



TRABAJO DE DIPLOMA

**Título: Potencialidades de mejoras del esquema
térmico del central azucarero “14 de Julio”.**

Autor: Rafael Alvarez Delgado

Tutores: Ing. Reinier Jiménez Borges.

Dr.C José P Monteagudo Yanes.

Consultantes: Dr.C Héctor Pérez de Alejo Victoria.

MSc. Junior Lorenzo Llanes.

Cienfuegos.

“ Año 58 de la Revolución.”

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

Querer es una gran cosa (...), porque a la Voluntad suelen seguir la Acción y el Trabajo y el Trabajo va casi siempre acompañado del Éxito. (...) La voluntad abre las puertas del Éxito brillante y feliz; el trabajo franquea estas puertas y al fin de la jornada el Éxito llega a coronar los propios esfuerzos.

Luois Pasteur (1822-1895).

Dedicatoria

Dedico este trabajo a mi mamá por ser mi guía y darme siempre su apoyo incondicional y hermano Reinier por estar siempre a mi lado y ser mi ejemplo; a toda la familia que tanto me ha apoyado.

Agradecimientos

A mi mamá, por sus valiosos consejos, por apoyarme siempre en todos mis proyectos, por ser mi guía, estará por siempre en mi corazón.

A mis hermano Reinier por estar siempre conmigo.

A mi novia por dedicarme su amor y comprensión, por apoyarme y por los tantos momentos hermosos que hemos compartido.

A mi papá y mi hermano Robert por preocuparse y estar para mí cuando los necesito.

A mi abuela Cruz y mi tío Rafe por su confianza y apoyo.

A toda mi familia por su interés y preocupación.

A mis amigos por su amistad y apoyo incondicional.

A mis compañeros de grupo por estos años de estudio.

A mis tutores por el conocimiento aportado para que esta investigación se realizara, por su confianza, por creer siempre en mí y en mi deseo a ellos y toda su familia, Salud, Paz y Prosperidad por siempre.

A mis consultantes los profesores Héctor Pérez de Alejo Victoria y Junior Lorenzo Llanes por toda la ayuda y conocimiento brindado para la realización de este trabajo.

A los profesores que han formado parte de mi formación profesional en todos mis años de estudio.

A la Revolución y a la Universidad de Cienfuegos “Carlos R. Rodríguez” por la oportunidad que me ha brindado de formarme como profesional.

En fin quisiera agradecer a todas aquellas personas que han hecho posible este sueño, que parecía lejano, pero se hizo imposible.

Resumen

RESUMEN

El presente trabajo se realizó en el central 14 de Julio perteneciente al municipio de Rodas de la provincia de Cienfuegos. Se realizó una búsqueda bibliográfica relacionada en la evolución de los esquemas térmicos de los centrales principalmente en las mejoras realizadas a estos en aras de elevar su eficiencia y aumentar la cogeneración en el sector azucarero mundial. Se efectuó el levantamiento del esquema del central en estudio y se construyó un Diagrama de Flujo de Información para la posterior modelación de dicho esquema en el software Sistema Termo Azúcar 4.1. Producto de la simulación se detectaron insuficiencias y de aquí se realizó la propuesta de mejoras las cuales una vez realizadas se realizó una corrida con el caso mejorado el cual dio como resultado el incremento de la generación eléctrica, la disminución del consumo de vapor en tachos, la eliminación de la expulsión de vapor a la atmósfera y la reducción del flujo de vapor por la válvula reductora de vapor vivo a vapor de escape. Se realizó el análisis económico de ambos casos donde hay un incremento de las ganancias del caso mejorado respecto al caso base de 151 473,603 pesos por zafra.

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

ABSTRACT

This work was performed in the central July 14 in the municipality of Rodas in the province of Cienfuegos. A literature search related to the evolution of thermal schemes mainly in central improvements made to these in order to increase their efficiency and increase cogeneration in the global sugar industry was made. Lifting the central scheme study it was conducted and Information Flow Diagram for subsequent modeling of the scheme in Sugar Termo System 4.1 software was built. Product of simulation shortcomings were detected and hence the proposed improvements which once made was made a run with improved case which resulted in the increase in electricity generation, reduced steam consumption in pans was performed, removing the steam release into the atmosphere and reducing steam flow reducing valve live steam exhaust steam. Economic analysis of both cases where there is an increase in earnings improved from the case base 151 473.603 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.	3
1.1 Evolución histórica de los esquemas térmicos de los centrales azucareros.	3
1.1.1 Evaluación de los incrementos de la eficiencia energética en cada salto de mejoras.....	7
1.2 Estado actual y tendencias para el incremento de generación eléctrica.....	12
1.3 Características de la evolución histórica de las máquinas básicas de los esquemas azucareros.	14
1.3.1 Molinos.....	14
1.3.2 Generadores de Vapor.	15
1.3.3 Centrífugas.....	18
1.3.4 Equipos de evaporación.	19
1.3.5 Equipos para la cocción del jugo.....	20
1.4 Tendencias para un máximo de entrega de energía eléctrica al SEN (Sistema Eléctrico Nacional).	23
1.5 Conclusiones parciales.	26
Capítulo II. Descripción del Diagrama de Flujo de Proceso y confección del Diagrama de Flujo de Información del CAI 14 de Julio.	27
2.1 Levantamiento del Diagrama de Flujo de Proceso del CAI “14 de julio”.	27
2.2 Introducción al Sistema Termo Azúcar STA 4.1. Generalidades.....	29
2.2.1 Diagrama de Flujo del Proceso (DFP).	30
2.2.2 Diagrama de Flujo de Información (DFI).	30
2.3 Módulos utilizados en STA 4.1 para la confección del Diagrama de Flujo de Información.	31
2.3.1 Corrientes de materiales.	31
2.3.2 Generación de vapor.	33
2.3.3 Generación eléctrica.	34
2.3.4 Intercambiadores de Calor.	34
2.3.5 Equipos de Evaporación.	35
2.3.6 Estación de tachos.	36
2.3.7 Módulos lógicos.	37
2.4 Diagrama de Flujo de Información del CAI 14 de Julio. Caso base	40
2.5 Conclusiones parciales.	42
Capítulo III. Análisis de los resultados. Propuestas de mejoras.	43
3.1 Simulación del DFI. Caso Base.	43

3.1.1 Indicadores Globales.....	43
3.1.2 Indicadores por Área.....	46
3.1.3 Indicadores por Equipos.....	48
3.2 Propuestas de mejoras.....	52
3.3 Simulación del DFI. Caso Mejorado.	52
3.3.1 DFP Caso Mejorado.....	52
3.3.2 DFI Caso Mejorado.....	53
3.3.3 Indicadores globales caso mejorado.....	56
3.3.4 Indicadores por área.	57
3.3.5 Indicadores por equipos.....	58
3.4 Análisis Económico.	59
3.4.1 Variables utilizadas en el STA 4.1 para la realización del cálculo económico.	59
3.4.2 Cálculo de las ganancias del caso base.....	59
3.4.3 Cálculo de las ganancias del caso mejorado.....	60
3.5 Conclusiones parciales.....	60
CONCLUSIONES.....	61
RECOMENDACIONES.....	62
BIBLIOGRAFÍA.....	63
ANEXOS.....	65

Introducción

INTRODUCCIÓN

Hasta hace algunos años el petróleo era una materia prima abundante con un costo asequible, alrededor de la que se ha desarrollado una industria que permite la obtención de combustibles y materias primas para otras. Sin embargo, la inestabilidad en el precio y suministro del petróleo y el aumento de su demanda desde economías emergentes, junto con el aumento de las emisiones de gases contaminantes, hace cada vez más necesario la búsqueda de alternativas a esta materia prima, tanto para el desarrollo de combustibles y energía como para la elaboración de productos que sirvan como materia prima para otras industrias.(Acosta, 2013)

Los sistemas de cogeneración empezaron con modelos a pequeña escala, que proveían la energía eléctrica necesaria para sus procesos, sin embargo con el tiempo el aumento siempre creciente de la demanda energética interna obligó a las fábricas a reforzar sus sistemas de producción de vapor y electricidad. Además, los menores costos de equipos de transmisión de potencia, las consideraciones de seguridad energética y la creciente preocupación ambiental motivaron a la industria azucarera a entrar al mercado de energía descentralizada, logrando hacer resurgir el interés en la generación de energía con combustible limpio y renovable como lo es la biomasa a nivel mundial.(Amaya, 2014)

La industria productora de azúcar crudo tiene como materia prima la caña de azúcar.Ésta posee fibra y agua en cantidades suficientes para suministrar energía con la que se puede suplir los consumos de potencia y calor del proceso y generar electricidad adicional para la el Sistema Electro - Energético Nacional (SEN); siempre y cuando se haga un empleo eficiente de esta energía disponible.(Victoria, 2009)

La industria azucarera cubana se encuentra atravesando un proceso de reordenamiento y redimensionamiento con el objetivo de alcanzar mayores beneficios, tecnológicos, económicos y ecológicos, impuestos por las condiciones económicas y medioambientales en que se desarrolla actualmente.(Oscar Almazan del Olmo, 2012), de aquí que el Partido Comunista de Cuba en el lineamiento 246 plantea "fomentar la cogeneración donde sea posible, así como elevar la generación con biomasa en la

agroindustria azucarera." ("Lineamientos de la política económica y social del partido y la Revolución," 2011)

Existiendo estas condiciones se hace necesaria la realización de estudios en la industria azucarera que muestren las oportunidades de ahorro de energía y el aumento de la eficiencia, con el menor costo de inversión posible, en busca de un mayor excedente de energía eléctrica, para la venta de ésta al Sistema Eléctrico Nacional (SEN). El estudio se realiza en el central 14 de Julio perteneciente al municipio de Rodas de la provincia de Cienfuegos. Con esta investigación se busca elevar los beneficios económicos y tecnológicos con baja o nula inversión y con ello dar respuesta al siguiente problema científico.

Problema científico: El esquema térmico del CAI 14 de Julio es el resultado de mejoras sucesivas en busca de elevar su comportamiento energético, pero no obedece a un trabajo integrado que permita lograr el máximo rendimiento energético.

Hipótesis: El desarrollo de un proceso de mejoramiento energético del esquema térmico del central en estudio posibilitará determinar potencialidades de mejorar energéticas con un elevado rendimiento energético.

Objetivo general: Determinar las potencialidades de mejoras energéticas del actual esquema térmico del CAI 14 de Julio de la provincia de Cienfuegos que posibiliten un elevado rendimiento energético.

Objetivos específicos:

1. Conocer el estado actual y las tendencias de mejoras de los esquemas térmicos de la industria azucarera.
2. Realizar el levantamiento del esquema térmico actual del CAI 14 de Julio de la provincia de Cienfuegos.
3. Determinar las insuficiencias y elaborar propuesta de mejoras energéticas del esquema térmico del central en estudio, auxiliado del software Sistema TermoAzúcar 4.1.
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.

En el Capítulo se realiza una búsqueda bibliográfica relacionada con los esquemas azucareros, la evolución y las principales mejoras y su resultado. Se describen los principales equipos de esquema azucarero. Se analiza el estado actual y las tendencias mundiales en cuanto a generación eléctrica en ingenios azucareros. Se estudia las tendencias para un máximo de entrega de electricidad al Sistema Eléctrico Nacional (SEN).

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

En los inicios se prensaba la caña de azúcar mediante un molino accionado por energía animal, hidráulica o eólica, entre otras. Seguidamente se filtraba el jugo para limpiarlo y liberarlo de impurezas. A continuación, utilizando una serie de hogares se proporcionaba el aporte térmico necesario aplicándolo a un grupo de pailas para conseguir una apropiada concentración del jugo, la cocción de la meladura y cristalización del jugo. Por último, en el edificio de purgas, por el procedimiento de decantación lenta los cristales de azúcar eran separados de las mieles no cristalizadas. (Marín, 2012)

El primer producto industrializado que se obtuvo de la caña fue un tipo de azúcar artesana de características muy similares en casi todos los países, cambia su nombre a Raspadura en Cuba, Pilonsillo en México y Panocha en Colombia. En la producción de este producto aparece el primer esquema térmico utilizado por los ingenios azucareros el cual es un proceso 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. Se deja enfriar naturalmente en moldes de formas diferentes y una vez fríos el producto queda listo para su distribución y consumo. (Colectivo de Autores, 2000)

En la figura 1.1 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 t) de caña por día contaba con una presión de trabajo del Generador de Vapor (G.V) de 10.5 kg/cm² (1030 kPa) y una temperatura de 206 °C (479 K).

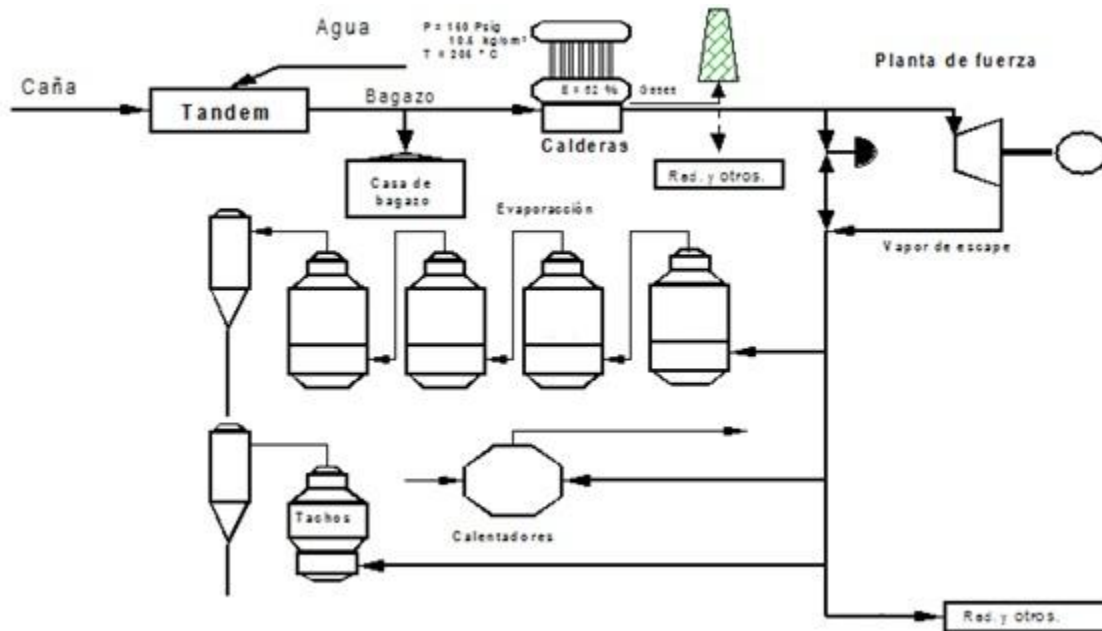


Figura 1.1 Esquema térmico tradicional. (Colectivo deAutores, 2000)

La industria permanece sin cambios apreciables hasta que los problemas energéticos y la presencia de diferentes tipos de edulcorantes, naturales o sintéticos, 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.

Los principales cambios en esta industria se encuentran:

- El incremento del rendimiento agroindustrial (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 Sud África, Colombia, Australia y en algunas regiones continentales de América se obtienen como promedio de 80 a 100 ton de caña por Ha. de tierra, con rendimientos industriales del

orden del 14 % lo que representa un rendimiento agroindustrial de 12 a 14 toneladas de azúcar por Ha. de tierra.

- Otro cambio 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.
- Preparación de la caña, diseño de diferentes tipos de cuchillas picadoras de caña, de desfibradoras y desmenuzadoras para lograr índices de celda rotas superiores al 85%.
- Presiones hidráulicas en molinos, de hasta 60 a 75 toneladas por pie lineal de masa.
- 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 (333 K).
- Esquemas de uso del vapor para producir excedentes de bagazo para otras producciones y electricidad para la venta a la red pública. Con la introducción de una nueva generación de G.V de 25 y 45 t/h (6.94 y 12.5 kg/s) de vapor a 250 y 400 psi (1 720 y 2 760 kPa), pre-evaporadores operados con vapor de hasta 30 psi (207 kPa) se logran esquemas eficientes de bajo consumo específico en proceso. Es posible obtener consumos específicos en el proceso de menos de 400 kg. de vapor por tonelada 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. Sedestacan con mayor importancia los clarificadores de menos de 1 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 t por carga de gran autonomía.
- Centrífugas continuas para masas de agotamiento de hasta 20 t/h (5,56 kg/s) 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 molida horaria del tándem, temperatura y flujo del agua de imbibición, PH del jugo clarificado, temperatura del jugo alcalizado, nivel de jugo en el pre evaporador, cocción automática en tachos, etc.(Colectivo deAutores, 2000)

En la actualidad en la industria azucarera mundial se utilizan G.V bagaceros (dos como mínimo) de parrillas viajeras o basculantes, las cuales generan vapor sobrecalentado a presiones de entre 300 – 650 psi (2 070 y 4 480 kPa) y temperaturas entre 300 – 400 °C (573 – 673 K), dicho vapor es conducido en su gran mayoría a turbogeneradores de contrapresión (donde se genera la energía eléctrica), con presiones de escape de 20 psi (138 kPa) para ser suministrado al proceso producción.(Amaya, 2014)

La figura 1.2 muestra un esquema dimensionado para una capacidad base de 600 000 @ (6 900 t) de caña por día con presiones de 28 kg/cm² (2 750 kPa) y 400 °C (673 K).¹

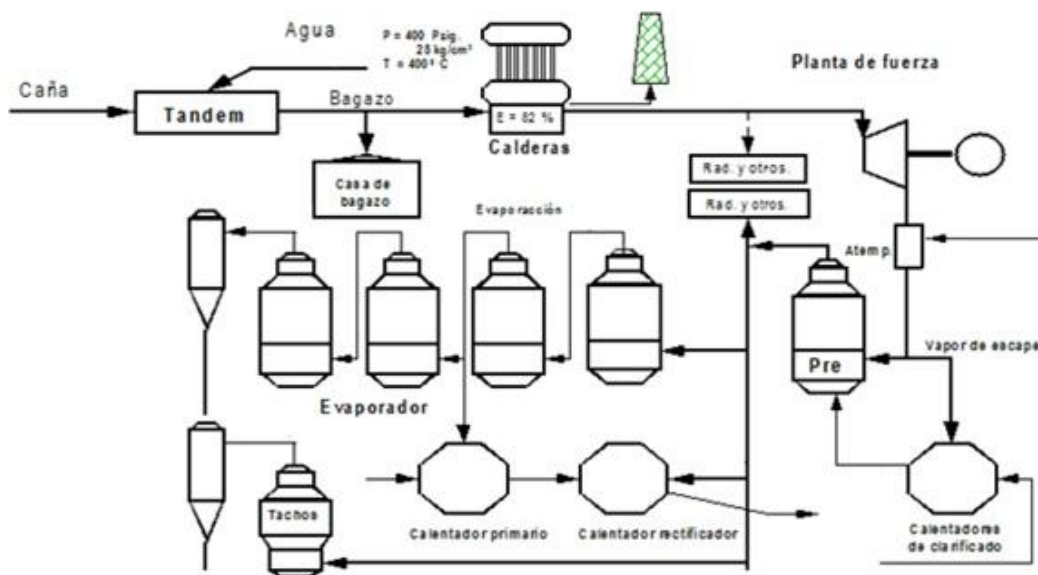


Figura 1.2 Esquema con presiones de trabajo superior en calderas. (Colectivo deAutores, 2000)

Las experiencias mundiales se relacionan con emplear presiones de 67 atmósferas (6 790 kPa) y 520 °C (793 K). Hay que señalar que en el momento actual se inician experiencias comerciales de la generación de vapor a partir de presiones del orden de las 100 atmósferas (10 100 kPa) y 540 °C (813 K) de temperatura. (Batule, 2011)

En centrales modernos los valores de presión comunes son de 4 y 6 MPa, y se están empezando a usar valores de 8 y 12 MPa. (Oscar Almazan del Olmo, 2012)

Los equipos principales de los esquemas térmicos en los centrales azucareros son:

- G.V de biomasa.
- Turbinas de vapor.
- Bombas de alimentación.
- Sistema de condensación (Proceso de elaboración, destilería y accionamiento de equipos mecánicos).

Los ciclos de cogeneración para las plantas de azúcar y alcohol actuales, se restringen por el estado de vapor que requiere el proceso, en el sistema de generación de electricidad se usa turbinas de vapor a contrapresión con eficiencias isentrópicas que pueden variar entre 60-83%, que garantizan un vapor para el proceso, típicamente de 20 psi (138 kPa) con una temperatura un poco superior a la región de vapor saturado. (Amaya, 2014; Luis Dayro Pérez Ramos, 2014)

En Colombia los sistemas de cogeneración actuales del sector azucarero, generan vapor de alta a 20,68 bar (2 070 kPa) dando una Generación de Vapor Específico de 2,1 a 2,3 kg vapor/kg bagazo en el G.V y lo entregan como vapor de escape o baja después de las turbinas a 1,37 bar (137 kPa) de presión, las turbinas presentan una capacidad de generación entre 50-56 kWh/tonelada caña (tc) y la planta un consumo específico eléctrico de entre 42-47 kWh/tc, dando así excedente de energía eléctrica, que se puede exportar a la red de interconexión nacional de 8 a 9 kWh/tc. (Amaya, 2014; Sector Azucarero Colombiano, 2015)

1.1.1 Evaluación de los incrementos de la eficiencia energética en cada salto de mejoras.

La industria azucarera desde sus inicios hasta la actualidad ha considerado el problema energético un pilar fundamental para su desarrollo, tan esencial que la

necesidad de satisfacer las demandas de energía para el proceso la ha llevado desde la búsqueda de sistemas de mayor eficacia energética hasta la transformación de la tecnología y la elevación de los rendimientos.

El objetivo principal de la industria azucarera es la producción de azúcar eficazmente, con la calidad y en la cantidad requerida. La eficiencia del proceso y el balance energético de la industria depende de que se disponga de caña y que llegue en cantidad suficiente al ingenio.

En dependencia del equipamiento disponible en una fábrica, es posible incrementar la eficiencia energética con arreglos bien estudiados e implementados adecuadamente.

En ingenios de buena capacidad, que operen con más de un cuádruple efecto y que dispongan de presión de escape de 25 psi (172 kPa) resulta muy interesante la opción de convertir los dos primeros vasos de uno de ellos en un doble efecto, que entregue sus vapores a la estación de calentadores de jugo (figura1.3).

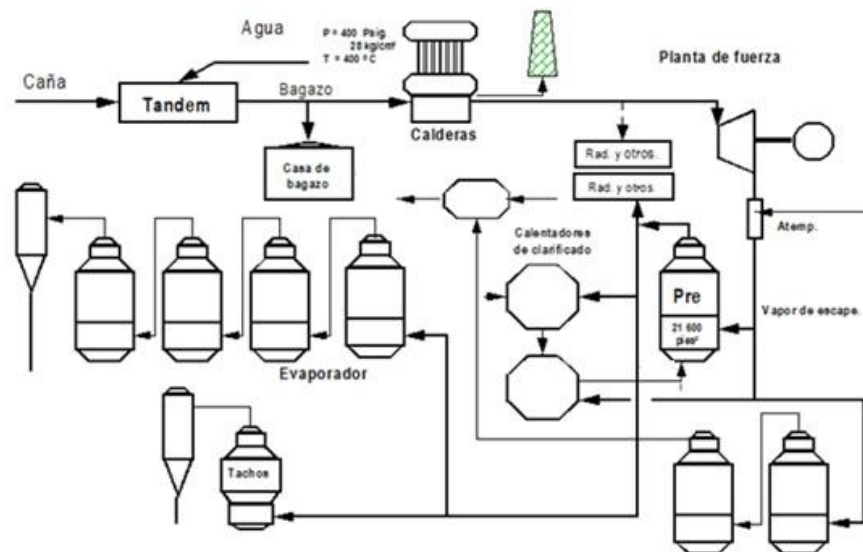


Figura 1.3 Ingenios que operen con más de un cuádruple efecto. (Colectivo de Autores, 2000)

Esta variante reduce la superficie evaporativa en operación alrededor de un 17 % y al resolverse el desbalance de carga, tanto en pre como en un cuádruple se ganan reservas de superficie que permiten incrementar la razón de molida en el orden del 18 %. Además, garantiza el calentamiento máximo del jugo alcalizado y, por consiguiente,

máximo régimen de evaporación en el doble efecto, es imprescindible disponer de la superficie necesaria en los calentadores y asegurar la correcta evacuación de los condensados e incondensables del mismo.

La utilización de pre-evaporadores combinada con extracciones de segundo vaso del cuádruple efecto o con doble efecto entregando sus vapores a calentadores, permite reducir el consumo de vapor de escape en el proceso hasta el orden de 38 a 40 % del peso de la caña procesada. Estas cifras de consumo significan un sobrante de bagazo apreciable unido a posibilidades importantes de entrega de energía eléctrica a la red pública.

En aquellos casos específicos en que se requieran sobrantes aún mayores de bagazo (industrias derivadas del mismo, por ejemplo) es razonable un esquema que utilice la evaporación primaria a doble efecto con entrega del vapor del segundo efecto para todos los consumidores (figura 1.4).

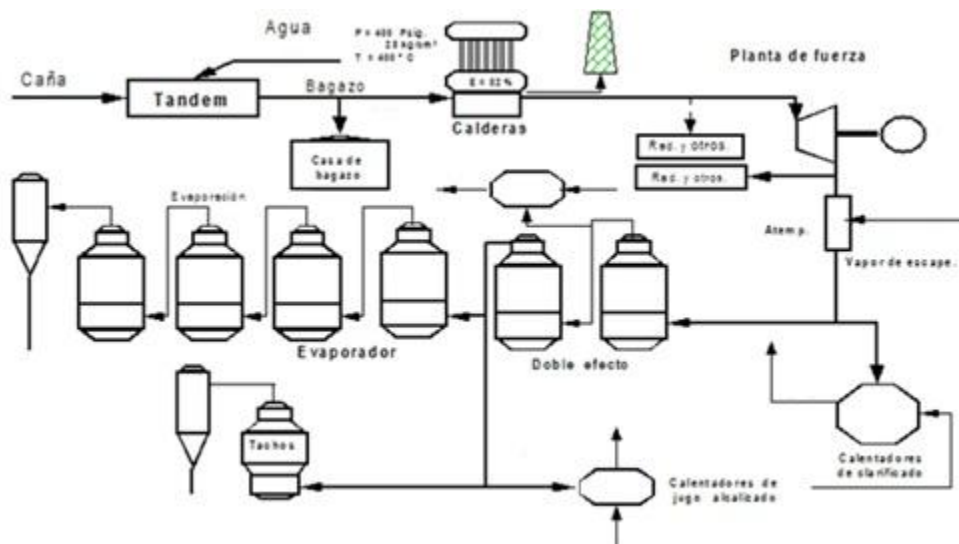


Figura 1.4 esquema que utilice la evaporación primaria a doble efecto. (Colectivo deAutores, 2000)

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

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

2. El incremento de la eficiencia en el sistema de cogeneración.

En la práctica el logro de estos puntos resulta algo complicado porque se enfrenta la ausencia de instrumentos de medición que permita una eficiente operación del ingenio y el conocimiento de los valores reales de consumo y eficiencia.

1.1.1.1 Eficiencia en el uso del vapor en el proceso.

Tanto la producción de excedentes de electricidad como la de bagazo depende de la producción y demanda de vapor, por lo cual la reducción del consumo de vapor es un factor clave para la producción de electricidad excedente. Para aumentar la eficiencia en el uso del vapor hay que trabajar sobre:

1. En el esquema energético del proceso de fabricación.
2. Los parámetros tecnológicos del proceso.

1.1.1.1 Eficiencia en el sistema de cogeneración.

La eficiencia del sistema de cogeneración con ciclo a vapor depende directamente de la eficiencia de cada uno de sus componentes principales: G.V, turbogenerador, transporte del vapor por las tuberías y consumo externo de vapor (proceso). Por lo que para aumentar la eficiencia hay que incidir sobre las pérdidas fundamentales en cada componente y sobre su eficiencia.

1. Los generadores de vapor.

En la generación de vapor las pérdidas principales son las relacionadas con los gases de escape, este es el punto de partida en la eficiencia de una caldera. Otra pérdida sustancial es la producida debido a la combustión incompleta, relacionado con el combustible (bagazo) hay que aumentar la eficacia en la manipulación, almacenamiento y alimentación a las G.V.

Las pérdidas en los gases de escape son del orden del 11% hasta 35% del poder calórico del combustible, para la reducción de estas pérdidas se realiza el aumento del área de transferencia de calor mediante la utilización de los economizadores los cuales mediante el calor residual en los gases de escape elevan la temperatura del agua de alimentación a la caldera, y el calentador de aire el cual realiza la misma operación de calentamiento con el aire utilizado para la combustión. Esto requiere de un coste mayor ya que hay que aumentar la potencia necesaria de los ventiladores de tiro forzado e inducido. La temperatura de los gases de salida en los G.V modernos fabricados en

Brasil se encuentra en el rango de 170-180 °C (443 – 453 K). Es posible aumentar un punto por 14°C (287 K) que se reduzca a los gases de salida.

En la combustión incompleta factores importantes son el exceso de aire, humedad y granulometría del bagazo así como la distribución del aire primario y secundario. El potencial de aumento en la eficiencia es de 2-4%, y por cada unidad que se eleve la eficiencia de la caldera se alcanza una economía de 1,5 unidades de porcentaje de bagazo sobrante. Un elemento importante en el sobrante de bagazo es el secado del mismo, en Cuba existen dos sistemas de secado del bagazo uno neumático y otro rotatorio. (Oscar Almazan del Olmo, 2012)

2. Turbogeneradores.

Durante decenas de años las presiones usadas por los G.V no sobrepasaba 1MPa, posteriormente se incrementó para obtener un valor generalizado de 2 MPa lo que permitía lograr excedentes de electricidad de 10-14 kWh/tc. A partir de la década de los 80 con la modificación de la legislación del sistema eléctrico en algunos países y la aparición del generador independiente aumento el interés por la venta de los excedentes, lo que significó un aumento del 15% de las utilidades del central. (Félix González Pérez, 2015)

Esto significó una carrera para lograr el aumento en los parámetros de vapor hasta alcanzar los valores actualmente usados, en centrales modernos valores de presión comunes son de 4 y 6 MPa, y se están empezando a usar valores de 8 y 12 MPa. Esto permitió ya para la década de los 90 un aumento del excedente de electricidad hasta 90 kWh/tc, obteniendo valores promedios en el mundo de 50 kWh/tc.

Los sistemas de cogeneración en las fábricas de azúcar utilizando turbinas de contrapresión producen alrededor de 50 kWh/tc. Con las turbinas de extracción-condensación se pueden producir entre 80-120 kWh/tc, siendo mayor mientras más se incrementa la eficiencia en el uso del vapor en el proceso. (Felix González Pérez, 2002)

En Cuba en casos donde se genera el vapor a presiones entre 60-80 kg/cm² (5 880-7 850 kPa), con el objetivo de aumentar el índice de generación de electricidad; se reportan valores entre 90-110 kWh/tc.

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

El potencial para la generación y exportación de electricidad a partir de la caña de azúcar es grande, aunque la mayoría de las fábricas de azúcar del mundo sólo genera suficiente electricidad para abastecer sus necesidades propias. La electricidad generada a partir de la caña de azúcar puede sustituir al petróleo como fuente de electricidad en muchos países donde es predominante la producción de caña de azúcar. La cantidad de electricidad exportada mundialmente a partir del bagazo se queda muy por debajo de lo posible. La mayoría de las fábricas que no se ocupan de maximizar su generación de electricidad para exportar tiene sus capacidades de generación justas para lograr dos objetivos básicos:

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

Hay fábricas de azúcar que se esfuerzan por maximizar la producción de electricidad y la exportación de ésta, operando con grandes y eficientes sistemas de cogeneración. (Eduardo A. Pina, 2015; Luis Dayro Pérez Ramos, 2014; Marina O. S. Dias, 2014; Moises Alves, 2015)

En la mayoría de los países de mundo se han modificado conceptos que favorecen y estimulan la cogeneración por lo cual a partir de la mitad de la década del 80 y los primeros años de los 90 se ha logrado un incremento sustancial de la potencia instalada para cogenerar. Lo más importante es las prioridades que dan la mayoría de los países a la energía eléctrica obtenida por cogeneración y especialmente las que utilizan recursos energéticos renovables. (Felix González Pérez, 2002)

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

Según datos de la Agencia Internacional de Energía, sólo 5 países han logrado una expansión exitosa de la cogeneración con una participación de entre un 30% a un 50% de la generación total de energía eléctrica (Dinamarca, Finlandia, Rusia, Letonia y Holanda). (Félix González Pérez, 2015)

En EEUU un 8% de la electricidad generada se realiza en régimen de cogeneración.

En Colombia para 2014 la capacidad instalada de cogeneración en el sector azucarero fue de 215 MW. Los excedentes que se están vendiendo son de 68 MW. De acuerdo con la evolución de los cronogramas de implementación de los proyectos llevarán a que en el año 2018 el sector tendría una capacidad de cogeneración de unos 369 MW de los cuales podría vender a la red aproximadamente unos 163 MW. (Sector Azucarero Colombiano, 2015)

En Brasil los planes de expansión de cogeneración de la mano con la expansión del sector sucro-alcoholero, indican que pasarán de tener una capacidad instalada de 10 GW en 2010, lo que representa el 7 % de la capacidad instalada total en esa potencia sudamericana, a más de 30 GW en 2020. Esto implica que la participación de la cogeneración será de un 18% de la matriz energética brasilera en ese año.

En China e India, la cogeneración participa con cerca del 13% y 5% de la generación, respectivamente. La Agencia Internacional de Energía proyecta que para 2030, la participación de la cogeneración dentro de la generación se incrementará a 28% y 26% en China e India, respectivamente. En China el potencial de crecimiento está determinado por su amplia base industrial.

Hungría, Polonia, República Checa, Austria, China y Alemania la cogeneración se encuentra en el rango del 10% al 20%.

La participación actual de la cogeneración en Centroamérica (Costa Rica, El Salvador, Guatemala, Honduras, Panamá y Nicaragua) es solo del 6 %.

En Cuba, hasta fines de la década de los 80, la mayoría de los ingenios generaban electricidad solo para su consumo interno y el Batey. Actualmente todos los ingenios están sincronizados con el Sistema Eléctrico Nacional (SEN) y la generación de electricidad es una fuente importante de ingresos, especialmente si se genera en los horarios de los dos consumos nacionales máximos (picos) de 11 a.m. - 1 p.m. y 6 - 10 p.m. (Victoria, 2009)

En Cuba hoy el 4 % de la energía es por cogeneración en ingenios azucareros, utilizando el bagazo como combustible y con tecnologías de turbinas de contrapresión exclusivamente. (*Desarrollo de las fuentes renovables de energía y eficiencia energética, 2015*)

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

1.3.1 Molinos.

En 1754 se introdujo por primera ocasión el trapiche de tres cilindros horizontales metálicos, dispuestos en triángulo en vez de coplanarios, el autor de este molino fue John Smeaton. En 1829 fue presentado el trapiche de tres cilindros verticales de distintos diámetros para dar mayor facilidad de entrada a la caña, estando sus ejes dispuestos en triángulo, este ingenio fue obra de José Ocampo. En 1832 se dio a conocer otro ingenio constituido por un tren de cinco cilindros dispuestos verticalmente accionado por tiro animal (figura 1.5), su autor fue el cubano José María López de Villavicencio, su propuesta consistía que conseguía un notable ahorro en mano de obra, bajo consumo de agua y leña, generando un azúcar de gran calidad.

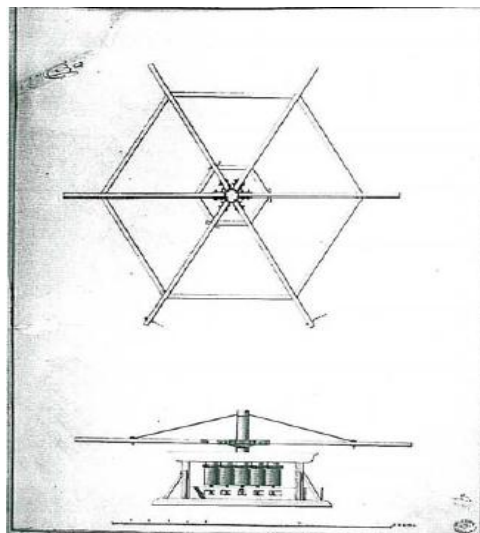


Figura 1.5 ingenio de cinco cilindros dispuestos verticalmente accionado por tiro animal. (Marín, 2012)

Entre 1845 y 1882 la industria azucarera española experimentó grandes e importantes mejoras en el proceso productivo al implementar el vapor, utilizándolo como fuente de energía mecánica aportada por la máquina de vapor a la rotación de los rodillos de los trenes de molinos (figura 1.6). En 1848 llegaron estos ingenios a la isla de Puerto Rico y en 1886 se introdujo la desfibradora. En estos tipos de molinos el porcentaje de jugo extraído de la caña estaba entre el 60 y 65 % del contenido de esta.

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

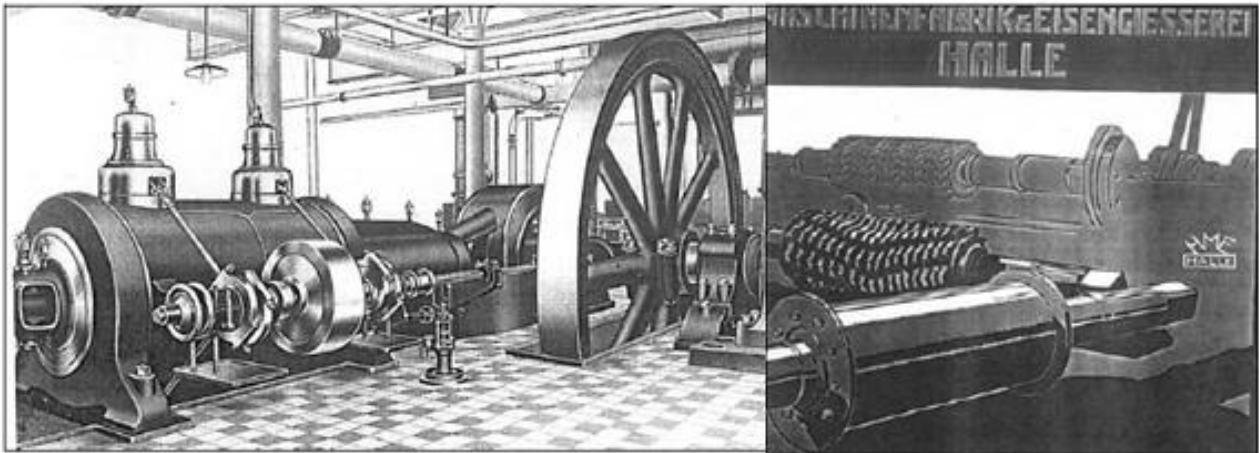


Figura 1.6 Máquina de vapor y rodillos para el tren de molienda de la firma Alemana Halle 1920.(Marín, 2012)

1.3.2 Generadores de Vapor.

En 1866 George Herman Babcock se asoció con Stephen Wilcok y se patentó la primera caldera Babcock and Wilcok, la cual en 1 877 se modificó. La aceptación y el éxito de la caldera de tubos rectos inclinados durante el periodo que precedió al de un crecimiento rápido industrial estímulo a otros inventores a explorar nuevas ideas en el diseño de calderas. Durante las dos primeras décadas del siglo 20 la presión y temperatura se incrementaron hasta 275 psi (1 900 kPa) y 560⁰F (566 K) con 146⁰F (336 K) de sobrecalentamiento respectivamente. En 1921 se puso en operación calderas de 450 psi (3 100 kPa) y 650⁰F (616 K) de temperatura. El vapor se recalentaba a 500 ⁰F (533 K) y se usó agua de alimentación que se calentaba a 300⁰F (422 K). En 1 924 se fabricaron calderas a 550 psi (3 790 kPa) y 725⁰F (658 K). En 1 925 se fabricaron calderas de 1 200 psi (8 270 K) y 700 ⁰F (644 K) con vapor recalentado. En la década del 1 920 ocurrieron otros cambios en el diseño y construcción de las calderas.

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. Sin embargo el tamaño de los hornos existentes y métodos para quemar el carbón tal como los stoker no eran adecuados, por lo que se desarrollaron equipos para quemar el carbón en forma pulverizada. Las altas tasas volumétricas de combustión y tamaños de unidad hicieron evidente que la quema del carbón pulverizado no hubiera sido posible sin el uso de las paredes enfriadas por agua de los hornos, lo cual no solamente eliminó el deterioro rápido de las paredes refractarias debido a la escoria, sino que también redujo la tupición de las superficies de calentamiento por convección en proporciones manejables por el descenso de la temperatura de los gases que salen del horno. Los primeros hornos con paredes de agua se aplicaron a las calderas de diseño existente con su sistema de circulación esencialmente independiente de la circulación de la caldera. En los primeros años de la década de 1930 nació un nuevo concepto en el cual la superficie enfriada por agua de los hornos 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 (GV), las cuales se fabrican en capacidades hasta de 350 000 lb de vapor/h (44,1 kg/s) a 1 300 psi (8 960 kPa) y a temperaturas de 900 °F (755 K).

Las paredes enfriadas con agua, amén de la reducción en el mantenimiento del horno y de la tupición de las superficies de calentamiento por convección, también ayudó a generar más vapor. Consecuentemente se redujo la superficie de los GV ya que estaba disponible una superficie adicional generadora de vapor con las paredes del horno enfriadas con agua.

Los incrementos en la alimentación, temperatura y presión del vapor dieron por resultado un ciclo de eficiencia mejor, aun con la reducción posterior de la superficie de los bancos de tubos del GV se reemplazaron por una superficie adicional de sobrecalentamiento. Como resultado de esos avances, las unidades de GV para presiones del vapor por encima de las 1 200 psi (8 270 kPa) consisten esencialmente

de hornos con paredes de agua con tubos, sobrecalentadores, y recuperación de calor, tales como economizadores y calentadores de aire.

Las unidades de caldera para bajas presiones tienen una superficie generadora de vapor considerable en bancos de tubos en adición a la superficie enfriadas por agua en el horno. Un avance importante en el progreso hacia la producción de electricidad al más bajo costo posible fue la exitosa operación en 1 957 de la primera unidad para operación a una presión de vapor por encima del valor crítico, 3 208 psi (22 100 kPa), en la planta Philo de la Ohio Power Company. A esta caldera se le llamó de presión universal y fue construida por la B&W generando 675 000 lb de vapor/h (85 kg/s) a 4 500 psi (31 000 kPa) y un sobrecalentamiento a 1 150 °F (894 K) con dos recalentadores a 1 050 y 1 000 °F (839 y 811 K). En una emergencia este tipo de caldera es capaz de incrementar su carga desde 25 a 90% de la carga plena en cuatro minutos y desde 90-100% en otros cuatro minutos. Esta caldera con su sistema de arranque puede igualar la temperatura del vapor con la temperatura del metal de la turbina, y por lo tanto, reducir los esfuerzos térmicos a un mínimo durante el arranque en frío o en caliente. Esta caldera movía un turbo-generador de 120 MW. A pesar de los variados complejos ciclos (por Ej.: el uso de vapores de mercurio a baja presión y alta temperatura en el tope de un ciclo de vapor convencional) instrumentados para incrementar la eficiencia total de la planta, el ciclo de vapor convencional, hasta la fecha, ha demostrado ser el más económico. El incremento de las presiones y temperaturas del vapor, el uso de calentadores regenerativos de agua de alimentación, economizadores y calentadores de aire, han conducido a elevar la eficiencia en el ciclo moderno de potencia a partir del vapor". (Batule, 2011)

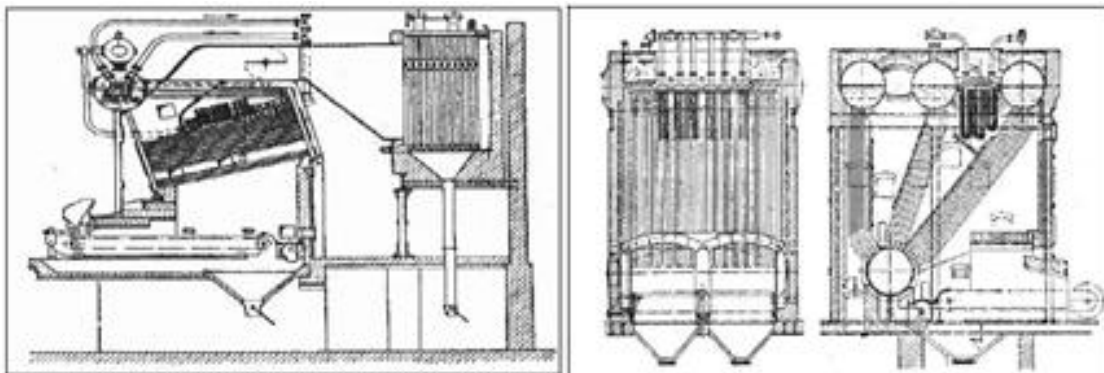


Figura 1.7 Caldera para la producción de vapor de Sterling. (Marín, 2012)

Figura 1.8 Caldera para la producción de vapor de Babcock and Wilcox. (Marín, 2012)

En la Figura 1.9 aparece el esquema de un Generador de Vapor del tipo usado en el CAI 14 de julio, fabricado en la antigua República Democrática Alemana y remodelado en Cuba, donde puede precisarse la forma del haz de tubos, los dos domos, las tuberías en las “paredes de agua” (apantallamiento), el sobrecalentador y en la parte inferior izquierda la entrada de bagazo al horno y la descarga de cenizas.

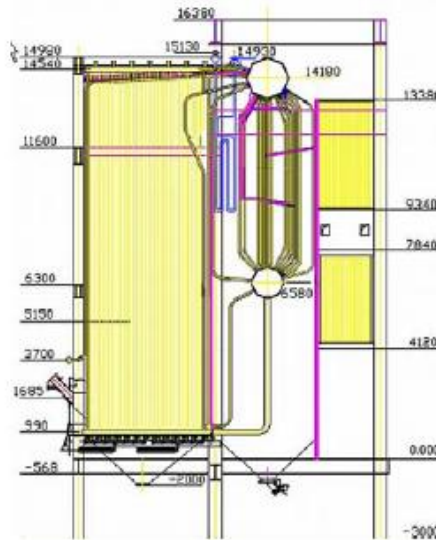


Figura 1.9 Vista frontal de un Generador de Vapor tipo Evelma II. (Victoria, 2009)

1.3.3 Centrífugas.

La centrifugadora fue otra de las innovaciones técnicas importantes las cuales se introdujeron a mediados del siglo XIX para sustituir el sistema tradicional de purgas y blanqueo de la masa cocida en pilones, esta innovación se introdujo en Cuba en 1 849. Su funcionamiento se basa en un cilindro de hierro hueco con un tambor de tela metálica en su interior unido a un eje vertical por medios de engranajes o conos de fricción que lo hacían girar a gran velocidad (1 000 rpm aproximadamente) dentro del cilindro de fundición, por donde se vertía la mezcla de azúcar cristalizada y mieles provenientes del tachó. Por efecto de la fuerza centrífuga las mieles eran impulsadas al exterior atravesando la tela metálica del tambor, reteniendo el azúcar en el interior del mismo. Seguidamente se aplicaba un chorro de vapor sobre la capa azucarada para facilitar su decoloración y secado, trasladándose una vez descargada por la parte superior a un local para molerla, acopiarla y secarla. Las mieles se recogían en un

depósito inferior, pudiendo volver a ser cocidas y posteriormente ser sometidas a una segunda o tercera centrifugación.

Primeramente las centrifugas eran conos, efectuando la descarga manualmente, lo cual hacía el proceso mucho más laborioso y costoso. A principios del siglo XX se introdujeron centrifugas más avanzadas tecnológicamente movidas por motores eléctricos independientes que realizaban la descarga de las mieles automáticamente, por lo que se economizaba bastante el proceso.

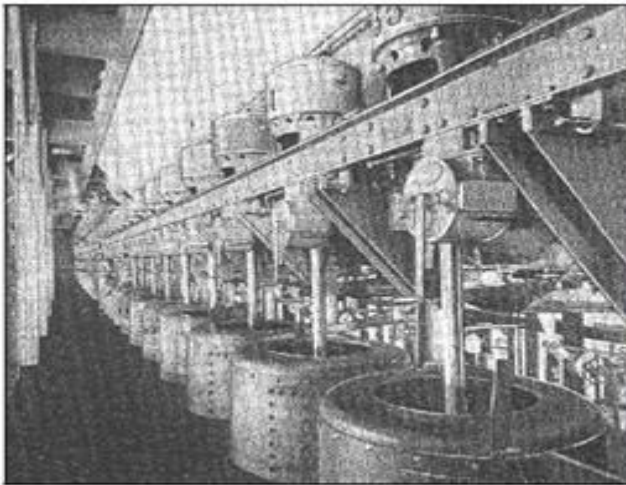


Figura 1.10 Bateria de centrifugadoras de la firma Fives-Lille. (Marín, 2012)



Figura 1.11 Bancos de centrifugas continuas. (Victoria, 2009)

1.3.4 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 artefacto constituido por tres intercambiadores de calor por donde circulaban los jugos azucarados y los vapores que lo calentaban. Este mecanismo consistía en colocar tres intercambiadores de caloren 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 los intercambiadores de calor hasta dos tercios de su volumen. Seguidamente se inyectaba vapor hasta hervir el jugo a unos 80 °C (353 K), siendo el vapor resultante aspirado por la siguiente caldera y ésta por la tercera, hirviendo el jugo

entre 50 y 60 °C (323 y 333 K) y a menor presión. Cuando éste se evaporaba pasando a mezcla era evacuado y rellenado por su predecesor, por lo se trataba de establecer un recorrido continuo de jugo y vapor, ya que se producía vapor a partir de la ebullición del jugo en los intercambiadores de calor. Estos sistemas de evaporación fueron aumentando el número de evaporadores con cuádruple y quíntuple efecto durante el primer tercio del siglo XX. (M. Higa 2009; Prashant Balpande, 2014; S.A. Nebra, 2007)

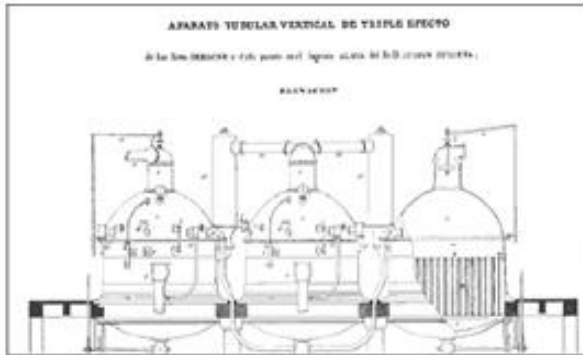


Figura 1.12 Evaporador de triple efecto de Derosne y Cail para la concentración del jugo. (Marín, 2012)

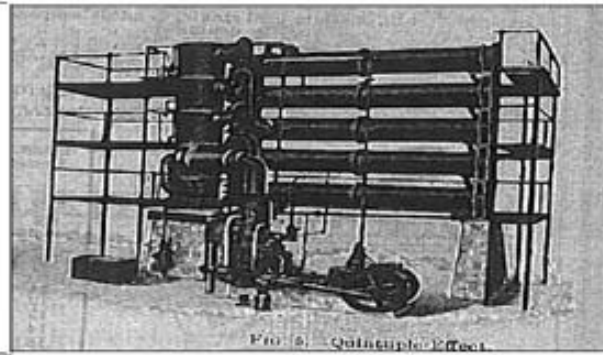


Figura 1.13 Evaporador de Quíntuple efecto de la casa Mirrlees – Watson. (Marín, 2012)

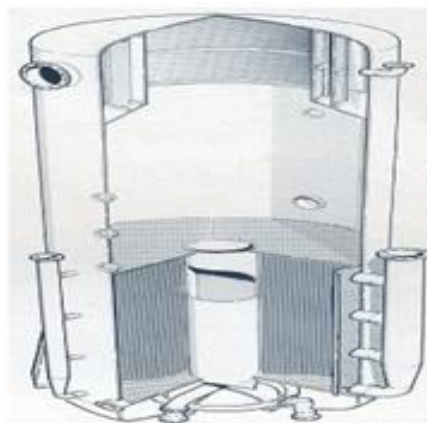


Figura 1.14 Vaso Evaporador y Estación de Evaporadores modernos. (Victoria, 2009)

1.3.5 Equipos para la cocción del jugo.

En 1813 Howard inventa en Inglaterra el primer tacho que concentra el azúcar aplicando vacío al interior mediante una bomba movida por una máquina de vapor permitiendo la evaporación por debajo de los 100 °C (373 K) al reducirse la presión por debajo de la atmosférica. El vapor circulaba por un doble fondo de un recipiente cerrado donde se producía la evaporación.

Los tachos eran intercambiadores de calor cilíndricos de cobre independiente en cuyo interior se encontraban calandria o serpentines por los que circulaba vapor proveniente de la caldera generadora de éste. 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.



Figura 1.15 Tacho para la cocción y cristalización de la compañía Fives- Lille. (Marín, 2012)



Figura 1.16 Tachos usados en un central Cubano. (Victoria, 2009)

1.3.5.1 Tachos continuos

El tacho continuo VKT de BMA (tacho continuo tipo torre) se basa en el principio de construcción probado de la cámara de cristalización cilíndrica vertical de los tachos discontinuos. Esta construcción permite, entre otros, utilizar agitadores mecánicos para garantizar una circulación y un mezclado sobresaliente de la masa cocida. El tacho VKT consta de cámaras de cristalización sobrepuestas: se trata de una cascada de intercambiadores de calor con agitadores en la que, gracias a la gravitación, el flujo de masa cocida es guiado desde la cámara superior a la cámara inferior. El método de circulación forzada junto con los niveles constantemente bajos de masa cocida permite utilizar vapor de calefacción de muy baja tensión, ya que la presión hidrostática de la columna de masa cocida dentro del aparato de funcionamiento continuo es considerablemente inferior a la de un tacho convencional.

En un tacho VKT, el estado de marcha de cada cámara es regulado individualmente, asegurando así un funcionamiento continuo y seguro, lo que proporciona las siguientes ventajas:

- Toma uniforme de vapor de calefacción de la estación de evaporación.
- Alimentación uniforme de licor de alimentación.
- Producción de vapor y carga del condensador uniformes.
- Producción de masa cocida uniforme.

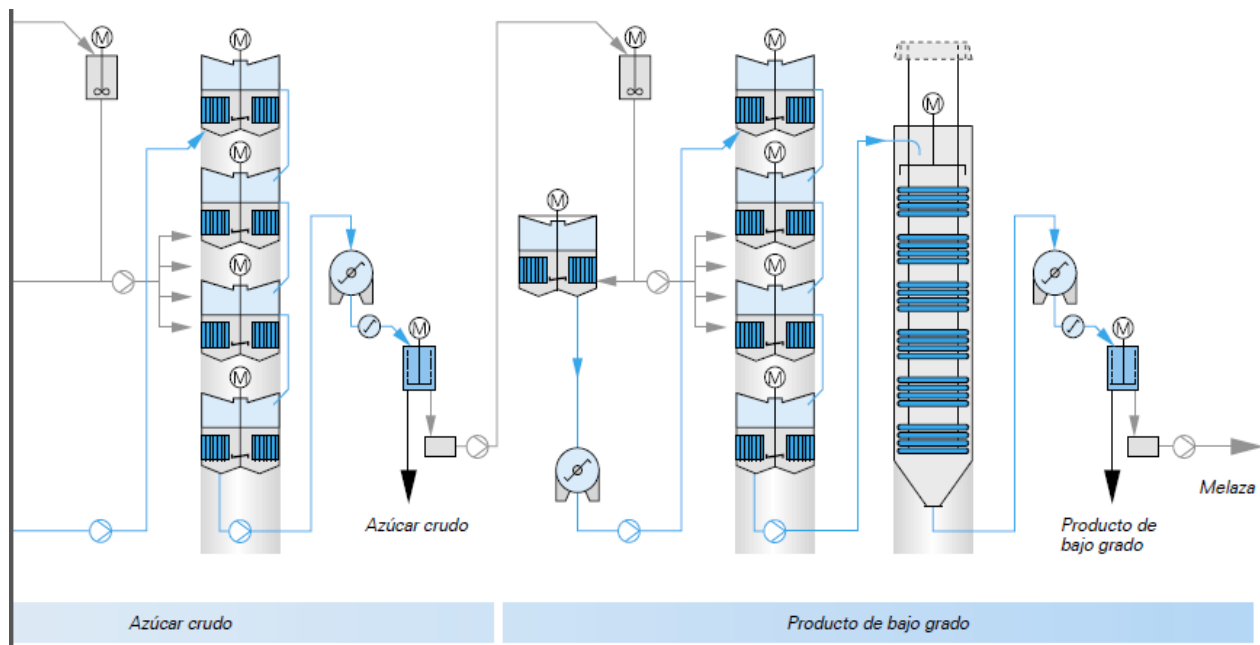


Figura 1.17 Proceso de cristalización usando tachos continuos (VTK) de la firma alemana BMA. ("Instalaciones de cristalización,")

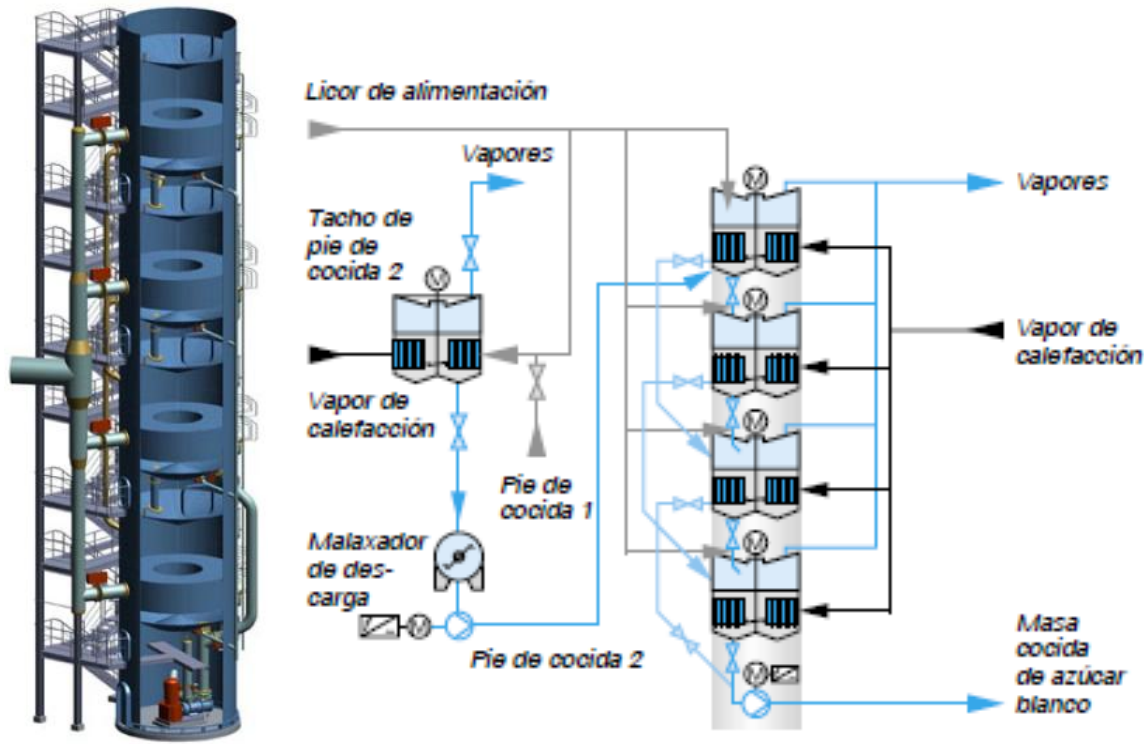


Figura 1.18 tachos continuos de la firma Alemana BMA. ("Instalaciones de cristalización,") (Broadfoot, 2005) propone la utilización de tachos continuos para la mejora del rendimiento viéndose el consumo de vapor reducido, además que se minimiza la supervisión por parte de los operadores. (Mihaela Morar, 2010)

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

La generación eléctrica utilizando biomasa cañera es otra de las grandes opciones de la energía a partir de fuentes renovables. 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 unos intercambiadores de calor para producir vapor, y su posterior inyección en una turbina de vapor acoplada a un generador eléctrico. El segundo consiste en la gasificación previa de la biomasa para ser usada como combustible posteriormente en un motor o turbina de gas, acoplado a un generador eléctrico.

Las variantes dependían también de la presión y temperatura del proceso, cogenerándose entre 25 y 40 kW/tc con presiones de vapor y temperaturas bajas, y 80

kW/tc o más con presiones y temperaturas de trabajo medias o altas. Mientras, con las turbinas de gas es posible alcanzar más de 250 kW/tc.

Con el proceso de reestructuración experimentado del sector azucarero cubano entre el 2 002 y el 2 005 por la agroindustria, la capacidad potencial se redujo a 478,5 MW, localizada en 61 centrales azucareros. Actualmente se disponen de 185 generadores de vapor, de los cuales el 80% trabaja a presión de 18 kg/cm^2 (1 770 kPa) y el 20% restante a presión de 28 kg/cm^2 (2 750 kPa). El 70% de los hornos son deparrilla 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 MW o mayores. Si bien la capacidad instalada se redujo, el índice de generación se ha duplicado hasta 38 kWh/tc en las últimas zafras, resultado de los esfuerzos dirigidos a mejorar el balance energético en las fábricas.

La cogeneración mediante un programa inversionista que facilite el aumento de presión en las calderas de los centrales azucareros y la instalación de turbogeneradores de extracción-condensación, puede incrementar estimándose un potencial de 2 500 GW 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 61 centrales azucareros del país, como proyección para el año 2 030 se estima el empleo de 19 bioeléctricas con una capacidad de 755 MW. La figura 1.18 representa la distribución y capacidad de estas bioeléctricas en el País.



Figura 1.19 distribución y capacidad de estas bioeléctricas en el País. 15

En la provincia de Cienfuegos la situación en el período de zafra 2 014-2 015 desde el punto de vista de la generación y entrega al SEN se comportó según se muestra en la Figura 1.19, además entregándose un total de 13 189,6 MW al SEN (Cienfuegos, 2015)

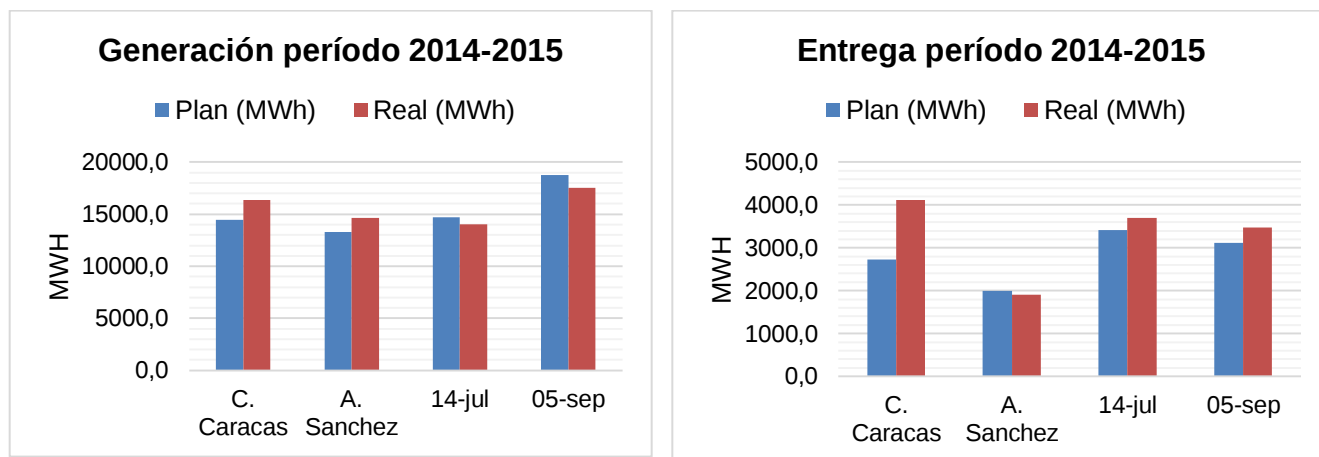


Figura 1.20 Situación de la Zafra 2 014-2 015 en Cienfuegos. Fuente Elaboración propia

1.5 Conclusiones parciales.

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 2 020. Esto representa el 18% de la matriz energética brasileira en ese año.
3. En China e India, la cogeneración participa con cerca del 13% y 5% de la generación y prevé para 2 030 un incremento de 28% y 26% respectivamente.
4. Las tendencias para la cogeneración en Cuba prevé pasar capacidad instalada de 470 MW en 61 centrales azucareros del país, a 755 MW para el año 2 030 con 19 bioeléctricas distribuidas en el territorio nacional.
5. Una tendencia es el uso de las centrífugas y tachos continuos para la reducción del consumo de vapor en el esquema.

Capitulo II

Capítulo II. Descripción del Diagrama de Flujo de Proceso y confección del Diagrama de Flujo de Información del CAI 14 de Julio.

En el capítulo se realizó una descripción del Diagrama de Flujo de Proceso del central 14 de Julio. Se detalla el software de simulación TermoAzúcar 4.1 utilizado para el análisis termoenergéticos del central en estudio. Se relacionan las variables de entrada para cada módulo usado en el Diagrama de Flujo de Información y se describe cada uno de ellos.

2.1 Levantamiento del Diagrama de Flujo de Proceso del CAI “14 de julio”.

El CAI “14 de julio”, con una molienda potencial de 34.7 kg/s (125 t/h) de caña, produce azúcar crudo. La alcalización se realiza en frío y el sistema de cocción utilizado es el típico de tres masas cocidas.

El tándem, las bombas de impulsión de jugos, mieles y de condensados son accionados por motores eléctricos. La demanda total de la fábrica y las dependencias administrativas se puede satisfacer con una potencia instalada de 4,5 MW.

En el sistema de generación de vapor el combustible usado es bagazo proveniente de la molienda. Existen tres G.V del tipo EVELMA, todos modificados y cada uno de ellos tienen una capacidad instalada de 9.72 kg/s de vapor sobrecalentado a una presión de 1 821 kPa y temperatura de 623,15 K (350 °C).

El área de generación eléctrica cuenta con dos turbogeneradores de 4 y 2,5 MW de potencia respectivamente, existe una válvula reductora que asume las diferentes fluctuaciones en el proceso para suplir las necesidades térmicas. En el escape de las turbinas de contrapresión y a la salida de la válvula reductora se obtiene el vapor con las propiedades idóneas para el proceso (Presión 266 kPa y Temperatura 409 K).

El área de calentamiento del jugo está constituida por ocho calentadores tipo WEBRE:

- Un calentador es líquido a líquido el cual usa el condensado contaminado para elevar la temperatura del jugo alcalizado.
- Tres calentadores primarios el cual trabajan usando vapor de extracción de los evaporadores, su función es aumentar la temperatura al jugo alcalizado. Trabajan dos y uno está de mantenimiento.

- Tres calentadores secundarios usan vapor de extracción, su función aumentar la temperatura del jugo alcalizado en un intervalo de 375 – 378 K (102 – 105 °C). Trabajan dos y uno está de mantenimiento.
- Un calentador de jugo claro que usa vapor de escape, su función aumentar la temperatura del jugo claro hasta un intervalo 383 – 388 K (110 – 115 °C).

Los evaporadores están constituidos por seis vasos evaporadores formando un quintuple efecto, donde el primer y segundo vaso forman el primer vaso del quintuple y son alimentado con vapor de escape de los turbogeneradores, estos producen vapor el cual es usado para una extracción para tachos y calentadores, y por el tercer vaso, y así cada vaso se alimenta del vapor producido por el vaso que le precede. El condensado obtenido en los tres primeros vasos es condensado puro que se utiliza como agua de alimentar a los GV y el condensado de los últimos tres vasos es condensado contaminado.

La estación de tachos cuenta con seis tachos los cuales están distribuidos de la siguiente forma:

- tachos 1, 2 y 3: Masa A.
- tacho 4: Se usa para cristalizar y preparar el pie de la Masa C.
- tacho 5: Masa C.
- tacho 6: Masa B.

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 los G.V. En la figura 2.1 se muestra el Diagrama de Flujo de Proceso.

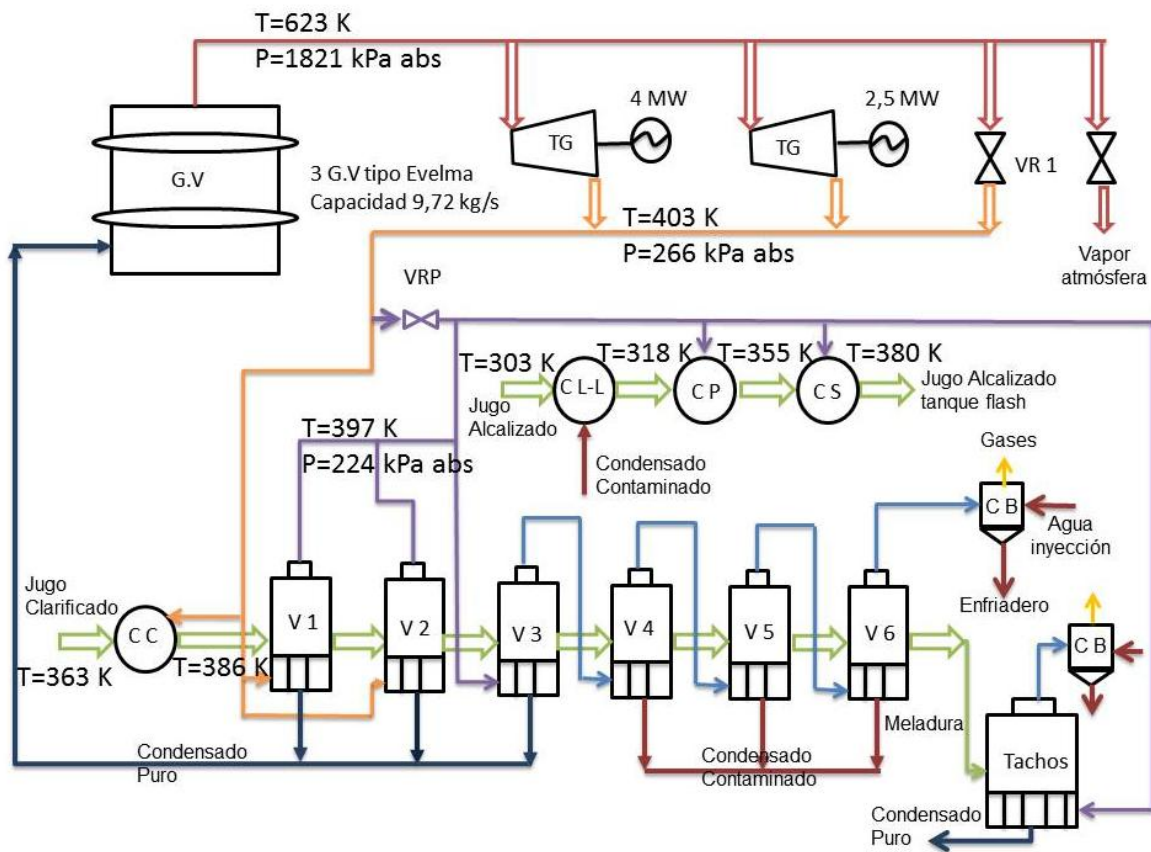


Figura 2.1 Diagrama Flujo de Proceso 14 de Julio. Elaboración propia.

2.2 Introducción al Sistema TermoAzúcar STA 4.1. Generalidades.

El STA versión 4.1 Docente es una versión limitada del STA 4.0 para ser empleada en actividades docentes de pre y postgrado. Tiene como objetivo facilitar la evaluación de los sistemas termo-energéticos (STE) en fábricas de azúcar crudo. Es un Simulador con modelos en su mayoría del tipo determinístico y donde se asumen condiciones de estado estacionario. Es del tipo modular pero no secuencial excepto en el cálculo en lazos iterativos. Otras características importantes son la gran flexibilidad para representar integralmente los distintos STE, incorporar nuevos módulos de cálculo y la posibilidad de manejar gran cantidad de información sobre las corrientes y los equipos. La información inicial requerida consiste en el flujo másico, composición, temperatura y presión de las corrientes de entrada y reciclo, datos específicos de los equipos simulados y el orden de cálculo de los módulos incluidos en lazos iterativos de cálculo.

Están disponibles correlaciones estadísticas para la evaluación de las propiedades físicas y termodinámicas de las corrientes de jugo, meladura, mieles, azúcar (entalpía, densidad, capacidad calorífica y elevación del punto de ebullición), agua y vapor de agua (tablas de vapor). Los módulos de cálculo permiten simular el comportamiento, fundamentalmente térmico, de calentadores, evaporadores, la estación de tachos, cristalizadores y centrífugas, turbogeneradores de vapor de contrapresión, atemperadores, generadores de vapor y tanques. Los resultados principales corresponden a la solución detallada de los balances de masa y energía. Para facilitar la evaluación del comportamiento de los equipos se determinan Indicadores, tales como coeficientes de transferencia de calor en calentadores y vasos evaporadores, tasas de evaporación y economías, rendimiento relativo interno de turbogeneradores, etcétera.

2.2.1 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. Ver figura 2.1.

2.2.2 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. Para la confección del DFI se requiere del conocimiento del DFP. Debe tenerse en cuenta que no siempre el sentido de flujo de la información tiene que coincidir con el de los flujos de materiales y energía en el proceso.

2.3 Módulos utilizados en STA 4.1 para la confección del Diagrama de Flujo de Información.

2.3.1 Corrientes de materiales.

Las Corrientes de Información se representan por líneas orientadas con flechas que indican el sentido en que fluye la información. Por supuesto que es deseable que cada corriente de información tenga un sentido físico correspondiente a una corriente en el proceso; pero esto no es siempre posible. Cada corriente debe identificarse asignándole un número y un nombre. La identificación adecuada de las corrientes de información es la mejor garantía para lograr una mejor comprensión del DFI y poder obtener reportes adecuados. Los módulos vinculados a las corrientes de entrada tienen como objetivo facilitar la entrada de los valores correspondientes a las variables independientes (datos)

2.3.1.1 Caña molida

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, presión y los flujos másicos de los componentes.
2. A partir de datos azucareros tales como: flujo másico de la corriente de caña, Brix, Pol y Pureza, los cuales están referenciados en la tabla 2.1.

Tabla 2.1 datos relacionados de caña.

Representación en DFI	Variables	Valor
	Temperatura (K)	303
	Presión (kPa)	101
	Flujo másico de caña molida (kg/s)	34.7
	Cantidad de horas que se muele al día	24
	Fibra en caña (%)	15.1
	Pol en caña (%)	11.59
	Pureza del jugo absoluto (%)	85.17

2.3.1.2 Materiales azucarados.

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, presión y los flujos másicos de los componentes.
2. A partir de datos azucareros tales como: peso de la corriente por ciento del peso de la caña, Brix, Pol y Pureza, los cuales están relacionados en la tabla 2.2.

Tabla 2.2 Materiales Azucarados.

Representación en DFI	Corriente	Variables	Valor
	Bagazo	Temperatura (K).	303
		Presión (kPa).	102
		Bagazo en Caña (%).	31.69
		Fibra (%).	47.3
		Pol (%).	1.46
		Humedad (%).	50.15
	Jugo Alcalizado	Temperatura (K).	329
		Presión (kPa).	750
		Entrada % Caña.	110
		Brix.	15.44
		Pureza (%).	85.95
	Jugo Clarificado	Temperatura (K).	365
		Presión (kPa).	550
		Entrada % Caña.	105
		Brix.	15.44
		Pureza (%).	85.96

2.3.1.3 Corriente de Agua.

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



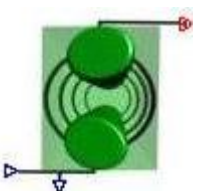
Figura 2.2.

Esta 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 módulo de la Estación de Tachos¹ para representar el agua tecnológica de dilución de mieles, en el vapor de calentamiento a los simples efectos o al múltiple. En este último caso está vinculado al módulo converge 2.

2.3.2 Generación de vapor.

En el DFI del módulo GV1, que es la representación del flujo de las corrientes de información vinculadas a los cálculos que se realizan en el módulo, “entra” una corriente (pseudocorriente) de Vapor que equivale numéricamente a la Demanda de Vapor de la Fábrica, que debe ser calculada con anterioridad. Y “sale” la corriente de información de Bagazo Sobrante, equivalente a la diferencia calculada entre los flujos másicos de la corriente de Bagazo Disponible y el Consumido para producir la cantidad de vapor demandado. Simula un Generador de Vapor Sobrecalentado o Saturado, que quema Bagazo o Fuel Oil (Petróleo). La diferencia entre DFP y DFI son que el DFP del módulo GV1 es una representación aproximada de un Generador de Vapor. Por esta razón solo aparece el Bagazo Disponible y el Vapor Generado. Otras salidas físicas como las cenizas, los “inquemados” en los gases y la purga no aparecen; entre otras razones por su menor importancia relativa en el cálculo que se realiza en este módulo. En la tabla 2.3 se relacionan las variables que caracterizan los G.V.

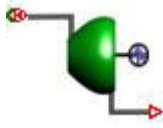
Tabla 2.3 Generador de vapor.

Representación en DFI	Variables	Valor
	Cantidad de GV que representa.	1
	Capacidad nominal (Kg/s).	9.62
	Rendimiento bruto con Bagazo (%).	75
	Rendimiento bruto con Petróleo (%).	77
	Estado físico técnico del vapor.	Sobrecalentado
	Valor calórico inferior del Petróleo (kJ/Kg).	40 193
	Densidad del petróleo (Kg/m ³).	954
	Temperatura del agua de alimentación (K).	363

2.3.3 Generación eléctrica.

Simula un Turbogenerador de Vapor de Contrapresión o de Condensación. La diferencia entre DFP y DFI es que en el DFP la corriente de vapor, entra en el lado superior izquierdo del esquema a la turbina, como ocurre físicamente en el proceso. Para que se parezcan lo más posible el DFP y el DFI, en este último se simula la entrada de vapor directo mediante una pseudocorriente, que es una corriente de salida de información con los valores de los parámetros del vapor que se demanda al equipo. En la tabla 2.4 se relación las variables de entrada al módulo del turbogenerador.

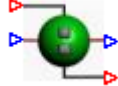
Tabla 2.4 datos de los turbogeneradores.

Representación en DFI	Módulo	Variables	Valor
	Turbogenerador 4 MW	Potencia eléctrica generada (kW).	3 800
		Potencia eléctrica nominal (kW).	4 000
		Presión del vapor de escape (kPa).	266
		Presión del vapor directo (kPa).	1 821
		Estado físico técnico del vapor directo.	Sobrecalentado
		Temperatura del vapor directo (K).	623,15
		Estado físico técnico del vapor escape.	Sobrecalentado
		Temperatura del vapor escape (K).	409
	Turbogenerador 2,5 MW	Potencia eléctrica generada (kW).	1 590
		Potencia eléctrica nominal (kW).	2 500
		Presión del vapor de escape (kPa).	266
		Presión del vapor directo (kPa).	1 821
		Estado físico técnico del vapor.	Sobrecalentado
		Temperatura del vapor directo (K).	623
		Estado físico técnico del vapor escape.	Sobrecalentado
		Temperatura del vapor escape (K).	409

2.3.4 Intercambiadores de Calor.

El módulo simula un Intercambiador de Calor de 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. La diferencia entre DFP y DFI es que en el DFP el vapor de calentamiento entra al equipo y sale como condensado. En el DFI el vapor es una corriente de salida de información que es resultado de un cálculo. En la tabla 2.5 se relacionan las variables de entrada al módulo.

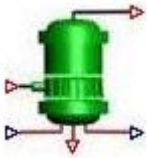
Tabla 2.5 datos intercambiadores de calor.

Representación en DFI	Módulo	Variables	Valor
	Intercambiador de Jugo Alcalizado L-L	Temperatura del Jugo a la salida (K).	329
		Diferencia mínima de temperatura aceptable (K).	10
		Área de transferencia de Calor (m ²).	92
		Diámetro de los tubos (m).	0.032
		Cantidad de tubos por pase.	31
		Cantidad de pases por la coraza.	3
	Intercambiador Primario de Jugo Alcalizado	Temperatura del jugo a la salida (K).	352
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	175.5
		Diámetro de los tubos (m).	0.032
		Longitud de los tubos (m).	4.9
		Cantidad de tubos por pase.	31
		Cantidad de intercambiadores 1-2	6
	Intercambiador Secundario de Jugo Alcalizado	Temperatura del jugo a la salida (K).	376
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	175.5
		Diámetro de los tubos (m).	0.032
		Longitud de los tubos (m).	4.9
		Cantidad de tubos por pase.	31
		Cantidad de intercambiadores 1-2	6
	Intercambiador de Jugo Clarificado	Temperatura del jugo a la salida (K).	386
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	266
		Diámetro de los tubos (m).	0.032
		Longitud de los tubos (m).	4.9
		Cantidad de tubos por pase.	31
		Cantidad de intercambiadores 1-2	3

2.3.5 Equipos de Evaporación.

Simula un Evaporador a Simple Efecto o Vaso de un Múltiple Efectos. 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 en el argot azucarero se denomina de forma general un Pre-evaporador. En el CAI 14 de Julio el esquema de evaporación está formado por un quíntuple efecto. En la tabla 2.6 se relacionan las variables de entrada en el módulo.

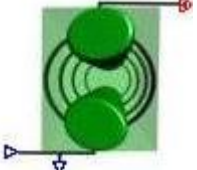
Tabla 2.6 Datos de los Vasos Evaporadores.

Representación en DFI	Módulo	Variables	Valor
	Vaso 1	Presión en el cuerpo (kPa)	175.5
		Área de transferencia de calor (m ²)	1010
		Brix a la salida del vaso.	18.40
	Vaso 2	Presión en el cuerpo (kPa)	175.5
		Área de transferencia de calor (m ²)	743
		Brix a la salida del vaso.	24.30
	Vaso 3	Presión en el cuerpo (kPa)	127.4
		Área de transferencia de calor (m ²)	743
		Brix a la salida del vaso.	30
	Vaso 4	Presión en el cuerpo (kPa)	81
		Área de transferencia de calor (m ²)	743
		Brix a la salida del vaso.	43
	Vaso 5	Presión en el cuerpo (kPa)	42.58
		Área de transferencia de calor (m ²)	557
		Brix a la salida del vaso.	51.30
	Vaso 6	Presión en el cuerpo (kPa)	14.5
		Área de transferencia de calor (m ²)	557
		Brix a la salida del vaso.	62.13

2.3.6 Estación de tachos.

El software simula en el módulo Estación de Tachos la estación de tachos, cristalizadores y centrífugas como un conjunto. Todas las corrientes del DFP y el DFI tienen el mismo sentido excepto la de “consumo de vapor en la Estación de Tachos”; que en el DFI se representa como una pseudocorriente para dar la sensación que entra al módulo, pero en realidad es una corriente de información que “sale” calculada. En la tabla 2.7 se relacionan las variables de entrada al módulo.

Tabla 2.7 datos de la estación de tachos.

Representación en DFI	Variables	Valor
	Presión en el cuerpo de tachos (kPa).	15
	Factor de pérdida de calor.	1.05
	Azúcar Comercial: Brix.	99.86
	Pureza (%).	99.42
	Temperatura (K).	328
	Temperatura de Evaporación (K).	327.1
	Presión de vapor de calentamiento (kPa).	175.5
	Miel Final: Brix.	88.44
	Pureza (%).	38.6
	Temperatura (K).	328

2.3.7 Módulos lógicos.

2.3.7.1 Comparador.

El comparador se representa en el DFI tal como se muestra en la figura 2.3.



Figura 2.2.

Simula un balance entre disponibilidad y demanda de vapor o de condensados. El método de cálculo usado es un balance entre disponibilidad y demanda de vapor o de condensados. Se calcula la diferencia del contenido másico de dos corrientes y este valor se transfiere a una de las dos corrientes de información que salen. Una de estas toma valor cero, dependiendo de la relación existente entre los contenidos másicos de las corrientes que entran. Las temperaturas y presiones de las corrientes de salida se fijan en los datos del módulo, en caso de no precisarlo se asume que sean las mismas que las de la corriente de entrada del flujo másico disponible.

Se puede emplear para simular:

- Las extracciones de vapor, en los evaporadores, para los calentadores.
- Comparar el vapor de escape que demanda el proceso con el escape de los motores primarios disponible para determinar si hay un faltante que debe “pasarse”, por la Válvula Reductora de alta presión, al proceso o si se expulsa vapor a la atmósfera.

- c. Comparar la demanda de agua del GV y los condensados “puros” disponibles.
- d. Comparar la demanda de agua tecnológicas en el proceso (imbibición, lavado de la torta de cachaza, dilución de mieles, etcétera) y los condensados “contaminados” disponibles.

2.3.7.2 Sustractor.

El sustractor se representa en el DFI tal como se muestra en la figura 2.4.



Figura 2.4.

Simula un módulo lógico donde se calcula el balance de disponibilidad y demanda de condensados y vapor; incluyendo extracciones de los evaporadores. Calcula la diferencia del contenido másico de dos corrientes transfiriéndose el valor positivo o negativo resultante a la única corriente de salida de información, como un valor absoluto o modular.

2.3.7.3 Unión tipo I.

La Unión I se representa en el DFI tal como se muestra en la figura 2.5.



Figura 2.5.

Simula la unión y división de corrientes; así como cambios de temperatura y presión de una corriente en colectores de vapor y tanques con líquidos. Métodos de cálculo: balances de materiales totales y por componentes, sin reacción química. Pueden entrar de 1 a 4 corrientes de información, que se suman. Esta suma de los componentes de las corrientes de entrada se puede convertir en 1, 2, 3 ó 4 corrientes de salida, con la misma composición que la suma de corrientes. Los respectivos flujos másicos de las corrientes de salida se establecen mediante “Fracciones de Separación”.

2.3.7.4 Unión tipo II.

La Unión II se representa en el DFI tal como se muestra en la figura 2.6.

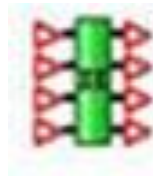


Figura 2.6.

La unión Tipo II permite un balance de materiales en los tanques de agua; como recolectores de los condensados de los evaporadores, calentadores y tachos. Es un módulo lógico donde se pueden unir hasta 4 corrientes de entrada y crear hasta 4 corrientes de salida, de la misma forma que se realiza en el módulo unión I. Además se calcula la temperatura de cada corriente de salida. Se diferencia del Unión 1 en que las corrientes solo pueden ser de agua líquida. El método de cálculo para los balances de materiales se adaptan las ecuaciones que aparecen en el Unión 1. Para el cálculo de las temperaturas, que es la misma para todas las corrientes de salida, se realiza el balance de entalpía. Por tratarse de corrientes de agua se asume que el valor a la temperatura de la corriente en °C equivale numéricamente al de la entalpía en kcal/kg.

2.3.7.5 Converge tipo II.

El converge II se representa en el DFI tal como se muestra en la figura 2.7.



Figura 2.7.

Simula: Control automático de concentración (Brix), presión, temperatura y flujo. Se emplea generalmente con los modelos EVAP1 y 2. Por lo general en los módulos EVAP1 y 2 se controla la concentración de salida del vaso o del múltiple, lo que se logra aumentando el flujo másico de vapor de calentamiento hasta alcanzar el valor deseado +/- una tolerancia.

Es un método seguro pues se puede alcanzar la convergencia aun en casos donde el valor de la suposición inicial X_0 esté lejano del valor real. El aumento vertiginoso de las velocidades de cálculo de las actuales computadoras permite lograr la convergencia con rapidez.

2.3.7.6 Conectores de una y dos salidas.

Los conectores se representan en el DFI tal como se muestra en la figura 2.8.



Figura 2.8.

Estos son módulos solamente están vinculados a los cálculos y por ende no les corresponde un DFP. Se emplean en el caso que un módulo tenga una pseudocorriente pues invierten el sentido de la misma. (UCI-CUJAE, 2012)

2.4 Diagrama de Flujo de Información del CAI 14 de Julio. Caso base

A lo largo de este capítulo se ha descrito cada elemento relacionado en el DFI. En la figura 2.9 se muestra el DFI del caso base en estudio. Como se ha descrito el DFI cuenta con tres G.V, dos turbogeneradores. El jugo se calienta con un calentador líquido a líquido, dos calentadores primarios de jugo alcalizado y dos calentadores secundarios de jugo alcalizado y un calentador de jugo clarificado. En el área de evaporación se tiene un quíntuple efecto donde hay seis vasos de los cuales los dos primeros funcionan como el primer vaso del múltiple, ellos suministran el vapor vegetal usado en calentadores y en la estación de tachos.

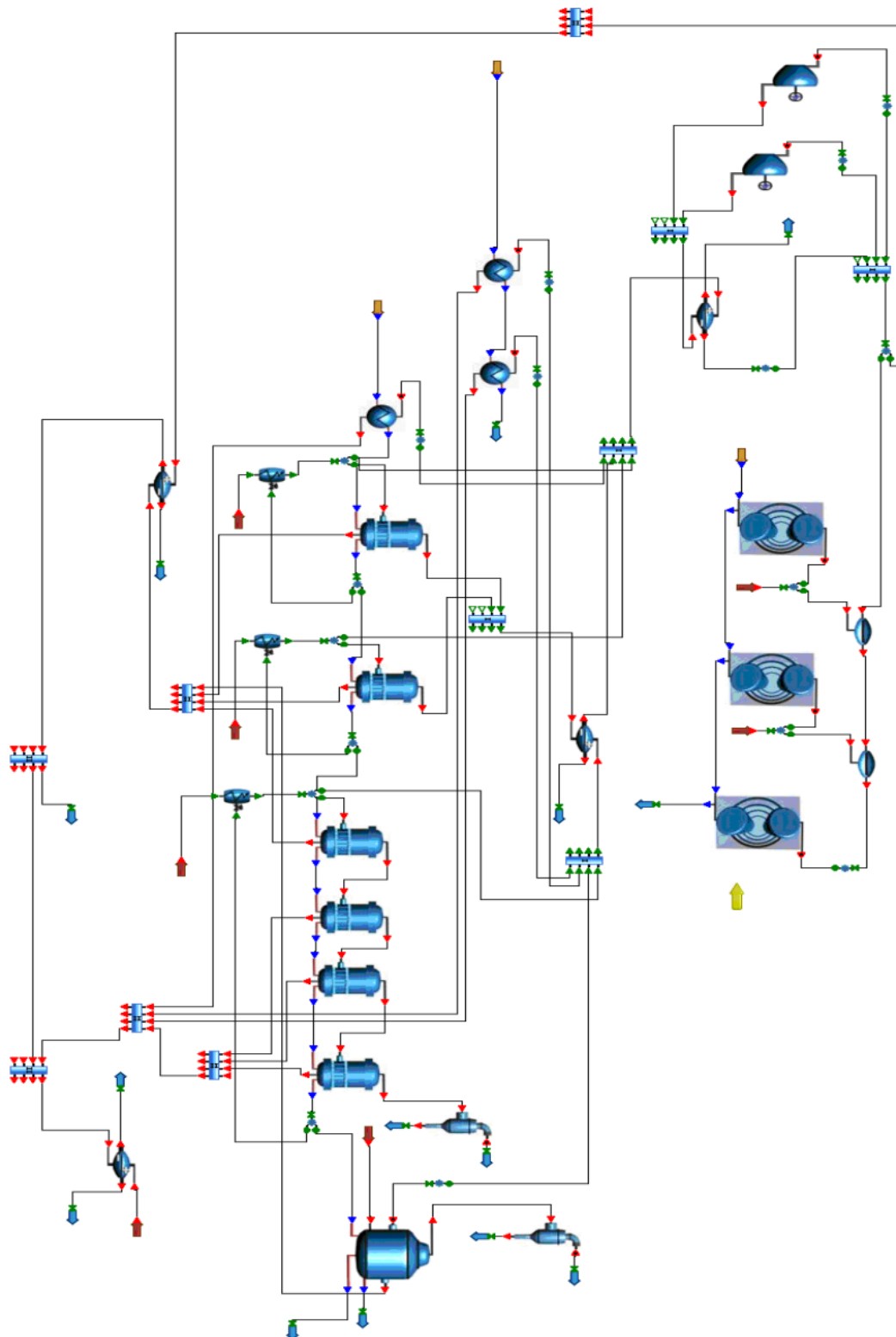


Figura 2.9 Diagrama de Flujo de Información del Caso Base CAI 14 de Julio. Fuente elaboración propia.

2.5 Conclusiones parciales.

1. El Diagrama de Flujo de Proceso del central en estudio cuenta con tres G.V de 35 t/h de producción de vapor, dos turbogeneradores de 4 y 2,5 MW respectivamente, ocho calentadores, en el área de evaporación existen seis vasos de los cuales los dos primeros vasos funcionan como el primer vaso del quintuple efecto y en la estación de tachos existen seis tachos.
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.

Capítulo III

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

En el capítulo se realiza la modelación del caso base y se analizan los resultados, ello posibilita obtener las alternativas de mejora. Se evaluaron las alternativas y se implementaron aquellas que fueron posibles. Se realiza un análisis comparativo de los obtenidos en el caso mejorado con el caso base. Se realiza el análisis económico de las propuestas.

3.1 Simulación del DFI. Caso Base.

3.1.1 Indicadores Globales.

Los indicadores permiten demostrar las ventajas y desventajas del uso de la energía en el esquema térmico del central estudiado.

Tabla 3.1 Indicadores Globales

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	28,25	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	46,84	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	3,2	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	6,34	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	43,14	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	29,01	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	14,13	kW-h/t caña
Rendimiento industrial	12,64	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	55,74	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en G.V I	75	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en G.V II	75	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en G.V III	17,21	%

3.1.1.1 Análisis de los indicadores globales del DFI Caso Base.

Bagazo Sobrante % del Peso de Caña Molida. Este valor no debe ser cero pues esto significa que hay que usar un segundo combustible lo cual implica un costo adicional. En condiciones normales de operación del ingenio es necesario disponer de cierta cantidad de bagazo sobrante para operar durante paradas de la molienda, de hasta 2 ó 3 horas de duración, debido a interrupciones operativas o falta de caña. Con solo el 5 % del bagazo sobrante se puede operar durante las paradas de hasta 2 ó 3 horas de duración, por lo cual se debe garantizar un mínimo sobrante para dichas condiciones.

En el caso de estudio sobra el 28,25 % del bagazo. Según (Victoria, 2009) en Cuba el sobrante de bagazo se comporta en un intervalo del 15 – 30 %.

Consumo Vapor Directo de la Fábrica % Caña en un ingenio donde se genera vapor sobrecalentado a una presión y temperatura establecida este valor 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.
- Si se expulsa vapor a la atmósfera.

En el caso de estudio el consumo de vapor directo de la fábrica es del 46,84 % del flujo másico de la caña. Según (Victoria, 2009) este indicador se comporta en el intervalo del 35 – 48 %.

Vapor total expulsado a la atmósfera. Debe ser cero ya que esto representa un gasto tanto de masa (agua de calidad) como de energía (vapor que hubo que generar). En el caso de estudio se expulsa el 3,2 % del flujo másico de caña, este vapor expulsado es vapor vegetal, ya que por la reductora de alta pasa un flujo determinado y por la reductora de proceso hay un sobrante el cual es expulsado a la atmósfera, este vapor expulsado se debe a una producción de vapor vegetal en los dos primeros vasos la cual es superior a la demanda de los calentadores y tachos, una solución a este problema es disminuir la concentración en dichos vasos.

Vapor directo a escape por válvula reductora 1 (reductora de alta). Es necesario para compensar las fluctuaciones normales del consumo de la Estación de Tachos pues es más ventajoso económicamente que compensar estas fluctuaciones en los turbogeneradores. En el caso de estudio este flujo de vapor directo por válvula reductora es de 6,34 % de flujo másico de caña, este valor puede disminuir un poco ya que los turbogeneradores no se encuentran operando a capacidad nominal. Una alternativa de mejora sería disminuir este valor ya que así garantizas que la mayor

parte del vapor producido realice trabajo en las turbinas, ya que mientras el vapor pasa por reductora se destruye la capacidad de producir trabajo de dicho vapor.

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

Producción Eléctrica Específica de la Fábrica. Depende de las características de los turbogeneradores, de la capacidad nominal total instalada y de las posibilidades de aprovecharla sin expulsar vapor a la atmósfera. En el caso de estudio la potencia nominal instalada es de 6 500 kW pero solo se está generando 5 390 kW, con una Producción Eléctrica Específica de la Fábrica de 47,14 kWh/tc. Existe la capacidad de aumentar dicha producción de electricidad sin expulsar vapor a la atmósfera ya que por reductora de alta hay un flujo de vapor directo el cual se puede reducir si se aumenta la producción eléctrica.

Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica. En el caso de estudio es de 29 kWh/tc, según (Victoria, 2009) este indicador se comporta entre 15 – 32 kWh/tc y (W.Rein, 2006) considera este valor entre 20- 35 kWh/tc.

Electricidad vendida al SEN. Depende en su mayoría de la capacidad instalada y de la demanda de electricidad, se puede vender más electricidad en la medida que se pueda aprovechar más la capacidad nominal instalada y se disminuya la demanda eléctrica, reduciendo equipos operando al vacío, equipos sobredimensionados, etc.

Rendimiento industrial. Es la cantidad de azúcar comercial % del peso de la Caña Molida, el valor depende de la calidad de las variedades 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
- 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 %, según (Victoria, 2009). En el caso de estudio el Rendimiento Industrial es de 12,64 %. Dado que el modelo Estación de Tachos tiene como objetivo principal la evaluación del consumo de vapor de calentamiento y no modela con exactitud los

aspectos tecnológicos de la producción de azúcar comercial y miel. Por tanto este indicador debe emplearse solo para tener una idea aproximada de la relación real entre el azúcar producido y la que trae la caña molida.

Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada. En el caso de estudio es de 55,74 % esto da una idea de que el área de generación de vapor está sobredimensionada, esto está dado porque de los tres GV existentes hay dos trabajando al 75 % y el tercero opera al 17 %. De aquí se desprende el análisis de la alternativa de mejora de aumentar la molida horaria ya que hay capacidad instalada para asumir un incremento sustancial en la generación de vapor.

3.1.2 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	42,87	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	17,67	%
Economía del área de evaporación	1,85	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	22,7	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	24,79	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	33,08	%

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

Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña. En el caso de estudio se consume un 42,87 % comportándose dentro del intervalo mencionado en la literatura el cual es de 30 – 45 % según (Victoria, 2009).

Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña. En Cuba el consumo promedio se comporta según (Victoria, 2009) en un intervalo del 15 – 17 %, en el caso de estudio se consume un 17,67 %, este resultado se debe a un uso actual de mucha agua

tecnológica y un bajo Brix en la meladura a la entrada de los tachos. De aquí se desprenden dos alternativas de mejoras:

1. Un mayor control del proceso en la estación de tachos lo cual implicaría una disminución en el consumo de agua de la estación de tachos y por lo tanto un menor consumo de vapor en la estación de tachos.
2. Aumentar el Brix de la meladura ello garantiza una menor concentración en los tachos por lo cual se necesita menos vapor para el proceso y también se reduce las pérdidas al condensador barométrico ya que se evapora menos.

Economía del área de evaporación. La economía teórica para un múltiple efecto debe ser igual a la cantidad de efectos según la literatura pero en la práctica nunca es así en el caso de estudio es de 1,85.

Tasa de evaporación del múltiple efecto. Según (Victoria, 2009) en el área de evaporación, debe estar entre 29,3 y 39,1 kg / h.m² en el caso de estudio es de 22,7kg/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.

3.1.3 Indicadores por Equipos.

Tabla 3.3 Indicadores por Equipos.

Nombre	Valor	Unidad
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado	386,99	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	834,24	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Jugo Claro	1 265,92	W/m ² .K
Velocidad del jugo en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1,51	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	1,53	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Jugo Claro	1,47	m/s
Tasa de evaporación en Vaso 1	23,13	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 2	33,47	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 3	15,38	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 4	16,42	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 5	23,4	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 6	24,96	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1 190,01	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1 697,08	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	977,33	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	801,55	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	915,07	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	702,46	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en Turbo I	9,36	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbo II	9,44	kg/kW.h

El calentador líquido – líquido (figura 3.1) por motivo de que el módulo dispuesto en el STA presentó problemas en la simulación se realiza el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor analíticamente según las siguientes expresiones:

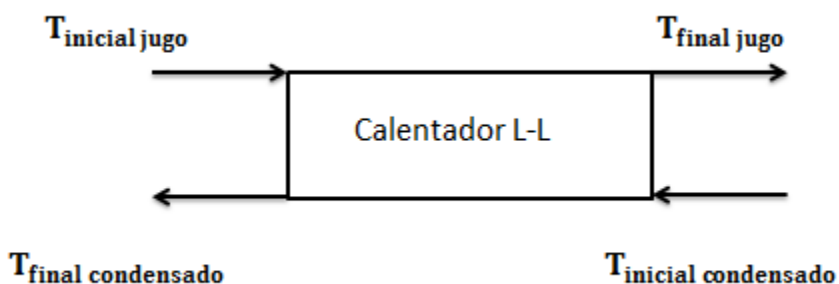


Figura 3.1 Esquema de análisis calentador L – L.

Datos:

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

$$T_{\text{final jugo}} = 328,8 \text{ K}$$

$$T_{\text{inicial condensado}} = 376,7 \text{ K}$$

$$T_{\text{final condensado}} = 343 \text{ K}$$

$$\dot{m} = 38,17 \text{ kg/s}$$

$$C_p = 3,88 \text{ kJ/kg K}$$

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

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

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

Donde:

Q: Calor transferido

U_c : Coeficiente Global de Transferencia de Calor calculado.

A: Área de transferencia de calor.

$LM\Delta T$: ΔT medio logarítmico.

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

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

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

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

$$\Delta T_2 = 320,9 \text{ K}$$

$$ML\Delta T = 41,11$$

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

Donde:

$\dot{m}$: Flujo másico.

C_p : Calor a presión constante del jugo

$$Q = 3\,080,5 \text{ kW}$$

$$U_c = 0,82 \text{ kW/m}^2\text{K}$$

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

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

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

La velocidad se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$V = \frac{m}{\frac{\pi}{4} * D^2 * n_t}$$

Donde:

m: Flujo volumétrico (0,0382 m³/s).

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

n_t: cantidad de tubos por pase (31 tubos por pase).

$$V = 1,53 \text{ m/s}$$

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

Coeficiente de transferencia de calor calculado en los Calentadores. Es el parámetro básico para medir la eficiencia de la transferencia de calor en los intercambiadores y determinar la factibilidad física y técnica en un equipo. Los intervalos típicos de los valores en que varían los Coeficientes globales de transferencia de calor de los bancos de los calentadores WEBRE, diseñados en Cuba (2005) son según (Victoria, 2009):

- En los calentadores Jugo Mezclado / Alcalizado el Coeficiente de transferencia de calor se comporta en un intervalo de 1 135,6 - 1 419,6 W / (m².K), en el caso de estudio caso para el calentador primario es de 386,99W / (m².K) y para el secundario 834,24W / (m².K).
- En el calentador de Jugo Claro el Coeficiente de transferencia de calor se comporta en un intervalo de 1 419,6 - 1 703,5 W / (m².K), para el caso de estudio es de 1 265,92W / (m².K).

En los calentadores analizados el bajo valor del Coeficiente de transferencia de calor muestra un sobredimensionamiento en las áreas de transferencia de calor. Ello posibilita aumentar el flujo de jugo con un incremento de la molida horaria.

Velocidad del jugo en Calentadores. La velocidad del jugo tiene una influencia significativa en el coeficiente individual de transferencia de calor. El intervalo deseado según (Victoria, 2009) está entre 1,5 - 2 m/s. Con valores mayores aumenta significativamente el valor del coeficiente individual de transferencia de calor del jugo y ocurre un crecimiento más lento de las incrustaciones, pero 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.

Coeficiente de transferencia de calor calculado en Evaporadores(CGTCE). Según (Victoria, 2009) el valor del CGTCE no puede exceder los 3975 W/m².K en el primer vaso del múltiple efecto. (W.Rein, 2006) va más allá y da un valor referente para cada efecto del múltiple, en la tabla 3.3 se muestra el valor del CGTCE calculado y el dado por (W.Rein, 2006).

Tabla 3.3 CGTCE calculado y REIN

Vasos	Calculado	Rein	Unidad
Vaso 1	1 190,01	2 500	W/m ² .K
Vaso 2	1 697,08	2 500	W/m ² .K
Vaso 3	977,33	2 500	W/m ² .K
Vaso 4	801,55	2 000	W/m ² .K
Vaso 5	915,07	1 500	W/m ² .K
Vaso 6	702,46	700	W/m ² .K

Sobre los datos referidos en la tabla 3.3 recordar que el vaso 1 y 2 funcionan como el primer vaso del quintuple, se muestra que en los vasos hay un CGTCE bajo por lo que se está en presencia de un sobredimensionamiento de los vasos. Esto puede mejorarse con un incremento de la molida horaria y con ello el flujo a trasegar en los evaporadores.

3.2 Propuestas de mejoras.

Después de realizar el análisis de los resultados de la corrida del Caso Base del central 14 de Julio en el software, se proponen las siguientes alternativas de mejoras al esquema térmico:

1. Realizar un aumento de la molida horaria ya que se cuenta con suficiente capacidad de generación de vapor para asumir un aumento, además de que los equipos de calentamiento y evaporación también están sobredimensionado.
2. Aumentar la carga de los turbogeneradores para disminuir al mínimo posible el flujo de vapor directo por reductora, para aprovechar al máximo la capacidad de realizar trabajo en las turbinas de vapor.
3. Disminuir la concentración de jugo en los dos primeros vasos de los evaporadores ya que aquí se realiza la extracción y la disponibilidad de este vapor por los calentadores y tachos es superior a la demanda, con esto se evita la expulsión de vapor a la atmósfera.
4. Aumentar el Brix de la meladura, dado que ello garantiza un menor consumo de vapor en la estación de tachos.
5. Disminuir el consumo de agua tecnológica en tachos.

3.3 Simulación del DFI. Caso Mejorado.

3.3.1 DFP Caso Mejorado.

Implementando las alternativas de mejoras propuestas luego de análisis de los indicadores anteriormente relacionadas obtenemos en el DFP un único cambio ya que analizando el Caso Base se encontraban los G.V trabajando muy por debajo de su capacidad teniendo los dos primeros trabajando al 75 % y el último al 17 %, lo cual se soluciona aumentando las primeras al 100 % de su capacidad y la tercera se quita del DFP (figura 3.1) quedando para la utilización en caso de rotura o para la utilización en un futuro aumento de capacidad de molida horaria del ingenio.

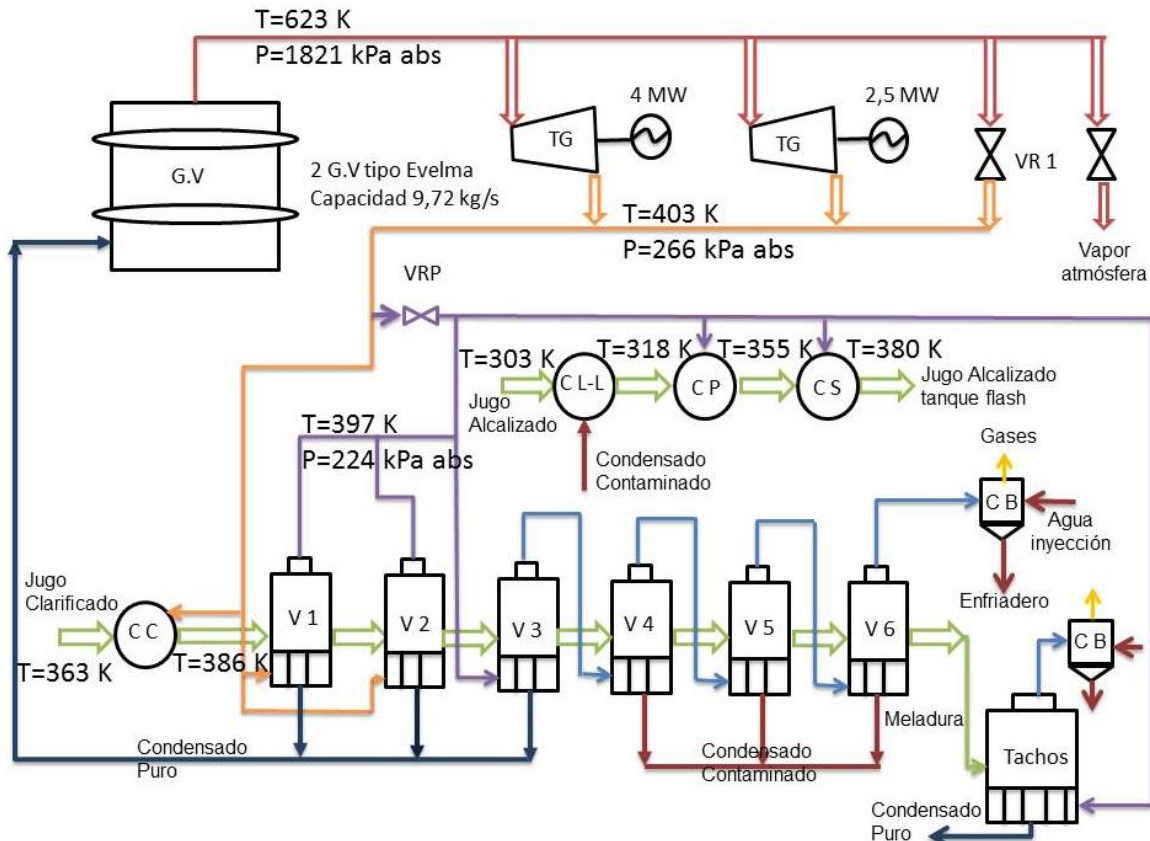


Figura 3.2 DFP mejorado. Fuente elaboración Propia.

3.3.2 DFI Caso Mejorado.

En el DFI (figura 3.2) además del cambio en el área de generación de vapor se modificaron los Brix en los vasos evaporadores para evitar la expulsión de vapor a la atmósfera. Se aumentó el Brix de la meladura a 65 °Brix este valor es referente según (Victoria, 2009) para centrales cubanos, con el fin de lograr un menor consumo de vapor en la Estación de Tachos. Se aumentó la carga de los turbos para disminuir el flujo de vapor por reductora y aumentar al máximo la capacidad de realizar trabajo en las turbinas y con esto una mayor producción de energía eléctrica y así una mayor entrega al SEN aumentando los ingresos. Todos los cambios se relacionan en la tabla 3.4.

Tabla 3.4 Modificaciones realizadas.

Nombre		Caso Base	Caso Mejorado	Unidad
Brix Evaporadores	Vaso 1	18,4	17,84	⁰ Brix
	Vaso 2	24,30	22,87	⁰ Brix
	Vaso 3	30	30	⁰ Brix
	Vaso 4	43	43	⁰ Brix
	Vaso 5	51,3	57,32	⁰ Brix
	Vaso 6	62,13	65	⁰ Brix
Generación turbogeneradores	Turbo 4 MW	3800	4000	kW
	Turbo 2,5 MW	1590	1725	kW

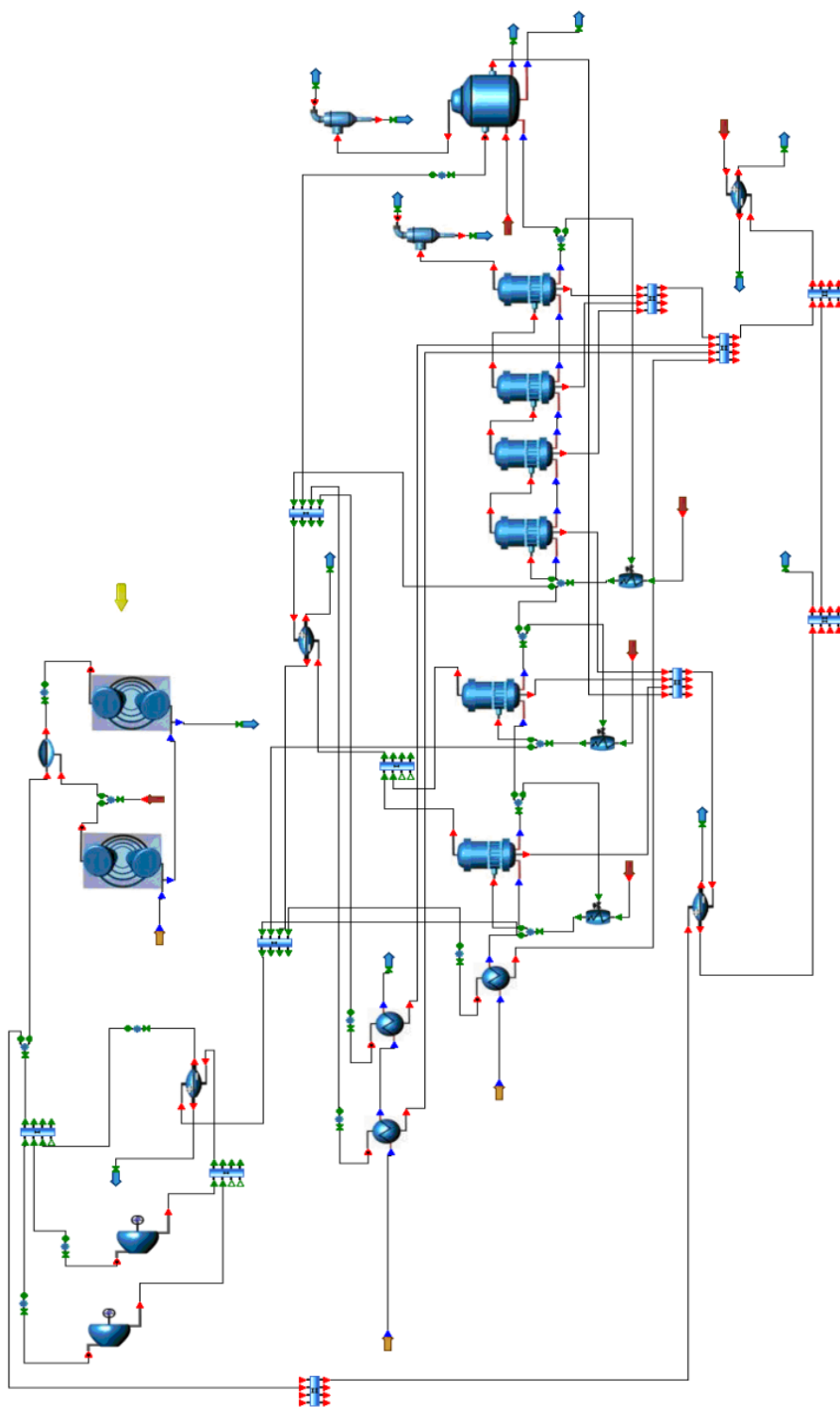


Figura 3.3 DFI caso mejorado.

3.3.3 Indicadores globales caso mejorado.

Tabla 3.5 indicadores globales caso mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	33,95	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	43,11	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0,1	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	45,82	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	29,01	kW-h/t caña
Electricidad vendida al SEN	16,81	kW-h/t caña
Rendimiento industrial	12,64	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	76,96	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en G.V I	100	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en G.V II	53,91	%

3.3.3.1 Análisis de los indicadores globales caso mejorado.

Bagazo sobrante % disponible. El bagazo sobrante aumenta de 28,25 a 33,95 ya que se está produciendo la misma cantidad de vapor pero con más eficiencia.

Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña. El consumo de vapor disminuye de 46,84 a 43,11 % debido al aumento de la meladura lo cual disminuye el consumo en los tachos.

Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña. El vapor expulsado se eliminó con la regulación de la disponibilidad y la demanda del vapor de extracción mediante el control de los Brix en los dos primeros vasos evaporadores.

Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña. Este flujo disminuye de 6,34 a 0,1 % debido al aumento de la carga de los turbogeneradores, este flujo no debe ser cero ya que no es factible asumir las variaciones de los tachos con los turbos.

Producción Eléctrica Específica de la Fábrica. La producción aumenta de 43,14 a 45,82 kW-h/t caña debido al aumento de la capacidad de los turbos.

Electricidad vendida al SEN. Debido al aumento en la producción eléctrica con las mismas condiciones aumenta la electricidad entregada al SEN de 14,13 a 16,81y con esto un aumento en los ingresos.

Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada. El aumento está dado a un mayor aprovechamiento de la capacidad instalada ya se está trabajando con dos G.V, uno al 100 % y otro al 53,91 %, como se aprecia hay una capacidad de aumento el cual es aprovechable con futuros estudios e inversiones.

3.3.4 Indicadores por área.

Tabla 3.6 indicadores por área.

Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	40,14	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	16,21	%
Economía del área de evaporación	2	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	23,07	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	29,14	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	33,04	%

3.3.4.1 Análisis de los indicadores por área caso mejorado.

Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña. El consumo disminuye de 42,87 a 40,14 % debido a que en los vasos consumidores de vapor de escape se disminuyó la concentración del jugo por lo cual se necesita menos vapor.

Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña. Disminuye de 17,67 a 16,21 % debido al aumento de la meladura, lo cual permite una menor evaporación en tachos por tanto un menor consumo.

Economía del área de evaporación. Aumenta de 1,85 a 2 debido a que se está evaporando más con menor vapor.

Tasa de evaporación del múltiple efecto. Aumenta de 22,7 a 23,07 debido al aumento de evaporación para una misma área.

Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso. Aumenta de 24,79 a 29,14 % ya que estas pérdidas están fijadas según sea la evaporación en el último vaso, como este vaso se ésta evaporando se pierde más.

Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas. Este valor disminuye de 33,08 a 33,04 debido a que la disminución de evaporación en tachos.

3.3.5 Indicadores por equipos.

Tabla 3.7 indicadores por equipos.

Nombre	Valor	Unidad
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado	386,99	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	834,24	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Jugo Claro	1265,92	W/m ² .K
Velocidad del Jugo en Calentador Líquido - Líquido	1,53	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1,51	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	1,53	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Jugo Claro	1,47	m/s
Tasa de evaporación en Vaso 1	23,13	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 2	27,74	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 3	17,45	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 4	18,44	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 5	26,02	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 6	27,47	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1 190,01	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1 400,33	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	1 111,67	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	905,66	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	1 029,14	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	770,97	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en Turbo I	9,36	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbo II	9,44	kg/kW.h

3.4 Análisis Económico.

3.4.1 Variables utilizadas en el STA 4.1 para la realización del cálculo económico.

Tabla 3.7 Precio de los productos vendidos en el central 14 de Julio.

Producto	Valor	Unidades
Azúcar	1 251,60	\$/t
Bagazo	7,40	\$/t
Cachaza	2,00	\$/t
Electricidad	0,16	\$/kWh
Miel	76,25	\$/t

Tabla 3.8 Costo de los productos comprados por el central 14 de Julio.

Producto	Valor	Unidades
Caña	95	\$/t
Electricidad	0,20	\$/kWh
Agua	1,32	\$/m ³

3.4.2 Cálculo de las ganancias del caso base.

Tabla 3.9 Resultados de la simulación económica del caso base.

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor	%	Concepto	Valor	%
Azúcar	56 929 606,37	96,72	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	34 187 726,53	100
Cachaza	21 592,248	0,037	Electricidad	0	0
Electricidad	798 062,4	1,356	Petróleo consumido	0	0
Miel	1 113 455,347	1,892	Biomasa	0	0
Total	58 862 716,366	100	Total	34 187 726,53	100

El principal producto es la azúcar la cual representa el 96,7 % de los ingresos del central, le sigue la miel final con 1,89 % y la electricidad con un 1,36 %, 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 se obtiene la ganancia obtenida en el caso base de 24 674 989,83 pesos por zafra.

3.4.3 Cálculo de las ganancias del caso mejorado.

Tabla 3.10 Resultados de la simulación económica del caso mejorado.

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor	%	Concepto	Valor	%
Azúcar	56 929 606,37	96,47	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	34 187 726,53	100
Cachaza	21 592,248	0,037	Electricidad	0	0
Electricidad	949 536	1,61	Petróleo consumido	0	0
Miel	1 113 455,347	1,89	Biomasa	0	0
Total	59 014 189,966	100	Total	34 187 726,53	100

En el caso mejorado se mantiene como producto principal el azúcar con un 96,5 % de los ingresos, luego siguen la miel con un 1,89 % y la electricidad con un 1,61 %. La electricidad aumentó respecto al caso base lo cual trae un aumento de las ganancias para un total de 24 826 463,433 pesos por zafra utilizando el caso mejorado. Esto representa un aumento de 151 473,603 pesos por zafra.

3.5 Conclusiones parciales

- Las alternativas de mejoras luego del análisis del caso base son:
 - Sacar de servicio un GV ya que se encuentran trabajando sobredimensionado y el proceso se satisface sin problemas con dos GV.
 - Controlar el Brix en los dos primeros vasos evaporadores de forma que la disponibilidad del vapor generado aquí sea igual a la demanda de este vapor y así eliminar la expulsión de vapor a la atmósfera.
 - Aumentar la carga de los turbos hasta 5 725 kW, en conjunto, para disminuir el vapor directo por válvula reductora.
 - Aumentar la concentración de la meladura hasta 65 °Brix para disminuir el consumo en tachos.
- Como resultado de la aplicación de las mejoras propuestas se obtuvo un aumento de la generación eléctrica de 2,68 kWh/tc y una disminución del consumo de vapor de 3,73 % del flujo másico de caña.
- Se analizó económicamente la propuesta obteniendo como resultado un aumento en las ganancias en 151 473,603 pesos por zafra.

Conclusiones

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 están empezando a usar presiones del orden de 10 100 kPa y 813 K de temperatura.
2. Las tendencias para la cogeneración en Cuba prevé pasarla capacidad instalada de 470 MW en 61 centrales azucareros del país, a 755 MW para el año 2 030 con 19 bioeléctricas distribuidas en el territorio nacional.
3. El Diagrama de Flujo de Proceso del central en estudio cuenta con tres G.V de 35 t/h de producción de vapor, dos turbogeneradores de 4 y 2,5 MW respectivamente, ocho 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 seis tachos.
4. Las alternativas de mejoras luego del análisis del caso base son:
 - a. Sacar de servicio un GV ya que se encuentra trabajando sobredimensionado y el proceso se satisface sin problemas con dos GV.
 - b. Controlar el Brix en los dos primeros vasos evaporadores de forma que la disponibilidad del vapor generado aquí sea igual a la demanda de este vapor y así eliminar la expulsión de vapor a la atmósfera.
 - c. Aumentar la carga de los turbos hasta 5 725 kW, en conjunto, para disminuir el vapor directo por válvula reductora.
 - d. Aumentar la concentración de la meladura hasta 65 °Brix para disminuir el consumo en tachos.
5. Como resultado de la aplicación de las mejoras propuestas se obtuvo un aumento de la generación eléctrica de 2,68 kWh/tc, una disminución del consumo de vapor de 3,73 % del flujo másico de caña y la eliminación de la expulsión de vapor a la atmósfera el cual era de 3,2 % del flujo másico de caña.
6. Se analizó económicamente la propuesta obteniendo como resultado un aumento en las ganancias en 151 473,603 pesos por zafra.

Recomendaciones

RECOMENDACIONES.

1. Se recomienda para futuros estudios la evaluación del aumento de la molida horaria ya que durante el análisis realizado al esquema del central 14 de Julio se encuentran los equipos de generación de vapor, calentadores y evaporadores trabajando sobredimensionados.

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 Diploma). Villa Clara, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas.
- Almazan del Olmo, O. A., Silva Lora, E. E. & Escobar Palacios, J. C. (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). Colombia, Universidad tecnológica de Pereira.
- Autores, C. d. (2000). *Manual del proceso Azucarero*.
- Batule, E. (2011). *Operación, generacion,co-generacion y uso del vapor en la industria del azúcar de caña*.
- Broadfoot, R. (2005). Design and Operating Criteria for Maximising the Benefit of Continuous Vacuum Pans. *Proceedings International Society of Sugar Cane Technologists Proceedings of the XXV Congress* 25, 31-40.
- Cienfuegos, E. Z. (2015). Informe Final Zafra 2014-2015.
- Colombiano, S. A. (2015). *Cogeneracion. Desarrollo de las fuentes renovables de energía y eficiencia energética*. (2015).
- Higa, M., Bannwart, A.C. & Zemp, R.J. (2009). Thermal integration of multiple effect evaporator in sugar plant. *Applied Thermal Engineering*, 29, 515-522. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2008.03.009
- Instalaciones de cristalización*. (2015)
- Lineamientos de la política económica y social del partido y la Revolución, 246 Stat. (2011 18 de Abril del 2011).
- 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.
- Marina O. S., Dias, O. C., Maciel Filho, R., & Bonomib, A. (2014). Integrated First and Second Generation Ethanol Production from Sugarcane. *Chemical Engineering Transactions*, 37, 445-450. doi: 10.3303/CET1437075
- Mihaela Morar, P. S. A. (2010). Review: Important contributions in development and improvement of the heat integration techniques. *Computers and Chemical Engineering*, 34, 1171-1179. doi: 10.1016/j.compchemeng.2010.02.038
- Moises Alves, G. H. S. F. P., Maria Aparecida Silva , Adriano V. Ensinas. (2015). Surplus electricity production in sugarcane mills using residual bagasse and straw as fuel. *Energy*, 91, 751-757. Recuperado a partir de: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2015.08.101>

- Nebra, L. M. S. & Lozano M. 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.
- 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*.
- Pérez Ramos L. D., M. G. C. & R. E. P. (2014). Integración de procesos y análisis de cogeneración en las producciones de azúcar y alcohol. *Centro Azucar*, 41(4), 50-58.
- Pina, E. A. , Chavez-Rodriguez, M. F., Ensinas, A.V. , Modesto, M. & Nebra, S. 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. Recuperado a partir de: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.054>
- 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.
- Rein, P. (2006). *Cane Sugar Engineering*.
- UCI-CUJAE. (2012). Ayuda del Software TERMO AZUCAR (STA) (Version 4.1).
- Victoria, H. E. P. d. A. (2009). *El análisis de procesos y el empleo adecuado de la energía en la producción de azúcar crudo y electricidad en ingenios cubanos*: Editorial Universitaria.

Anexos

ANEXOS.

Anexo 1. Reporte de indicadores del Caso Base.

REPORTE DE INDICADORES		
Nombre central: 14 de Julio		
Autor: Rafael Alvarez Delgado		
Nombre del fichero: 31.05.2016 Caso Base.dfi	Flujo de caña: 34,7 kg/s	Fecha: 14/06/2016
Corrientes utilizadas en el reporte		
Parámetro	Corriente identificada	
Bagazo sobrante % disponible		
Bagazo sobrante	c4(Bagazo Sobrante)	
Bagazo disponible	c1(Bagazo Disponible)	
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña		
Consumo vapor de la fábrica	c9(Consumo de vapor de la fábrica)	
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña		
Vapor expulsado a la atmósfera	c15(Vapor expulsado atmósfera 1) c29(vapor expulsado atmósfera 2)	
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso		
Vapor directo por reductora 1	c16(Vapor reductora 1)	
Consumo total de vapor en el proceso	c18(Vapor total usado en el proceso)	
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña		
Vapor directo por reductora 1	c16(Vapor reductora 1)	
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple		
Vapor por reductora de proceso 1	c30(vapor por reductora de proceso)	
Vapor de extracción	c58(Vapor total de extracción)	
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña		
Vapor por reductora de proceso 1	c30(vapor por reductora de proceso)	
Déficit de condensados puros % flujo másico caña		
Déficit de condensados puros	c59(Déficit de Condensados puros)	
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña		
Sobrante total de condensados puros	c66(Sobrante de condensados puros)	
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica		
Sobrante total de condensados puros	c66(Sobrante de condensados puros)	
Consumo vapor de la fábrica	c9(Consumo de vapor de la fábrica)	
Total de condensados contaminados % flujo másico caña		
Total de condensados contaminados	()	
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña		
Sobrante de condensados contaminados	c78(Sobrante de condensados contaminados)	
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña		
Déficit de condensados contaminados	c79(Déficit de condensados contaminados)	
Rendimiento industrial		
Azúcar producida	c47(Azúcar producida)	
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada		
Consumo vapor de la fábrica	c9(Consumo de vapor de la fábrica)	
Eficiencia térmica en base a biomasa		
Total de escape	c14(total de vapor de escape)	

Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	
Total de escape	c14(total de vapor de escape)
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	
Total vapor producido	c9(Consumo de vapor de la fábrica)
Eficiencia térmica en base a vapor	
Total vapor producido	c9(Consumo de vapor de la fábrica)
Total de escape	c14(total de vapor de escape)
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	
Total vapor producido	c9(Consumo de vapor de la fábrica)
Total de escape	c14(total de vapor de escape)
Relación calor potencia	
Total de escape	c14(total de vapor de escape)
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	
Consumo total de vapor en el proceso	c18(Vapor total usado en el proceso)
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	
Consumo vapor en evaporadores	c54(vapor total consumido en evaporadores)
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	
Consumo vapor en tachos	c45(Vapor consumido Tacho)
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	
Consumo vapor en tachos	c45(Vapor consumido Tacho)
Meladura	c39(meladura)
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	
Consumo total vapor en el proceso de crudo	c45(Vapor consumido Tacho)
Jugo claro	c70(Jugo claro)
Economía del área de evaporación	
Evaporaciones	c26(Evaporación Vaso1) c27(Evaporación Vaso 2) c35(Evaporación Vaso 3) c34(Evaporación Vaso 4) c36(Evaporación Vaso 5) c41(Evaporación Vaso 6 hacia Cond Barométrico)
Consumo vapor en evaporadores	c54(vapor total consumido en evaporadores)
Economía del múltiple efecto	
Evaporaciones	c26(Evaporación Vaso1) c27(Evaporación Vaso 2) c35(Evaporación Vaso 3) c34(Evaporación Vaso 4) c36(Evaporación Vaso 5) c41(Evaporación Vaso 6 hacia Cond Barométrico)
Consumo Vapor en el múltiple efecto	c54(vapor total consumido en evaporadores)
Tasa de evaporación del múltiple efecto	
Evaporaciones	c26(Evaporación Vaso1) c27(Evaporación Vaso 2) c35(Evaporación Vaso 3) c34(Evaporación Vaso 4) c36(Evaporación Vaso 5) c41(Evaporación Vaso 6 hacia Cond Barométrico)
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	
Evaporación último efecto del múltiple	c41(Evaporación Vaso 6 hacia Cond Barométrico)
Consumo vapor en múltiple efecto	c54(vapor total consumido en evaporadores)
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	
Evaporaciones a condensadores barométricos	c48(Evaporación tacho hacia cond. barométrico)

Consumo total de vapor en el proceso de crudo	c18(Vapor total usado en el proceso)
Bagazo disponible % flujo másico caña	
Bagazo disponible	c1(Bagazo Disponible)
Humedad en el bagazo	
Bagazo disponible	c1(Bagazo Disponible)
Temperatura inicial del jugo alcalizado o mezclado + filtrado	
Jugo alcalizado o mezclado + filtrado	c17(Jugo Alcalizado)
Temperatura del jugo alcalizado hacia el tanque flash	
Jugo alcalizado hacia tanque flash	c63(Jugo Alcalizado hacia tanque flash)
Temperatura del jugo claro	
Jugo claro	c70(Jugo claro)
Brix del jugo claro	
Jugo claro	c70(Jugo claro)
Brix de la meladura	
Meladura	c39(meladura)
Agua tecnológica en tachos % flujo másico caña	
Agua tecnológica en tachos	c44(Agua tecnológica tacho)

Indicadores globales		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	28,25	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	46,84	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	3,2	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	13,54	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	6,34	%
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	43,14	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	29,01	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	14,13	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	5,05	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	10,78	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	42,92	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	0,61	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	12,64	%

Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	55,74	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	14,24	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	40,35	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	54,59	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	21,09	%
Eficiencia térmica en base a vapor	59,76	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	80,85	%
Relación calor potencia	2,83	
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	46,84	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera I	75	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera II	75	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera III	17,21	%

Indicadores por área		
Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	42,88	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	17,67	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	108,98	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	288,93	%
Economía del área de evaporación	1,84	adimensional
Economía del múltiple efecto	1,84	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	22,7	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	24,79	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	33,08	%

Indicadores de equipos		
Nombre	Valor	Unidad
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado	386,99	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	834,24	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Jugo Claro	1265,92	W/m ² .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Primario Jugo Alcalizado	43,78	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	93,96	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Jugo Claro	129,57	%
Velocidad del jugo en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1,51	m/s

Velocidad del jugo en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	1,53	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Jugo Claro	1,47	m/s
Efectividad termodinámica en Calentador Primario Jugo Alcalizado	0,38	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	0,64	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador Jugo Claro	0,56	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Primario Jugo Alcalizado	60,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	37,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Jugo Claro	37,75	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Primario Jugo Alcalizado	37,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	13,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Jugo Claro	16,75	K
Economía en Vaso 1	0,89	adimensional
Economía en Vaso 2	0,92	adimensional
Economía en Vaso 3	1,06	adimensional
Economía en Vaso 4	1,07	adimensional
Economía en Vaso 5	1,07	adimensional
Economía en Vaso 6	1,07	adimensional
Tasa de evaporación en Vaso 1	23,13	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 2	33,47	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 3	15,38	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 4	16,42	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 5	23,4	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 6	24,96	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1 190,01	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1 697,08	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	977,33	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	801,55	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	915,07	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	702,46	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en Turbo I	9,36	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbo II	9,44	kg/kW.h
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera I	2,06	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera II	2,06	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera III	2,06	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera I	1,54	kg vapor/ kg

		bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera II	1,54	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera III	1,54	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en Condensador barométrico múltiple	82,5	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en Condensador barométrico tacho	82,36	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en Condensador barométrico múltiple	11,15	K
Diferencia terminal de temperatura en Condensador barométrico tacho	9,1	K

Indicadores relacionados con datos de entrada al simulador		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo disponible % flujo másico caña	31,69	%
Humedad en el bagazo	50,15	%
Temperatura inicial del jugo alcalizado o mezclado + filtrado	329	K
Temperatura del jugo alcalizado hacia el tanque flash	376	K
Temperatura del jugo claro	365	K
Brix del jugo claro	15,44	%
Brix de la meladura	62,56	%
Agua tecnológica en tachos % flujo másico caña	7	%
Eficiencia Bruta en Caldera I	75,00	%
Eficiencia Bruta en Caldera II	75,00	%
Eficiencia Bruta en Caldera III	75,00	%
Factor de pérdidas de calor en 41	1,05	adimensional

Resumen de factibilidad de los indicadores			
Nombre	Valor	Unidad	Descripción
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	3,2	%	No Factible

Anexo 2. Reporte de indicadores Caso Mejorado.

REPORTE DE INDICADORES		
Nombre central: 14 de Julio		
Autor: Rafael Alvarez Delgado		
Nombre del fichero: Caso Mejorado 3.06.2016.dfi		Flujo de caña: 34,7 kg/s
Fecha: 14/06/2016		
Corrientes utilizadas en el reporte		
Parámetro	Corriente identificada	
Bagazo sobrante % disponible		
Bagazo sobrante	c8(bagazo sobrante)	
Bagazo disponible	c1(Bagazo Disponible)	
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña		
Consumo vapor de la fábrica	c9(Consumo de vapor de la fábrica)	
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña		
Vapor expulsado a la atmósfera	c15(Vapor expulsado atmósfera 1) c29(vapor expulsado atmósfera 2)	
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso		
Vapor directo por reductora 1	c16(Vapor reductora 1)	
Consumo total de vapor en el proceso	c18(Vapor total usado en el proceso)	
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña		
Vapor directo por reductora 1	c16(Vapor reductora 1)	
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple		
Vapor por reductora de proceso 1	c30(vapor por reductora de proceso)	
Vapor de extracción	c58(Vapor total de extracción)	
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña		
Vapor por reductora de proceso 1	c30(vapor por reductora de proceso)	
Déficit de condensados puros % flujo másico caña		
Déficit de condensados puros	c59(Déficit de Condensados puros)	
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña		
Sobrante total de condensados puros	c66(Sobrante de condensados puros)	
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica		
Sobrante total de condensados puros	c66(Sobrante de condensados puros)	
Consumo vapor de la fábrica	c9(Consumo de vapor de la fábrica)	
Total de condensados contaminados % flujo másico caña		
Total de condensados contaminados	()	
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña		
Sobrante de condensados contaminados	c78(Sobrante de condensados contaminados)	
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña		
Déficit de condensados contaminados	c79(Déficit de condensados contaminados)	
Rendimiento industrial		
Azúcar producida	c47(Azúcar producida)	
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada		
Consumo vapor de la fábrica	c9(Consumo de vapor de la fábrica)	
Eficiencia térmica en base a biomasa		
Total de escape	c14(total de vapor de escape)	

Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	
Total de escape	c14(total de vapor de escape)
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	
Total vapor producido	c9(Consumo de vapor de la fábrica)
Eficiencia térmica en base a vapor	
Total vapor producido	c9(Consumo de vapor de la fábrica)
Total de escape	c14(total de vapor de escape)
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	
Total vapor producido	c9(Consumo de vapor de la fábrica)
Total de escape	c14(total de vapor de escape)
Relación calor potencia	
Total de escape	c14(total de vapor de escape)
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	
Consumo total de vapor en el proceso	c18(Vapor total usado en el proceso)
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	
Consumo vapor en evaporadores	c54(vapor total consumido en evaporadores)
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	
Consumo vapor en tachos	c45(Vapor consumido Tacho)
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	
Consumo vapor en tachos	c45(Vapor consumido Tacho)
Meladura	c39(meladura)
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	
Consumo total vapor en el proceso de crudo	c45(Vapor consumido Tacho)
Jugo claro	c70(Jugo claro)
Economía del área de evaporación	
Evaporaciones	c26(Evaporación Vaso1) c27(Evaporación Vaso 2) c35(Evaporación Vaso 3) c34(Evaporación Vaso 4) c36(Evaporación Vaso 5) c41(Evaporación Vaso 6 hacia Cond Barométrico)
Consumo vapor en evaporadores	c54(vapor total consumido en evaporadores)
Economía del múltiple efecto	
Evaporaciones	c26(Evaporación Vaso1) c27(Evaporación Vaso 2) c35(Evaporación Vaso 3) c34(Evaporación Vaso 4) c36(Evaporación Vaso 5) c41(Evaporación Vaso 6 hacia Cond Barométrico)
Consumo Vapor en el múltiple efecto	c54(vapor total consumido en evaporadores)
Tasa de evaporación del múltiple efecto	
Evaporaciones	c26(Evaporación Vaso1) c27(Evaporación Vaso 2) c35(Evaporación Vaso 3) c34(Evaporación Vaso 4) c36(Evaporación Vaso 5) c41(Evaporación Vaso 6 hacia Cond Barométrico)
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	
Evaporación último efecto del múltiple	c41(Evaporación Vaso 6 hacia Cond Barométrico)
Consumo vapor en múltiple efecto	c54(vapor total consumido en evaporadores)
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	
Evaporaciones a condensadores barométricos	c48(Evaporación tacho hacia cond barométrico)

Consumo total de vapor en el proceso de crudo	c18(Vapor total usado en el proceso)
Bagazo disponible % flujo másico caña	
Bagazo disponible	c1(Bagazo Disponible)
Humedad en el bagazo	
Bagazo disponible	c1(Bagazo Disponible)
Temperatura inicial del jugo alcalizado o mezclado + filtrado	
Jugo alcalizado o mezclado + filtrado	c17(Jugo Alcalizado)
Temperatura del jugo alcalizado hacia el tanque flash	
Jugo alcalizado hacia tanque flash	c63(Jugo Alcalizado hacia tanque flash)
Temperatura del jugo claro	
Jugo claro	c70(Jugo claro)
Brix del jugo claro	
Jugo claro	c70(Jugo claro)
Brix de la meladura	
Meladura	c39(meladura)
Agua tecnológica en tachos % flujo másico caña	
Agua tecnológica en tachos	c44(Agua tecnológica tacho)

Indicadores globales		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	33,95	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	43,11	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0,22	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0,1	%
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	45,82	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	29,01	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	16,81	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	5,82	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	13,51	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	46,59	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	4,29	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	12,64	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	76,96	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	16,43	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	46,56	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	63	%

Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	24,34	%
Eficiencia térmica en base a vapor	68,96	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	93,29	%
Relación calor potencia	2,83	
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	43,11	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera I	100	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera II	53,91	%

Indicadores por área		
Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	40,14	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	16,21	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	99,98	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	99,98	%
Economía del área de evaporación	2	adimensional
Economía del múltiple efecto	2	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	23,07	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	29,14	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	33,04	%

Indicadores de equipos		
Nombre	Valor	Unidad
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado	386,99	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	834,24	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Jugo Claro	1 265,92	W/m ² .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Primario Jugo Alcalizado	43,78	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	93,96	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Jugo Claro	1 29,57	%
Velocidad del jugo en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1,51	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	1,53	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Jugo Claro	1,47	m/s
Efectividad termodinámica en Calentador Primario Jugo Alcalizado	0,38	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador Rectificador jugo	0,64	adimensional

Alcalizado		
Efectividad termodinámica en Calentador Jugo Claro	0,56	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Primario Jugo Alcalizado	60,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	37,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Jugo Claro	37,75	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Primario Jugo Alcalizado	37,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	13,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Jugo Claro	16,75	K
Economía en Vaso 1	0,89	adimensional
Economía en Vaso 2	0,92	adimensional
Economía en Vaso 3	1,05	adimensional
Economía en Vaso 4	1,06	adimensional
Economía en Vaso 5	1,06	adimensional
Economía en Vaso 6	1,06	adimensional
Tasa de evaporación en Vaso 1	23,13	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 2	27,74	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 3	17,45	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 4	18,44	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 5	26,02	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 6	27,47	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1 190,01	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1 400,33	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	1 111,69	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	905,64	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	1 029,15	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	770,99	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en Turbo I	9,36	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbo II	9,44	kg/kW.h
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera I	2,06	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera II	2,06	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera I	1,54	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera II	1,54	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en Condensador barométrico múltiple	82,48	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en Condensador barométrico tacho	82,36	kg/kg

Diferencia terminal de temperatura en Condensador barométrico múltiple	10,88	K
Diferencia terminal de temperatura en Condensador barométrico tacho	9,1	K

Indicadores relacionados con datos de entrada al simulador		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo disponible % flujo másico caña	31,69	%
Humedad en el bagazo	50,15	%
Temperatura inicial del jugo alcalizado o mezclado + filtrado	329	K
Temperatura del jugo alcalizado hacia el tanque flash	376	K
Temperatura del jugo claro	365	K
Brix del jugo claro	15,44	%
Brix de la meladura	65,89	%
Agua tecnológica en tachos % flujo másico caña	7	%
Eficiencia Bruta en Caldera I	75,00	%
Eficiencia Bruta en Caldera II	75,00	%
Factor de pérdidas de calor en 41	1,05	adimensional

Anexo 3. Reporte Económico del Caso Base.

REPORTE ECONÓMICO		
Nombre central: 14 de julio		Nombre DFI: Caso Base 14 de julio
Autor: Rafael Alvarez Delgado		
Descripción:		
Nombre del fichero: 31.05.2016 Caso Base.dfi	Flujo de caña: 34,7 kg/s	Fecha: 13/06/2016

Entradas					
Caña molida	34,7	kg/s	Bagazo vendido	0	%
Miel final	1,408	kg/s	Potencia eléctrica demandada	3 625	kW
Azúcar	4,386	kg/s	Tiempo de operación	24	h/día
Bagazo sobrante	3,107	kg/s	Duración de la zafra	120	días
Total de condensados puros	0	kg/s	Tiempo de vida económica	1	años
Potencia eléctrica generada	5390	kW	Tasa impositiva	0,35	Fracción
Consumo de vapor de la fábrica	16,252	kg/s	Inversión	0	\$
Consumo petróleo fábrica	0	m ³ /s	Depreciación	0	\$/año
Cachaza % Caña	3	%	Tasa de interés	0	%
Biomasa consumida	0	kg/s			

Precios y costos					
Precio del bagazo sobrante	7,40	\$/t	Costo de la caña molida	95,00	\$/t
Precio azúcar producida	1 251,60	\$/t	Costo petróleo consumido	0	\$/t
Precio miel final	76,25	\$/t	Costo agua tratada reposición	0	\$/m ³
Precio de la cachaza	2,00	\$/t	Costo electricidad comprada	0	\$/kW-h
Precio electricidad vendida	0,16	\$/kW-h	Costo biomasa consumida	0	\$/t

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor	%	Concepto	Valor	%
Azúcar	56 929 606,37	96,716	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	34 187 726,53	100
Cachaza	21 592,248	0,037	Electricidad	0	0
Electricidad	798 062,4	1,356	Petróleo consumido	0	0
Miel	1 113 455,347	1,892	Biomasa	0	0
Total	58 862 716,366	100	Total	34 187 726,53	100

Elementos del Flujo de Caja						
Año	Va	Co	Ge	lsg	Gdi	Fc
0	0	0	0	0	0	0
1	58 862 716,366	34 187 726,532	24 674 989,833	16 038 743,392	8 636 246,442	16 038 743,392
Va = Ventas Anuales (\$/año)			Co = Costos de operación (\$/año)		Ge = Ganancia económica (\$/año)	VAN = Valor actual neto (\$/año)
lsg = 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.)			Fcfd = Flujo de caja descontado o actualizado (\$/año)

Anexo 4. Reporte Económico Caso Mejorado.

REPORTE ECONÓMICO		
Nombre central: 14 de Julio		Nombre DFI: Caso Mejorado
Autor: Rafael Alvarez Delgado		
Descripción:		
Nombre del fichero: Caso Mejorado 3.06.2016.dfi	Flujo de caña: 34,7 kg/s	Fecha: 13/06/2016

Entradas					
Caña molida	34,7	kg/s	Bagazo vendido	0	%
Miel final	1,41	kg/s	Potencia eléctrica demandada	3 625	kW
Azúcar	4,39	kg/s	Tiempo de operación	24	h/día
Bagazo sobrante	3,73	kg/s	Duración de la zafra	120	días
Total de condensados puros	0	kg/s	Tiempo de vida económica	1	años
Potencia eléctrica generada	5 725	kW	Tasa impositiva	0,35	Fracción
Consumo de vapor de la fábrica	14,96	kg/s	Inversión	0	\$
Consumo petróleo fábrica	0	m³/s	Depreciación	24	\$/año
Cachaza % Caña	3	%	Tasa de interés	15	%
Biomasa consumida	0	kg/s			

Precios y costos					
Precio del bagazo sobrante	7,40	\$/t	Costo de la caña molida	95,00	\$/t
Precio azúcar producida	1 251,60	\$/t	Costo petróleo consumido	0	\$/t
Precio miel final	76,250	\$/t	Costo agua tratada reposición	0	\$/m³
Precio de la cachaza	2,000	\$/t	Costo electricidad comprada	0	\$/kW-h
Precio electricidad vendida	0,157	\$/kW-h	Costo biomasa consumida	0	\$/t

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor	%	Concepto	Valor	%
Azúcar	56 929 606,37	96,468	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	3 418 7726,53	100
Cachaza	21 592,248	0,037	Electricidad	0	0
Electricidad	949 536	1,609	Petróleo consumido	0	0
Miel	1 113 455,347	1,887	Biomasa	0	0
Total	59 014 189,966	100	Total	34 187 726,53	100

Elementos del Flujo de Caja							
Año	Va	Co	Ge	lsg	Gdi	Fc	VFc
0	0	0	0	0	0	0	16 038 743,392
1	59 014 189,966	34 187 726,532	24 826 463,433	16 137 201,232	8 689 262,202	98 457,84	16 137 201,232
Va = Ventas Anuales (\$/año)		Co = Costos de operación (\$/año)		Ge = Ganancia económica (\$/año)		VAN = Valor actual neto (\$/año)	
lsg = 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.)			Fcd = Flujo de caja descontado o actualizado (\$/año)	