fuerzas y movimiento independiente de los cilindros. (Marín, 2012)

Posteriormente, a fin de una mayor eficiencia en la extracción, se cambió el orden de las masas a horizontales con una masa superior y dos en la parte inferior, se le atribuye a Sematon haber sido el primero en disponer tres rodillos horizontales en la forma triangular actual. Con la llegada de la revolución industrial fueron incorporados a los ingenios trenes de molinos de vapor también llamados molinos de fuego, los cuales eran de mayor capacidad y ofrecían una mayor eficiencia (Marín, 2012)

1.3.2 Tipos de cambio de la casa de calderas.

Durante las dos primeras décadas del siglo 20, la presión y temperatura se incrementaron hasta 1 896,06 kPa (275 psi) y 566,48 K (293 °C) respectivamente. En 1921, se puso en operación calderas de 3 102,64 kPa (450 psi) y 616 K (343 °C) de temperatura. El vapor se recalentaba a 533 K (260 °C) y se usó agua de alimentación que se calentaba a 422 K (148°C). En 1924, se fabricaron calderas a 3 792 kPa (550 psig) y 658 K (385°C) y el vapor se recalentaba a 644 K (371 °C). En 1925, se fabricaron calderas de 8 273 kPa (1 200 psig) y 644 K (371 °C) con vapor recalentado a 644 K (371 °C). En la década del 1920 ocurrieron otros cambios en el diseño y construcción de las calderas, a medida que se incrementaban las estaciones de generación eléctrica la práctica fue incrementar el número de calderas. Este procedimiento eventualmente mostró ser antieconómico y en su lugar las calderas empezaron a construirse

más grandes. Pronto, sin embargo, el tamaño hacía que los hornos existentes y métodos para quemar el carbón tal como los Stokes 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. Los primeros hornos con paredes de agua se aplicaron a las calderas de diseño existente con su sistema de circulación esencialmente independiente de la circulación de la caldera. En los primeros años de la década de 1930, nació un nuevo concepto en el cual la superficie enfriada por agua del horno se unió de forma que es parte integral de la unidad de caldera o Generador de Vapor (GV). La necesidad del incremento del uso de las calderas para propósitos industriales combinada con el incremento de los costos de montaje del equipo condujo en los años 1940 a la construcción de la caldera compacta o ensamblada, las cuales se fabrican en capacidades hasta de 43,89 kg/s (158 t/h) a 8 963 kPa (1 300 psig) y a temperaturas de 755 K (482 °C). (Batule, 2011). En la figura 1.5 se puede observar el diseño general de un Generador de Vapor bagacero

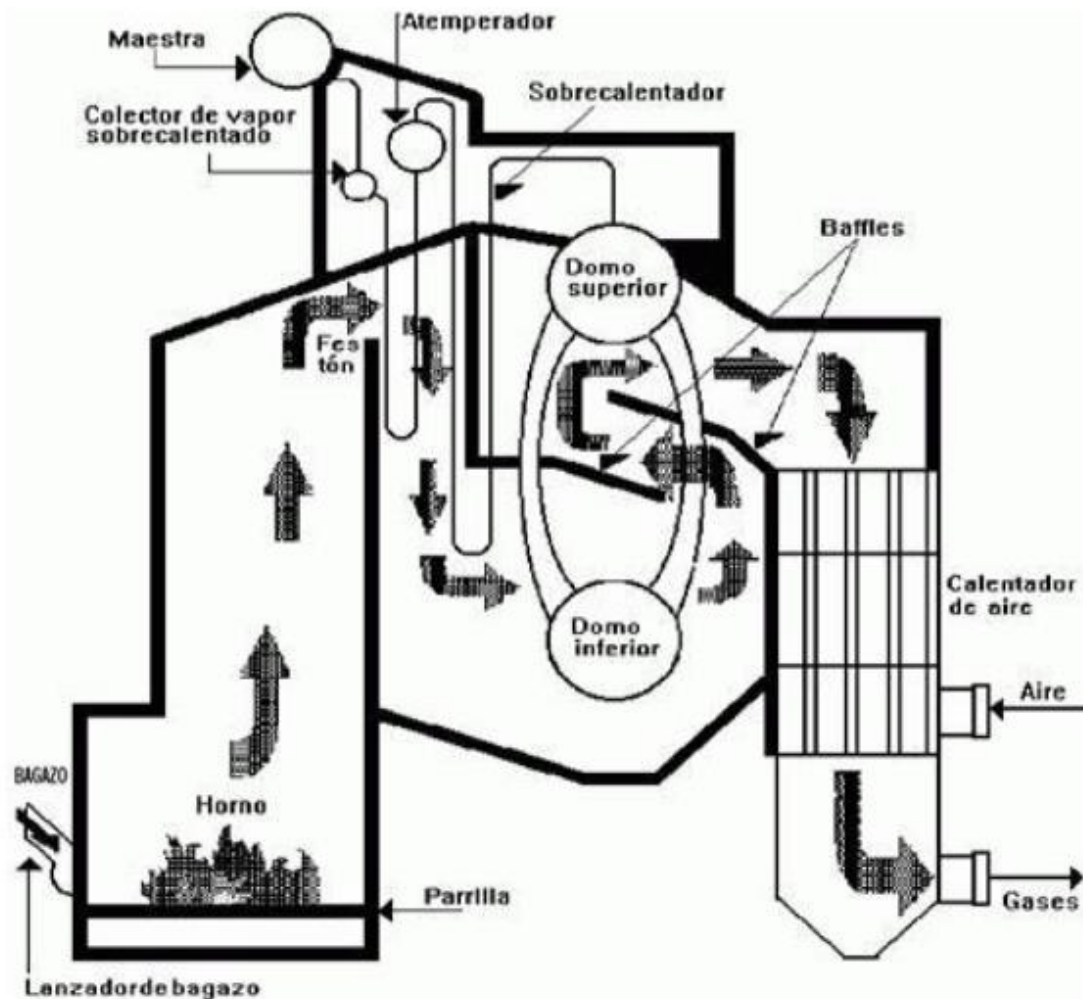


Figura 1.5 Diseño general de una caldera acuotubular que opera con bagazo como combustible. Fuente (Victoria, 2009)

En los últimos avances en las calderas 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 de la caldera se reemplazaron por una superficie adicional de sobrecalentamiento. Como resultado de esos avances, las unidades de calderas para presiones del vapor por encima de las 8 273 kPa (1 200 psig) consisten esencialmente de hornos con paredes de agua con tubos, sobrecalentadores, y recuperación de calor, tales como economizadores y calentadores de aire. Un avance importante en el progreso hacia la producción de electricidad al más bajo costo posible fue la exitosa operación en 1957 de la primera unidad para operación a una presión

de vapor por encima del valor crítico 22 118 kPa (3 208 psig) en la planta Philo de la Ohio Power Company. A esta caldera se le llamo de presión universal y fue construida por la B&W generando 85 kg/s (306 t/h) 31 026 kPa (4 500 psig) y un sobrecalentamiento a 1 150°F con dos recalentadores a 894 K (621 °C) y 810 K (537 °C). A la caldera se le llamo de presión universal porque puede ser diseñada para operación subcrítica o supercrítica, siendo capaz de una rápida carga, obteniéndose una razón de incremento de carga hasta de un 5% por minuto. Aunque este tipo de máquina no es aplicación inmediata en la industria azucarera.

En la figura 1.6 se observan una caldera o GV.



Figura 1.6 Vista exterior de un generador de vapor. Fuente:(Victoria, 2009).

Es de resaltar, que el diseño de las calderas ha avanzado a través del tiempo con el fin de optimizar la operación, el mantenimiento y el costo efectivo del grupo generador de vapor. Algunas de las mejoras más significativas se nombran a continuación:

- Aumento de la presión y temperatura de generación para incrementar la potencia de generación eléctrica.

- Disminución de la erosión en los tubos debido a velocidades altas en gas, cambiando los bancos de convección multipasos a banco de convección simple.
- Domos de presión más largos con el fin estabilizar el control de nivel del agua-vapor

Estos cambios están relacionados, al rumbo que ha tomado el mercado de la generación de energía eléctrica del ciclo de cogeneración, donde la potencia excedente del sistema es entregada al sistema eléctrico nacional, por consiguiente el diseño de las calderas de vapor requieren cambios en el tamaño del hogar, al área de transferencia de las partes de convección, como el economizador y la necesidad de utilizar más de dos sobrecalentadores para alcanzar el estado de vapor sobrecalentado y de esta manera, dar respuesta rápida a los cambios de régimen de operación de la caldera, ya que esta supe de vapor a un proceso productivo de azúcar que incluye muchos equipos por baches como lo son los tachos, además de equipos que requieren una demanda eléctrica grande que entran y salen constantemente del sistema como los motores eléctricos de las centrifugas de azúcar y molinos. (Amaya, 2014)

Las eficiencias para calderas de última generación han mejorado ostensiblemente, en virtud a que la energía de los gases de combustión, se utilizan para calentar el agua de alimentación, con la implementación de economizadores. Además, se aumenta la temperatura del aire del tiro forzado mediante calentadores de aire primario y secundario. Se han conseguido mejoramientos en la combustión del bagazo con parrillas rotativas pinole o de lecho fluidizado, ofreciendo eficiencias de conversión del 97%, entre muchas otras implementaciones de instrumentación y control que estabilizan la operación de la caldera. Todos estos con el fin de reducir la temperatura desde la combustión dentro del hogar de 1 208,15 ó 1 258,15 K (935 ó 985 °C), a 408,15 K (135 °C) en la salida de la chimenea. (Amaya, 2014)

Otro aspecto relevante, está relacionado con el número de domos utilizado en las calderas de biomasa, lo cual representó un avance significativo para la industria azucarera, ya que al inicio se tenían diseños de calderas con tres

domos, lo cual en la mayoría de los casos no permitía generar vapor a más de 16,67 kg/s (60 t/h) con presiones de vapor de 3 000 kPa (435 psi) presentando problemas de mantenimiento y partes de gran tamaño. Con el tiempo y la innovación tecnológica, se desarrolló calderas típicas para la industria azucarera de domos de vapor de gran diámetro y longitud, con el fin de absorber los cambios de carga en el sistema generador de energía eléctrica, al igual que el régimen de demanda de vapor al proceso, marcando una diferencia con los equipos que operan para centrales termoeléctricas.

Los generadores de vapor empleados en la industria azucarera mundial actual tienen capacidades nominales hasta de 33,33 kg/s (120 t/h) con presiones de 4 053,00 a 6 079,50 kPa (587,84 a 881,75 psi), lo que responde a la tendencia internacional iniciada hace más de 20 años, de racionalizar fábricas pequeñas e ineficientes sustituyéndolas con ingenios de mayor capacidad y que puedan producir simultáneamente etanol, electricidad y azúcar, en estos momentos única vía para lograr la competitividad internacional de la agroindustria azucarera.

1.3.3 Tipos de cambio de las turbinas de vapor o turbogenerador.

Una turbina de vapor puede definirse como un aparato que convierte la energía térmica del vapor en energía mecánica. La teoría básica del proceso que lleva a cabo la turbina es simple y antiquísima. La energía térmica absorbida por el vapor al recibir calor de una fuente de energía se convierte en energía cinética al pasar por una tobera que imparte velocidad al vapor. La energía cinética se convierte en energía mecánica al impulsar un alabe. Cuando una serie de alabes se emplazan en un rotor, el movimiento de los mismos se transmite al eje, el cual produce trabajo al ser acoplado a la máquina accionada. (Batule, 2011)

Prácticamente la industria cubana solo posee turbogeneradores a contrapresión mientras que en la industria mundial actualmente utiliza de extracción – condensación.

En la turbina de extracción – condensación, la extracción de vapor que va al proceso se condensa a una presión relativamente alta y el salto entálpico no es grande; pero el resto del vapor va al condensador de superficie. Esto hace muy atractivo si el objetivo es generar grandes cantidades de electricidad al SEN

durante todo el año. Aunque tienen el inconveniente de que el costo de uno de estos equipos es aproximadamente 10 veces mayor que el de la turbina de contrapresión de similar potencia. (Victoria, 2009)

En la figura 1.7 se observa el turbogenerador más usado en Cuba.



Figura 1.7 Turbogenerador de contrapresión. Fuente: (Victoria, 2009)

Con una turbina de contrapresión el vapor que no se condensa en el proceso obligatoriamente es expulsado a la atmósfera, lo que es ambientalmente inaceptable y se debe evitar a toda costa pues además equivale a pérdidas de energía, masa y al incremento de los costos internos de operación. La expulsión de vapor a la atmósfera es un signo inequívoco de la falta de coordinación entre los que operan las áreas que consumen vapor directo y donde se emplea el vapor de escape y en algunos casos a políticas de estímulo a aumentar la producción eléctrica no controlada adecuadamente. (Victoria, 2009)

1.3.4 Tipos de cambios en Centrífugas.

La centrifuga 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 pailones, 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 dentro del cilindro de fundición, por donde se vertía la mezcla de azúcar cristalizada y mieles provenientes del 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 mieles se recogían en un depósito inferior, pudiendo volver a ser cocidas y posteriormente ser sometidas a una segunda o tercera centrifugación (Marín, 2012). En la figura 1.8 se observa una centrifuga de última tecnología.

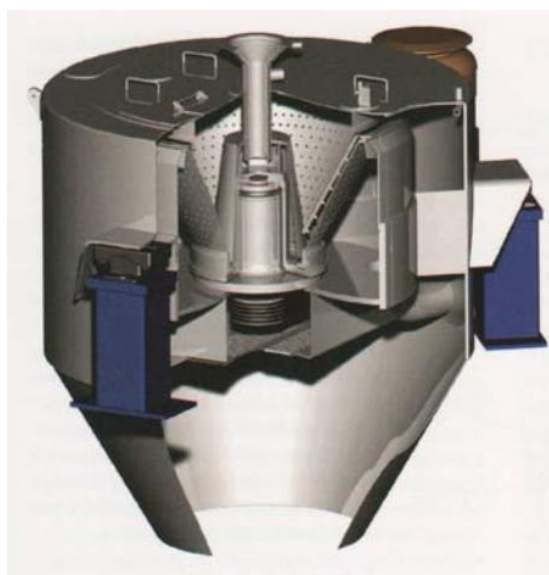


Figura 1.8 Centrifuga continua de última tecnología. Fuente (Rein, 2006)

Primeramente, las turbinas eran conos efectuando la descarga manualmente, lo cual hacía del proceso que fuera mucho más laborioso y costoso. A principios del siglo XX se introdujeron centrífugas más avanzadas tecnológicamente

movidas por motores eléctricos independientes que realizaban la descarga de las mieles automáticamente, por lo que se economizaba bastante el proceso. La industria azucarera con el paso del tiempo ha modificado las centrífugas discontinuas aplicando la experiencia adquirida y la más moderna tecnología mostrando sus grandes ventajas.

- Caudal hasta un 8% más alto.
 - Capacidad máxima de procesamiento de 2 240 kg de masa por carga y hasta 28 ciclos por hora.
 - Alta capacidad de procesamiento con una delgada capa de torta (0,23 m), lo que da excelentes resultados en todas las condiciones de operación.
 - Tiempo de descarga extremadamente corto gracias al nuevo descargador de un solo eje, sin movimiento vertical y a toda la altura de la canasta, lo que significa más ciclos por hora.
 - Residuo de azúcar mínimo en la canasta para obtener el máximo rendimiento.
 - Nuevo separador de mieles mejorado, sin elementos mecánicos internos.
 - Mayor vida útil de la canasta mediante orificios elípticos.
 - Panel de control sensible al tacto de Siemens, con dispositivo de enfriamiento.
 - Puntos de lubricación fácilmente accesibles desde el exterior.
 - Máquina completamente ensamblada en fábrica para ahorrar costos de instalación en el Ingenio.
 - Diseño y construcción de componentes principales cumpliendo las normas internacionales más estrictas.
 - Seguridad incrementada gracias a un control a prueba de fallos.
 - Todas las partes en contacto con el producto, en acero inoxidable.
 - Freno de emergencia encapsulado, evita contaminación del producto.
- (Manual de la Industria Azucarera, 2010)

1.3.5 Tipos de cambio en equipos de evaporación.

En 1845 Norbert Rillieux instaló en Louisiana el primer evaporador de múltiple efecto al vacío, perfeccionando un modelo basado en el patentado por Howard y cuya diferencia que 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 calderas por donde circulaban los jugos azucarados y los vapores que lo calentaban. Este mecanismo consistía en colocar tres calderas 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 353,15 K (80 °C), siendo el vapor resultante aspirado por la siguiente caldera y el ésta por la tercera, hirviendo el jugo entre 323,15 y 333,15 K (50 y 60 °C) 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 las calderas. 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 1.9 se puede observar un vaso evaporador.

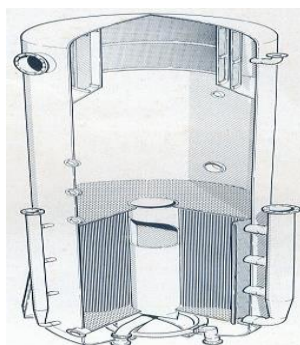


Figura 1.9 Vaso evaporador. Fuente: (Victoria 2009)

1.3.6 Tipos de cambio quipos para la cocción del jugo.

Los tachos eran cuerpos cilíndricos de cobre independiente tras su invención en cuyo interior se encontraban calandrias o serpentines por los que circulaba vapor proveniente del generador de vapor de éste. Utilizaban el mismo principio básico

de los evaporadores como procedimiento para acabar con la concentración del jugo por ebullición, hasta la fase en la que éste no tuviese la cantidad de agua suficiente para mantener disuelta el agua y precipitarse parcialmente en estado cristalino, aunque con la diferencia de no reutilizar el vapor producido por la ebullición del jugo siendo eliminado por una columna de condensación. En la figura 1.10 se muestra la batería de tachos en la industria azucarera cubana.



Figura 1.10 Tachos en la industria cubana. (Victoria 2009)

Además de los tachos al vacío están los continuos, alcanzan un uso más efectivo de la capacidad volumétrica instalada que los tachos de carga. Este beneficio, acoplado con otras ventajas del mejoramiento en el rendimiento del agotamiento, operación consistente, supervisión reducida por los operadores y menor consumo de vapor hace que el tacho continuo sea una proposición económicamente atractiva. Sin embargo, existen ciertos puntos en el diseño y la operación los cuales deben evitarse si se quiere alcanzar un beneficio pleno.

1.3.7 Intercambiadores de calor.

Los Intercambiadores de Calor son mayormente empleados para calentar el jugo alcalizado (jugo mezclado + lechada + filtrado) y el jugo claro. El vapor de calentamiento puede provenir de la línea general de escape, lo que debe reducirse a un mínimo pues es la manera menos eficiente de usarlo, o de extracciones de las evaporaciones de los diferentes vasos dependiendo del esquema calentamiento - evaporación en el sistema termo energético. En este último caso mientras más extracciones se hagan y estas estén lo más próximas al final del múltiple efecto mucho mejor. En la figura 1.10 se muestra los

calentadores típicos de los centrales cubanos, llamados en el argot azucarero Webre debido a su creador. (Victoria, 2009)

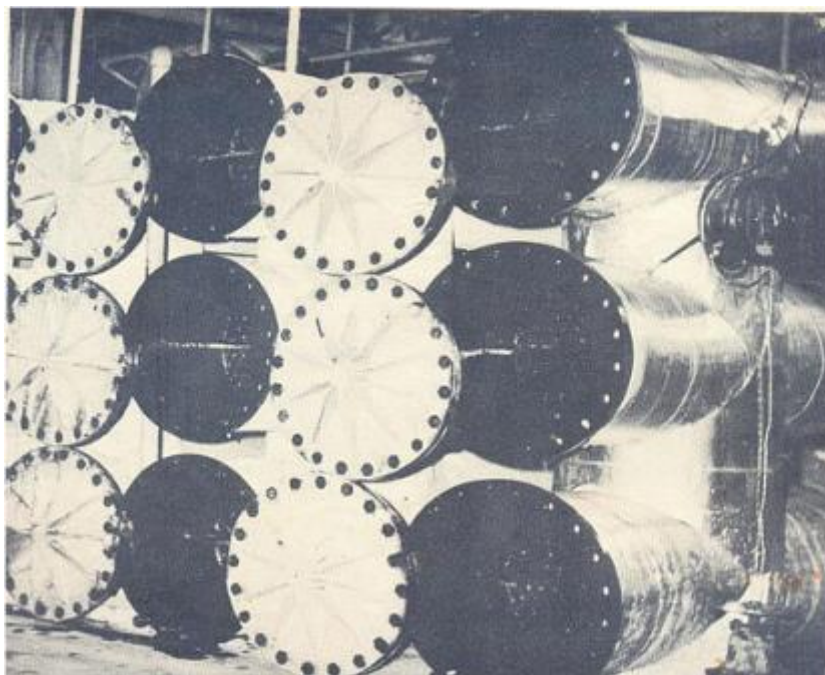


Figura 1.10 Banco de calentadores Webre. (Victoria, 2009)

1.4 Tendencias para un máximo de entrega de energía eléctrica al sistema eléctrico nacional.

El sector azucarero cubano actualmente tiene dos prioridades fundamentales que son: Aumentar la producción de caña lo que enmarca el aumento de la productividad agrícola, renovación y ampliación de áreas de cultivo de caña e inversiones en riego y sistemas de cosecha. Este es el primer aspecto, en segundo lugar, tenemos la diversificación de la producción o sea de energía, alimento animal, otros derivados, alcohol, sorbitol y bioproductos

Como podemos observar la energía está presente dentro de la segunda prioridad en el sistema azucarero cubano lo que pretende mejorar en lo siguiente:

- Disminución de los consumos de vapor y electricidad.
- Uso de Residuos Agrícolas de Cosecha (paja de caña) y otros localmente disponibles. Generación fuera de zafra con turbogeneradores a condensación.
- Generación de vapor a alta presión utilizando Bioeléctricas. Utilizar esquemas de generación a altas presiones para incrementar la generación de 35-40 kWh/tc a más de 100 kWh/tc.

- Precios de venta de la electricidad para incentivar las inversiones 100-150 CUC/MWh

En la Conferencia Nacional de Ciencia, Tecnología e Innovación se indicó que las proyecciones futuras son elevar seis veces la participación de las fuentes renovables en la matriz energética de Cuba hacia 2030. Cuba desarrolla un programa para impulsar esas fuentes, que elevarán su presencia hasta un 24 % en la generación eléctrica del país. El cumplimiento de este plan significará la reducción de la emisión en alrededor de seis millones de toneladas anuales de dióxido de carbono (CO₂) a la atmósfera, así como de los costos de la producción de energía en Cuba, un tema necesario para el desarrollo del país. Este proyecto implica la construcción en el archipiélago cubano de 19 bioeléctricas aledañas a centrales azucareros con una potencia de 755 MW, así como otras fuentes renovables. En la figura 1.11 se observa la ubicación de estas bioeléctricas. En la 1.12 la generación y entrega en la zafra 2014-2015 el central Elpidio Gómez no está pues estuvo fuera de servicio desde el 2008 hasta el 2015.



Figura 1.11 Ubicación de las 19 bioeléctricas. (Empresa azucarera Cienfuegos)

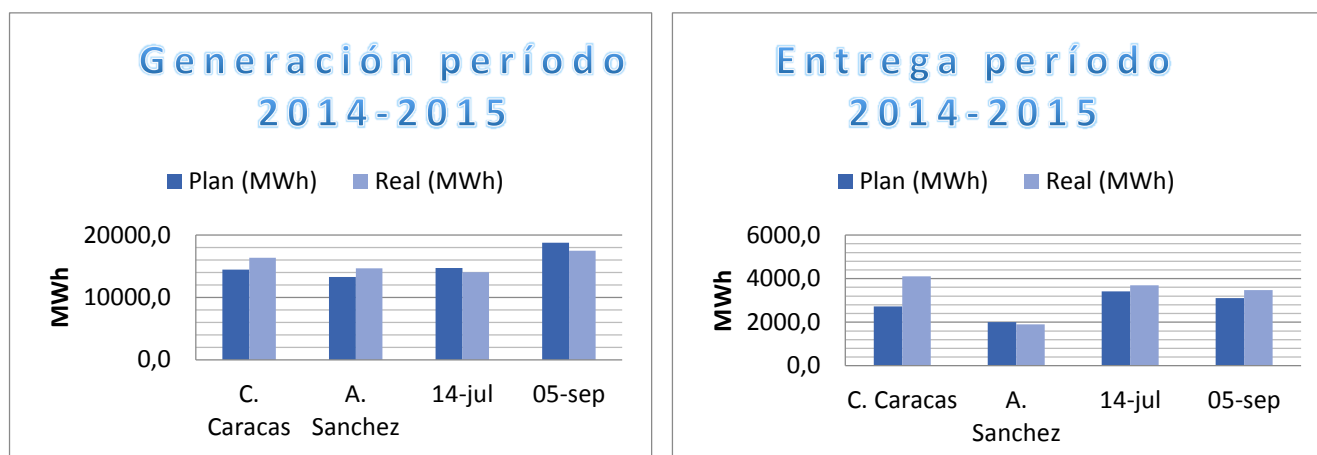


Figura 1.12 Entrega de energía eléctrica al SEN en la zafra de 2014-2015
(Empresa azucarera Cienfuegos)

Conclusiones Parciales

1. Es una tendencia a nivel mundial el incremento de la generación eléctrica a partir de la cogeneración, La Unión Europea ha logrado capacidad superior a los 150 GWe y aspira a tener un 17% de su suministro eléctrico a partir de la cogeneración en el 2025.
2. A nivel mundial los países productores de azúcar de caña trabajan en incrementar la cogeneración a partir de la biomasa cañera.
3. Las tecnologías azucareras siguen una tendencia de incremento de la eficiencia energética para reducir los consumos de vapor y energía eléctrica en el proceso azucarero e incrementar la entrega a los sistemas eléctricos nacionales.
4. Se aprecia una tendencia en el incremento de la presión y la temperatura del vapor de los generadores de la industria azucarera, para lograr una mayor eficiencia energética en el esquema térmico del central azucarero.
5. Cuba aspira a un sistema de cogeneración con capacidad de 755 MW a partir de la puesta en funcionamiento de 19 bioeléctricas a lo largo del país.

CAPÍTULO II

Capitulo II Descripción del esquema térmico y confección del Diagrama de Flujo de Información (DFI) y Diagrama de Flujo del Proceso (DFP) para el central Elpidio Gómez.

Introducción al Capítulo

Realizar el levantamiento del esquema térmico-azucarero del central objeto de estudio posibilita la realización del balance energético azucarero, pero resulta engorroso si no se realiza de forma automatizada. Es por ello que la elaboración de los DFP y DFI obtenidos a partir del uso del programa STA Versión 4.1 puede facilitar el conocer los principales indicadores de operación y definir las potencialidades de mejoras del comportamiento del central.

2.1 Descripción del esquema térmico del CAI Elpidio Gómez.

La empresa Azucarera "Elpidio Gómez", posee una norma potencial de molida diaria 2875 t/d, en el área del basculador y tándem hay instalado un juego de cuchillas cañeras, cinco molinos y una desmenuzadora; cada molino es movido por motores eléctricos a 600 rpm, con una potencia eléctrica de:

- 400 kW para el primer molino.
- 320 kW para el segundo y quinto molino.
- 250 kW para el tercero y cuarto molino.

El área de generación de vapor posee tres calderas EVELMA, dos modernizadas con una capacidad de 9,72 kg/s (35 t/h) y una de 5,56 kg/s (20 t/h); estas tributan vapor a una presión de 1 824 kPa y 623 K a la línea de vapor directo de la planta eléctrica, donde hay instalados dos turbogeneradores de procedencia alemana de 3 000 kW de potencia a 6 300 Volts, entregando el vapor a la línea de escape de 204 kPa y 402 K.

En el área de calentamiento de jugo hay instalados 4 calentadores WEBRE de 43 tubos por pases, existen 13 taponeados por pases por lo que realmente son 30 tubos por pases, con tubos de 32 X 1,5 X 4 900 mm, el calentamiento se realiza de la siguiente forma:

- Primer calentamiento se realiza en un calentador líquido a líquido.
- Calentamiento primario con vapor de la extracción del primer vaso del Cuádruple efecto.

- Calentamiento rectificador con vapor de la extracción del Pre-evaporador.
- Calentamiento de Jugo Claro.

El área de evaporación tiene instalado dos Pre-evaporadores con una superficie calórica cada uno de 10 800 pie² (1003 m²), que se alimentan de vapor de escape de la línea de 204 kPa y envían su evaporación a la línea de 142 kPa de donde se alimentan la etapa de rectificación de calentamiento del jugo y los seis tachos. El quintuple efecto posee una superficie calórica de 29 000 pie² (2 694 m²), que trabaja con vapor de escape y posee extracción del primer vaso (que en realidad es el primer vaso y el segundo) a la etapa de calentamiento primario del jugo mezclado.

Existen dos válvulas reductoras de vapor una de 1 824 kPa a 204 kPa y la otra de 204 kPa a 144 kPa, para el completamiento de las demandas de vapor de los diferentes consumidores. Trabaja con tres masas cocidas. Esto se puede ver en la Figura 2.1.

2.2 Introducción al simulador Sistema Termo Azúcar (STA).

STA V4.1 Docente es una versión limitada del STA 4.0 para ser empleada en actividades docentes de pre y postgrado. Tiene como objetivo facilitar la evaluación de los sistemas termo-energéticos (STE) en fábricas de azúcar crudo. Es un Simulador con modelos en su mayoría del tipo determinístico y donde se asumen condiciones de estado estacionario. Es del tipo modular pero 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.

La información inicial requerida consiste en el flujo másico, 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. (Victoria 2009)

2.2.1 Diferencias entre DFP y DFI.

La Simulación de un proceso 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 y/o el sistema térmico de la fábrica. Está formado básicamente por equipos y corrientes, que “contienen” materiales y energía. En la figura 2.1 se observa el DFP del caso base.

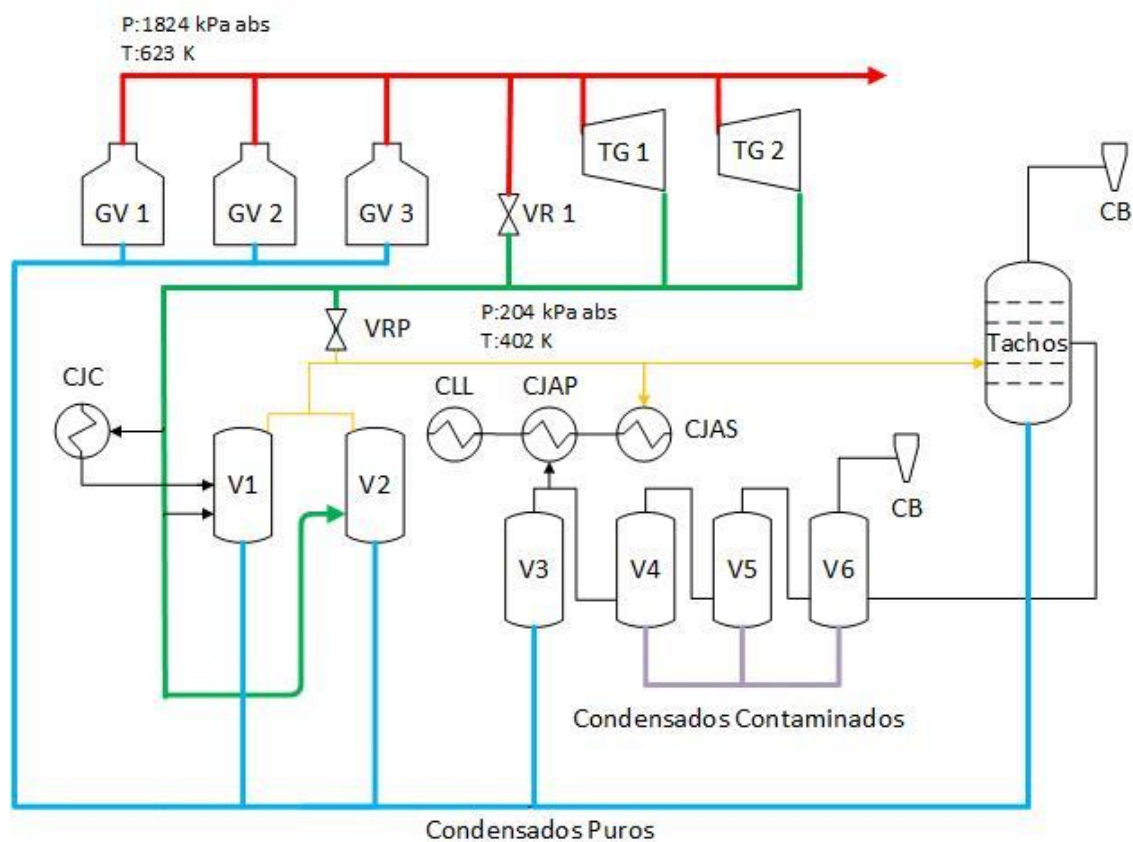


Figura 2.1 DFP del caso base. Fuente (Elaboración propia)

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 a veces también ocurren reacciones químicas, unen a los Equipos. Los parámetros que normalmente caracterizan a una corriente son el flujo, la presión, la temperatura y la composición; expresada en base a los flujos másicos y/o por el Pol, Brix y la pureza.

El 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/o subprocesos y las corrientes o flujos de informaciones que entran y salen de los módulos. (Victoria 2009)

Como es de esperar para la confección del 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 un Módulo, que representa un Intercambiador de Calor, donde lo que interesa es calcular la cantidad de Vapor Consumido se tiene que en el DFP entra vapor físico mientras que en el DFI sale calculado el vapor consumido. En el caso de los DFI de los Sistemas Termo energéticos la diferencia es aún más marcada 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”. Entonces en los cálculos de un Sistema Termo- Energético Azucarero (STE), primero hay que establecer la Demanda de Vapor Saturado que se emplea en el Proceso para luego poder calcular la Producción de Vapor del Generador de Vapor. (Victoria 2009)

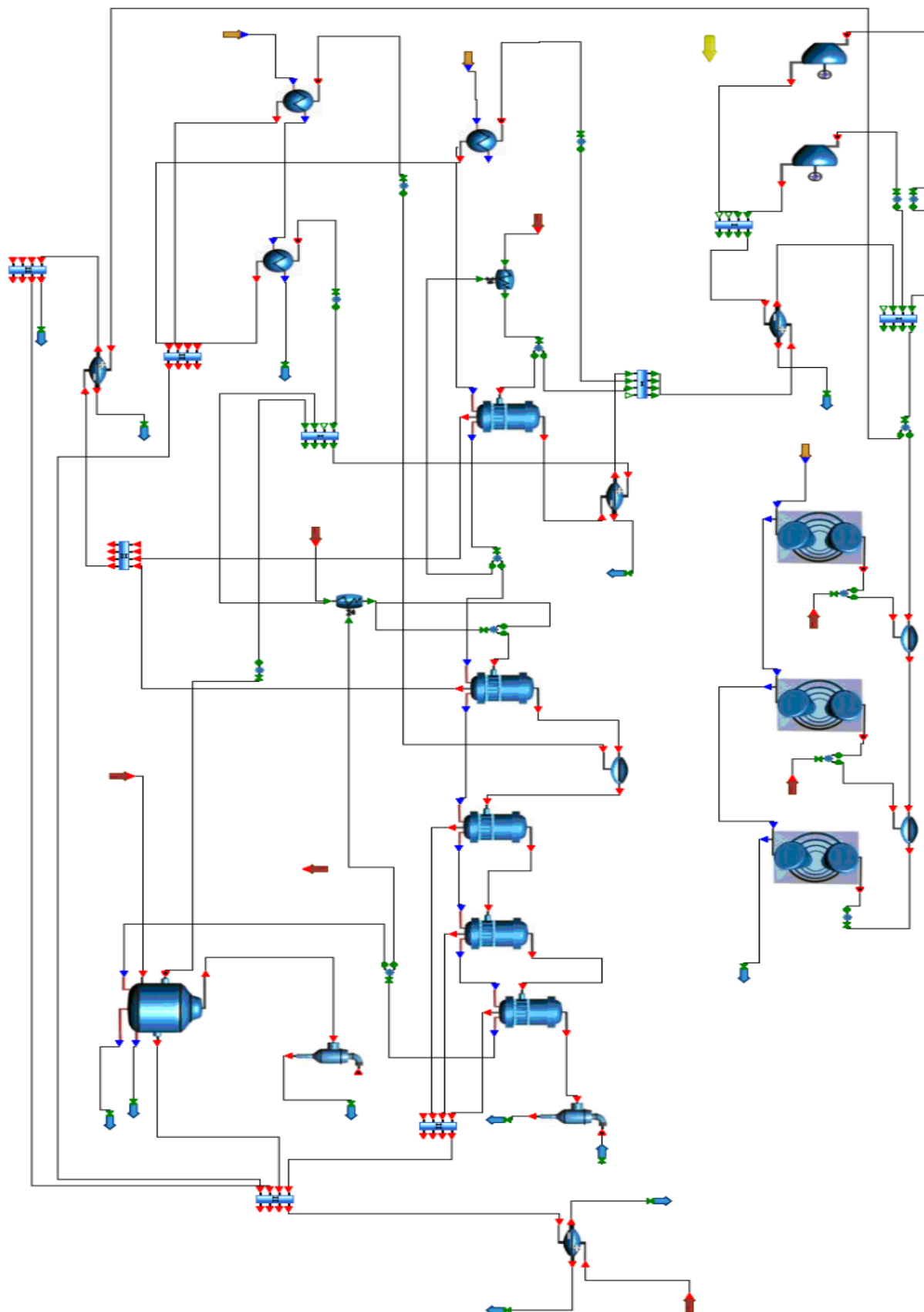


Figura 2.2 DFI del caso base. (Elaboración propia.)

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. Como se explicó, dos “módulos” pueden tener las mismas ecuaciones, pero diferentes variables (independientes/decisión/diseño). Por ejemplo: los módulos Vaso Evaporador 1 (EVAP1) y 2 (EVAP2) tienen las mismas ecuaciones, pero en la selección de variables independientes se diferencian en que en EVAP1 una de las variables independientes es el “Coeficiente Global de transferencia de Calor”, que es una variable dependiente en el EVAP2. Los números que aparecen en los nombres de los Módulos tienen como objetivo establecer este tipo de diferencias. (Victoria 2009)

2.2.2 Módulos empleados en la simulación del sistema termo-energético (STE) del Central "Elpidio Gómez"

2.2.2.1 Corrientes de materiales.

Vapor o Agua:

El modulo está representado en la figura 2.3.



Figura 2.3 Corriente de materiales vapor o agua. (Universidad de Ciencias Informáticas, 2013)

Puede ser una corriente de Agua en cualquiera de sus estados, vapor sobrecalentado, saturado, mezcla de vapor y agua. En la producción de crudo se utilizan en el modelo de la Estación de Tachos1 para representar el agua tecnológica y/o de dilución de mieles, vapor de calentamiento a los simples efectos o al múltiple. En este último caso está vinculado al módulo CONVERGE 1.

Materiales Azucarados:

El modulo está representado en la figura 2.4.



Figura 2.4 Corriente de materiales azucarados. (Universidad de Ciencias Informáticas, 2013)

Los elementos típicos de cualquier corriente azucarada son: temperatura, presión y flujo másico de los componentes agua, sacarosa, sólidos solubles no sacarosa, fibra e insolubles no fibra. Se utilizan en la producción de crudo para representar el bagazo, jugo alcalizado, claro o jugo entrando a un simple o múltiple efectos.

Hay dos opciones de dar entrada de datos:

1-Cuando se conocen los valores absolutos de temperatura (K), presión (kPa) y los flujos másicos de los componentes (kg/s); aunque estas unidades pueden ser cambiadas usando el conversor de unidades

2-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 2.1 se observan los valores de entrada para las corrientes de materiales azucarados.

Tabla 2.1 Datos de entrada de las Corriente de materiales azucarados en el DFI.

Representación	Corriente	Variables	Valor
	Bagazo	Temperatura (K).	303
		Presión (kPa).	101
		Bagazo en Caña (%).	32.78
		Fibra (%).	47.3
		Pol (%).	1.74
		Humedad (%).	49.86
	Jugo Alcalizado	Temperatura (K).	303
		Presión (kPa).	500
		Entrada % Caña.	111
		Brix.	14.02
		Pureza (%).	83.98
	Jugo Clarificado	Temperatura (K).	368
		Presión (kPa).	500
		Entrada % Caña.	105
		Brix.	14.8
		Pureza (%).	84.91

Entrada General de Caña:

El modulo está representado en la figura 2.5.



Figura 2.5 Corriente de Entrada General de Caña. (Universidad de Ciencias Informáticas, 2013)

Esta corriente no necesariamente tiene que entrar a un módulo, puede quedar sin conectarse y funcionar como si lo estuviera ya que este es el módulo de entrada general.

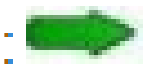
Hay dos opciones de entrar los datos:

1.- Cuando se conocen los valores absolutos de temperatura (K), presión (kPa) y los flujos másicos de los componentes (kg/s).

2.- A partir de datos azucareros tales como: flujo másico de la corriente de caña, Brix, Pol y Pureza.

En la tabla 2.2 se muestran los datos de entrada al módulo de Entrada de caña general.

Tabla 2.2 Datos de entrada al DFI de Corriente de Entrada General de Caña.

Representación	Variables	Valor
	Temperatura (K)	303
	Presión (kPa)	101
	Flujo másico de caña molida (kg/s)	33.28
	Cantidad de horas que se muele al día	24
	Fibra en caña (%)	14.96
	Pol en caña (%)	10.49
	Pureza del jugo absoluto (%)	84.91

2.2.2.2 Equipos de intercambio térmico.

Generadores de Vapor.

El módulo está representado de la siguiente forma en la figura 2.6

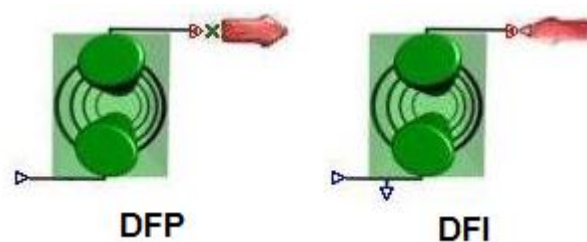


Figura 2.6 Representación del módulo Generador de Vapor en el DFP y DFI.
(Universidad de Ciencias Informáticas, 2013)

Un Generador de Vapor (o calderas en el argot azucarero) está físicamente formado por el Horno ó Hogar, donde se quema el Bagazo proveniente de una

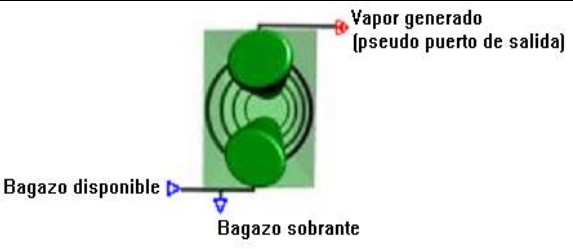
estera alimentadora exterior, y el Domo por donde circula el agua y el vapor. El Diagrama de Flujo del Proceso (DFP) del módulo GV1 es una representación aproximada de un Generador de Vapor. Por esta razón solo aparece el Bagazo Disponible y el Vapor Generado. Otras salidas físicas como las cenizas, 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.

La corriente de Sobrante de Bagazo no se representa en el DFP por 2 razones. La primera es que al Horno solo entra el Bagazo que se quema. La segunda es que si bien puede haber Bagazo Sobrante este no entra al mencionado Horno, sino que sigue en la estera transportadora hasta la entrada de alimentación del siguiente Generador de Vapor o va hacia la denominada Casa de Bagazo.

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 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. La tabla 2.3 nos muestra los valores de entrada a los GV

Tabla 2.3 Valores de entrada en el DFI de los generadores de vapor.

Representación	Variables	Valor
Dos GV Evelma III 35 t/h (9.72 kg/s)		
	Rendimiento térmico bruto con Bagazo (%)	75
	Rendimiento bruto con Petróleo (%)	77
	Estado físico-técnico del vapor generado	Sobrecalentado
	Valor calórico inferior del Petróleo(kJ/kg)	40193
	Densidad del petróleo(kg/m ³)	957
	Temperatura del agua de alimentación a la caldera(K)	368

GV Evelma I 20 t/h (5.56 kg/s)		
	Rendimiento térmico bruto con Bagazo (%)	60
	Rendimiento bruto con Petróleo (%)	62
	Estado físico-técnico del vapor generado	Sobrecalentado
	Valor calórico inferior del Petróleo(kJ/kg)	40193
	Densidad del petróleo(kg/m ³)	957
	Temperatura del agua de alimentación a la caldera(K)	368

Turbogenerador:

El módulo está representado en la figura 2.7.

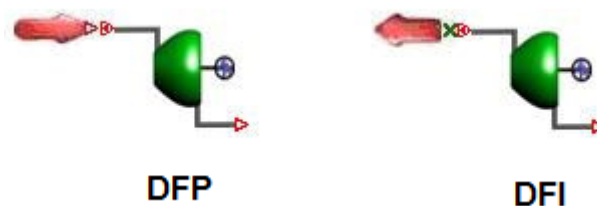
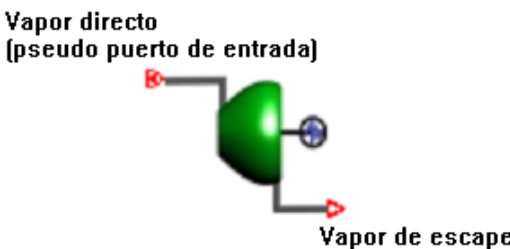


Figura 2.7 Representación del módulo Turbogenerador en el DFP y DFI. (Universidad de Ciencias Informáticas, 2013)

En el simulador hay tres módulos de turbogeneradores que son: Turbogenerador de contrapresión, Turbogenerador de extracción condensación 1 y 2 pero se utiliza el de Contrapresión pues es el que existe en la industria cubana.

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 ambos diagramas las corrientes de salida que representa el escape tienen el mismo sentido.

Tabla 2.4 Datos de entrada de los turbogeneradores en el DFI y DFP.

Representación	Módulo	Variables	Valor
	Turbogenerador de 3MW	Potencia eléctrica generada KW	2800
		Potencia eléctrica nominal KW	3000
		Presión de vapor de escape KPa	204.77
		Presión de vapor directo	1821
	Turbogenerador 2 de 3MW	Potencia eléctrica generada KW	2400
		Potencia eléctrica nominal KW	3000
		Presión de vapor de escape KPa	204.77
		Presión de vapor directo	1821

Vaso evaporador:

El módulo está representado en la figura 2.8

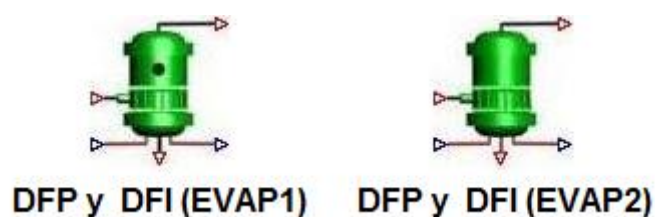


Figura 2.8 Representación de los vasos evaporadores existentes en el DFI y DFP.

(Universidad de Ciencias Informáticas, 2013)

Para los vasos evaporadores hay dos opciones, el Vaso evaporador 1 en el cual se da como dato el coeficiente global de transferencia de calor (CGTC) y el Vaso evaporador 2 en el cual se da como dato la presión en la cámara de evaporación

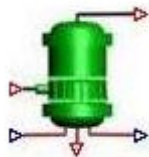
en nuestro caso utilizamos el Vaso evaporador 2 ya que poseemos el dato requerido.

Ambos 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; se denomina de forma general un Preevaporador. Estos Simples efectos pueden ser empleados de 2 formas muy diferentes que son:

- Una Celda de Vapor (en inglés “Vapor Cell” (VC)); donde toda la evaporación se usa como medio de calentamiento (“extracciones”) de Tachos y Calentadores
- Un “Pauly” que es el primer vaso de un Múltiple efectos de donde se hacen “extracciones” para Tachos.

El empleo no diferenciado del término Preevaporador tiende a crear confusiones técnicas, especialmente en lo relacionado con el cálculo de la Economía; por lo que en lo sucesivo los autores evitan utilizar las palabras Preevaporador, Celda de Vapor y Pauly limitándose a clasificar los vasos del tren de evaporación como Simple Efecto o Múltiple efectos. En la tabla 2.5 se muestran los datos de entrada de los módulos evaporadores.

Tabla 2.5 Datos de entrada de los vasos evaporadores.

Representación	Módulo	Variables	Valor
	Vaso 1	Presión en el cuerpo (kPa)	170
		Área de transferencia de calor (m ²)	2007
		Brix a la salida del vaso.	19.8
	Vaso 2	Presión en el cuerpo (kPa)	127.3
		Área de transferencia de calor (m ²)	836.13
		Brix a la salida del vaso.	25.70
	Vaso 3	Presión en el cuerpo (kPa)	101.3
		Área de transferencia de calor (m ²)	743.22
		Brix a la salida del vaso.	31.60
	Vaso 4	Presión en el cuerpo (kPa)	53.92
		Área de transferencia de calor (m ²)	557.42
		Brix a la salida del vaso.	41.70
	Vaso 5	Presión en el cuerpo (kPa)	13.31
		Área de transferencia de calor (m ²)	557.4
		Brix a la salida del vaso.	63.8

Tachos.

El módulo está representado en la figura 2.9

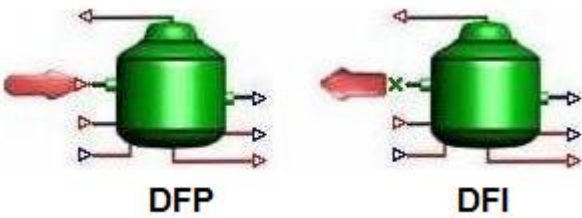


Figura 2.9 Representación de los tachos en el DFP y DFI en el STA. (Universidad de Ciencias Informáticas, 2013)

Este módulo en particular simula tres áreas que son: La Estación de Tachos, Cristalizadores y Centrífugas.

DIFERENCIA ENTRE DFP Y DFI: 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 2.6 Datos de entrada del módulo de tachos en el DFI.

Representación en DFI 	Variables	Valor
	Presión en el cuerpo del tacho	13.3
	Factor de pérdida de calor	1
	Temperatura de evaporación	331.62
	Presión del vapor de calentamiento	170

2.2.2.3 Intercambiadores de Calor.
Intercambiador de calor jugo-vapor.

El modulo es representado en la figura 2.10

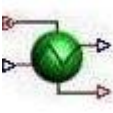


Figura 2.10 Representación del módulo Intercambiador de calor jugo-vapor.
(Universidad de Ciencias Informáticas, 2013)

Son intercambiadores de tubos y corazas donde se calienta el jugo que fluye por los tubos con vapor saturado que fluye por la coraza.

DIFERENCIA ENTRE DFP Y DFI: En el DFP el vapor de calentamiento entra al equipo y sale como condensado. En el DFI el vapor es una corriente de salida de información que es resultado de un cálculo. En la tabla 2.7 se dan los datos de entrada al módulo

Tabla 2.7 Datos de entrada del módulo de intercambiador de calor jugo-vapor en el DFI.

Representación	Módulo	Variables	Valor
	Intercambiador Primario de Jugo Alcalizado	Temperatura del jugo a la salida (K).	343.15
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	135.83
		Área de transferencia de calor (m ²).	83.13
		Diámetro de los tubos (m)	0.032
		Cantidad de tubos por pase.	30
	Intercambiador Secundario de Jugo Alcalizado	Temperatura del jugo a la salida (K).	383
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	170
		Área de transferencia de calor (m ²).	238.29
		Diámetro de los tubos (m)	0.032
		Cantidad de tubos por pase.	43
	Intercambiador de Jugo Clarificado	Temperatura del jugo a la salida (K).	388
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	204.8
		Área de transferencia de calor (m ²).	166.25
		Diámetro de los tubos (m)	0.03
		Cantidad de tubos por pase.	30

2.2.2.4 Módulos lógicos

En el STA se emplean los llamados módulos lógicos, estos tienen como función reproducir la información de la corriente que les entra, pero 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. En la figura 2.11 podemos observar dos de estos módulos lógicos.

Ejemplo de estos módulos se tuvieron en cuenta en la realización de la simulación del central Elpidio Gómez 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 simulan el Balance entre disponibilidad y demanda de Vapor o de Condensados. En la figura 2.11 se observan estos módulos.



Figura 2.11 Representación de los módulos Converge 2 y Comparador en el STA.

(Universidad de Ciencias Informáticas, 2013)

Los diferentes tipos de conectores se simulan en el caso que un módulo tenga una pseudocorriente pues permiten cambiar el sentido de esta. Como para dibujar el DFI hay que respetarlos; en un puerto de entrada de un módulo solo puede entrar 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 (Universidad de Ciencias Informáticas, 2013). En la figura 2.12 se observan a dos de los tres conectores que presenta el STA.



Figura 2.12 Representación de los conectores de una y más salidas en el DFI.

(Universidad de Ciencias Informáticas, 2013)

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. Estos módulos de unión no son utilizados en el DFP. Se muestran a continuación en la figura 2.13

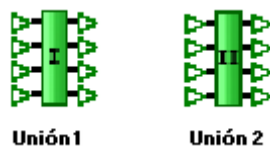


Figura 2.13 Uniones de tipo 1 y 2 y representación el DFI. (Universidad de Ciencias Informáticas, 2013)

Conclusiones parciales.

1. Se logró la actualización del esquema térmico azucarero del proceso productivo del central Elpidio Gómez. Ello es la base para el proceso de modelación con el sistema STA versión 4.1.
2. Fue elaborado el Diagrama de Flujo del Proceso (DFP) que recoge la secuencia de flujo y los parámetros de operación.
3. Se logró la simulación del esquema térmico con el Diagrama de Flujo de Información (DFI) que establece las corrientes y flujo de información que posibilitan la obtención de los Indicadores del proceso.
4. La implementación del Diagrama de Flujo de Información posibilitará conocer las insuficiencias del proceso energético azucarero del central.

CAPÍTULO III

Capítulo III. Análisis de los resultados. Propuestas de mejoras.

Introducción al capítulo.

Teniendo los resultados del análisis del caso base, se hace necesario conocer las implicaciones que traería su implementación en el esquema del central. El caso mejorado es una modelación de la propuesta de perfeccionamiento en el Diagrama de Flujo de Información (DFI) y se comparan los resultados obtenidos con los logrados en el caso base y sus implicaciones económicas.

3.1 Simulación del DFI del caso base. Análisis de resultados y propuestas de mejora.

Luego de la construcción del DFI se simula para saber si el Sistema Termo Energético (STE) presenta algún problema ya sea referente a datos faltantes o coherencia en lo planteado en el DFI, por el ejemplo si el central que se está simulando necesita una mayor generación de vapor directo saldrá una advertencia sobre el problema relacionado y los módulos que le falten datos o no tengan coherencia cambiarán a color rojo, si la simulación del STE no arroja ningún problema entonces se puede pasar a la simulación de los indicadores.

3.1.2 Indicadores Globales.

Los indicadores Globales como su nombre indica engloban al STE del central, es una vista general de cómo se encuentra este. En la tabla 3.1 solo se muestran los indicadores más significativos de esta sección.

Tabla 3.1 Indicadores globales

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	33.98	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	40.52	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	21.98	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	43.39	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	31.78	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	11.62	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	11.83	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	53.94	%

Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	82.3	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	72.02	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma II 20 t/h	0.89	%

3.1.2.1 Análisis de los Indicadores Globales.

Bagazo sobrante % disponible.

Es el bagazo que las calderas no utilizan para generar vapor directo, si no hay bagazo sobrante el central se verá forzado a utilizar otro combustible por lo que será un costo más para el central. Debe estar en un intervalo del 15 al 30 % (Victoria 2009) y en Elpidio Gómez es de 33.98 % un poco superior a lo establecido pero esto solo significa que pueden vender parte de este a otros centrales o entidades que necesiten de esta materia prima.

El consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña.

El intervalo para este indicador es de un 35 a un 48 % dado (Victoria 2009) y en el caso base se encuentra en 40.52% por lo que este indicador se localiza en el intervalo establecido para este tipo de fábrica.

Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña.

En el caso base es de 21.98% cuando debería ser cero, esto conlleva al malgasto de agua y energía; es debido a que por la reductora de alta presión pasa un flujo determinado y por la reductora de proceso hay un sobrante el cual es expulsado a la atmósfera, este vapor expulsado se debe a una producción de vapor vegetal en los dos primeros vasos la cual es superior a la demanda de los calentadores y tachos, para evitar esta expulsión a la atmósfera es aconsejable disminuir la concentración en los vasos.

Vapor directo a escape por válvula reductora % Demanda escape proceso

Según (Victoria 2009) este indicador debe ser menor al 5 % para compensar las fluctuaciones normales del consumo de la Estación de Tachos pues es más ventajoso económicamente que compensar estas fluctuaciones en los turbogeneradores. En el caso de estudio es cero

Vapor escape reductora proceso. Este flujo debe ser menor del 1 % según (Victoria 2009) del vapor de extracción, en el caso base el valor es cero debido a que hay sobrante de vapor producido por los dos primeros vasos, el cual es expulsado a la atmósfera.

Producción Eléctrica Específica de la Fábrica. Depende de las capacidades de generación de los turbogeneradores, de la capacidad nominal de molienda total instalada y de las posibilidades de aprovecharla sin expulsar vapor a la atmósfera. La potencia nominal instalada es de 6 000 kW pero solo se está generando 5 200 kW, la producción eléctrica de la fábrica es de 43,39 kWh/tc. Existe la posibilidad de aumentar dicha producción de electricidad sin expulsar vapor a la atmósfera, reduciendo el flujo de vapor directo que está en la reductora de alta.

Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica.

Este indicador se comporta entre 15 – 32 kWh/tc según (Victoria,2009) pero (Rein,2006) considera este valor entre 20- 35 kWh/tc y en el caso base es de 31,78 kWh/t caña por lo que entra dentro de ambos intervalos y no presenta dificultades.

Electricidad vendida al Sistema Eléctrico Nacional (SEN).

Depende de los dos indicadores anteriores en su mayoría ya que cuanto más electricidad se produzca en la fábrica y menor sea la demanda de la misma, entonces se podrá vender mayor cantidad de electricidad al SEN.

Déficit de Condensados “Puros”.

Este valor debe ser siempre cero. Si el esquema de evaporación – calentamiento está adecuadamente diseñado y se opera correctamente, lo que incluye no expulsar vapor a la atmosfera y un manejo correcto del sistema de recuperación de condensados, siempre deben haber condensados puros para los Generadores de Vapor y otros gastos (menores). Si hay déficit de condensados “puros” en los Generadores de Vapor hay que usar condensados contaminados o agua externa; que normalmente está a temperatura ambiente y tiene menos calidad (además de que el agua seria otra pérdida económica para el central), lo que da lugar a la disminución del rendimiento del Generador de Vapor (GV) y a la formación de aguas residuales adicionales.

Rendimiento industrial.

Se define como la cantidad de azúcar comercial % del peso de la caña molida. Depende de la calidad de la mezcla de la caña molida y del correcto funcionamiento de la fábrica. Con cañas de buena calidad se obtienen mayores rendimientos ya que la caña contiene más sacarosa y es relativamente más fácil extraer la sacarosa de la meladura. Los Rendimientos Industriales varían por

diversas razones siendo más bajos en Noviembre y Diciembre y mayores en Abril. Este indicador tiene el intervalo de 9 a 13 % (Victoria 2009); aunque se han reportado rendimientos mayores de 15.

Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada.

El Indicador permite tener una idea, primaria y elemental, de cómo se emplea la capacidad nominal instalada en los generadores de vapor. La información más importante que se puede obtener a partir de este Indicador es precisar si los datos de rendimiento que se han asignado a los generadores de vapor son factibles física y técnicamente.

En los cálculos se tienen en cuenta que el rendimiento de diseño de un GV corresponde a las condiciones de operación que garantiza el fabricante, lo que incluye que debe ser operado a su capacidad nominal. Por tanto, si no se cumple lo anterior el Rendimiento será menor y la cantidad real de Bagazo sobrante es menor que la calculada en la simulación. En el caso de estudio es de 53,94 % lo que nos quiere decir que no se están explotando los GV como debe ser, de los tres GV del caso base hay dos que trabajan al 82 y 72 % de su capacidad respectivamente mientras que el tercero solo al 1 %, en el central del caso base este GV solo es utilizado cuando se le está dando mantenimiento a uno de los otros dos o cuando existe una rotura.

3.1.3 Indicadores por área.

La solución de los problemas señalados por los Indicadores por Áreas puede ser determinantes en la solución de los problemas detectados con los Indicadores Globales, aunque siempre dando prioridad a la solución de los problemas globales. En la tabla 3.2 solo se observan los indicadores más significativos por área.

Tabla 3.2 Indicadores por área.

Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	28.52	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	13.51	%
Economía del área de evaporación	2.84	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	20.61	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	42.53	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	29.27	%

3.1.3.1 Análisis de indicadores por área.

Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña. En el caso de estudio se consume un 28,52 % comportándose un poco por debajo del intervalo mencionado en la literatura el cual es de 30 – 45 % según (Victoria 2009) esto se debe a que los Brix se encuentran bajos al tener una baja evaporación.

Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña. El consumo promedio se comporta según (Victoria 2009) en un intervalo del 15 – 17 % en el caso de estudio es de 13,51 % esto se debe a un uso actual de poca agua tecnológica y un alto Brix en la meladura a la entrada de los tachos.

Economía del área de evaporación. La economía teórica para un múltiple efecto debe ser igual a la cantidad de efectos según la literatura, pero en la práctica nunca es así en el caso de estudio es de 2,84.

Tasa de evaporación del múltiple efecto. Según (Victoria 2009) en el área de evaporación, debe estar entre 29,3 y 39,1 kg / hm² en el caso de estudio es de 20,61 y se debe a un sobredimensionamiento en el área de evaporación por lo cual una alternativa para mejorar sería aumentar la tasa de molido del central.

3.1.4 Indicadores por equipos.

Estos indicadores como su nombre indica son los que cada equipo presente en el central posee. En la tabla 3.3 se muestran los valores simulados en el STA de los equipos.

Tabla 3.3 Indicadores de equipos.

Nombre	Valor	Unidad
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador primario jugo alcalizado.	1233.38	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador secundario jugo alcalizado.	1291.56	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador jugo claro.	1185.92	W/m ² .K
Velocidad del jugo en Calentador primario jugo alcalizado.	1.71	m/s
Velocidad del jugo en Calentador secundario jugo alcalizado.	1.22	m/s
Velocidad del jugo en Calentador jugo claro	1.67	m/s
Tasa de evaporación en Primer Vaso	15.84	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Segundo Vaso	27	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Tercer Vaso	17.94	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Cuarto Vaso	25.21	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Quinto Vaso	27.2	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Primer Vaso	1826.77	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Segundo Vaso	2009.7	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Tercer Vaso	1900.14	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Cuarto Vaso	970.21	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Quinto Vaso	558.26	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en Turbogenerador 3Mw	9.22	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbogenerador 2 de 3Mw	9.47	kg/kW.h

3.1.4.1 Análisis de los indicadores por equipo

Coeficiente de transferencia de calor calculado en los Calentadores. Sirve para medir la eficiencia de la transferencia del calor en los intercambiadores y determinar la factibilidad física y técnica en un equipo. Los intervalos típicos de los valores en que varían los Coeficientes globales de transferencia de calor de los bancos de los calentadores WEBRE, diseñados en Cuba son según (Victoria 2009):

- Para calentadores Jugo Mezclado / Alcalizado el Coeficiente de transferencia de calor se comporta en un intervalo de 1 135,6 - 1 419,6 W / (m²- K), en el caso de estudio caso para el calentador primario es de 1 233,38 W / (m²- K) y para el secundario 1 291,56 W / (m²- K) ambos se encuentran en el intervalo.

- En el calentador de Jugo Claro el Coeficiente de transferencia de calor se comporta en un intervalo de $1\,419,6 - 1\,703,5 \text{ W / (m}^2\text{- K)}$, para el caso de estudio es de $1\,185,92 \text{ W / (m}^2\text{- K)}$. Queda un poco por debajo del intervalo, esto puede mejorar con un pequeño aumento en la molida del central.

Velocidad del jugo en Calentadores.

El intervalo deseado según (Victoria 2009) está entre 1,5 - 2 m/s. Con valores mayores aumenta significativamente el valor del coeficiente individual de transferencia de calor del jugo y ocurre un crecimiento más lento de las incrustaciones, pero no se recomienda porque los costos de bombeo aumentan y es mayor el desgaste de la superficie de los tubos por lo que se tendría que cambiar regularmente estos. La velocidad promedio en los calentadores del caso de estudio es de 1,53 m/s por lo que se puede aumentar la molida horaria.

Coeficiente de transferencia de calor calculado en Evaporadores (CGTCE).

(Victoria 2009) plantea que el CGTCE no puede exceder los $3\,975 \text{ W/m}^2\text{- K}$ en el primer vaso del múltiple efecto mientras que (W.Rein 2006) da un valor referente a cada efecto del múltiple como se muestra en la tabla 3.4, el vaso 1 en realidad son dos vasos.

Tabla 3.4 CGTECE y valor de Rein.

Vasos	Calculado	Rein	Unidad
Vaso 1	1826.77	2500	$\text{W/m}^2\text{.K}$
Vaso 2	2009.7	2500	$\text{W/m}^2\text{.K}$
Vaso 3	1900.14	2000	$\text{W/m}^2\text{.K}$
Vaso 4	970.21	1500	$\text{W/m}^2\text{.K}$
Vaso 5	558.26	700	$\text{W/m}^2\text{.K}$

Como se puede apreciar el CGTECE es bajo tanto en lo que plantea (Victoria 2009) como (Rein 2006) por lo que se está en presencia de un sobredimensionamiento de los vasos. Esto puede mejorarse con un incremento de la molida horaria.

3.1.5 Propuestas para mejoras en el central.

Luego de simular y analizar los resultados de los indicadores del central de estudio se formularon varias propuestas:

1. De ser posible realizar un aumento de la molida horaria ya que se cuenta con suficiente capacidad de generación de vapor para asumir un aumento, además de que algunos de los equipos de calentamiento y evaporación también están sobredimensionados.
2. Aumentar la carga de los turbogeneradores para disminuir al mínimo posible el flujo de vapor directo por reductora, para aprovechar al máximo la capacidad de realizar trabajo en las turbinas de vapor y a su vez generar más corriente para el SEN.
3. Regular la concentración de jugo en los dos primeros vasos de los evaporadores (recordar que en el DFI del caso de estudio se asumió como un solo vaso) ya que aquí se realiza la extracción y la disponibilidad de este vapor por los calentadores y tachos es superior a la demanda, con esto se evita la expulsión de vapor a la atmósfera.
4. Aumentar el Brix en el último vaso, el de la meladura, dado que ello garantiza un menor consumo de vapor en la estación de tachos.
5. Disminuir el consumo de agua tecnológica en tachos.

3.2 Caso mejorado, cambios en el DFP y en el DFI. Simulación y análisis de los indicadores.

3.2.1 Cambios en el DFP.

Solo se eliminó un elemento con respecto al anterior DFP y este fue un generador de vapor EVELMA I de 5,56 kg/s (20 t/h) ya que esta estaba trabajando solo al 1 % de su capacidad por lo que es innecesaria, este se puede utilizar para si alguna tiene roturas o para cuando una de las otras dos se encuentre en mantenimiento, además si en un futuro se planea aumentar la molida del central. Este cambio se puede ver en el DFP mejorado en la figura 3.1.

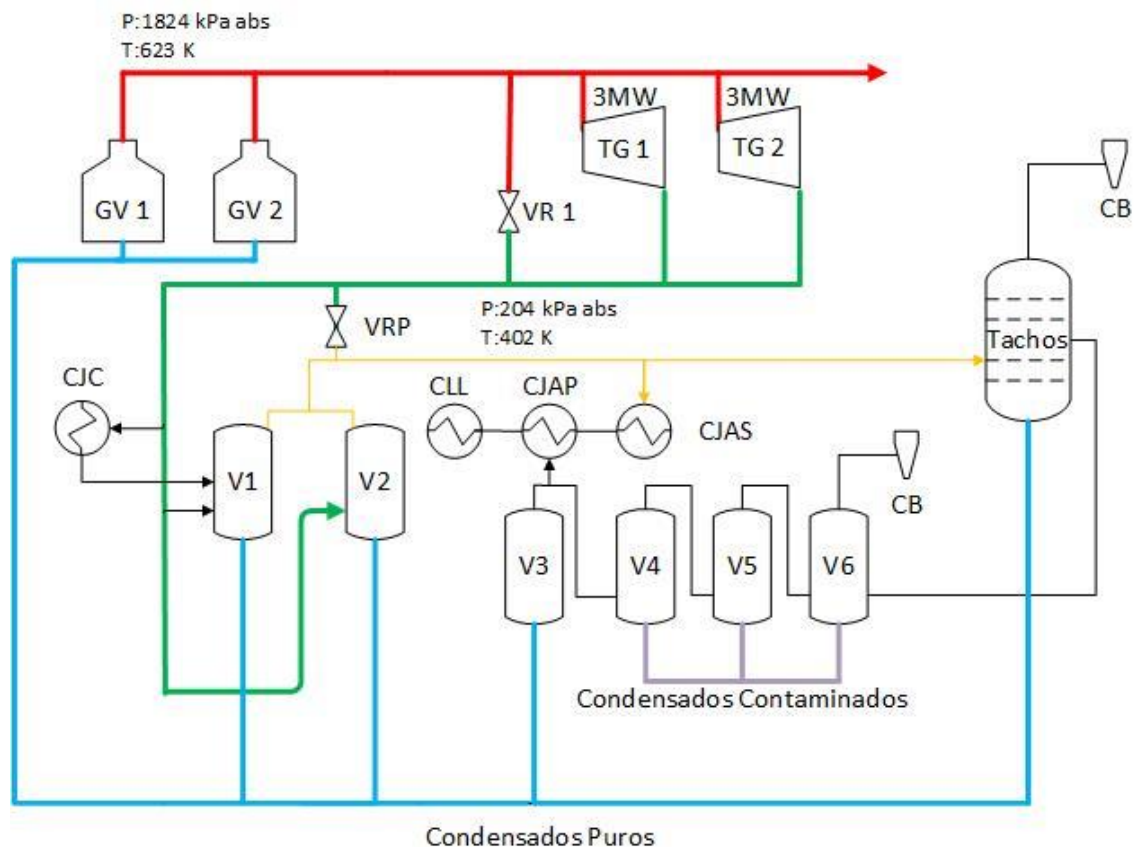


Figura 3.1 DFP caso mejorado. Elaboración propia.

3.2.2 Cambios en el DFI.

Tras utilizar las propuestas de mejoras para el caso base y realizar varias simulaciones variando los parámetros mencionados se logró un mejor funcionamiento en el central Elpidio Gómez, cambiando los datos del caso base con respecto al caso mejorado, los datos están en la tabla 3.5:

Tabla 3.5 Variaciones entre el caso base y el caso mejorado

Nombre		Caso Base	Caso Mejorado	Unidad
Brix Evaporadores	Vaso 1	19.8	22.39	⁰ Brix
	Vaso 2	25.7	29.70	⁰ Brix
	Vaso 3	31.6	33.00	⁰ Brix
	Vaso 4	41.7	45.00	⁰ Brix
	Vaso 5	63.8	65	⁰ Brix
Generación turbogeneradores	Turbo 3 MW	2800	3000	kW
	Turbo 3 MW	2400	2394	kW
Consumo agua tecnológica en tachos		5	3	%

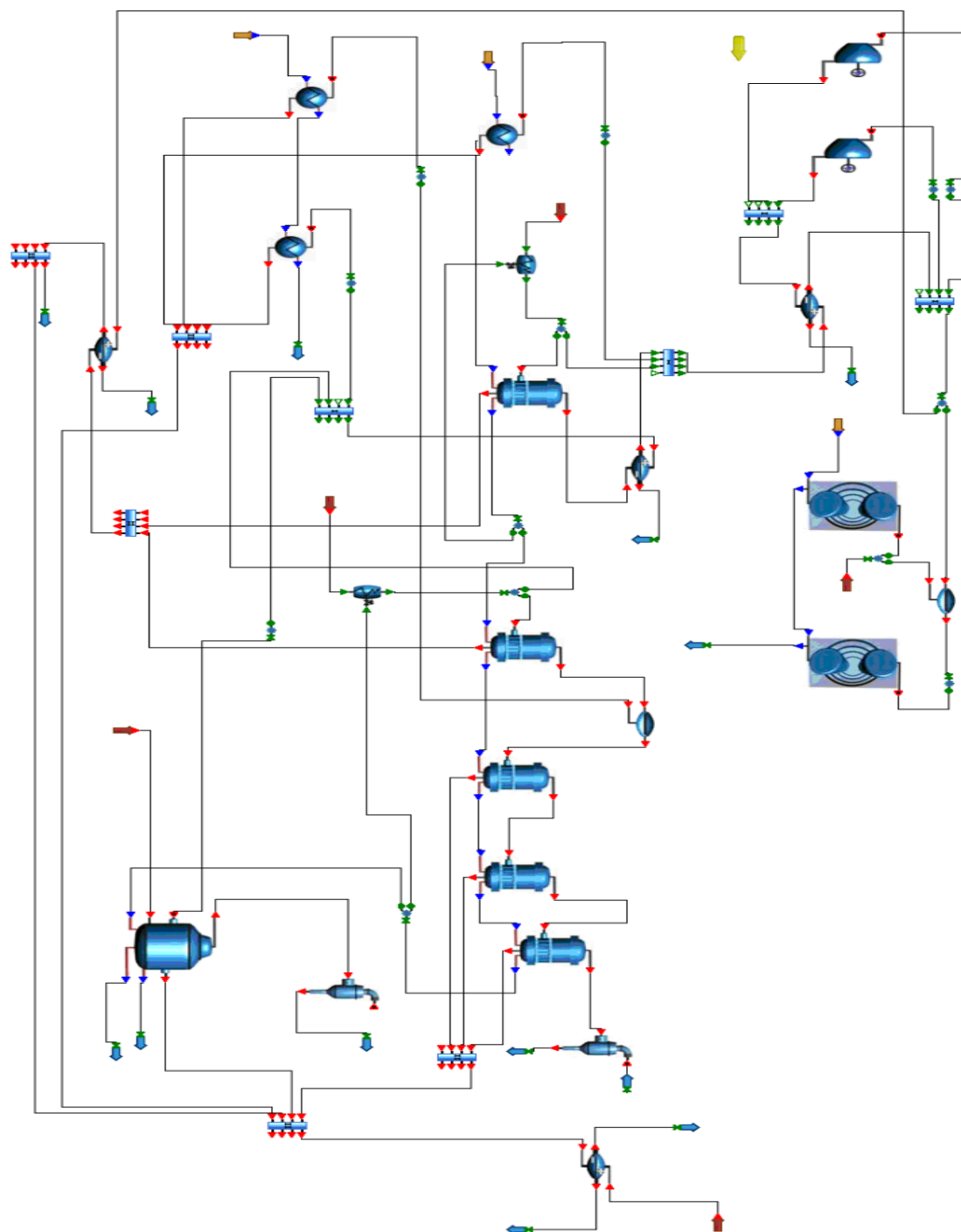


Figura 3.2 DFI Caso mejorado. Fuente: Elaboración propia.

3.2.3 Indicadores Globales del caso mejorado.

En la tabla 3.6 se observan los valores de los indicadores globales tras variar los datos en la simulación.

Tabla 3.6 Indicadores globales del caso mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	38.7	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	45	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	31.8	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	13.2	kWh/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	11.8	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	71.9	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	82.3	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	61.5	%

3.2.3.1 Análisis de los indicadores globales del caso mejorado.

Bagazo sobrante % disponible: En el caso mejorado asciende a 38,7 % mientras que en el base es de solo 33,98 % esto se debe a que el proceso se está realizando de un modo más eficiente, hay menos pérdida de calor y se genera la misma cantidad de vapor.

Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña: En el caso base es de 40,52 % mientras que en el mejorado es de 42 % por lo que aumenta, esto se debe al consumo de vapor de escape en los evaporadores que aumenta un 10%

Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña: En el caso base es de un 21,98 % mientras que en caso mejorado es de 0 % eliminándose el vapor expulsado a la atmósfera mediante la regulación de los Brix en los vasos evaporadores.

Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña: Se mantiene en cero, pero en los centrales por lo general este flujo está

aproximadamente al 1 % porque no es factible asumir las variaciones de consumo de los tachos con los turbogeneradores.

Producción Eléctrica Específica de la Fábrica: En el caso base era de 43,39 kW-h/t caña molida mientras que en el mejorado es de 45 kWh/tc molida debido al aumento de la capacidad de generación de los turbogeneradores.

Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica: Se mantiene igual con un valor de 31,78 kWh/tc molida ya que no se cambió ningún equipo que requiera electricidad.

Electricidad vendida al SEN: En el caso base es de 11,62 kWh/tc molida mientras que en el mejorado es de 13,2 kW-h/t caña molida debido al aumento de la capacidad de generación de los turbogeneradores y a que no hubo ningún cambio en los equipos consumidores de energía eléctrica.

Déficit de condensados puros % flujo másico caña: Se mantiene en ambos casos en 0 %.

Rendimiento industrial: Se mantiene igual en ambos casos.

Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada: En el caso base era de 53,94 % en el caso mejorado es de 71,9 % debido a la salida de servicio de un generador de vapor.

3.2.4 Indicadores por área

En la tabla 3.7 se observan los nuevos indicadores por área tras las variaciones de los datos en la simulación.

Tabla 3.7 Indicadores por área.

Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	38.3	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	11.1	%
Economía del área de evaporación	2.1	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	20.7	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	26.2	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	23.2	%

3.2.4.1 Análisis de los Indicadores por área del caso mejorado.

Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña: En el caso base es de 28,52 % y en el mejorado es de 38,3 % esto se debe a la variación de los Brix por tanto la concentración del jugo en los vasos evaporadores y un mayor consumo.

Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña: En el caso base es de 13,51 % y en el mejorado es de 11,1 % se debe al aumento del Brix de la meladura por tanto una menor evaporación y consumo.

Economía del área de evaporación: En el caso base es de 2,84 y en el mejorado es de 2,1 ya que se está evaporando menos con la misma cantidad de vapor.

Tasa de evaporación del múltiple efecto: En el caso mejorado es de 20,61 y en mejorado de 20,7 debido al aumento de evaporación para la misma área.

Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple %

Demanda escape del proceso: En el caso base es 42,53 y en el mejorado de 26,2 % por lo que hay menos pérdidas de calor y el sistema es más eficiente.

Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas: En el caso base es de 29,27 % y en el caso mejorado de 23,2 % por lo que hay menos pérdidas de calor y al igual que en el caso anterior el sistema es más eficiente.

3.2.5 Indicadores por equipo

En la tabla 3.8 se observan los cambios en los indicadores por equipos tras la variación de los datos en la simulación.

Tabla 3.8 Indicadores de equipos.

Nombre	Valor	Unidad
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador primario jugo alcalizado.	1233.38	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador secundario jugo alcalizado.	1291.56	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador jugo claro.	1185.92	W/m ² .K
Velocidad del jugo en Calentador primario jugo alcalizado.	1.71	m/s
Velocidad del jugo en Calentador secundario jugo alcalizado.	1.22	m/s
Velocidad del jugo en Calentador jugo claro	1.67	m/s
Tasa de evaporación en Primer Vaso	21.3	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Segundo Vaso	23.8	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Tercer Vaso	14.4	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Cuarto Vaso	20.5	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Quinto Vaso	22.5	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Primer Vaso	2496.5	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Segundo Vaso	1814.8	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Tercer Vaso	1581.4	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Cuarto Vaso	792.8	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Quinto Vaso	443.5	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en Turbogenerador 3Mw	9.22	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbogenerador 2 de 3Mw	9.47	kg/kW.h

El calentador líquido – líquido por motivos de que el módulo dispuesto en el STA presentó problemas en la simulación, se realiza el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor analíticamente según las siguientes expresiones:

Datos:

$$T_{\text{inicial jugo}} = 308,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{final jugo}} = 329,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{inicial condensado}} = 369.08 \text{ K}$$

$$T_{\text{final condensado}} = 342.15 \text{ K}$$

$$\dot{m} = 36.94 \text{ kg/s}$$

$$C_p = 0.00385 \text{ kJ/kg K}$$

$$A: 127 \text{ m}^2$$

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

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

Donde:

Q: Calor transferido

Uc: Coeficiente Global de Transferencia de Calor calculado.

A: Área de transferencia de calor.

LMΔT: Diferencia de temperatura media logarítmica.

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

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

$$\Delta T_1 = 342.15 \text{ K} - 308,15 \text{ K}$$

$$\Delta T_1 = 34 \text{ K}$$

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

$$\Delta T_2 = 369.08 \text{ K} - 329,15 \text{ K}$$

$$\Delta T_2 = 39.93 \text{ K}$$

$$LM\Delta T = 36,89$$

$$Q = \dot{m} * C_p * \Delta T_{\text{jugo}}$$

Donde:

$\dot{m}$: Flujo másico.

C_p : Calor a presión constante del jugo

$$Q = 2986,599 \text{ kW}$$

$$U_C = 0,64 \text{ kW/m}^2\text{k}$$

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

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

Como se puede observar se cumple la condición dada por (Rein 2006).

3.2.5.1 Análisis de los indicadores por equipo.

Los coeficientes de transferencia de calor calculado en los calentadores al igual que la velocidad del jugo dentro de ellos se mantienen de igual manera en ambos casos ya que no se aumentó la molienda del central.

Coeficiente de transferencia de calor calculado: Como se puede observar en la tabla 3.9 los coeficientes varían, pero siguen dentro del intervalo dado por (Rein)

Tabla 3.9 Coeficiente de transferencia de calor calculado caso base y mejorado

Vasos	Calculado CB	Calculado Mejorado	Rein	Unidad
Vaso 1	1826.77	2496.5	2500	W/m ² .K
Vaso 2	2009.7	1814.8	2500	W/m ² .K
Vaso 3	1900.14	1581.4	2000	W/m ² .K
Vaso 4	970.21	792.8	1500	W/m ² .K
Vaso 5	558.26	443.5	700	W/m ² .K

Consumo específico de vapor real en Turbogenerador 3MW (1 y 2): Se mantiene igual tanto el caso base como el mejorado.

3.3 Análisis económico de la propuesta.

El cálculo económico se realiza también en el STA es de tipo costo beneficio realizando un balance de flujo de caja, es una de las herramientas que se encuentra en la interfaz. En la tabla 3.10 se observan los precios utilizados para este cálculo económico brindado por Empresa de Cienfuegos.

Tabla 3.10 Precios y costos en la industria azucarera.

Precios y costos					
Precio del bagazo sobrante	7.40	\$/t	Costo de la caña molida	95	\$/t
Precio azúcar producida	1251.00	\$/t			
Precio miel final	76.25	\$/t	Costo agua tratada reposición	0	\$/m ³
Precio de la cachaza	2.00	\$/t	Costo electricidad comprada	0	\$/kW-h
Precio electricidad vendida	0.16	cup/kW-h	Costo biomasa consumida	0	\$/t

Tabla 3.11 Ingresos y egresos del caso base

INGRESOS			EGRESOS		
CONCEPTO	VALOR	%	CONCEPTO	VALOR	%
Azúcar	51099049.36	96.5	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	32788689.88	100
Cachaza	34514.41	0.07	Electricidad	0	0
Electricidad	641433.6	1.21	Petróleo consumido	0	0
Miel	1179586.84	2.23	Biomasa	0	0
Total	52954584.21	100	Total	32788689.88	100

Aquí la ganancia económica del caso base (GE) sería el total de ingresos menos el total de egresos por tanto:

$$GE_{cb}=52\,954\,584,21-32\,788\,689,88$$

$$GE_{cb}=20\,165\,894,33$$

Tabla 3.12 Ingresos y egresos del caso mejorado.

INGRESOS			EGRESOS		
CONCEPTO	VALOR	%	CONCEPTO	VALOR	%
Azúcar	51099049.36	96.33	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	32788689.88	100
Cachaza	34514.41	0.07	Electricidad	0	0
Electricidad	730828.8	1.38	Petróleo consumido	0	0
Miel	1179586.84	2.22	Biomasa	0	0
Total	53043979.41	100	Total	32788689.88	100

GE_{cm}:Ganancia económica caso mejorado

$$GE_{cm}=53\,043\,979,41-32\,788\,689,88$$

$$GE_{cm}=20\,255\,289,53$$

Para ver si mejoró la economía se le resta al GE_{cm} el GE_{cb}

$$\text{Ganancia}=GE_{cm}-GE_{cb}$$

$$\text{Ganancia}=20\,255\,289,53-20\,165\,894,33$$

$$\text{Ganancia}=89\,395,2$$

Conclusiones parciales.

1. Las principales potencialidades detectas en el análisis del flujo de información del caso base pueden resumirse en:
 - a. Reducción del alto valor de flujo de vapor expulsado a la atmosfera (22%)
 - b. Capacidad para un incremento de las ventas de energía eléctrica al SEN
 - c. Regulación de los Brix en los dos primeros vasos de los evaporadores y en la entrada de meladura en el tachó.
 - d. Reducción del porcentaje de flujo de agua tecnológica a los tachos.
2. El desarrollo del caso mejorado muestra que el central puede:
 - a. Reducir a cero el valor del flujo de vapor expulsado a la atmosfera.
 - b. Incrementar a 13,2 kWh/tc.
 - c. Cambios de valor del Brix en el vaso 1 de 19,8 a 22,39
 - d. Reducción del 5 al 3 % el flujo de agua tecnológica a los tachos.

Conclusiones generales.

1. Las potencialidades de mejoras del esquema térmico del central “Elpidio Gómez” están dadas en la reducción a cero del flujo de vapor expulsado a la atmosfera; incrementar la venta de energía al SEN; reorganizar la concentración de la meladura en el cuádruple efecto y tachos, así como reducir el agua tecnológica a los tachos.
2. La propuesta de modificación del régimen de operación del caso base lleva a que en el caso mejorado se reduzca a cero el flujo de vapor a la atmosfera por la válvula de escape; incrementar en 1,58 kWh /tc molida la entrega de energía eléctrica al SEN; incrementar la concentración de la meladura en 2,58 °Brix en el quíntuple efecto y reducir en un 2% el flujo de agua tecnológica a los tachos.
3. El análisis económico de los cambios propuestos en el esquema del caso mejorado muestra que se mantiene la venta de azúcar en un monto de 51 100 000.pesos

Recomendaciones

1. El sobredimensionamiento de los equipos del central posibilita un incremento de la capacidad de molienda a valores de la norma potencial o superior de existir posibilidades.
2. Trabajar para lograr un incremento superior de venta de energía al SEN, modificando las características del esquema y las normas operacionales.

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 exergética 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
- Klmes, 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 Thermoeconomic 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 Azúcar*, 40, 25-29.
- Pérez Ramos, D.L (2014). Integración de procesos y análisis de cogeneración en las producciones de azúcar y alcohol. *Centro Azúcar*, 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., Rodríguez -Chávez, 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

Anexo 1: Indicadores Globales caso base.

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	33.98	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	40.52	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	21.98	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	43.39	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	31.78	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	11.62	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	6.9	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	17.02	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	6.9	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	18.83	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	11.83	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	53.94	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	14.99	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	42.71	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	57.7	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	24.52	%
Eficiencia térmica en base a vapor	69.89	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	94.41	%
Relación calor potencia	2.85	
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	40.52	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	82.3	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	72.02	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma II 20 t/h	0.89	%

Anexo 2: Indicadores por Área del caso Base.

Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	28.52	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	13.51	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	86.97	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	86.97	%
Economía del área de evaporación	2.84	adimensional
Economía del múltiple efecto	2.84	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	20.61	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	42.53	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	29.27	%

Anexo 3: Indicadores por Equipo Caso Base

Nombre	Valor	Unidad
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador primario jugo alcalizado	1233.38	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador secundario jugo alcalizado	1291.56	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador jugo claro	1185.92	W/m ² .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador primario jugo alcalizado	143.78	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador secundario jugo alcalizado	159	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador jugo claro	124.76	%
Velocidad del jugo en Calentador primario jugo alcalizado	1.71	m/s
Velocidad del jugo en Calentador secundario jugo alcalizado	1.22	m/s
Velocidad del jugo en Calentador jugo claro	1.67	m/s
Efectividad termodinámica en Calentador primario jugo alcalizado	0.51	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador secundario jugo alcalizado	0.88	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador jugo claro	0.76	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador primario jugo alcalizado	78.68	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador secundario jugo alcalizado	45.28	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador jugo claro	26.25	K

Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador primario jugo alcalizado	38.53	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador secundario jugo alcalizado	5.43	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador jugo claro	6.25	K
Economía en Primer Vaso	0.93	adimensional
Economía en Segundo Vaso	1	adimensional
Economía en Tercer Vaso	1	adimensional
Economía en Cuarto Vaso	1.05	adimensional
Economía en Quinto Vaso	1.08	adimensional
Tasa de evaporación en Primer Vaso	15.84	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Segundo Vaso	27	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Tercer Vaso	17.94	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Cuarto Vaso	25.21	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Quinto Vaso	27.2	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Primer Vaso	1826.77	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Segundo Vaso	2009.7	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Tercer Vaso	1900.14	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Cuarto Vaso	970.21	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Quinto Vaso	558.26	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en Turbogenerador 3Mw	9.22	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbogenerador 2 de 3Mw	9.47	kg/kW.h
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	2.09	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	2.09	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera Evelma II 20 t/h	1.67	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	1.57	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	1.57	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera Evelma II 20 t/h	1	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en Condensador Barométrico 1	47.82	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en	47.97	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en Condensador Barométrico 1	6.59	K
Diferencia terminal de temperatura en	10.62	K

Anexo 4: Indicadores Globales Caso Mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	38,7	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	45	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	31,8	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	13,2	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	12,9	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	30,8	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	57,8	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	9,8	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	11,8	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	71,9	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	16,7	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	47,7	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	64,4	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	24,4	%
Eficiencia térmica en base a vapor	69,9	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	94,3	%
Relación calor potencia	2,9	
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	82,3	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	61,5	%

Anexo 5: Indicadores por Área Caso Mejorado.

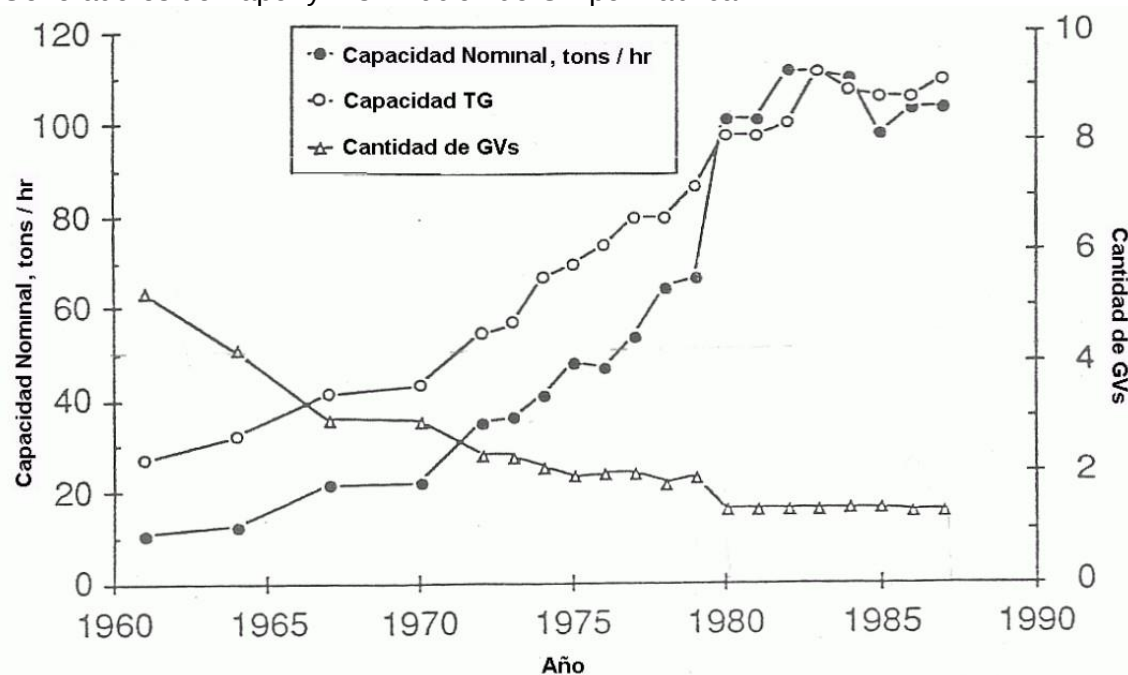
Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	38,3	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	11,1	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	71,4	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	270,5	%
Economía del área de evaporación	2,1	adimensional
Economía del múltiple efecto	2,1	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	20,7	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	26,2	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	23,2	%

Anexo 6 Indicadores por equipos Caso Mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador primario jugo alcalizado	1233,4	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador secundario jugo alcalizado	1291,6	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador jugo claro	1185,9	W/m ² .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador primario jugo alcalizado	143,8	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador secundario jugo alcalizado	159	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador jugo claro	124,8	%
Velocidad del jugo en Calentador primario jugo alcalizado	1,7	m/s
Velocidad del jugo en Calentador secundario jugo alcalizado	1,2	m/s
Velocidad del jugo en Calentador jugo claro	1,7	m/s
Efectividad termodinámica en Calentador primario jugo alcalizado	0,5	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador secundario jugo alcalizado	0,9	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador jugo claro	0,8	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador primario jugo alcalizado	78,7	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador secundario jugo alcalizado	45,3	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador jugo claro	26,2	K

Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador primario jugo alcalizado	38,5	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador secundario jugo alcalizado	5,4	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador jugo claro	6,2	K
Economía en Primer Vaso	0,9	adimensional
Economía en Segundo Vaso	1	adimensional
Economía en Tercer Vaso	1	adimensional
Economía en Cuarto Vaso	1,1	adimensional
Economía en Quinto Vaso	1,1	adimensional
Tasa de evaporación en Primer Vaso	21,3	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Segundo Vaso	23,8	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Tercer Vaso	14,4	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Cuarto Vaso	20,5	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Quinto Vaso	22,5	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Primer Vaso	2496,5	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Segundo Vaso	1814,8	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Tercer Vaso	1581,4	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Cuarto Vaso	792,8	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Quinto Vaso	443,5	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en Turbogenerador 3Mw	9,2	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbogenerador(2) 3Mw	9,5	kg/kW.h
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	2,1	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	2,1	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	1,6	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	1,6	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en Condensador Barométrico 1	47,8	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en	48	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en Condensador Barométrico 1	5,9	K
Diferencia terminal de temperatura en	10,6	K

Anexo 7: Tendencia en el Incremento de las Capacidades Nominales de los Generadores de Vapor y Disminución de GV por Fábrica



Anexo 8: Elevación del Punto de Ebullición versus Grados Brix.

