

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



TRABAJO DE DIPLOMA

**Título: Oportunidades de mejoras del esquema
térmico CAI 5 de Septiembre**

Autor: Luis Daniel Valle Díaz

Tutores: Ing. Reinier Jiménez Borges

Dr.C José P. Monteagudo Yanes

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

MSc. Junior Lorenzo Llanes

Curso 2015-2016

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD
UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS



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

Firma del autor.

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

Información Científico Técnico
Nombre y Apellidos. Firma.

Firma del Vice Decano.

Firma del Tutor.
Nombre y Apellidos.

Sistema de Documentación y Proyecto.
Nombre y Apellido. Firma.

Pensamiento

Nunca consideres el estudio como una obligación, sino como una oportunidad para penetrar en el bello y maravilloso mundo del mundo del saber.

Albert Einstein

Dedicatoria

Este logro está dedicado especialmente mi abuelo que aunque no está conmigo fue el que me dio la formación que hizo posible este sueño y a mi madre que siempre ha estado conmigo, a mi familia que siempre soñó con verme convertido en un profesional, a mis amigos y a todos los que son parte de mi vida diariamente.

Agradecimientos

- A mi mamá que se ha sacrificado toda la vida por mí y me ha guiado por el mejor camino.
- A Alain y Yamila que me han acogido como un hijo y me han ayudado mucho.
- A mis compañeros de aula con los que he vivido momentos buenos y difíciles durante todo este tiempo.
- A mis amigos David, José Ernesto, Castillo, Ricardo, José Manuel y Jesús, que siempre han estado conmigo.
- A mis tutores Reinier y Pepito por guiarme y por brindarme todo el tiempo y apoyo necesario para la realización de esta investigación.
- A los profesores de la CUJAE Pérez de Alejo y Junior que nos acogieron muy bien
- A todos los profesores del Departamento de Ingeniería Mecánica que contribuyeron en mi formación.
- A todos los trabajadores de la Fábrica Azucarera 5 de Septiembre que me ayudaron en su momento en especial a Milenis.
- En fin a todas las personas que me quieren

Resumen

El presente Trabajo de Diploma se realizó en la UEB "5 de Septiembre", del municipio Rodas, provincia Cienfuegos. Se realizó una búsqueda bibliográfica acerca de la evolución histórica de los esquemas térmicos, los equipos principales de los centrales azucareros y las mejoras realizadas para lograr una mayor eficiencia para aumentar la venta de electricidad al SEN. Se realizó un levantamiento del esquema térmico del central, se realizó el diagrama de flujo de información (DFI) y posteriormente se simuló en el software (STA v4.1). Luego de esta simulación se obtuvieron varias insuficiencias a partir de las cuales se realizaron varias propuestas de mejoras y luego se simuló nuevamente en un caso mejorado lo que dio como resultado el incremento de generación de electricidad, la eliminación de expulsión de vapor a la atmósfera y la disminución del consumo de vapor en tachos. Se realizó el análisis económico de ambos casos donde hay un incremento de las ganancias del caso mejorado respecto al caso base de 24 519,79 pesos por zafra.

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

Abstract

This diploma work was carried out in the UEB "September 5," municipality Rodas, Cienfuegos province. A literature search on the historical evolution of thermal schemes was carried out, the main equipment of the sugar mills and the improvements made to achieve greater efficiency to increase electricity sales to SEN. An uprising central heat scheme was performed, the flowchart of information (DFI) was performed and subsequently simulated in software (v4.1 STA). After this simulation several shortcomings from which several proposals for improvements were made and then was simulated again in a case improved what resulted in increased electricity generation were obtained, removing steam release into the atmosphere and reduced consumption of steam cans. Economic analysis of both cases where there is an increase in earnings improved from the case base 24 519.79 pesos per harvest case was performed.

Keywords: Efficiency, Simulation, Generation, Steam, Scheme

Índice

Introducción.....	1
Capítulo I. Los 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
1.3 Características de la evolución histórica de las máquinas básicas de los esquemas azucareros.	10
1.3.1 Molinos:.....	10
1.3.2 Generadores de Vapor:.....	11
1.3.4 Centrifugas:.....	13
1.3.5 Equipos de Evaporación.	15
1.4 Tendencias para un máximo de entrega de energía eléctrica al SEN (Sistema Eléctrico Nacional).	16
Capitulo II Descripción del Diagrama de Flujo de Proceso y confección del Diagrama de Flujo de Información del CAI 5 de Septiembre.	20
2.1 Descripción del esquema térmico y confección del Diagrama de Flujo de Información (DFI) para el CAI 5 de Septiembre	20
2.2 Características del Diagrama de Flujo del Proceso (DFP)	21
2.3 Características del Diagrama de Flujo de Información (DFI).....	22
2.4 Introducción al STE 4.1	23
2.5 Confección del DFI.....	24
2.5 CORRIENTES DE INFORMACIÓN	24
2.6 Módulos de cálculo.....	26
2.6.1 Módulos generales	27
Módulo Intercambiador.....	27
2.7 Cálculo del calentador liquido-liquido	28
2.8 Módulo vaso evaporador 2.....	30
2.9 Módulo Turbogenerador.....	31
2.10 Módulo Atemperador 3.....	32
2.11 Módulo Generador de Vapor 1.....	33
2.12 Modulo estación de Tachos.	34

2.13 Módulos lógicos	35
2.13.1 Módulos Conectores	35
2.13.2 Módulo Converge 2	36
2.13.3 Módulo Unión 1	36
2.13.4 Módulo Unión 2	36
2.13.5 Módulo Sustractor	37
Este módulo se usa para efectuar la diferencia de los flujos máscicos de dos corrientes de información, dando el valor absoluto.	37
2.13.6 Módulo Comparador.....	37
Capítulo III. Análisis de los resultados. Propuestas de mejoras.....	40
Introducción.....	40
3.1 Simulación del DFI. Caso Base.	40
3.1.1 Indicadores Globales.....	40
3.1.2. Análisis de los indicadores globales del DFI caso base	41
3.1.3 Indicadores por Área.	44
3.1.4 Análisis de los indicadores por área del DFI Caso Base.....	45
3.1.5 Indicadores por Equipos.....	46
3.1.6 Análisis de los indicadores por Equipos del DFI Caso Base.	46
3.1.7 Propuestas de mejoras.	48
3.1.8 Indicadores globales caso mejorado.	48
3.1.9 Análisis de los indicares globales caso mejorado.	49
3.1.10 Análisis de los indicares por área caso mejorado.	49
3.1.11 Indicadores por equipos caso mejorado.....	50
3.2 Análisis económico.....	51
Conclusiones.....	55
Recomendaciones.....	57
Bibliografía.....	59
Anexos	63

Introducción

El presente trabajo de diploma se realizó en la "UEB 5 de Septiembre" Rodas, provincia Cienfuegos, situada al noroeste de la provincia, cerca del poblado de Turquino en el municipio de Rodas, Km 208 de la Autopista Nacional. Enclavada en una pequeña meseta distante 42 km. de Cienfuegos y 16 km. de Rodas, cabecera municipal. Se dedica a la producción de la caña de azúcar y sus derivados con altos rendimientos agrícolas e industriales, al incremento y rendimiento de los cultivos varios, pecuarios, forestales y frutales, a la construcción y apoyo de viviendas y obras estatales para los pobladores del lugar, a la utilización y explotación de la torula, miel, cachaza, bagazo, entre otros, y finalmente al cuidado del medio ambiente.

Esta industria azucarera es un perfil importantísimo para la economía cubana ya que la producción de azúcar de caña ha sido un resultado satisfactorio de un arduo y sólido trabajo agrícola e industrial en la búsqueda de mayores producciones y mejor calidad al menor costo posible. Hoy en día en nuestro país han ocurrido varios cambios en la industria azucarera las cuales han surgido con el objetivo de mejorar la producción de azúcar crudo y la calidad de la misma, logrando un menor consumo de energía y un menor consumo de otros recursos. A pesar de todas las modificaciones estructurales sufridas por el MINAZ en el transcurso de los últimos años, que dieron al traste con su desaparición, el desmantelamiento de un grupo de ingenios, así como la desmotivación y abandono de un por ciento importante de técnicos y trabajadores de este sector, han propiciado que la industria azucarera esté llamada hoy a recuperar su lugar dentro de la economía nacional mejorando las instalaciones y garantizando un producto final con una buena calidad. Nuestro país desde el comienzo no ha tenido un sustancial salto de mejoras en los esquemas térmicos de los centrales azucareros por lo que se realiza un análisis de estos esquemas en particular del central "5 de Septiembre" para proponer mejoras y así lograr una mayor eficiencia del mismo.

Problema científico: El esquema térmico del central “5 de Septiembre” de la provincia de Cienfuegos corresponde a los proyectos azucareros de los años 70 del siglo XX y no ha incorporado los últimos avances en la rama industrial azucarera que posibilite lograr un alto rendimiento energético con un mínimo de inversiones

Hipótesis: El estudio del actual esquema térmico del central azucarero objeto de estudio permitirá conocer las oportunidades de mejoras energéticas, con un mínimo de inversión y una alta eficiencia.

Objetivo general: Determinar las potencialidades de mejoras energéticas del esquema térmico del “CAI 5 de Septiembre”, con un elevado rendimiento energético y mínimas inversiones

Objetivos específicos:

1. Conocer el estado actual y las tendencias de mejoras del esquema térmico de la industria azucarera.
2. Realizar el levantamiento del actual esquema térmico del central azucarero “5 de Septiembre” de la provincia de Cienfuegos y evaluar las principales limitaciones para un trabajo eficiente.
3. Desarrollar propuestas de mejoras energéticas del esquema térmico del central, auxiliado del software de simulación térmico azucarero.
4. Realizar la evaluación económica de las propuestas de mejoras.

Capítulo I

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

Introducción al capítulo.

En este capítulo se realiza una búsqueda bibliográfica relacionada con los esquemas térmicos de los centrales azucareros la evolución de estos y los principales saltos de mejoras hasta la fecha. Se describen los principales equipos de estos esquemas. Se analiza las tendencias y el estado actual a nivel mundial para una mayor generación de electricidad en los centrales azucareros y a partir de aquí se estudian estas tendencias en nuestro país para un máximo de entrega de electricidad al Sistema Eléctrico Nacional (SEN).

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

El proceso de obtención de azúcar es muy simple partiendo de la extracción con molinos de baja eficiencia. El jugo obtenido se evapora a fuego directo en recipientes abiertos, en los que se efectúa una clarificación por medio de la adición de cal y floculantes de origen vegetal hasta obtener una cachaza que se extrae manualmente. Se mantiene el jugo ya clarificado al fuego hasta lograr una concentración entre 90 a 92 °Brix. (Colectivo de Autores 2010) (Marín, 2012).

Se deja enfriar naturalmente en moldes de formas diferentes y una vez fríos el producto queda listo para su distribución y consumo. En el siglo XVIII se produjeron los primeros trapiches y en el XIX con la Revolución Industrial se promovió el rápido cambio y crecimiento de esta industria hasta asimilar la máquina de vapor y los equipos de evaporación a múltiple efecto a partir de los descubrimientos del Norteamericano Robert Riellieux.

La industria permanece sin muchos cambios apreciables hasta que los problemas energéticos y la presencia de diferentes tipos de edulcorantes, naturales o sintéticos , en el mercado , 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, elementos tradicionales de la industria , así como la generación de excedentes de bagazo y electricidad para la venta a la red pública , como nuevos elementos que de alguna forma modificaron mucho los esquemas de proceso.

De ahí que la producción cañera haya tenido que elevar su rendimiento agrícola (producción de caña por caballería o hectárea de tierra cultivada) mediante la aplicación de tecnologías modernas para poder reducir sus costos y la industria haya tenido que modificar sus esquemas de proceso y, abrirse a las nuevas tecnologías para elevar su eficiencia y mantener la hegemonía de la producción azucarera.

El incremento del rendimiento agroindustrial, es decir la producción de azúcar por superficie cultivada de caña ha sido el resultado de un arduo y sólido trabajo agrícola e industrial en la búsqueda de mayores producciones con mejor calidad al menor costo posible.

En países como Sudáfrica, Colombia, Australia y en algunas regiones continentales de América se obtienen como promedio de 80 a 100 t. de caña por Ha. (95 000 a 120 000 @ (arrobas) por Ca (caballerías), con rendimientos industriales base 96 Brix del orden del 14,00 % lo que integralmente representa un rendimiento agroindustrial de 12 a 14 t de azúcar por Ha de tierra (150 a 190 t. por Ca).

Otro importante cambio que se ha producido en la industria para satisfacer la demanda del mercado es el relativo a que la mayor parte del azúcar para usos domésticos y hasta para determinadas producciones sea azúcar blanca por un proceso directo.

Para estos esquemas de producción de azúcares la calidad de la materia prima es fundamental, puesto que ella condiciona en gran medida el resultado de la industria; aunque si ella no está organizada y operada adecuadamente puede ocurrir que la cuantía de las pérdidas, aún en buenas condiciones de materia prima sea tal, que reduzca las utilidades al extremo de hacer irrentable la producción. De ahí la importancia de 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, con el diseño de diferentes tipos de cuchillas picadoras de caña, desfibradoras y desmenuzadoras para lograr índices de celda rotas superiores al 85 %.
- Presiones hidráulicas en molinos, de 60 a 75 t por pie (196 a 246 t. por m) lineal de maza.
- 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 60 °C.
- Esquemas eficientes de uso del vapor para producir excedentes de bagazo para otras producciones y electricidad para la venta a la red pública (Colectivo de Autores, 2010).

En la Figura I.1 se presenta el esquema energético de un central azucarero tradicional, caracterizado por la simplicidad de su esquema. La presión del vapor directo es baja al igual que lo es la presión de escape. Como corresponde a un esquema elemental de consumo, los calentadores de jugo, el cuádruple efecto y los tachos reciben vapor de escape. Este esquema dimensionado para una capacidad base de 100 000 @ (1 150 ton) de caña por día contaba con una presión de trabajo del GV de 10.5 kg/cm² y una temperatura del vapor de 206 °C.

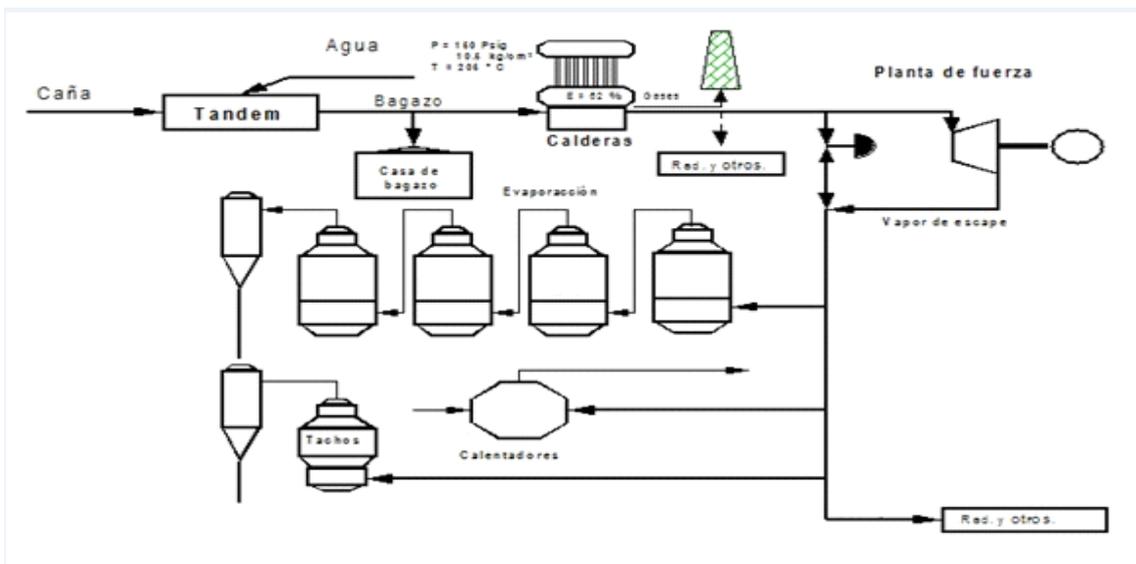


Figura. I.1 Esquema térmico tradicional para una capacidad base de 100 000 @

Fuente (Colectivo de Autores, 2010)

Con la introducción de una nueva generación de GV de 25 y 45 ton/h de vapor a 1720 y 2760 kPa (18 y 28 atm.) , pre evaporadores operados con vapores de hasta 207 kPa (2.0atm) se logran esquemas eficientes de bajo consumo específico de vapor en proceso(Batule,2011).

- Es posible obtener consumos específicos de vapor en el proceso de menos de 400 kg. de vapor por ton. de caña molida.
- 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, meladura y mieles, para la obtención de azúcares de alta calidad y blancos por un proceso directo. Se destacan con mayor importancia los clarificadores de menos de 1.0 hora de retención.
- Esquemas de cristalización continua con cristalizadores de más de 1.25 m²/m³ e introducción del cristizador al vacío.
- 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 ton. por carga de gran autonomía.
- Centrífugas continuas para masas de agotamiento de hasta 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, etc.

El desarrollo de la industria azucarera ha estado íntimamente vinculado al de los esquemas energéticos de producción y consumo, y ha estado condicionado a un grupo de factores tales como:

- Evolución de la tecnología en sí misma.
- Rentabilidad de la producción principal (Azúcar).
- Precios de los combustibles.
- Precios de la electricidad.
- Desarrollo y posibilidades de las industrias derivadas, principalmente a partir del bagazo.
- Características generales de la agroindustria: estabilidad de molida, variedades disponibles, estructura de corte y tiro, etc.

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

Este desarrollo ha conducido en la actualidad a la estimulación de sistemas de generación y uso de la energía (vapor) que permitan excedentes energéticos sin perjuicio de la producción de azúcar, los cuales han llegado a constituir una fuente importante de ingresos en beneficio de los costos de producción. Ha permitido, al mismo tiempo, que los ingenios estén preparados para asumir con determinada flexibilidad condiciones desfavorables de operación y sostenerse energéticamente.

La operación eficiente y estable del proceso de producción de azúcar no se concibe sin un respaldo energético sólido, asociado también a una correcta concepción y operación del mismo.

El sistema termoenergético de los ingenios productores de azúcar está compuesto básicamente por los bloques siguientes:

Bloque de generación: Formado por la planta de generación de vapor con sus equipos auxiliares necesarios para sus operaciones.

Bloque de fuerza: Todos los motores primarios, que incluyen máquinas reciprocantes, turbinas de accionamiento mecánico y los turbogeneradores.

Bloque de consumo: Conformado por las superficies de intercambio de calor de los equipos tecnológicos del proceso de fabricación de azúcar.

En comparación con los sistemas termoenergéticos para la producción exclusiva de electricidad, el sistema empleado en las fábricas azucareras resulta mucho más eficiente en el uso global de la energía generada. En los ingenios se logra producir toda la energía que demandan los motores primarios para entregar la fuerza requerida por la fábrica (e incluso, una fracción sobrante hacia el exterior fundamentalmente como electricidad) y además, a expensas

de la energía remanente en el vapor de escape o exhausto, sostener energéticamente los sistemas de transferencia de calor inherentes al proceso de fabricación del azúcar. Este concepto se define como cogeneración y constituye la base de la eficiencia de la generación en la industria azucarera. (Almazan del Olmo, 2012)(Ramos, 2014).

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 10 % de la energía es por cogeneración en ingenios azucareros, utilizando el bagazo como combustible y con tecnologías de turbinas de contrapresión exclusivamente.

La diferencia radica esencialmente en que en las Plantas Termoeléctricas (PTE) gran parte de la energía generada se va al mar u otra fuente de enfriamiento por la vía de los condensadores de superficie, y en la industria azucarera es posible condensar el vapor de escape en las superficies de transferencia de calor de los equipos tecnológicos del proceso que actúan como el equivalente de los condensadores de superficie de las PTE. El jugo y el resto de los productos intermedios azucarados (meladura, mieles, etc.) actúan como el equivalente de las aguas de enfriamiento de las PTE.

Por la razón anterior es que la eficiencia global de los esquemas de uso del vapor de la industria azucarera es más eficiente que los de las PTE, a pesar de que éstas operan con mayores eficiencias individuales en los bloques de generación y fuerza.

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 del bagazo para ser usada como combustible posteriormente en un motor o turbina de gas, acoplado a un generador eléctrico. (Pina, 2015) (Alves, 2015).

Las variantes dependen también de la presión y temperatura del proceso, cogenerándose entre 25 y 40 kWh/t de caña molida con presiones de vapor y temperaturas bajas, y 80 kW/t o más de caña con presiones y temperaturas de trabajo medias o altas. Mientras, con las turbinas de gas es posible alcanzar más de 250 kWh/t de caña molida (Amaya, 2014) (Ramos, 2014).

1.3 Características de la evolución histórica de las máquinas básicas de los esquemas azucareros.

1.3.1 Molinos:

Entre 1845 y 1882 se introdujeron importantes mejoras tecnológicas en las fábricas de azúcar en España ocasionando un gran cambio en el proceso productivo que afectaban a todas y cada una de las fases de este proceso, es decir, a la molienda, a la sala de calderas y a la casa de purga, siendo el vapor el elemento imprescindible de todo el proceso de fabricación ya que estaba presente en cada una de sus diferentes operaciones. En la primera de ellas, iniciaba por medio de la energía mecánica aportada por la máquina de vapor, a la rotación por medio de los rodillos de los trenes de molinos; seguidamente, se utilizaba para las operaciones de purificación y concentración de los jugos, finalizando su uso en el accionamiento de las turbinas de centrifugación. Con estos nuevos molinos a vapor no se pudo optimizar en principio, el rendimiento caña/azúcar dado que el porcentaje de jugo extraído de la caña continuaba siendo aproximadamente entre el 60 y 65 por ciento del contenido de esta.

En 1848 llegaron estos ingenios a la isla de Puerto Rico y en 1886 se introdujo la desfibradora. Para finales del siglo XIX con la colocación de juegos sucesivos de molinos de tres rodillos horizontales formando un triángulo equilátero o isósceles y dispuesto en tándem accionado por una máquina, se alcanzó la solución definitiva (Figura 1.2b). Este modelo revolucionario fue sustituyendo progresivamente a todos los demás. Para esta fecha se generalizó el uso de cuchillas rotatorias, desfibradoras y desmenuzadoras lo cual contribuyó positivamente a la mejora de los rendimientos en la extracción del jugo de la caña incluso para ello, se dimensionaron molinos de cinco y hasta de ocho masas, pero sin apenas éxito.

En la actualidad se utilizan diferentes tipos de molinos (o desfibradora) (Figura I.2 a) como es la desfibradora pesada ‘in line’ de Fives Cail-Fives Fletcher. La desfibradora tiene un diámetro de barrido de 1900 mm X 2134 mm de ancho nominal, con 8 filas de martillos que van a operar a una velocidad de diseño de 900 rpm y serán accionados por un motor eléctrico acoplado a un arrancador electrolítico. Los ingenios cubanos en su gran mayoría cuentan con cuchillas picadoras o martillos oscilantes para la preparación de la caña. A diferencia con los nuestros, en el resto de los países productores de azúcar de caña en los años 70 y 80 se generalizaron las desfibradoras para la preparación de caña, por sus múltiples ventajas.(Marín,2012).

1. Las fibras de la caña preparada por cuchilla o martillo es muy diferente a la desfibradora que como su nombre lo indica “Desfibra la Caña” dando como resultado fibras más larga que homogeniza el colchón y disminuye la cantidad de bagacillo, además su tamaño ayuda a la combustión en las calderas.
2. Un solo equipo puede sustituir 3 cuchillas.
3. La desfibradora pesada horizontal permite alimentarla con caña picada (Combinadas) o con caña larga lo cual sustituiría la mesa alimentadora, que tiene un costo de inversión superior al millón de pesos.

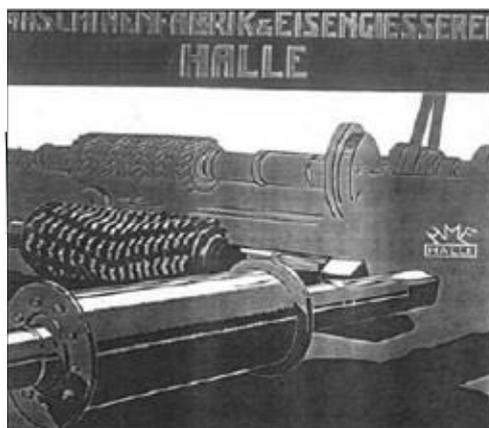
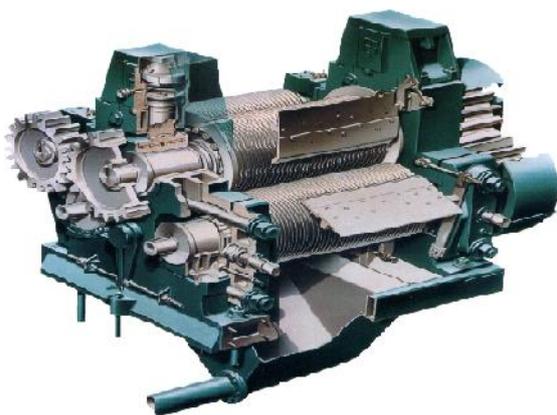


Figura I.2 a) Molino de tres cuchillas b) Molino antiguo Fuente(Marín 2012)

1.3.2 Generadores de Vapor:

Durante las dos primeras décadas del siglo XX los generadores de vapor incrementaron sus presiones y temperatura hasta 1 986,02 kPa y 292.85 °C

(146⁰C de sobrecalentamiento) respectivamente. En 1921, se puso en operación calderas de 3102.65 kPa y 343.33⁰C de temperatura. El vapor se recalentaba a 260⁰C y se usó agua de alimentación que se calentaba a 149⁰C. En 1924, se fabricaron GV a 3 792,13kPa y 385 ⁰C. El vapor se recalentaba a 371,11⁰C. En 1925, se fabricaron calderas de 8 273,74 kPa y 371,11⁰C con vapor recalentado a 371,11⁰C. Previamente a medida que se incrementaban las estaciones de generación eléctricas 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. La necesidad del incremento del uso de las GV 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 fabricaron en capacidades hasta de 0.04kg/s a 8 963 kPa y a temperaturas de 482,22⁰C. 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. 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 0.04kg/s a 8 963 kPa y a temperaturas de 482,22⁰C (Figura I.3 a). Las calderas modernas de la industria azucarera son unidades productoras de vapor que permiten la quema de una amplia gama de combustibles con características diferentes, entre ellos, los combustibles fibrosos tales como bagazo de caña , chips de madera, residuos forestales u otros derivados de biomasa(Figura I.3 b).

A diferencia de las calderas convencionales, las calderas modernas poseen un intercambiador de calor que, además de precalentar el aire de combustión, calienta el aire de turbulencia ("over-fire"), lo que mejora el rendimiento térmico del sistema.

Además, poseen un equipo de recuperación de calor adicional (economizador), que sirve para elevar la temperatura del agua que llega al domo y mejorar aún más su eficiencia, alcanzando valores cercanos al 85% cuando se quema solamente bagazo.

Estas calderas poseen una superficie de calefacción de 2 680 m², con una producción nominal de 120 t/h a una presión manométrica de 22 kg/cm² y una temperatura de vapor de 350°C. Esta caldera operaba con precalentador de aire, de 6 552 m² de superficie de transferencia de calor, un sistema de inyección de aire secundario caliente para favorecer la turbulencia en el interior del hogar, un economizador de 1 005 m² de superficie y un lavador de gases. Otras calderas modernas también poseen una superficie de calefacción de 2 680 m², con una producción nominal de 120 t/h a una presión manométrica de 42 kg/cm² y una temperatura de vapor de 450°C. Estas calderas poseen una grilla inclinada y operan con precalentador de aire de 4 167 m² de superficie de transferencia de calor, un sistema de inyección de aire secundario caliente para favorecer la turbulencia en el interior del hogar, un economizador de 1 614 m² de superficie y un lavador de gases (Batule, 2011).

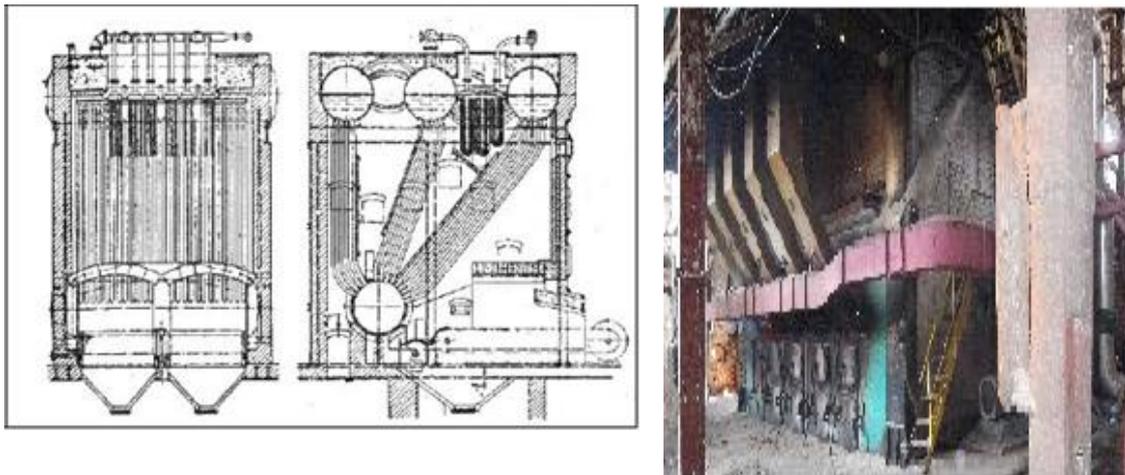


Figura. 1.3 a) Caldera acuotubular b) Caldera RETAL montada en un Ingenio Azucarero. Fuente (Batule 2011)

1.3.4 Centrifugas:

Desde el comienzo del desarrollo de la máquina centrífuga se puso énfasis en el aumento de la velocidad para obtener una separación mejor de los cristales y la miel, en 13 años, la velocidad se incrementó tres veces, ofreciendo centrifugas hasta de 2 400 rpm, pero debido, a la viscosidad alta no tuvo éxito. La turbina centrífuga fue otra de las innovaciones técnicas importantes importadas de otras fábricas de azúcar que se introdujeron a mediados del

siglo XIX para sustituir el sistema tradicional de purga y blanqueo de la masa cocida en pilones. No fue hasta 1849 que se introdujo en Cuba (Figura I.4 b). Su principio de funcionamiento se basaba en un cilindro de hierro hueco con un tambor de tela metálica en su interior unido a un eje vertical que por medio de engranajes o conos de fricción lo hacían girar a gran velocidad (aproximadamente 1 000 rpm) dentro del cilindro de fundición, por donde se vertía la mezcla de azúcar cristalizada y mieles provenientes del tacho, sometiéndola seguidamente a una gran velocidad de rotación. 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. Por otra parte, las mieles se recogían en un depósito inferior, pudiendo volver a ser cocidas y posteriormente ser sometidas a una segunda o tercera centrifugación. En un principio, las turbinas eran de conos efectuando la descarga manualmente, proceso mucho más laborioso y costoso. A principios de siglo se introdujeron turbinas centrífugas más avanzadas tecnológicamente movidas por motores eléctricos independientes que hacían la descarga de las mieles automáticamente, por lo que se economizaba bastante el proceso (Figura I.4 a) La mayoría de las centrífugas de carga actuales operan entre 1 000 y 1 500 rpm.

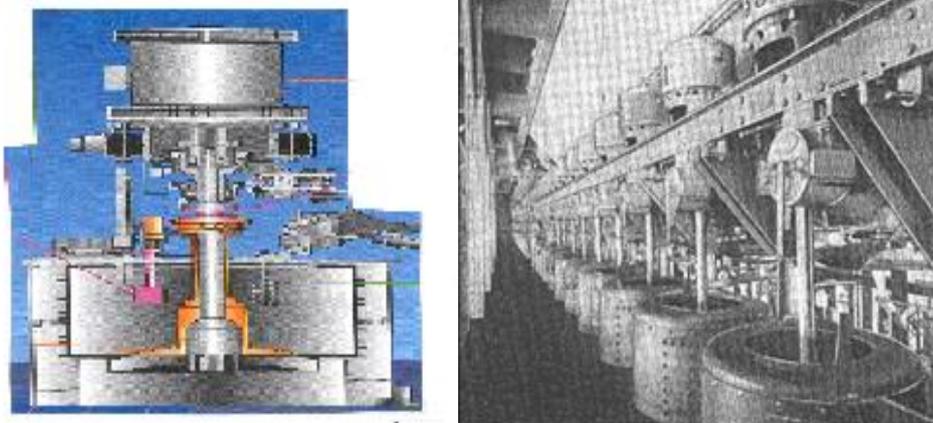


Figura I.4 a) Centrifuga continua b) Batería de centrifugas Fuente.(Marín 2012)

I.3.5 Equipos de Evaporación.

En 1845 Norbert Rillieux instaló en Packwood (Louisiana) el primer evaporador de múltiple efecto al vacío, perfeccionando un modelo basado en el patentado por Howard y cuya diferencia 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 cuerpos 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 80 °C, siendo el vapor resultante aspirado por la siguiente caldera y ésta por la tercera, hirviendo el jugo entre 50 y 60 °C y a menor presión. Cuando éste se evaporaba pasando a mezcla era evacuado y rellenado por su predecesor, por lo que se trataba de establecer un recorrido continuo de jugo y vapor, ya que se producía vapor a partir de la ebullición del jugo en los cuerpos. Estos sistemas de evaporación fueron aumentando el número de evaporadores con cuádruple y quíntuple efecto (Figura I.5) durante el primer tercio del siglo XX. (Marín,2012). Prashant Balpande, en su trabajo "Diseño de un evaporador de múltiple efecto" considera que la optimización correcta de jugo en este puede mejorar la eficiencia del sistema y conduce en última instancia a la reducción de costos de explotación (Balpande,2014).

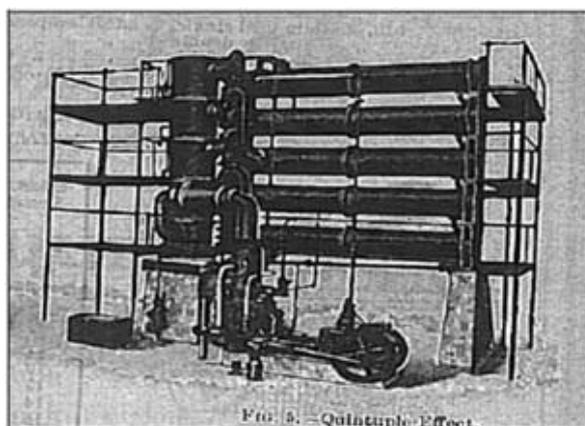


Figura I.5 Evaporador de quíntuple efecto de la casa Mirrlees - Watson. Fuente (Marín 2012)

Tachos:

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

Los tachos eran recipientes cilíndricos de cobre independiente en cuyo interior se encontraban calandria o serpentines por los que circulaba vapor proveniente de la GV generadora de éste (Figura I.6). 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. (Marín, 2012).

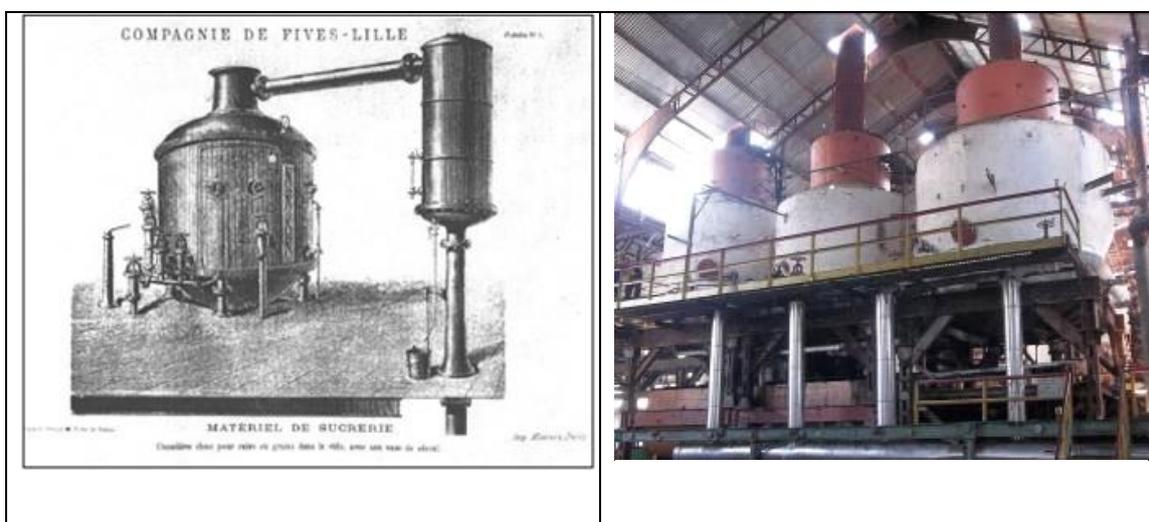


Figura I.6 a) Tacho para la cocción y cristalización de la compañía Fives- Lille.b)
Tachos ubicados en centrales cubanos actuales. Fuente (Marín 2012)

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

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 un potencial de 664 GWh, para un 58% de aprovechamiento de la capacidad instalada con un índice de 10.7 kWh/t por caña molida. A finales de los años noventa, el sector contaba con 156 centrales, de ellos 150 tenían plantas eléctricas y 331 turbogeneradores instalados, con una capacidad potencial 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/t por caña molida.

Con el proceso de reestructuración experimentado entre el 2002 y el 2005 por la agroindustria, la capacidad potencial se redujo a 478 5 MWh, localizada en 61 centrales azucareros. Actualmente se disponen de 185 generadores de vapor, de los cuales el 80% trabaja a presión de 18 kg/cm² y el 20% restante a presión de 28 kg/cm².

El 70% de los hornos son de parrilla y disponen de un módulo de eficiencia y tiro balanceado que garantiza la generación de vapor ponderada al 75%. Además, el 60% de los turbogeneradores instalados son de 4 MWh o mayores. Si bien la capacidad instalada se redujo en 247 5 MWh con relación a 1991, por el proceso de redimensionamiento del sector, el índice de generación se ha duplicado hasta 38 kWh/t por caña molida en las últimas zafras, resultado de los esfuerzos dirigidos a mejorar el balance energético en las fábricas.

La potencia instalada al cierre de 2010 era de 497 50 MWh, con un consumo anual del sector, incluyendo su propia generación, de 830 GWh, del cual se aportan al SEN 310 GWh.

La cogeneración mediante un programa inversionista que facilite el aumento de presión en las calderas de los centrales azucareros y la instalación de turbogeneradores de extracción/condensación, puede incrementar significativamente el aporte de electricidad al balance nacional, estimándose un potencial de 2 500 GWh a mediano y largo plazo. Además, actualmente se desarrolla un programa de construcción de bioeléctricas bagaceras anexas a centrales azucareros con la colaboración de inversionistas extranjeros.

En Cuba existe actualmente una capacidad instalada de 470 MW en 57 centrales azucareros del país, como proyección para el año 2030 se estima el empleo de 19 bioeléctricas con una capacidad de 755 MW. El CAI 5 de Septiembre está contemplado en las nuevas bioeléctricas y constará con una capacidad de 60 MW. La figura I.7 muestra la distribución y capacidad de estas bioeléctricas en el País.



Figura I.7 Distribución y capacidad de bioeléctricas en el País.

Conclusiones

1. En los esquemas térmicos actuales lo más común es emplear presiones de 6 790 kPa y temperaturas de 793 K, pero en experiencias comerciales se usan de presiones del orden de 10 100 kPa y 813 K de temperatura.
2. El estado actual y las tendencias del sector azucarero mundial en cuanto a la cogeneración muestra a Brasil como con una capacidad instalada de 10 GW y pasará a más de 30 GW en 2020. Esto representa el 18% de la matriz energética brasilera en ese año.
3. En China e India, la cogeneración participa con cerca del 13% y 5% de la generación y prevé para 2030 un incremento de 28% y 26% respectivamente.
4. Las tendencias para la cogeneración en Cuba prevé pasar capacidad instalada de 470 MW en 57 centrales azucareros del país, a 755 MW para el año 2030 con 19 bioeléctricas distribuidas en el territorio nacional.

Capítulo II

Capitulo II Descripción del Diagrama de Flujo de Proceso y confección del Diagrama de Flujo de Información del CAI 5 de Septiembre.

Introducción

Se realiza el levantamiento del Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) del central 5 de Septiembre y se realiza una breve descripción del mismo. Se aborda acerca del software (Sistema Termoazúcar) utilizado para la confección del Diagrama de Flujo de Información (DFI) así como los módulos y las variables correspondientes a cada uno. Se realiza el DFI del central 5 de Septiembre.

2.1 Descripción del esquema térmico y confección del Diagrama de Flujo de Información (DFI) para el CAI 5 de Septiembre

La UEB “5 de Septiembre” cuenta, en el sistema de preparación y extracción de la sacarosa de la caña, con dos cuchillas una desfibradora de caña, cinco molinos de cuatro masas, el cual está diseñado para procesar 190 ton/h con un flujo de agua de imbibición de 60 m³/h.

En el sistema de generación de vapor el combustible usado es bagazo proveniente de la molienda, se cuenta con dos GV acuotubulares modificado cada una con capacidad instalada de 60 ton y 40 ton de vapor sobrecalentado por hora, presión de 24 kg/cm² y temperatura de 400°C. Existen dos turbogeneradores de 4 MW cada uno, se tiene una válvula de estrangulación para en caso de la salida de alguno de los turbos, por una avería, suplir las necesidades térmicas. Al escape de dichos turbos y la salida de la válvula se encuentra el colector de vapor de escape en el cual se obtiene el vapor con las propiedades idóneas para el proceso (presión 1.7 kg/cm² y temperatura 130°C). El vapor de escape es utilizado por los pre-evaporadores (dos pre-evaporadores), estos trabajan en paralelo, los cuales produce vapor a partir del agua contenida en el jugo alcalizado y este es usado a su vez por los calentadores y por los tachos para el proceso de cocción de las diferentes masas.

Existen cuatro calentadores tipo Weber de los cuales:

- Uno es líquido a líquido el cual usa el condensado contaminado para elevar la temperatura del jugo alcalizado.
- Uno primario que usa vapor de los pre-evaporadores, su función es aumentar la temperatura al jugo alcalizado.
- Uno rectificador que usa vapor de los pre-evaporadores, su función es rectificar la temperatura del jugo alcalizado.
- Uno calentador rectificador que usa vapor de escape, esta rectifica la temperatura del jugo clarificado, es usado solamente cuando la producción de vapor es insuficiente.

El condensado obtenido en los calentadores (excepto en el líquido-líquido) y en el primer vaso del evaporador no está contaminado por lo que es almacenado en un recipiente para ser usado posteriormente como agua de alimentación en las calderas. El condensado contaminado es usado como agua de imbibición.

En el proceso existen siete tachos:

Tachos 1 y 3: Masa cocida C.

Tachos 6, 7,8: Masa cocida B.

Tachos 4, 5: Masa cocida A.

Los tachos son los últimos consumidores de vapor en el proceso de producción de la azúcar y con ellos se cierra el esquema térmico. El condensado obtenido aquí es puro por lo que es almacenado y reinsertado en el sistema como agua de alimentación para las calderas.

2.2 Características del Diagrama de Flujo del Proceso (DFP)

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 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. Los parámetros que normalmente caracterizan a una corriente son el flujo, la presión, la temperatura y la composición. A continuación, se muestra el Diagrama de Flujo de Proceso del CAI 5 de Septiembre.

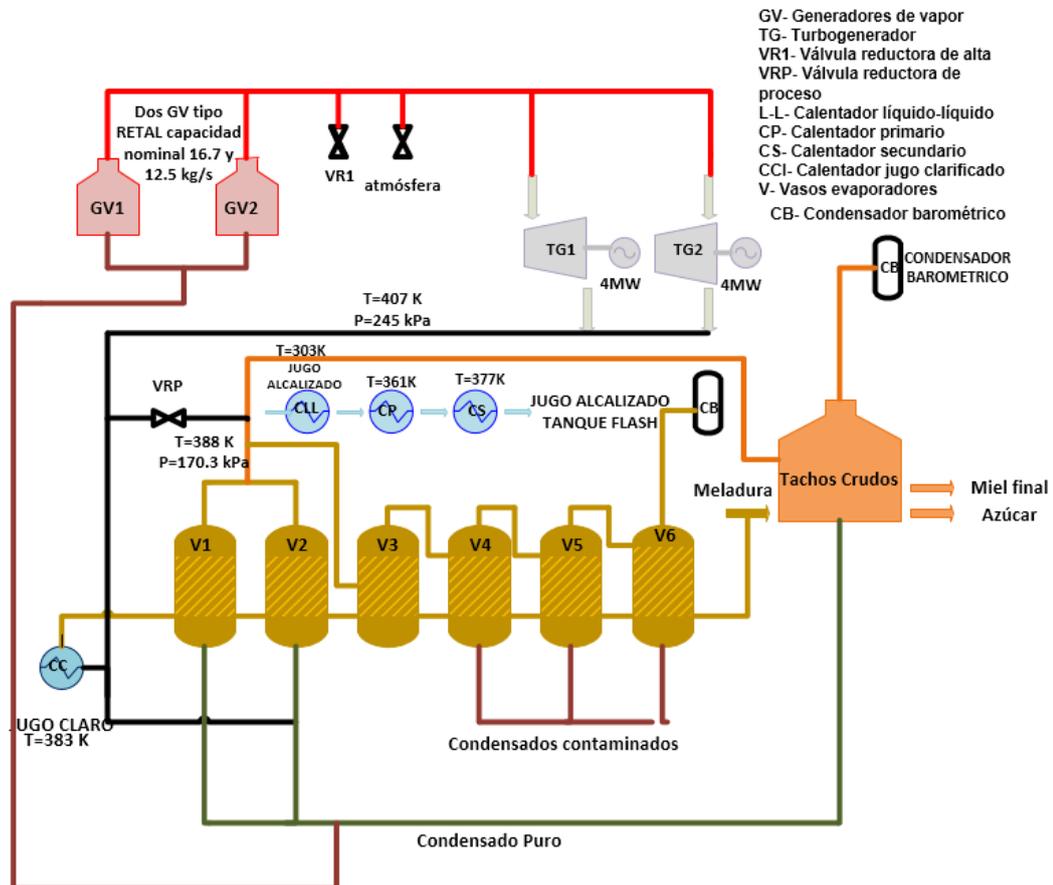


Figura II.1 Diagrama de Flujo de Proceso CAI 5 de Septiembre (DFP). Fuente: Elaboración propia.

2.3 Características del Diagrama de Flujo de Información (DFI)

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. Como es de esperar para la confección de DFI se requiere del conocimiento del DFP.

Debe tenerse en cuenta que no siempre el sentido de flujo de la información tiene que coincidir con el de los flujos de materiales y energía en el proceso. En la figura se muestra la imagen del Diagrama de Flujo de Información.

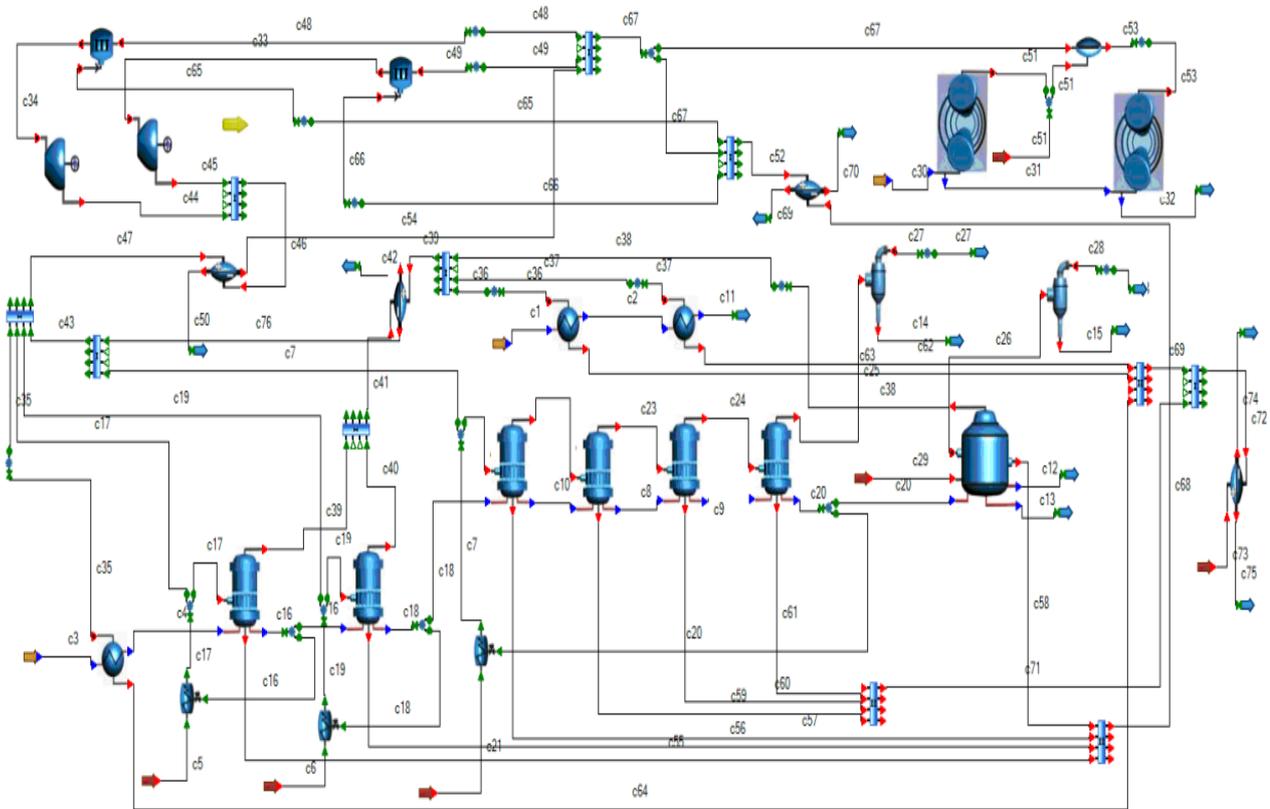


Figura II.2 Diagrama de Flujo de Información (DFI) del CAI 5 de Septiembre. Fuente: Elaboración propia.

2.4 Introducción al STE v4.1

TERMOAZUCAR es un programa de simulación del tipo modular-secuencial en estado estacionario, concebido para realizar la evaluación de los Sistemas Termoenergéticos STE en fábricas de azúcar.

El uso de este programa implica el conocimiento y ejecución de los siguientes pasos generales:

- I.- Confección del Diagrama de Flujos de Información (DFI) del proceso a simular.
- II.- Preparación de la información de entrada a la máquina.
- III.- Ejecución de la simulación.
- IV.- Análisis de resultados.

2.5 Confección del DFI.

El DFI del proceso es una representación esquemática de los flujos de información que se manejarán en los cálculos y constituye la vía mediante la cual se establece la comunicación usuario-máquina. El DFI se construye a partir del Diagrama de Flujos del Proceso (DFP) pero no es lo mismo que éste. El DFP está formado por equipos y corrientes de proceso, mientras que el DFI está formado por módulos de cálculo y corrientes de información. Lógicamente, para construir el DFI es necesario conocer los distintos módulos de cálculo disponibles en el programa, Algo parecido sucede con las corrientes, no existe correspondencia entre las corrientes de información en el DFI y las corrientes del proceso en el DFP:

2.6 Corrientes de información

Las corrientes de entrada al DFI se representan en su inicio mediante una flecha gruesa, existiendo tres tipos:

 **Corriente vapor o agua**

 **Corriente azucarada**

 **Caña**

Las corrientes de salida del DFI se representan en su final mediante una flecha gruesa con una cruz delante:

 **Corriente de salida**

A continuación, se muestran todos los datos introducidos en los módulos del DFI pertenecientes al CAI 5 de Septiembre. En la tabla II.1 se muestran los datos asociados a la corriente de entrada del módulo caña molida y su representación en el DFI.

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

Representación en DFI	Variables	Valor
	Temperatura (K)	302,85
	Presión (kPa)	101
	Flujo másico de caña molida (kg/s)	53
	Cantidad de horas que se muele al día	24
	Fibra en caña (%)	15,5
	Pol en caña (%)	9,95
	Pureza del jugo absoluto (%)	82,81

Esta corriente no necesariamente tiene que entrar a un módulo. 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 II.2 se muestran los datos asociados a la corriente del módulo entrada azucarada y su representación en el DFI.

Tabla II.2 Corrientes azucaradas.

Representación en DFI	Corriente	Variables	Valor
	Bagazo	Temperatura (K).	305
		Presión (kPa).	101
		Bagazo en Caña (%).	33.38
		Fibra (%).	47.56
		Pol (%).	1.63
		Humedad (%).	49.73
	Jugo Alcalizado	Temperatura (K).	328
		Presión (kPa).	450
		Entrada % Caña.	107
		Brix.	14
		Pureza (%).	85.02
	Jugo Clarificado	Temperatura (K).	368
		Presión (kPa).	750
		Entrada % Caña.	110
		Brix.	14.5
		Pureza (%).	86

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. Ver cálculo de las corrientes de entrada y reciclo.

Vapor o Agua: Se representa por el módulo siguiente:



Figura II.3 Entrada de agua al DFI

Puede ser una corriente de Agua en cualquiera de sus estados (Vapor sobrecalentado, saturado, mezcla vapor 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.

2.7 Módulos de cálculo

Los parámetros generales de un módulo vienen dados por un conjunto de variables que en el programa se necesita conocer por igual para todos los módulos, y cuyos valores son asignados automáticamente (de forma transparente para el usuario) a medida que se construye el DFI.

Los parámetros particulares de un módulo vienen dados por un conjunto de variables que se necesita conocer para cada tipo de módulo.

Los parámetros adicionales constituyen información de salida resultante del cálculo, se determinan sólo para los módulos que simulan equipos y son específicos para cada tipo de módulo. A continuación, se describen 14 módulos de cálculo que se utilizan en el programa STA para la simulación de procesos en la fabricación de azúcar crudo.

Módulos generales: Intercambiador, Vaso Evaporador 2, Turbogenerador, Atemperador 1, Generador de Vapor 1.

Módulos específicos: Estación de Tachos de Crudo.

Módulos lógicos: Conectores (3), Converge 2, Unión 1, Unión 2, Sustractor, Comparador.

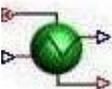
2.7.1 Módulos generales

Módulo Intercambiador

Este módulo simula un intercambiador de calor jugo-vapor del tipo tubos y coraza, especialmente del tipo 1-2 en serie denominados WEBRE, donde se calienta el jugo que fluye por los tubos con vapor saturado, que fluye por la coraza.

En el DFP el vapor de calentamiento entra al equipo y sale como condensado. En el DFI el vapor es una corriente de salida de información que es resultado de un cálculo. En la tabla II.3 se muestran los datos asociados al módulo de intercambiadores de calor y su representación en el DFI.

Tabla II.3 Modulo de intercambiadores de calor.

Representación en DFI	Módulo	Variabes	Valor
	Intercambiador Primario de Jugo Alcalizado	Temperatura del jugo a la salida (K).	361
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	170
		Área de transferencia de calor (m ²).	240
		Diámetro de los tubos (m)	0.032
		Cantidad de tubos por pase.	43
	Intercambiador Secundario de Jugo Alcalizado	Temperatura del jugo a la salida (K).	377.15
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	170.3
		Área de transferencia de calor (m ²).	239
		Diámetro de los tubos (m)	0.032
		Cantidad de tubos por pase.	43
	Intercambiador de Jugo Clarificado	Temperatura del jugo a la salida (K).	383.15
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	245.18
		Área de transferencia de calor (m ²).	320.98
		Diámetro de los tubos (m)	0.04
		Cantidad de tubos por pase.	43

2.8 Cálculo del calentador liquido-liquido

En el simulador STA v4.01 desde su confección presentó problemas a la hora de simular el calentador de jugo líquido – líquido, por lo que se realizó el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor de este analíticamente. Las ecuaciones para dicho cálculo se presentan a continuación.

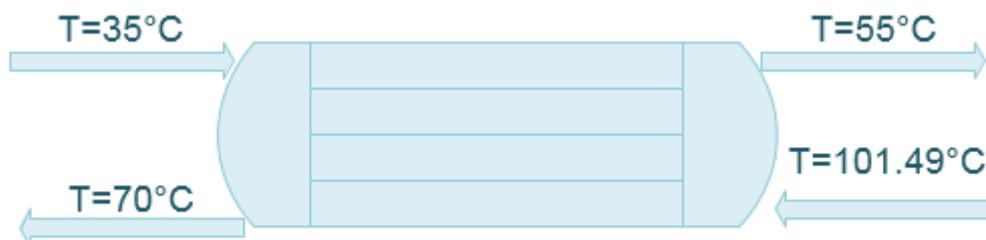


Figura II.4 Esquema del calentador Líquido – Líquido.

Datos:

T1: temperatura inicial de entrada del jugo= 308 K

T2: temperatura final de salida del jugo=328 K

Tc1: temperatura inicial del condensado= 374,49 K

Tc2: temperatura final del condensado= 343 K

$\dot{m} = 56,97 \text{ kg/s}$

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

$A: 119,9 \text{ m}^2$

$Q = U_D * A * LM\Delta T$ Ec. 3.1

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

Donde:

Q: Cantidad de calor total transferido,

U_D: Coeficiente Global de Transferencia de Calor calculado.

A: Área de transferencia de calor.

LMΔT: ΔT medio logarítmico.

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

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

$\Delta T_1 = 308 \text{ K}$

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

$\Delta T_2 = 319,49 \text{ K}$

$ML\Delta T = 44,4$

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

Donde:

\dot{m} : Flujo másico.

C_p: Calor a presión constante del jugo

$Q = 4386,01 \text{ kW}$

$$U_D = 0,82 \text{ kW/m}^2\text{k}$$

Según REIN el coeficiente global de transferencia de calor calculado para intercambiadores de calor líquido – líquido debe ser menor que el de diseño el cual es:

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

Esta condición se cumple como se muestra en el cálculo anterior comparada contra lo que expone REIN.

La velocidad se calcula mediante la siguiente ecuación.

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

Dónde:

m: Flujo volumétrico (0,04647 m³/s).

D: Diámetro interior de los tubos (0,03 m).

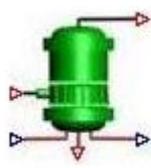
n_t: cantidad de tubos por pase (43 tubos por pase).

$$V = 1,6 \text{ m/s}$$

2.9 Módulo vaso evaporador 2

Este módulo simula un Evaporador a Simple Efecto o Vaso de un Múltiple Efecto se emplean para representar lo que ocurre en un vaso evaporador que es parte de un Múltiple efectos o un Simple efecto ubicado al inicio del tren de evaporación; que el argot azucarero se denomina de forma general un Pre-evaporador. En la tabla II.4 se muestran los datos asociados al módulo de evaporadores y su representación.

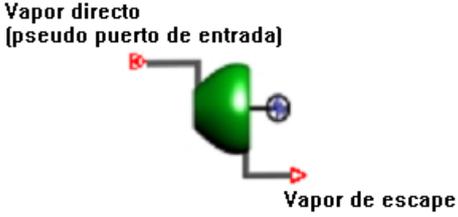
Tabla II.4 Representación del módulo de evaporadores.

Representación en DFI	Módulo	Variables	Valor
	Vaso 1	Presión en el cuerpo (kPa)	170,3
		Área de transferencia de calor (m ²)	1139
		Brix a la salida del vaso.	18,4
	Vaso 2	Presión en el cuerpo (kPa)	170,3
		Área de transferencia de calor (m ²)	1095
		Brix a la salida del vaso.	24,01
	Vaso 3	Presión en el cuerpo (kPa)	117
		Área de transferencia de calor (m ²)	881
		Brix a la salida del vaso.	35,00
	Vaso 4	Presión en el cuerpo (kPa)	88
		Área de transferencia de calor (m ²)	786
		Brix a la salida del vaso.	43,00
	Vaso 5	Presión en el cuerpo (kPa)	54
		Área de transferencia de calor (m ²)	729
		Brix a la salida del vaso.	55
	Vaso 6	Presión en el cuerpo (kPa)	14
		Área de transferencia de calor (m ²)	712
		Brix a la salida del vaso.	62

2.10 Módulo Turbogenerador

Este módulo simula un turbogenerador de vapor de contrapresión. 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. A continuación, en la tabla II.5 se muestra su representación en el DFI y los datos asociados a este módulo.

Tabla II.5 Turbogeneradores en el STA V4.1

Representación en DFI	Módulo	Variables	Valor
	Turbo de 4MW	Potencia eléctrica generada KW	4000
		Potencia eléctrica nominal KW	4000
		Presión de vapor de escape KPa	245.18
		Presión de vapor directo kPa	2 255.55

2.11 Módulo Atemperador 3

Este módulo simula un Atemperador donde se añade agua para “sobrecalentar” el vapor; lo que da lugar a un aumento de la cantidad de vapor disponible para el calentamiento en el proceso.

En el DFP del proceso el Agua de Atemperar entra al equipo donde se pone en contacto con el vapor sobrecalentado (recalentado); por lo que se disminuye el sobrecalentamiento se alcanzan condiciones de saturación (de sobrecalentamiento”). En el DFI la corriente de "Agua de Atemperar" es una pseudocorriente que, aunque aparece “entrando” al módulo en realidad “sale”, pues es una corriente de información que se calcula y sale como un resultado. En la tabla II.6 se muestra la representación de este módulo y los datos asociados a él.

Tabla II.6 Representación y parámetros del módulo Atemperador

Representación en DFI	Módulo	Variables	Valor
	Atemperador	Temperatura de agua alimentada	436.15 K
		Presión de agua alimentada	500 kPa
		Temperatura del vapor sobrecalentado	633.15 K
		Presión del vapor sobrecalentado	2 353 kPa

2.12 Módulo Generador de Vapor 1

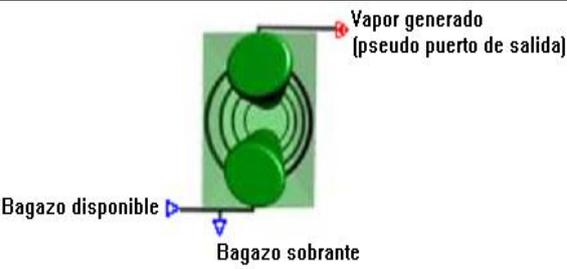
Se usa para simular un generador de vapor o una batería de generadores de vapor de igual rendimiento, que utilicen bagazo o petróleo como combustible.

Un Generador de Vapor está físicamente formado por el horno, donde se quema el bagazo proveniente de una estera alimentadora exterior, y la caldera 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 (Almacén) 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 (Pseudocorriente) de Vapor que equivale numéricamente a la Demanda de Vapor de la Fábrica, que debe ser calculada con anterioridad. Y “sale” la corriente de información de

Bagazo Sobrante, equivalente a la diferencia calculada entre los flujos máxicos de la corriente de Bagazo Disponible y el Consumido para producir la cantidad de vapor demandado. En la tabla II.7 se muestran los datos y la representación asociados a este módulo.

Tabla II.7 Representación y parámetros de las calderas en el DFI.

Representación en DFI	Variables	Valor
	Cantidad de turbos	2
	Capacidad nominal 1	16.67 kg/s
	Capacidad nominal 2	12.5 kg/s
	Rendimiento bruto con bagazo	70

2.13 Modulo estación de Tachos.

Este módulo simula la estación de tachos, cristalizadores y centrífugas de un central de azúcar crudo, el propósito básico de un sistema de elaboración de masas cocidas es extraer el máximo de sacarosa de la meladura; lo que requerirá de 3 masas cocidas si la pureza de la meladura es mayor de 84, y tener un mínimo de pérdidas en miel final. Los tachos trabajan de forma discontinua, o sea se prepara una carga inicial con la semilla, las mieles y para ciertas operaciones también con meladura, se elabora la templa de masa cocida y finalmente se descarga a tanques receptores o directamente a los cristalizadores por enfriamiento. Se puede concluir que la simulación de la Estación de Tachos, Cristalizadores y Centrifugas es compleja pues las operaciones ocurren de forma discreta y con alta variabilidad. Para poder sugerir mejoras concretas en la operación del conjunto de la estación es necesario disponer de un modelo para la secuenciación de operaciones discretas (por templeas) y de otro dinámico continuo para modelar la operación de un solo tacho. Estas son dos limitaciones serias del STA 4.1 no resueltas por autor principal durante casi 30 años.

Lo que sí se puede lograr con el STA v4.1 es definir la relación que el consumo de vapor en la Estación tiene sobre las operaciones continuas y los efectos de este consumo en el comportamiento general del STE; que es lo que se logra con el modelo matemático del módulo Estación de Tachos. En la tabla II.8 se muestran los datos del CAI 5 de Septiembre y la representación de este módulo.

Tabla II.8 Simulación de la estación de tachos en el software.

Representación en DFI	Variables	Valor
	Presión en el cuerpo del tacho	14
	Factor de pérdida de calor	1,05
	Temperatura de evaporación	325.38
	Presión del vapor de calentamiento	170,3

2.14 Módulos lógicos

2.14.1 Módulos Conectores

Estos módulos tienen como función reproducir la información de la corriente que les entra, no transformando ninguno de los parámetros de dicha corriente; de esta manera una misma corriente puede entrar a más de un módulo conservando su identificación.

Se utilizan fundamentalmente para:

- Conectar pseudocorriente con puertos de otros módulos: pseudocorriente de entrada con puertos de entrada y pseudocorriente de salida con puertos de salida.
- Duplicar las corrientes a controlar y a modificar (reciclo de información) asociadas a lazos de cálculos iterativos.

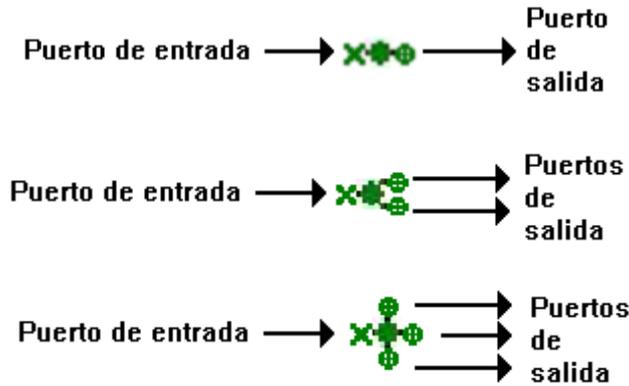


Figura II.5 conectores de 1 salida, de 2 salidas y de 3 salidas

2.14.2 Módulo Converge 2

Este módulo simula un control automático, permitiendo acelerar la convergencia de cálculos iterativos mediante el método de convergencia.



Figura II.6 Representación en el DFI del Módulo Converge 2

Las corrientes inicialmente supuesta y manipulada están formadas sólo por agua y difieren sólo en el flujo másico.

La corriente manipulada puede ser azucarada o estar formada sólo por agua.

2.14.3 Módulo Unión 1

Simula una mezcla de corrientes y una separación de corrientes de igual composición. Permite resolver sólo el balance de masa.

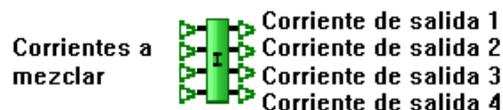


Figura II.7 Representación en el DFI del Módulo Unión 1

2.14.4 Módulo Unión 2

Al igual que el módulo UNION 1, simula una mezcla de corrientes y una separación de corrientes de igual composición, pero además de resolver el

balance de masa permite resolver el balance de energía en el mezclado (se supone adiabático).

Símbolo en el DFI:



Figura II.8 Representación en el DFI del Módulo Unión 2

2.14.5 Módulo Sustractor

Este módulo se usa para efectuar la diferencia de los flujos másicos de dos corrientes de información, dando el valor absoluto.



Figura II.9 Representación en el DFI del Módulo Sustractor

2.14.6 Módulo Comparador

Este módulo se usa para comparar dos corrientes de información y calcular la diferencia de flujos másicos entre las mismas. Es similar al módulo SUSTRACTOR pero con dos corrientes de salida, una de las cuales brinda el valor absoluto de la diferencia y la otra es cero. Por lo general una de las corrientes de entrada representa una demanda (por ejemplo vapor consumido) y la otra una disponibilidad (por ejemplo vapor entregado), representando las corrientes de salida un déficit (por ejemplo vapor por reductora) y la otra un sobrante (por ejemplo vapor expulsado a la atmósfera). (Universidad de las Ciencias Informáticas, 2013).



Figura II.10 Representación en el DFI del Módulo Comparador

Conclusiones

1. El Diagrama de Flujo de Proceso del central en estudio cuenta con dos G.V de 16,7 y 12,5 kg/s de producción de vapor, dos turbogeneradores de 4MW cada uno, doce calentadores, en el área de evaporación existen seis vasos de los cuales los dos primeros vasos funcionan como el primer vaso del quíntuple efecto y en la estación de tachos existen siete tachos con tres masas cocidas y doble semilla.
2. El Diagrama de Flujo de Información posibilita la simulación del proceso azucarero en él se dan las corrientes de información y parámetros operacionales que facilitan conocer el comportamiento del esquema energético del central 5 de Septiembre y así proponer cambios para el mejoramiento de este.

Capítulo III

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

Introducción.

En el capítulo se realiza la modelación del caso base y se analizan los resultados, esto posibilita obtener alternativas de mejoras para el esquema del central 5 de Septiembre. Se evaluaron las alternativas y se implementaron aquellas que fueron posibles. Se realiza una comparación de los resultados obtenidos en el caso mejorado con los del caso base. Se realiza el análisis económico de las propuestas de mejoras.

3.1 Simulación del DFI. Caso Base.

3.1.1 Indicadores Globales.

Estos índices son determinantes para determinar las desventajas y ventajas de la forma en que se emplea la energía en un STE. Son los primeros Indicadores, que como tales deben ser analizados; aunque con anterioridad a usarlos debe establecerse, en el Reporte de Datos y Resultados, si hay valores incongruentes, no lógicos, negativos, etcétera; así como determinar si la operación del STE es factible física, técnica y medio ambientalmente. Esto último se puede conocer pues al inicio del Reporte de Indicadores aparece la información mínima para establecer la mencionada factibilidad.

Tabla 3.1 Indicadores Globales

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	22,34	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	51,71	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	4,72	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	14,1	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	41,73	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	33,9	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	7,82	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	26,85	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	51,92	%
Rendimiento industrial	12,06	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	94,39	%

Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera I	86,91	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera II	100	%

3.1.2. Análisis de los indicadores globales del DFI caso base

1. **El consumo de vapor de la fábrica % flujo másico caña** debe estar del (35 -48) % (Victoria 2009) por lo que en este caso está fuera intervalo donde se obtuvo 51,71% , este consumo en un ingenio donde se genera vapor sobrecalentado a una presión y temperatura establecida, el valor del mismo depende básicamente de:

- La cantidad de electricidad a generar pues es económicamente decisivo evitar la compra de electricidad del SEN y de ser posible vender electricidad.
- Si se suministra vapor de alta presión a fábricas o producciones “anexas”
- Estabilidad en el consumo promedio de vapor de baja presión en los tachos;
- La potencia instalada de los turbogeneradores pues a los equipos de mayor potencia tienen menor consumo específico.
- El consumo de vapor directo puede ser diferente si son distintos los parámetros de presión y temperatura con que se genera; pues para dos turbogeneradores de igual potencia el de mayor presión y temperatura tiene menor consumo específico.

2. **El Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña** debe ser (0) en este caso obtuvimos 4,71% por lo que existe una expulsión de escape a la atmósfera, lo que representa un gasto tanto de masa (agua de calidad) como de energía (vapor que hubo que generar), y que es posible lograr mediante:

- Disminución de la carga en los turbos.
 - ◆ Se debe disminuir la carga del turbogenerador de menor eficiencia (a iguales condiciones mecánicas el de menor capacidad nominal).

- ◆ La disminución de la carga debe ser tal, que se elimine la expulsión de vapor a la atmósfera, pero que el flujo de vapor por reductora a escape tome el valor mínimo posible.
- 3. **De vapor directo a escape por válvula reductora 1 %** Demanda escape obtuvimos un valor de 27,27 % el cual no se aproxima a los parámetros de este indicador que oscila entre 5–10% (Victoria 2009) Para compensar las fluctuaciones normales del consumo de la Estación de Tachos es necesario y conveniente pasar vapor directo por la Reductora de Alta, pues es más ventajoso económicamente que compensar estas fluctuaciones en los turbogeneradores.
- 4. **La demanda Eléctrica Específica de la Fábrica** usualmente oscila entre 15 y 32 kWh/t (W.Rein 2006, Victoria 2009) en nuestro caso obtuvimos un valor de 33.9 que aunque se encuentra fuera de rango no está muy distante de este el cual fluctúa dependiendo de:
 - El grado de electrificación del ingenio. En centrales donde se emplean turbinas de vapor para mover las cuchillas, los molinos, las bombas de inyección y rechazo del condensador barométrico, etcétera, los consumos eléctricos no sobrepasan los 20 kWh / t de caña (tc) pero en ingenios totalmente electrificados se han reportado consumos mayores de 40 kW.h/tc. (Victoria 2009).
 - Las ineficiencias del sistema eléctrico (motores sobredimensionados, no uso de banco de capacitores, etcétera) y la forma de operar. Por ejemplo la inadecuada secuenciación del trabajo de las centrifugas crea consumos eléctricos picos que incluso pueden tender a incrementar el promedio de consumo eléctrico de la fábrica.

En un ingenio la disminución de la demanda eléctrica es determinante pues permite generar más electricidad para el SEN; aunque este es un tema no incluido, por ahora, en este análisis.

5. **Producción Eléctrica Específica de la Fábrica (Pe)**. Depende de las características del o los turbogeneradores, de la capacidad nominal total instalada y de las condiciones del resto del STE, especialmente del consumo de escape en el proceso. La producción eléctrica debe ser al menos equivalente a la demanda de la fábrica.
6. **Déficit de Condensados “Puros”**: Este valor debe ser siempre cero (0). 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, lo que da lugar a la disminución del rendimiento del GV y a la formación de aguas residuales adicionales.(Victoria 2009).
7. **Sobrante de Condensados Puros % Caña molida** se reporta información del otros autores de un valor típico del 54,7 unidades de masa de condensados puros % de la masa de caña molida. Las fuentes más comunes de condensados “puros” son los condensados del vapor de escape que se emplea para calentar un simple efecto, un primer vaso de un Múltiple (Evaporadores) y los Tachos; si estos se calientan con este tipo de vapor. Para que los condensados de los vasos intermedios de los múltiples o el de los tachos, calentados con vapor de “extracciones” puedan considerarse puros es necesario que la tasa de evaporación del vaso, de donde proviene el vapor de calentamiento del vaso de donde se desea obtener el condensado, no excede un valor dado .Solo con fines docentes puede considerarse que el valor máximo admisible de estas tasas debe de ser menor de $29.3 \text{ kg / (seg -m}^2\text{)}$ (Victoria 2009).

8. **Por ciento (%) de Explotación de la Capacidad instalada en Generadores de Vapor** . El Indicador permite tener una idea, primaria y elemental, de cómo se emplea la capacidad nominal instalada en los GV. La información más importante que se puede obtener a partir de este Indicador es precisar si el o los “datos” de rendimiento que se han asignado al o los GV son factibles física y técnicamente.
9. **El rendimiento industrial** se define como la cantidad de azúcar comercial % del peso de la Caña Molida. El valor depende de la calidad de la mezcla de cañas molidas y de la adecuada o no operación de la fábrica. Con cañas de buena calidad se obtienen mayores rendimientos por dos razones básicas; a) la caña contiene más sacarosa y b) es relativamente más fácil extraer la sacarosa de la meladura. Los rendimientos industriales fluctúan por diversas razones siendo más bajos en Noviembre y Diciembre y mayores en Abril. Los valores típicos están en el intervalo de 9 a 13 %; aunque en momentos y lugares dados se reportan rendimientos mayores de 15% (UCI-CUJAE 2013).En nuestro caso se obtuvo un valor de 12,06 el cual se encuentra dentro del rango permisible.

3.1.3 Indicadores por Área.

Estos Indicadores tienen un carácter bastante general; o sea están fuertemente vinculados a los problemas integrales del Sistema Termoenergético. La solución de los problemas señalados por los Indicadores por Áreas pueden ser determinantes en la solución de los problemas detectados con los Indicadores Globales.

Tabla 3.2 Indicadores por Área.

Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	48,74	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	20,98	%
Economía del área de evaporación	1,73	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	30,24	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	22,06	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	31,48	%

3.1.4 Análisis de los indicadores por área del DFI Caso Base.

1. **El consumo de vapor de escape en los evaporadores** se encuentra en el intervalo de 40 y 50 % (Victoria 2009) del peso de la caña molida pero el de los valores “deseados” está entre 30 a 45 % (Victoria 2009). En un central con turbinas de extracción – condensación no es adecuado ahorrar “per se” el vapor en el proceso pues es tan o más importante, económica, técnica y ambientalmente generar la mínima demanda de electricidad del ingenio y de ser posible “vender” electricidad al SEN. Aunque el consumo máximo de vapor no debe sobrepasar una cantidad tal que no permita garantizar el ya mencionado “mínimo de bagazo sobrante indispensable, que no se expulse vapor a la atmósfera, que no haya sobrantes de condenados puros que se pueda cumplir el requisito de pasar entre un 5 a un 10 % de vapor por la Reductora de Alta.
2. **El consumo de vapor en tachos % flujo másico caña** se encuentra entre 11 y 17% (Victoria 2009) en nuestro caso tenemos un valor de 20,98% el cual está alto por lo que debemos valorar la posibilidad de:
 - Modificar el sistema de cocción a uno de 2 masas cocidas (especialmente conveniente cuando la pureza del jugo mezclado es menor que 80%).
 - Disminuir la cantidad de agua que se utiliza en la dilución de mieles y cebas en los tachos (mayor control de la operación).
 - Buscar un incremento en el Brix de la meladura (los tachos son menos eficientes para evaporar que los vasos evaporadores), para lo que se debe chequear si hay suficiente capacidad de evaporación instalada y si existe el vacío suficiente en el vaso melador. Un valor inadecuado puede deberse a una temperatura alta en el agua de enfriamiento, falta de hermeticidad en el vaso melador, dificultades con las bombas de vacío, etc.
3. **Economía del área de evaporación:** La economía teórica para un múltiple efecto debe ser igual a la cantidad de efectos según la literatura (W.Rein 2006, Victoria 2009) pero en la práctica nunca es así en nuestro caso de estudio es de 1,73.

4. **Tasa de evaporación del múltiple efecto.** En el área de evaporación, debe estar entre 29.3 y 39.1 kg/h-m²(Victoria 2009) en el caso de estudio es de 30,24 kg/h-m², este valor bajo está dado a un sobredimensionamiento en el área de evaporación por lo cual una alternativa para mejorar sería aumentar el flujo de jugo lo cual sería posible con un aumento de la molida horaria.

3.1.5 Indicadores por Equipos

Tabla 3.3 Indicadores por Equipos.

Nombre	Valor	Unidad
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado	735,64	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	823,21	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Jugo Claro	455,93	W/m ² .K
Velocidad del jugo en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1,86	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	1,90	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Jugo Claro	1,10	m/s
Tasa de evaporación en Vaso 1	39,22	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 2	35,91	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 3	20,65	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 4	23,69	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 5	26,65	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 6	29,93	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	2344,42	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	2098,23	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	1106,33	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	1999,74	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	1404,89	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	620,02	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en Turbo I	9,01	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbo II	9,01	kg/kW.h

3.1.6 Análisis de los indicadores por Equipos del DFI Caso Base.

1. **El Coeficiente Global de transferencia de calor** es el parámetro básico para medir la eficiencia de la de 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 WEBRE, diseñados en Cuba (Victoria 2009) son:

- Calentando Jugo Mezclado / Alcalizado = 1135.6 - 1419.6 W / (m²-K)
- Calentando Jugo Claro = 1419.6 - 1703.5 W / (m²- K)

La diferencia entre los valores que se obtienen en las fábricas cubanas y el valor máximo reportado se debe, entre otras razones, a los criterios de diseño empleados; pues se asumen valores excesivos del área de transferencia de calor para cuando el equipo está limpio. Aunque con esta política de diseño se “garantiza” que cuando el equipo se incrusta se alcancen la temperatura de salida del jugo establecida parece conveniente analizarla pues, como se explicó, el ciclo de limpieza de estos Intercambiadores es de 24 horas.

2. **El Coeficiente de transferencia de calor calculado en los Vasos** es el parámetro más importante en el análisis del comportamiento de los Evaporadores; empezando porque en los Evaporadores tipo Robert permite determinar si es o no factible físicamente la operación del equipo. O sea, que para que sea factible operar un Vaso el valor del CGTCE no puede exceder los 3975 W/m² - K (W.Rein 2006, Victoria 2009). Por tanto si los cálculos en la simulación dan valores mayores estos son un absurdo físico.

Como es de esperar si la operación de un vaso no es factible físicamente tampoco lo es el STE. Por supuesto que en evaporadores del tipo de película y de placas se pueden obtener valores mayores del CGTCE calculado.

3. **Velocidad del jugo en Calentadores**: La velocidad del jugo tiene una influencia significativa en el coeficiente individual de transferencia de calor. El intervalo deseado 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 los costos de bombeo aumentan y es mayor el desgaste de la superficie de los tubos.

En el caso de estudio se obtienen valores de 1,5 m/s, correspondiente al mínimo valor referenciado, existe por tanto la posibilidad de incrementar la molida horaria ha trasegar en los calentadores.

3.1.7 Propuestas de mejoras.

Después de realizar el análisis de los resultados de la corrida del Caso Base del central 5 de Septiembre en el software, se proponen las siguientes alternativas de mejoras al esquema térmico:

- Aumentar el Brix a la salida del primer vaso 17
- Disminuir Brix a la salida del segundo vaso 21
- Disminuir el Agua de dilución en tacho a 4% peso en caña
- Aumentar el Brix a la salida del último vaso 65

Esto está relacionado con la demanda de vapor en el proceso y busca evitar la expulsión de vapor a la atmósfera. En el caso del agua de dilución de 4% es el valor recomendado o al menos cercano a él. Aumentando Brix en el primer vaso disminuye las evaporaciones en el vaso, consume menos vapor y se incrementa en coeficiente de transferencia de calor en este en el otro caso lo contrario, independientemente de ello debe buscarse el balance para no expulsar vapor por válvula reductora de proceso. Con el Brix en 65 se disminuye el consumo de vapor en tachos.

3.1.8 Indicadores globales caso mejorado.

En la tabla 3.5 se muestran los indicadores globales del caso mejorado

Tabla 3.5 Resultados de los indicadores globales caso mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	36.2	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42.49	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	41.63	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	33.9	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	7.82	kW-h/t caña
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	77.55	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en G.V I	47.61	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en G.V II	100	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	72.35	%

3.1.9 Análisis de los indicadores globales caso mejorado.

Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña: Este indicador en el caso mejorado se redujo de un 51.71 % a un 42.49 % obtenido en el caso base debido a que se aumentaron los Brix del jugo de los vasos evaporadores 1 y 6 y disminuyó en el vaso evaporador 2 y disminuimos el % de agua de dilución en tachos a un 4% por lo que ya se encuentra dentro del intervalo de (35–48).

Bagazo sobrante % disponible: Este indicador tuvo un aumento en el caso mejorado con respecto al caso base de 22.34 a 36.2 debido a que se está generando la misma cantidad de vapor pero con una mayor eficiencia de la fábrica.

Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña: El indicador de vapor expulsado a la atmósfera se logró eliminar aumentando los Brix del primer vaso evaporador y lo disminuyéndolo en el segundo.

Producción Eléctrica Específica de la Fábrica no presentó ningún cambio debido a que los turbogeneradores están trabajando a su capacidad nominal.

Electricidad vendida al SEN: La electricidad vendida al SEN no presentó ningún cambio.

Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada: En el caso mejorado se obtuvo una disminución de este indicador de un 94.39 % en el caso base a un 77.55 %.

3.1.10 Análisis de los indicadores por área caso mejorado.

Tabla 3.6 Resultado de los indicadores por área.

Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	11,65	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	14,53	%
Economía del área de evaporación	7,34	adimensional
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	27,27	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	26,65	%

Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña:

La disminución del consumo de vapor de escape en los vasos evaporadores de un 48.74 % a 11.65 %, esta aplicada a que se redujo el Brix (concentración del jugo) en el vaso evaporador 2. Por lo que se necesita menos vapor para la evaporación del jugo.

Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña: Este indicador disminuyó de 20.98 a 14.53 al disminuir el flujo de agua tecnológica hacia tachos.

Economía del área de evaporación: La economía del área de evaporación aumenta de 1.73 a 7.34. Este aumento se debe a que se disminuyó el consumo de vapor de escape en el conjunto del proceso.

3.1.11 Indicadores por equipos caso mejorado.

Tabla 3.7 indicadores por equipos caso mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado	735.74	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	823.21	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Jugo Claro	455,93	W/m ² .K
Velocidad del jugo en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1.86	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	1.90	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Jugo Claro	1.10	m/s
Tasa de evaporación en Vaso 1	27.27	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 2	31.27	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 3	26.77	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 4	30.44	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 5	33.81	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 6	37.01	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1654.41	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1804,7	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	1435,77	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	2531,14	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	1784,12	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	795,18	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en los Turbos	9,01	kg/kW.h

3.2 Análisis económico

3.3 El software cuenta con un módulo llamado cálculo económico que permite realizar el análisis económico de un caso base así como realizar una comparación entre varios casos en el nuestro se realizó entre el caso base y uno mejorado de los cuales se muestran los resultados de los egresos y ingresos a continuación.

Tabla 3.8 Ingresos del central 5 de Septiembre caso base

Ingresos		
Concepto	Valor	%
Azúcar	83349947,14	96,9
Bagazo	0	0
Cachaza	33129,93	0,04
Electricidad	679596,48	0,79
Miel	1951035,16	2,27
Total	86013708,72	100

Tabla 3.9 Egresos del central 5 de Septiembre caso base

Egresos		
Concepto	Valor	%
Agua tratada de reposición	0	0
Caña	52455722,89	100
Electricidad	0	0
Petróleo consumido	0	0
Biomasa	0	0
Total	52455722,89	100

El principal ingreso del central es el azúcar la cual representa el 96,9 % estos, le sigue la miel final con 2,27 % y la electricidad con un 0,79 %, y por último la cachaza la cual solo representa el 0,04 %. En el central el bagazo actualmente se desperdicia, por lo que si se vendiera al precio actual esto representaría un aumento en las ganancias ya que se vende un desecho de la producción sin necesidad de una inversión. De lo expresado en la tabla 3.9 al determinar la diferencia entre el total de ingresos y egresos se obtiene la ganancia obtenida en el caso base de 33 557 985,82 CUP por zafra.

Tabla 3.10 Ingresos del central 5 de Septiembre caso mejorado

Ingresos		
Concepto	Valor	%
Azúcar	83356606,62	96,88
Bagazo	0	0
Cachaza	33129,93	0,04
Electricidad	697456,8	0,81
Miel	1951035,16	2,27
Total	86038228,51	100

Tabla 3.11 Egresos del central 5 de Septiembre caso mejorado

Egresos		
Concepto	Valor	%
Agua tratada de reposición	0	0
Caña	52455722,89	100
Electricidad	0	0
Petróleo consumido	0	0
Biomasa	0	0
Total	52455722,89	100

En el caso mejorado se mantiene como producto principal el azúcar con un 96,88 % de los ingresos, luego siguen la miel con un 2,27 % y la electricidad con un 0,81 %. La electricidad aumentó respecto al caso base lo cual trae un aumento de las ganancias para un total de 33 582 505,61 pesos por zafra utilizando el caso mejorado. Esto representa un aumento de 24 519,79 pesos por zafra.

Conclusiones parciales

1. Las propuestas de mejoras de mejoras luego del análisis del caso base son:

- Aumentar el Brix a la salida del primer vaso 17° Brix
- Disminuir Brix a la salida del segundo vaso 21° Brix
- Disminuir el Agua de dilución en tacho a 4% peso en caña
- Aumentar el Brix a la salida del último vaso 65° Brix

2. Se analizó económicamente ambos casos obteniendo como resultado un aumento en las ganancias en 24519,79 pesos por zafra.

Conclusiones

Conclusiones.

1. El análisis bibliográfico muestra que la industria azucarera actual trabaja en función de:
 - a. Incrementar los valores de presión y temperatura en la generación de vapor con el fin de elevar la generación eléctrica.
 - b. Reducir el consumo de vapor de proceso con el fin de incrementar la energía eléctrica vendida para un mismo nivel de producción azucarera.
2. El análisis del esquema térmico del central, sus parámetros de funcionamiento y la simulación en el programa STA V 4.1 muestran que las principales limitaciones para un trabajo eficiente están dadas en:
 - a. Expulsión de vapor a la atmosfera por la válvula de escape a razón de 4.72% flujo másico de caña molida.
 - b. Un alto valor de sobrante de bagazo, no utilizado en fábrica, en el orden de un 22,06 %/t de caña molida.
3. El proceso de simulación del esquema del central en estudio en su caso mejorado muestra que es posible lograr las mejoras siguientes:
 - a. Incremento del valor del Brix en el primer vaso a 17°Brix y reducción del Brix en el segundo vaso a 21°Brix, para lograr la eliminación del vapor a la atmosfera que tiene un valor de 4,72% flujo de caña molida.
 - b. Incrementar el Brix del último vaso de 62°a 65°Brix con el mismo fin de disminuir el consumo de vapor en tachos.
 - c. Reducción del agua de dilución en los tachos a un 4% ya que es el valor recomendado.
4. El central según el caso mejorado puede lograr niveles de venta de azúcar en el orden 83 356 606,62 CUP y de electricidad de 697 456,8 que representa un incremento con el estado actual de 24 519,79 CUP por zafra.
5. El central logra una generación eléctrica 41.63 kW-h/t caña de la cual vende al SEN 7,82 kW-h/t caña.

Recomendaciones

Recomendaciones

1. Sugerir a la dirección de la institución que el central logre moler a su capacidad nominal. Ello debe permitir explotar la fábrica a mayores índices de eficiencia energética y aportar una mayor cantidad de energía eléctrica al SEN.
2. El central está previsto que pase a ser una bioeléctrica. Si ello no ocurriera en las próximas zafras, se sugiere a la dirección técnica una profundización del estudio del esquema energético, a fin de incrementar los ingresos con una mayor venta de energía eléctrica y bagazo sobrante.

Bibliografía

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. Santa Clara.
- 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, cogeneración 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. Ciego de Ávila.
- Carvajal, A.Y. (2012). Metodología para la síntesis y diseño óptimo de plantas discontinuas.
- Colectivo de Autores. (2010). *Manual de como es el proceso azucarero.*
- Colombiano, S. A. (2015). Cogeneración. Recuperado a partir de: [www.asocana.org doi: http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.054](http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.054)
- Ensinas, V.A., Lozano, A.M & Serra, L. (2006). Optimization of thermal energy consumption in sugar cane factories. *Energy*, 15(1), 52-60
- González-Corzo, M. (2015). *La agroindustria cañera cubana: transformaciones recientes:* Bildner Center for Western Hemisphere Studies The Graduate Center.
- Gordis García, C.E, Albernas Carvajal, Y., Espinosa Pedraja, R Quintero Dallos, V & González Suárez, E. (2014). Consideraciones para el análisis de riesgo en la integración de procesos para la conversión de

- fábricas de azúcar en biorefinerías. *Centro Azúcar*, 41(4), 41-49.
- Higa, M., Bannwart, A.C. & Zemp, R.J. (2009). Thermal integration of multiple effect evaporator in sugar plant. *Applied Thermal Engineering*, 29, 515-522. Recuperado a partir de doi: 10.1016/j.applthermaleng.2008.03.009
- Klemes, J. (2012). Industrial water recycle/reuse. *Current Opinion in Chemical Engineering*(1), 238-245. Recuperado a partir de doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.coche.2012.03.010>
- Lavarack, B. P. (2006). Application of energy integration techniques (pinch technology) to reduce process steam consumption for raw sugar factories 28.
- 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 de Alejo Victoria, H. E. (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: CUJAE
- Pérez Ramos, D.L (2014). Integración de procesos y análisis de cogeneración en las producciones de azúcar y alcohol. *Centro Azucar*, 41(4), 50-58
- Pérez, F. G. (2002). *Control operacional de algunos factores agroindustriales que afectan la cogeneración en ingenios azucareros*. (Tesis Doctoral), Universidad de Cienfuegos.
- Pérez, F. G. (2015). *La Cogeneración: Una tecnología de alta eficiencia energética*.
- Pina, A. E., 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.
- Rein, P. (2006). *Cane Sugar Engineering*.
- Rein, P. (2011). *Good management practices manual for the cane sugar industry (final)*. Prashant Balpande, G. S. Z., P.V.Thorat. (2014). Heat Integration and Designing of Multiple Effects Evaporator. *International Journal of Scientific Engineering and Technology Research*, 3(41), 8397-8400.
- 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.
- Vapor En La Industria Del Azúcar De Caña*. (s.f.)
- Varbanov, P. S. (2014). Energy and water interactions: implications for industry. *Current Opinion in Chemical Engineering*, 15-21: Recuperado a partir de: <http://dx.doi.org/10.1016/j.coche.2014.03.005>

Anexos

Anexos

Anexo 1. Tabla de indicadores globales caso base

Indicadores globales		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	22,34	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	51,71	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	4,72	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	27,27	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	14,1	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	41,73	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	33,9	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	7,82	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	26,85	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	51,92	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	41,59	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	0	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	5,41	%
Rendimiento industrial	12,06	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	94,39	%

Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	6	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	32,75	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	38,75	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	9,2	%
Eficiencia térmica en base a vapor	50,24	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	59,44	%
Relación calor potencia	5,45	
Porcentaje explotación capacidad nominal en 36	86,91	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en 37	100	%

Anexo 2. Tabla de indicadores por área caso base

Indicadores por área		
Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	48,74	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	20,98	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	131,52	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	324,23	%
Economía del área de evaporación	1,73	adimensional
Economía del múltiple efecto	9,52	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	30,24	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	22,06	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	31,48	%

Anexo 3. Tabla de indicadores por equipos caso base

Indicadores de equipos		
Nombre	Valor	Unidad
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJA 1	735,64	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJA 2	823,21	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJC	455,93	W/m ² .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 1	78,63	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 2	87,51	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJC	53,08	%
Velocidad del jugo en CJA 1	1,86	m/s
Velocidad del jugo en CJA 2	1,9	m/s
Velocidad del jugo en CJC	1,1	m/s
Efectividad termodinámica en CJA 1	0,55	adimensional
Efectividad termodinámica en CJA 2	0,59	adimensional
Efectividad termodinámica en CJC	0,47	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 1	60,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 2	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJC	31,91	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 1	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 2	11,34	K

Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJC	16,91	K
Economía en 1	0,88	adimensional
Economía en 2	0,92	adimensional
Economía en 3	1,07	adimensional
Economía en 4	1,02	adimensional
Economía en 5	1,04	adimensional
Economía en 6	1,1	adimensional
Tasa de evaporación en Pre 1	39,22	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 2	35,91	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 3	20,65	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 4	23,69	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 5	26,65	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 6	29,93	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Pre 1	2344,42	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Simple efecto	2098,23	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 3	1106,33	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 4	1999,74	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 5	1404,89	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 6	620,02	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en 38	9,01	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en 39	9,01	kg/kW.h
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 36	1,99	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 37	1,99	kg vapor/ kg

		bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 36	1,4	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 37	1,4	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en 11	96,33	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en 12	28,63	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en 11	11,21	K
Diferencia terminal de temperatura en 12	4,23	K

Anexo 3. Tabla de indicadores económicos caso base

Entradas					
Caña molida	422559,99	lb/h	Bagazo vendido	1E-08	%
Miel final	19581,43	lb/h	Potencia eléctrica demandada	6497	kW
Azúcar	50963,46	lb/h	Tiempo de operación	24	h/día
Bagazo sobrante	31516,06	lb/h	Duración de la zafra	120	días
Total de condensados puros	0	lb/h	Tiempo de vida económica	1	años
Potencia eléctrica generada	8000	kW	Tasa impositiva	0,35	Fracción
Consumo de vapor de la fábrica	218517,81	lb/h	Inversión	0	\$
Consumo petróleo fábrica	0	gal(US)/h	Depreciación	24	\$/año
Cachaza % Caña	3	%	Tasa de interés	15	%
Biomasa consumida	0	lb/h			

Precios y costos					
Precio del bagazo sobrante	7,40	\$/t	Costo de la caña molida	95,00	\$/t
Precio azúcar producida	1251,60	\$/t	Costo petróleo consumido	220,00	\$/t
Precio miel final	76,25	\$/t	Costo agua tratada reposición	0,50	\$/m ³
Precio de la cachaza	2,00	\$/t	Costo electricidad comprada	0,10	\$/kW-h
Precio electricidad vendida	0,16	\$/kW-h	Costo biomasa consumida	0	\$/t

Ingresos		
Concepto	Valor	%
Azúcar	83349947,14	96,9
Bagazo	0	0
Cachaza	33129,93	0,04
Electricidad	679596,48	0,79
Miel	1951035,16	2,27
Total	86013708,72	100

Egresos		
Concepto	Valor	%
Agua tratada de reposición	0	0
Agua externa sin tratar	0	0
Caña	52455722,89	100
Electricidad	0	0
Petróleo consumido	0	0
Biomasa	0	0
Total	52455722,89	100

Elementos del Flujo de Caja

Año	Va	Co	Ge	Isg	Gdi	Ci	Fc	fd	fdfc	VAN
0	0	0	0	0	0	0	0	-	-	-
1	86013708,72	52455722,89	33557985,82	21812690,78	11745295,04	0	21812690,78	-	-	-
Va = Ventas Anuales (\$/año)		Co = Costos de operación (\$/año)			Ge = Ganancia económica (\$/año)		VAN = Valor actual neto (\$/año)			
Isg = Impuestos sobre ganancias (\$/año)				Gdi = Ganancia después de impuestos (\$/año)			Ci = Costo de inversión (\$/año)			
Fc = Flujo de caja anual (\$/año)				fd = Factor de descuento o de actualización (adim.)			Fdfd = Flujo de caja descontado o actualizado (\$/año)			

Anexo 4. Tabla de indicadores globales caso mejorado

Indicadores globales		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	36,2	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42,49	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	11,48	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	4,88	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	1,39	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	41,73	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	33,9	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	7,82	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	21,82	%

Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	51,36	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	49,89	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	2,9	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	12,06	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	77,55	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	7,3	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	39,86	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	47,16	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	22,4	%
Eficiencia térmica en base a vapor	61,15	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	72,35	%
Relación calor potencia	2,73	
Porcentaje explotación capacidad nominal en 36	47,61	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en 37	100	%

Anexo 5. Tabla de indicadores por área caso mejorado

Indicadores por área		
Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	11,65	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	14,53	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	91,12	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	266,39	%
Economía del área de evaporación	7,34	adimensional
Economía del múltiple efecto	7,34	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	38,57	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	27,27	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	26,65	%
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	11,65	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	14,53	%

Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	91,12	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	266,39	%
Economía del área de evaporación	7,34	adimensional
Economía del múltiple efecto	7,34	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	38,57	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	27,27	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	26,65	%

Anexo 6. Tabla de indicadores por equipos caso mejorado

Indicadores de equipos		
Nombre	Valor	Unidad
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJA 1	735,64	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJA 2	823,21	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJC	455,93	W/m ² .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 1	78,63	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 2	87,51	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJC	53,08	%
Velocidad del jugo en CJA 1	1,86	m/s
Velocidad del jugo en CJA 2	1,9	m/s
Velocidad del jugo en CJC	1,1	m/s
Efectividad termodinámica en CJA 1	0,55	adimensional
Efectividad termodinámica en CJA 2	0,59	adimensional
Efectividad termodinámica en CJC	0,47	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 1	60,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 2	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJC	31,91	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 1	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 2	11,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo	16,91	K

a la salida en CJC		
Economía en Pre 1	0,87	adimensional
Economía en Simple efecto	0,92	adimensional
Economía en 3	1,06	adimensional
Economía en 4	1,01	adimensional
Economía en 5	1,03	adimensional
Economía en 6	1,07	adimensional
Tasa de evaporación en Pre 1	27,27	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Simple efecto	31,27	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 3	26,77	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 4	30,44	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 5	33,81	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 6	37,01	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Pre 1	1654,41	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Simple efecto	1804,7	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 3	1435,77	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 4	2531,14	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 5	1784,12	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 6	795,18	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en 38	9,01	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en 39	9,01	kg/kW.h
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 36	1,99	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 37	1,99	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 36	1,4	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 37	1,4	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en 11	96,35	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en 12	28,63	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en 11	11,52	K
Diferencia terminal de temperatura en 12	4,23	K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJA 1	735,64	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en	823,21	W/m ² .K

CJA 2		
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJC	455,93	W/m ² .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 1	78,63	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 2	87,51	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJC	53,08	%
Velocidad del jugo en CJA 1	1,86	m/s
Velocidad del jugo en CJA 2	1,9	m/s
Velocidad del jugo en CJC	1,1	m/s
Efectividad termodinámica en CJA 1	0,55	adimensional
Efectividad termodinámica en CJA 2	0,59	adimensional
Efectividad termodinámica en CJC	0,47	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 1	60,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 2	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJC	31,91	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 1	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 2	11,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJC	16,91	K
Economía en Pre 1	0,87	adimensional
Economía en Simple efecto	0,92	adimensional
Economía en 3	1,06	adimensional
Economía en 4	1,01	adimensional
Economía en 5	1,03	adimensional
Economía en 6	1,07	adimensional
Tasa de evaporación en Pre 1	27,27	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Simple efecto	31,27	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 3	26,77	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 4	30,44	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 5	33,81	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en 6	37,01	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Pre 1	1654,41	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Simple efecto	1804,7	W/m ² .K

Coeficiente de transferencia de calor calculado en 3	1435,77	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 4	2531,14	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 5	1784,12	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 6	795,18	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en 38	9,01	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en 39	9,01	kg/kW.h
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 36	1,99	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 37	1,99	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 36	1,4	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 37	1,4	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en 11	96,35	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en 12	28,63	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en 11	11,52	K
Diferencia terminal de temperatura en 12	4,23	K

Entradas					
Caña molida	422559,99	lb/h	Bagazo vendido	1E-08	%
Miel final	19581,43	lb/h	Potencia eléctrica demandada	6457,5	kW
Azúcar	50963,46	lb/h	Tiempo de operación	24	h/día
Bagazo sobrante	31501,92	lb/h	Duración de la zafra	120	días
Total de condensados puros	0	lb/h	Tiempo de vida económica	1	años
Potencia eléctrica generada	8000	kW	Tasa impositiva	0,35	Fracción
Consumo de vapor de la fábrica	218546,02	lb/h	Inversión	0	\$
Consumo petróleo fábrica	0	gal(US)/h	Depreciación	24	\$/año
Cachaza % Caña	3	%	Tasa de interés	15	%
Biomasa consumida	0	lb/h			

Anexo 7. Tabla de indicadores económicos caso mejorado

Precios y costos

Precio del bagazo sobrante	7,40	\$/t	Costo de la caña molida	95,00	\$/t
Precio azúcar producida	1251,70	\$/t	Costo petróleo consumido	220,00	\$/t
Precio miel final	76,25	\$/t	Costo agua tratada reposición	0,50	\$/m ³
Precio de la cachaza	2,00	\$/t	Costo electricidad comprada	0,10	\$/kW-h
Precio electricidad vendida	0,16	\$/kW-h	Costo biomasa consumida	15	\$/t

Ingresos

Concepto	Valor	%
Azúcar	83356606,62	96,88
Bagazo	0	0
Cachaza	33129,93	0,04
Electricidad	697456,8	0,81
Miel	1951035,16	2,27
Total	86038228,51	100

Egresos

Concepto	Valor	%
Agua tratada de reposición	0	0
Caña	52455722,89	100
Electricidad	0	0
Petróleo consumido	0	0
Biomasa	0	0
Total	52455722,89	100