

REPÚBLICA DE CUBA

MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR

UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS

FACULTAD DE INGENIERÍA



TRABAJO DE DIPLOMA

**TÍTULO: POTENCIALIDADES DE MEJORAS DEL
ESQUEMA TÉRMICO DEL CAI “CIUDAD
CARACAS”.**

Autor: Frank Ernesto Bastida Bernal

Tutores: Ing. Reinier Jiménez Borges

Dr. C José P Monteagudo Yanes

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

MSc. Junior Lorenzo Llanes.

Cienfuegos

Curso 2015-2016

**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.

El tiempo perdido no se recupera nunca y cuando decidimos que tenemos tiempo de sobra descubrimos siempre que nos falta tiempo.

Benjamin Franklin.

Dedicatoria:

Hay personas que solo con existir hacen de nuestras vidas un sendero feliz. Dedico este triunfo en especial, con todo amor que se merecen a mi papa y mi mama, por todo el amor y apoyo que me han brindado en el transcurso de mi carrera.

Este triunfo tan importante se lo dedico a la memoria de mis abuelos Andrés y Silvia, que aunque no están presentes ocupan un pedacito de mi corazón.

Agradecimientos.

A la universidad "Carlos Rafael Rodríguez" y al claustro de profesores por formarme como profesional.

Al Dr. C Héctor Pérez de Alejo Victoria y MSc. Junior Lorenzo Llanes por su apoyo incondicional, por poner a mi disposición sus conocimientos.

A todos mis compañeros de estudio que siempre me apoyaron de una forma u otra y que supieron darme el aliento en los momentos que más lo necesitaba.

A mis padres por toda su dedicación y desvelo para que yo triunfe en cada etapa de la vida.

A mis hermanos Leandro y Adonái por el respaldo y la confianza.

A mis abuelos Lugardo y Gisela, tíos primos y suegra.

*A los amigos y demás familiares por preocuparse y
acompañarme en esta travesía que es la vida.*

Resumen.

En el presente trabajo de diploma se realiza un estudio de la evolución de los esquemas termoenergéticos de los centrales azucareros mostrando sus principales deficiencias, se muestran sus parámetros de funcionamiento y sus componentes. Se analizaron las tendencias para el incremento de la generación eléctrica en los centrales, la evolución que han tenido las máquinas básicas de los esquemas azucareros para la tecnología del proceso azucarero. Se realiza el levantamiento del esquema del central Ciudad Caracas de la provincia de Cienfuegos donde se muestran los parámetros de trabajo de los equipos que lo componen tanto presión de trabajo como temperatura. Se simuló el esquema termoenergético del central en el software STA 4.1, mostrando las principales deficiencias del central las cuales se modificaron en el caso mejorado. Se comprobaron los resultados económicos del caso de estudio contra el caso mejorado.

Palabras claves. Eléctrica, Esquemas, Máquinas, Presión, Proceso, Tecnología, Termoenergéticos

ABSTRACT

In this dissertation a study of the evolution of the thermo-energetic schemes sugar mill showing its main shortcomings is done, its operating parameters and components are shown. Trends for increasing power generation in the central, developments that have taken the basic machines of sugar schemes for sugar process technology were analyzed. The lifting of the scheme of Central City Caracas in the province of Cienfuegos where the working parameters of the equipment that comprise both working pressure and temperature is performed. The Heat power plant scheme was simulated in the STA 4.1 software, showing the main shortcomings of the central which were modified in the enhanced case. The economic results of the case study against enhanced case were checked.

Keywords. Pressure, schemes, machines, Process, Technology, thermo-energetic, power.

Índice

Introducción.....	1
Capítulo 1. Los esquemas térmicos de los centrales azucareros. Estado actual y tendencias de mejora.	4
Introducción al capítulo.....	4
1. Evolución histórica de los esquemas térmicos de los centrales azucareros....	4
1.1 Mejoras en los esquemas energéticos.....	9
1.2 Estado actual y tendencias para el incremento de generación eléctrica. .	10
1.2.1 Estado actual del incremento de generación eléctrica.	12
1.3 Características de la evolución histórica de las máquinas básicas de los esquemas azucareros.....	13
1.3.1 Evolución histórica en los molinos.....	13
1.3.2 Evolución histórica de los generadores de vapor.....	17
1.3.3 Evolución histórica de las centrífugas.....	20
1.3.4 Evolución histórica de los Tachos.....	22
1.3.5 Tachos continuos.....	23
1.4 Tendencias para un máximo de entrega de energía eléctrica al SEN (Sistema Eléctrico Nacional).....	26
Capítulo 2. Descripción del esquema térmico y confección del Diagrama de Flujo de Información (DFI) para el CAI Ciudad Caracas.	29
Introducción al capítulo.....	29
2. Sistema termoenergético del central Cuidad Caracas.....	29
2.1 Descripción del Simulador TermoAzúcar 4.1.....	30
2.2 Diferencia entre Diagrama de flujo de información (DFI) y Diagrama de flujo del proceso (DFP).....	31
2.2.1 Diagrama de flujo de materiales y energía en el proceso (DFP).....	31
2.2.2 Diagrama de flujo de información (DFI).....	32
2.3 Módulos utilizados para la construcción del diagrama de flujo de información.....	33
2.3.1 Módulos corrientes de materiales o corrientes de entrada.....	33
2.3.2 Módulos de materiales azucarados.....	34

2.3.3 Módulo de entrada de agua.....	35
2.3.4 Módulos Generales.	35
2.3.4.1 Generadores de vapor.	35
2.3.4.2 Módulo de los turbogeneradores.....	36
2.3.4.3 Módulo de Calentadores (Equipos de intercambiadores térmicos). ...	37
2.3.4.4 Módulo Vasos Evaporadores tipo 1 y 2.....	38
2.3.5 Módulos específicos de crudo.....	39
2.3.5.1 Módulo de estación de tachos.....	39
2.3.6 Módulos lógicos.....	40
2.3.6.1 Módulo unión tipo 1.....	40
2.3.6.2 Módulo unión tipo 2.....	40
2.3.6.3 Módulo comparador.	41
2.3.6.4 Módulo Sustractor.	41
2.3.6.5 Módulo conector tipo 1, 2 y 3.	42
2.3.6.6 Módulo converge tipo 2.....	42
Capítulo 3. Análisis de los resultados. Propuestas de mejoras.....	44
Introducción al capítulo.....	44
3. Simulación del DFI. Caso Base.	44
3.1 Indicadores Globales.....	44
3.2 Análisis de resultados del caso base y propuestas de mejoras.	44
3.2.1 Indicadores globales.	44
3.2.1.1 El bagazo sobrante % disponible.	44
3.2.1.2 El consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña.	45
3.2.1.3 Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña.	45
3.2.1.4 Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda	46
3.2.1.4 Vapor escape reductora proceso.	46
3.2.1.5 Producción Eléctrica Específica de la Fábrica.....	46
3.2.1.6 Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica.	46
3.2.1.7 Electricidad vendida al SEN.	46
3.2.1.8 Rendimiento industrial.....	47
3.2.1.9 Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada.	47

3.2.2 Indicadores por Área.....	47
3.2.2.1 Consumo de vapor de escape en los evaporadores.....	48
3.2.2.2 Consumo de vapor en tachos.....	48
3.2.2.3 Tasa de evaporación del múltiple efecto.....	48
3.2.2.4 Indicadores por Equipos.....	48
3.2.3 Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado.....	49
3.2.3.1 Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado.....	50
3.2.3.2 Velocidad del jugo en calentador jugo claro y calentador rectificador jugo alcalizado.....	50
3.2.3.3 Economía en Vaso 1, 2, 3, 4, 5 y 6.....	52
3.2.3.4 Tasa de evaporación en Vaso 1, 2, 3, 4, 5 y 6.....	53
3.2.3.5 Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1, 2, 3, 4, 5 y 6.....	53
3.3 Análisis de indicadores del caso mejorado.....	54
3.3.1 DFP Caso mejorado.....	54
3.3.2 DFI caso mejorado.....	55
3.3.3 Indicadores caso mejorado.....	57
3.3.3.1 Análisis de los indicadores globales caso mejorado.....	57
3.3.3.2 Análisis de los indicadores por área caso mejorado.....	58
3.3.3.3 Indicadores por equipos caso mejorado.....	59
3.4 Análisis económico.....	59
3.4.1 Datos utilizados para el análisis económico utilizando el STA 4.1.....	59
3.4.2 Resultado de ganancias del caso base.....	60
3.4.3 Resultados de ganancias del caso mejorado.....	61
Conclusiones.....	63
Recomendaciones.....	65
Bibliografía.....	65
Anexos.....	68

Introducción.

El desarrollo de la humanidad ha ido dependiendo cada vez más del aprovechamiento de la energía en sus diferentes formas. Muchos siglos transcurrieron hasta el descubrimiento del uso del vapor de agua, la máquina de vapor y la electricidad, comenzando una era de acelerado avance tecnológico con nuevos descubrimientos y posibilidades en las fuentes ya conocidas, así comenzó el uso del petróleo y sus derivados, encontrándose la humanidad actualmente en un punto de altísimo desarrollo; y al mismo tiempo, de peligrosa dependencia de un recurso no renovable y con existencias limitadas, situación conocida como “crisis energética”.

Expertos de la industria petrolera estiman que las reservas actuales solo servirán para cubrir las necesidades de los próximos cuarenta años. Otros especialistas previeron este problema años atrás, pensando en que comenzaríamos a utilizar nuevas fuentes de energía, referidas a las energías renovables, que proveen una opción de abastecimiento interesante gracias a que permiten el aprovechamiento de los recursos locales suministrando energía a menores costos ambientales, en comparación con aquellas convencionales; además, son recursos capaces de renovarse ilimitadamente. En Cuba, al igual que los países en vías de desarrollo, el gasto de energía aumenta sistemáticamente; sin embargo, no se cuenta con grandes recursos energéticos y tendremos que depender, aún por muchos años, del petróleo como fuente fundamental de energía. El reto hoy es lograr una mayor independencia energética mediante la utilización de todas las fuentes renovables de energía, según se expresa en el Programa de Desarrollo de las Fuentes Nacionales de Energía del Gobierno Revolucionario.

La industria azucarera es una industria privilegiada ya que posee la posibilidad de obtener además del agua necesaria de la materia prima que procesa, el combustible necesario para su operación: el bagazo de caña, biomasa residual del proceso de extracción del jugo, el cual posee un aceptable valor calórico, y a su vez constituye un combustible renovable empleado en las calderas que generan el vapor que necesitan las turbinas de contrapresión para el accionamiento de los generadores eléctricos. El vapor de escape se destina al proceso de fabricación,

mientras que el condensado caliente se emplea en la alimentación de los generadores de vapor, fundamentalmente. Hay que significar que la energía eléctrica que se genera a partir de biomasa cañera o forestal como combustible, es energía eléctrica que deja de generarse con combustible fósil disminuyendo el consumo de este importante portador energético, reduciéndose la contaminación ambiental.

No obstante a ello, las insuficiencias que aún prevalecen en los sistemas de gestión energética en el sector azucarero que han sido detectadas por diversos autores, grupos e instituciones en el sector empresarial en Cuba, la inestabilidad en el aprovechamiento de la capacidad instalada que a su vez depende en zafra de la norma potencial de molida y en el periodo inactivo de la operación de la planta eléctrica y la obsolescencia tecnológica de la base energética de la industria, entre otros factores, conllevan a la elevación de los consumos y costos energéticos, y al no aprovechamiento de las potencialidades para la generación y entrega de electricidad al Sistema Electro Energético Nacional (SEN).

El caso de estudio es el central azucarero Ciudad Caracas, el cual se encuentra situado en el Batey de su mismo nombre en el Municipio de Lajas, Provincia Cienfuegos. El objetivo fundamental de la fábrica es la producción y comercialización de azúcar crudo y la producción de energía eléctrica. Dado esta se está buscando incrementar las potencialidades de mejoras para el aumento de la cogeneración de este central.

Teniendo en cuenta los siguientes planteamientos se aprecia el siguiente **problema científico:**

Los esquemas térmicos de los centrales de la provincia de Cienfuegos son el resultado de mejoras graduales en busca de elevar su comportamiento energético, pero no obedece a un trabajo sistemático de perfeccionamientos para lograr el máximo rendimiento energético con un mínimo de inversiones.

Hipótesis: El desarrollo de un proceso de perfeccionamiento del esquema energético debe propiciar el esclarecimiento de las potencialidades de mejorar energéticas, con un mínimo de inversiones y un máximo rendimiento energético.

Objetivo general: Determinar las potencialidades de mejorar energéticas, con un mínimo de inversiones y un máximo rendimiento energético, del actual esquema térmico del CAI Ciudad Caracas de la provincia de Cienfuegos

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 Ciudad Caracas de la provincia de Cienfuegos y determinar potencialidades de mejoras.
3. Desarrollar propuesta de mejoras energéticas del esquema térmico en estudio, auxiliado del software STA 4.1.
4. Realizar la evaluación económica de las propuestas de mejoras.

Capítulo 1

Capítulo 1. Los esquemas térmicos de los centrales azucareros. Estado actual y tendencias de mejora.

Introducción al capítulo.

En este capítulo se realizó una búsqueda bibliográfica sobre los esquemas termoenergéticos de los centrales azucareros en Cuba y en el mundo actual. En Cuba se está trabajando en la parte de las bioeléctricas con vista a incrementar las capacidades de los centrales, pero queda un gran grupo de centrales que no recibirán este tipo de modificaciones. En centrales existe una potencialidad de generación de energía eléctrica, por lo que es conveniente realizar un estudio sobre la situación de los actuales esquemas energéticos de las empresas azucareras cubana, analizar cuáles son las tendencias para para incrementar la producción de energía eléctrica sin realizar grandes modificaciones como aumentar la tasa de molida.

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

Los primeros métodos para la producción de la azúcar eran muy simple partiendo de la extracción con molinos de baja eficiencia, luego el jugo obtenido se evapora a fuego directo en recipientes abiertos , en los que se efectúa una clarificación por medio de la adición de cal y floculantes de origen vegetal hasta obtener una cachaza que se extrae manualmente. Se mantiene el jugo ya clarificado al fuego hasta lograr una concentración entre 90 a 92° Brix y finalmente se deja enfriar naturalmente en moldes de formas diferentes y una vez fríos el producto queda listo para su distribución y consumo. En el siglo XVIII se produjeron los primeros trapiches y en siglo XIX con la revolución industrial se promovió un rápido cambio y crecimiento de la industria hasta asimilar la máquina de vapor y los equipos de evaporación a múltiple efecto a partir de los descubrimientos del Norteamericano Robert Riellieux.

La Figura 1.1 presenta el esquema energético de un central azucarero tradicional, el cual se caracteriza por la sencillez de su esquema. La presión del vapor directo es baja al igual que 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 esta dimensionado para una capacidad base de 100 000 @ (1168454 Kg) de caña por día contaba con una presión de trabajo de la caldera de 10,5 kg/cm² (1 029,69 kPa) y una temperatura de 206 °C (533,15 K).(Colectivo de Autores, 2011)

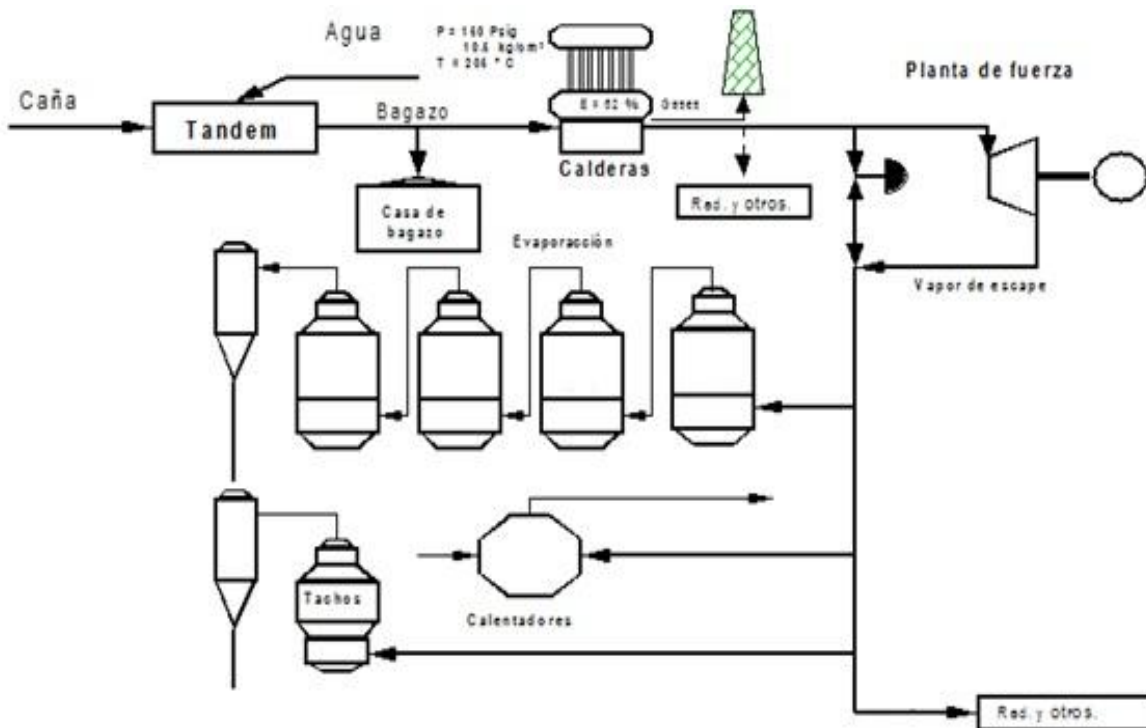


Fig. 1.1 Esquema térmico tradicional. (Colectivo de Autores, 2011)

Esta industria permanecería sin muchos cambios apreciables hasta que los problemas energéticos y la presencia de diferentes tipos de edulcorantes, naturales o sintéticos, en el mercado, le obligan a su reordenamiento en busca de soluciones que promuevan la reducción de los costos de producción, básicamente a partir de la elevación del rendimiento agrícola y la eficiencia industrial, así como la generación de excedentes de bagazo y electricidad para la venta a la red pública, como nuevos elementos que de alguna forma modificaron mucho los esquemas de proceso. Para lograr lo anterior fue necesario elevar el rendimiento agrícola (producción de caña por caballería o hectárea de tierra cultivada) mediante la aplicación de tecnologías modernas para poder reducir sus costos.

En la industria azucarera es importante alcanzar altos niveles de eficiencia industrial a fin de poder retener en forma de azúcar la mayor cantidad de sólidos

presentes en la caña. La industria por mantener altos niveles de eficiencia ha tenido que asimilar de forma escalonada un importante grupo de tecnologías, entre las que se destacan las siguientes:

- Preparación de la caña, diseño de diferentes tipos de cuchillas picadoras de caña, de desfibradoras y desmenuzadoras para lograr índices de celda rotas superiores al 85 %.
- 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 (333,15 K).
- Esquemas de uso del vapor para producir excedentes de bagazo hacia otras producciones y electricidad para la venta a la red pública. Al introducirse nuevos tipos de generadores de vapor de 25 y 45 t/h (6,94 y 12,5 kg/s) de vapor a 250 y 400 psi (1 723,70 y 2 757,91 kPa), pre evaporadores operados con vapores de hasta 30 psi (2,0 atm) se logran esquemas eficientes de bajo consumo específico de vapor en el proceso. Con esta nueva tecnología era posible obtener consumos específicos en el proceso de menos de 400 kg de vapor por toneladas 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 por un proceso directo. Se destacan con mayor importancia los clarificadores de menos de 1,0 hora de retención.
- Centrifugas para masas comerciales de hasta 2 toneladas por carga de gran autonomía.
- Centrífugas continuas para masas de agotamiento de hasta 20 t/h de masa que permiten la separación de la semilla con gran eficiencia.
- Elevación del nivel de automatización del proceso; lo que ha permitido reducir los tiempos de retención y lograr la estabilidad en los parámetros.

Se destacan entre ellos la molida horaria del tándem, temperatura y flujo del agua de imbibición, PH del jugo clarificado, temperatura del jugo alcalizado, nivel de jugo en los pres evaporadores, cocción automática en tachos, etc.(Colectivo deAutores, 2011)

La cogeneración recibe el impulso técnico más importante en los años 80, con la aplicación de las turbinas Aero derivativas en la generación de energía eléctrica. Desarrollo de generadores de recuperativos con presiones múltiples, así como la gasificación de combustibles, el desarrollo de tecnologías de cogeneración tipo paquete y la introducción de la aplicación del ciclo combinado. Se desarrollan nuevos materiales de alta resistencia mecánica para la fabricación de álabes de turbinas y se emplean materiales cerámicos de alta resistencia térmica en la construcción de cámaras de combustión. Se logran rendimientos en las turbinas de gas de hasta 35 % muy superiores a los logrados en los años 60 que oscilaban entre un 15 y 20 %. Ello mejora los ciclos termodinámicos tradicionales. El desarrollo de los MCI (motores de combustión interna) altamente eficientes, alcanzando rendimientos del orden del 40 %.(Félix González Pérez, 2015)

En la actualidad se utilizan generadores de vapor bagaceras (dos como mínimo) de parrillas viajeras o basculantes, las cuales generan vapor sobrecalentado a presiones de entre 300 – 650 psi (2 068,43 y 4481,61 kPa) y temperaturas entre 300 – 400 °C (573,15 y 752 K), dicho vapor es conducido en su gran mayoría a turbogeneradores de contrapresión con presiones de escape de 20 psi (137,90 kPa) para ser suministrado al proceso de producción.(Félix González Pérez, 2015)

La Fig. 1.2 muestra un esquema de un central azucarero con una capacidad dimensionado para una capacidad base de 600 000 @ (7010724 kg) de caña por día con presiones de 28 kg/cm² (2 745,86 kPa) y 400 °C (673,15 K).

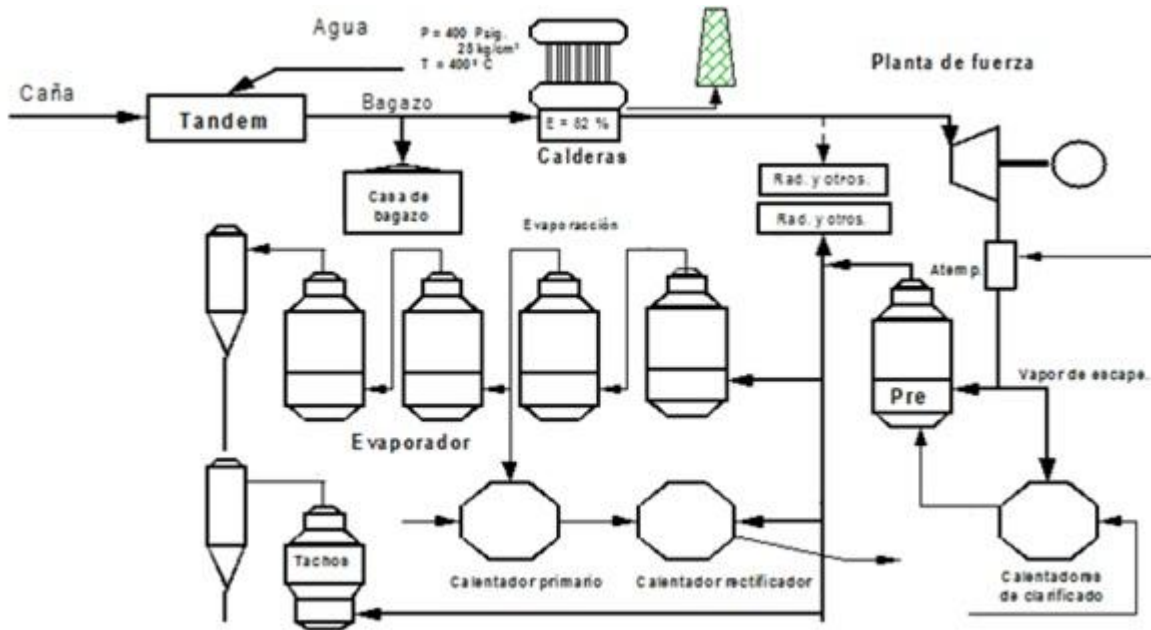


Fig. 1.2 Esquema con presiones de trabajo superior en calderas. (Colectivo de Autores, 2011)

Las experiencias mundiales se relacionan con emplear presiones de 67 atmósferas (6 788,78 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 (10 132,50 kPa) y 540 °C (813 K) de temperatura. (Lehnhoff, 2008)

En centrales modernas los valores de presión comunes son de 580 y 870 psi (3 998,97 y 5 998,46 kPa), y se están empezando a usar valores de 81.6 y 122 kg/cm² (8000 y 11 964,11 kPa). (Batule, 2011)

Los equipos principales del central en este esquema son:

- Generadores de vapor 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 isoentrópicas que pueden variar entre 60-83%, que garantizan un vapor para el proceso, típicamente de 20 psi (137,90 kPa) con una temperatura un poco superior a la región de vapor saturado. (Amaya, 2014)

1.1 Mejoras en los esquemas energéticos.

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 (172,37 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 como se muestra en la figura 1.3.

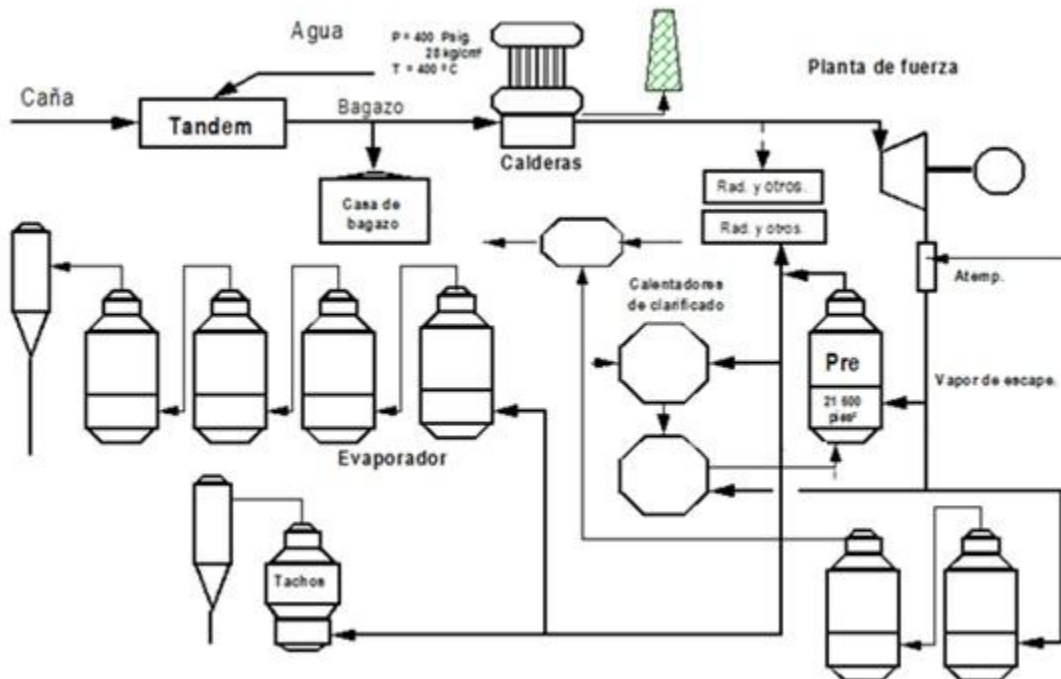


Figura 1.3 Ingenios que operen con más de un cuádruple efecto. (Colectivo de Autores, 2011)

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 molienda en el orden del 18 %. Además, garantiza el calentamiento máximo del jugo alcalizado y, por consiguiente, se logra un 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.

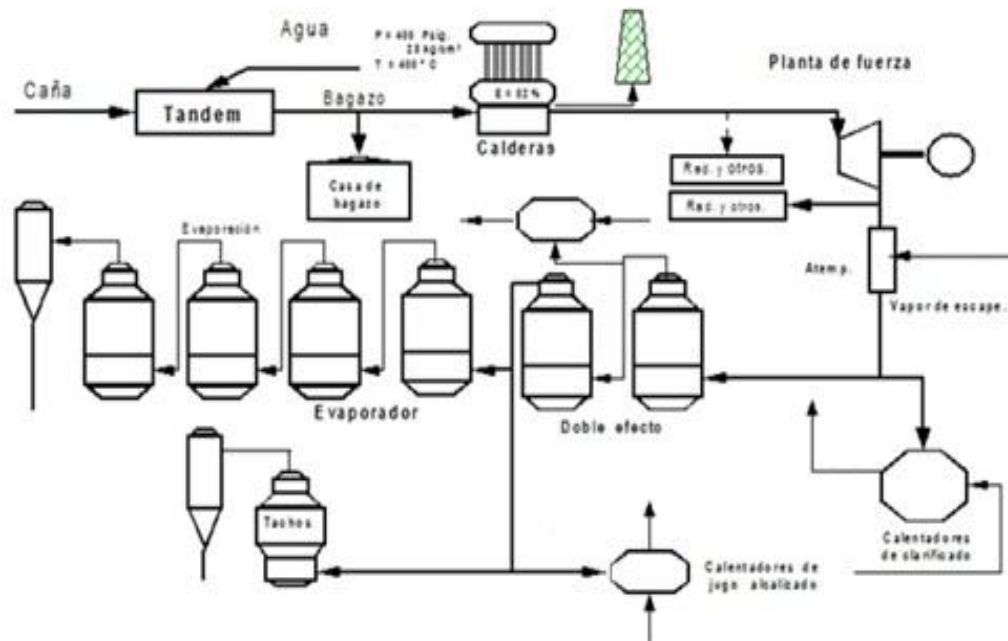


Figura 1.4 Esquema que utiliza la evaporación primaria a doble efecto.(Colectivo deAutores, 2011)

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

La electricidad generada a partir de la caña de azúcar puede reemplazar al petróleo como fuente de electricidad en muchos países de Asia y América Latina donde ésta se cultiva y puede sustituir gran parte de la electricidad que se consume en países donde es predominante la producción de caña de azúcar. El potencial para la exportación de electricidad a partir de la caña de azúcar es

grande, la mayoría de las fábricas de azúcar del mundo sólo generan suficiente electricidad para abastecer sus necesidades propias, por lo tanto la cantidad de electricidad exportada mundialmente a partir del bagazo, es menos que 1 tWh anual, valor que se queda muy por debajo de lo posible. La mayoría de las fábricas que no se ocupan de maximizar su generación de electricidad para exportar tienen sus capacidades de generación justas para lograr dos objetivos básicos:(Carabeo, 2015; Lehnhoff, 2008; Luis Dayro Pérez Ramos, 2014; Felix González Pérez, 2002)

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

Los requerimientos de electricidad para las fábricas de azúcar son típicamente del rango de (15-29) kWh/t.c.m por lo tanto, las fábricas que no exportan electricidad, solo tienen la capacidad suficiente para satisfacer los requerimientos de electricidad justos y esto lo hacen generalmente con unidades ineficientes. Hay fábricas de azúcar que se esfuerzan por maximizar la producción de electricidad y la exportación de ésta, operando con grandes y eficientes sistemas de cogeneración, mientras que las fábricas con ineficientes sistemas de cogeneración tienen típicamente 6 generadores de vapor como promedio operando a una presión de (1-3) MPa y capacidades en los turbogeneradores para producir de 5 a 20 kWh/t.c.m, las fábricas con grandes sistemas de cogeneración tienen 1 ó 2 grandes generadores de vapor operando a 5 MPa y capacidades en los turbogeneradores promediando los 90 kWh/t.c.m. 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.(Félix Gonzales Pérez, 2002)(Moises Alves, 2015; Peter Rein, 2011)

1.2.1 Estado actual del incremento de generación eléctrica.

En Cuba antes de 1959 se contaba con 159 centrales azucareros. De ellos, 119 tenían plantas eléctricas y existían instalados 292 turbogeneradores con una potencia total de 275 MWh, más una potencia adicional de 36 MWh, dada por 95 generadores eléctricos movidos por máquinas de vapor, para una capacidad total de 317 MWh. En la zafra de 1959, la cogeneración alcanzó 391 GWh, de un potencial de 664 GWh, para un 58% de aprovechamiento de la capacidad instalada con un índice de 10,7 kWh/t.c.m. A finales de los años noventa, el sector contaba con 156 centrales. De ellos, 150 tenían plantas eléctricas y 331 turbogeneradores instalados, con una capacidad potencial de 726 MWh. De estas plantas, 74 estaban conectadas al SEN, alcanzándose en 1991 una generación total de 1 262 GWh, de 1 680 GWh potencial, para un aprovechamiento del 75% de la capacidad instalada y un promedio de 17,5 kWh/t.c.m. En Cuba se realizó un proceso de reestructuración experimentado entre el 2002 y el 2005 por la agroindustria, la capacidad potencial se redujo a 478,5 MWh, localizada en 61 centrales azucareros. Actualmente se disponen de 185 generadores de vapor, de los cuales el 80% trabaja a presión de 18 kg/cm² (1 765,20 kPa) y el 20% restante a presión de 28 kg/cm² (2 745,86 kPa). El 70% de los hornos son de parrilla y disponen de un módulo de eficiencia y tiro balanceado que garantiza la generación de vapor ponderada al 75%. Además, el 60% de los turbogeneradores instalados son de 4 MW o mayores. Si bien la capacidad instalada se redujo en 247,5 MW con relación a 1991, por el proceso de redimensionamiento del sector, el índice de generación se ha duplicado hasta 38 kWh/t.c.m en las últimas zafras, resultado de los esfuerzos dirigidos a mejorar el balance energético en las fábricas.

La cogeneración cubre actualmente más del 9% de la potencia eléctrica total producida en el mundo. La necesidad de reducir la dependencia de la volatilidad de precios en combustibles fósiles, impulsa los programas de cogeneración en el mundo por lo que en la Unión Europea se estima que el potencial de la cogeneración se sitúa en el rango 150 – 250 GW de electricidad, doblando la potencia actual instalada para 2025, en este escenario la cogeneración superará el 17%. Para EEUU, actualmente, un 8% de la electricidad generada se realiza en

régimen de cogeneración según datos de la Agencia Internacional de Energía (AIE), sólo 5 países han logrado una expansión exitosa de la cogeneración con una participación de entre un 30% a un 50% de la generación total de energía eléctrica (Dinamarca, Finlandia, Rusia, Letonia y Holanda), en un segundo grupo de países esta participación se encuentra en el rango del 10% al 20% (Hungría, Polonia, República Checa, Austria, China y Alemania).

En América Latina el porcentaje de la electricidad generada en instalaciones de cogeneración es muy bajo, se destacan México y Brasil con una participación menor a 5%, así como algunos países del Caribe y Centroamérica. En Cuba el 10 % de la energía es por cogeneración en ingenios azucareros, utilizando el bagazo como combustible y con tecnologías de turbinas de contrapresión exclusivamente. En el 2005 en México, el 6% del total de la energía generada se obtuvo en plantas de cogeneración.(Félix González Pérez, 2015).

En la industria azucarera en Colombia en el 2014 se incrementó la capacidad de cogeneración instalada a 215 MW, hoy en día venden un excedente de 68 MW y se estima que para el 2018 el sector alcanzará una capacidad de cogeneración de unos 369 MW de los que podrían vender a la red aproximadamente 163 MW. En China e India la cogeneración participa con cerca del 13% y 5% de la generación, respectivamente y la Agencia Internacional de Energía (IEA) proyecta que para 2030, la participación de la cogeneración dentro de la generación se incrementará a 28% y 26% en China e India, respectivamente.(El sector azucarero Colombiano, 2015)

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

1.3.1 Evolución histórica en los molinos.

Entre 1845 y 1882 se introdujeron importantes mejoras tecnológicas en las fábricas de azúcar en España ocasionando un gran cambio en el proceso productivo que afectaban a todas y cada una de las fases de este proceso, es decir, a la molienda, a la sala de calderas y a la casa de purga, siendo el vapor el elemento imprescindible de todo el proceso de fabricación ya que estaba presente en cada una de sus diferentes operaciones. En la primera de ellas, iniciaba por

medio de la energía mecánica aportada por la máquina de vapor, a la rotación por medio de los rodillos de los trenes de molinos; seguidamente, se utilizaba para las operaciones de purificación y concentración de los jugos, finalizando su uso en el accionamiento de las turbinas de centrifugación. Con estos nuevos molinos a vapor no se pudo optimizar en principio, el rendimiento caña/azúcar dado que el porcentaje de jugo extraído de la caña continuaba siendo aproximadamente entre el 60 y 65 % del contenido de ésta; incluso para ello, se dimensionaron molinos de cinco y hasta de ocho masas, pero sin apenas éxito. No obstante, con estos nuevos diseños se consiguió un notable incremento en la capacidad de molturación de caña

Finalmente, con la colocación de juegos sucesivos de molinos de tres rodillos horizontales formando un triángulo equilátero o isósceles, y dispuestos en tándem accionados por una máquina de vapor, se alcanzó la solución definitiva. Este modelo revolucionario fue sustituyendo progresivamente a todos los demás. La firma Derosne Cail comenzó a instalar en Las Antillas el llamado tren Derosne, un sistema completo de fabricación de azúcar completamente accionado por la energía del vapor y compuesto de un molino horizontal de tres rodillos, con una estera móvil anterior para la conducción de las cañas, además de juegos de clarificadoras, filtros de carbón y evaporadores al vacío. (Marín, 2012)

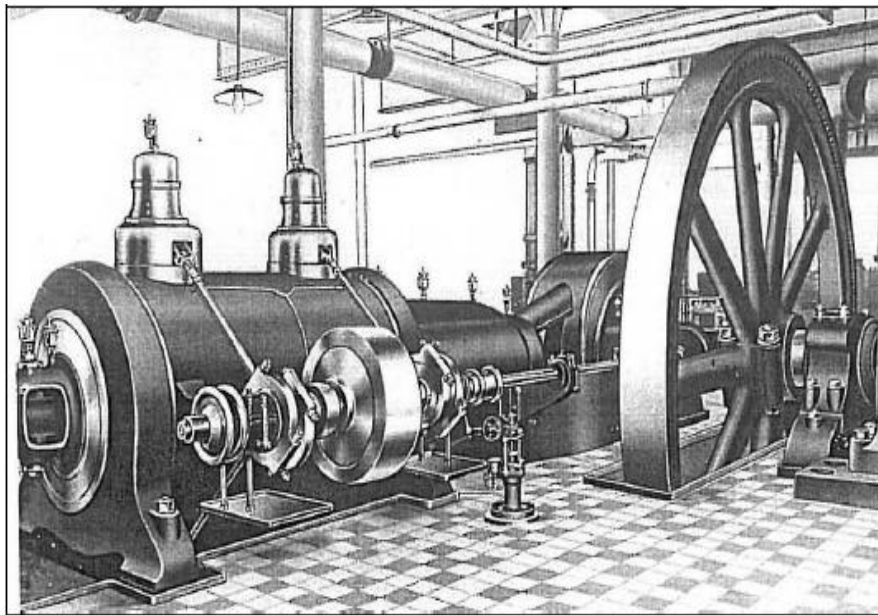


Figura 1.5 Máquina de vapor de la firma Alemana Halle 1920 (Marín, 2012)

En la actualidad se utilizan diferentes tipos de molinos (o desfibradora) como es la desfibradora pesada 'in line' de Fives Cail-Fives Fletcher. La desfibradora tiene un diámetro de barrido de 1900 mm (1,90 m) X 2134 mm (2,13 m) de ancho nominal, con 8 filas de martillos que van a operar a una velocidad de diseño de 900 rpm y serán accionados por un motor eléctrico acoplado a un arrancador electrolítico. En la siguiente tabla se muestran los datos de proceso de la desfibradora. ("Jar Electronica Aplicada ", 2014)

Tabla 1.1 Datos de proceso de la desfibradora 'in line'

Condiciones de operación	Unidades	Cantidad
Capacidad máxima de caña	TCH	450
Ancho del conductor de caña	mm	2,134
	Pulgadas	84"
Tipo de caña	Entera (%)	50%
	Troceada (%)	50%
Fibra en caña (promedio)	%	14.5
Objetivo a alcanzar en Índice de preparación	%	≥ 90
Forma de alimentación de la caña	-	In-line
Tipo de conductor de caña		Tablillas
Angulo de inclinación del conductor existente		Para ser informado (MÁXIMO 15°)
Tipo de accionamiento del rotor		Motor eléctrico asíncrono sin reductor
Alimentación eléctrica del motor		6,3kV - 3ph - 60Hz <i>para ser confirmada</i>
Alimentación eléctrica para los instrumentos		460V - 3ph - 60Hz

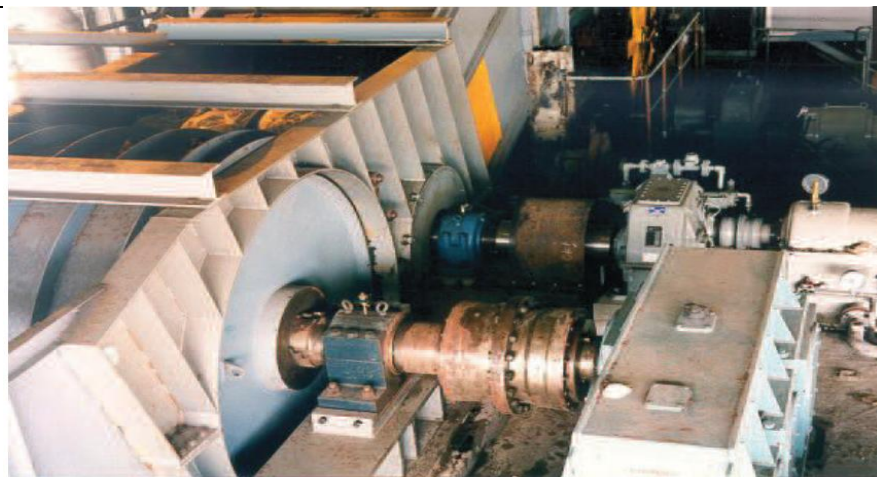


Figura 1.6 Desfibradora pesada 'in line' de Fines Cail-Fines Flechar. ("Jar Electronica Aplicada ", 2014)

Los ingenios cubanos en su gran mayoría cuentan con cuchillas picadoras o martillos oscilantes para la preparación de la caña. A diferencia con los nuestros, en el resto de los países productores de azúcar de caña en los años 70 y 80 se generalizaron las desfibradoras para la preparación de caña, por sus múltiples ventajas.

1. Las fibras de la caña preparada por cuchilla o martillo es muy diferente a la desfibradora que como su nombre lo indica “Desfibra la Caña” (figura 1.7) dando como resultado fibras más larga que homogeniza el colchón y disminuye la cantidad de bagajillo, además su tamaño ayuda a la combustión en las calderas.
2. Un solo equipo puede sustituir 3 cuchillas.

La desfibradora pesada horizontal permite alimentarla con caña picada (Combinadas) o con caña larga lo cual sustituiría la mesa alimentadora, que tiene un costo de inversión superior al millón de pesos.(Desfibradoras Pesadas para los ingenios cubanos, 2014)



Figura 1.7 Desfibradora pesada (12)(Desfibradoras Pesadas para los ingenios cubanos, 2014)

1.3.2 Evolución histórica de los generadores de vapor.

El vapor, es un producto del cual la industria azucarera depende ampliamente, y en esta época se está tratando de economizar su uso en el proceso de fabricación con vistas a que más combustible (bagazo) sea derivado con fines de cogeneración de vapor para vender corriente eléctrica. (Batule, 2011)

Durante las dos primeras décadas del siglo 20, la presión y temperatura se incrementaron hasta 275 psi (1 896,06 kPa) y 560⁰F (566,48K) respectivamente. En 1921, se puso en operación calderas de 450 psi (3 102,65 kPa) y 650⁰F (616,48 K) de temperatura. El vapor se recalentaba a 500⁰F (533,15K) y se usó agua de alimentación que se calentaba a 300⁰F (422,04K). En 1924, se fabricaron calderas a 550 psi (3 792,13 kPa) y 725⁰F (658,15 K). El vapor se recalentaba a 700⁰F (644,26 K). En 1925, se fabricaron calderas de 1200 psi (8 273,74 kPa) y 700⁰F (644,26 K) con vapor recalentado a 700⁰F (644,26 K). En la década del 1920 ocurrieron otros cambios en el diseño y construcción de las calderas, a medida que se incrementaban las estaciones de generación 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. Pronto, sin embargo, el tamaño hacia que los hornos existentes y métodos para quemar el carbón tal como los Stokes no eran adecuados, por lo que se desarrollaron equipos para quemar el carbón en forma pulverizada. Las altas tasas volumétricas de combustión y tamaños de unidad hicieron evidente que la quema del carbón pulverizado no hubiera sido posible sin el uso de las paredes enfriadas por agua de los hornos, lo cual no solamente eliminó el deterioro rápido de las paredes refractarias debido a la escoria, sino que también redujo la tupición de las superficies de calentamiento por convección en proporciones manejables por el descenso de la temperatura de los gases que salen del horno. Los primeros hornos con paredes de agua se aplicaron a las calderas de diseño existente con su sistema de circulación esencialmente independiente de la circulación de la caldera. En los primeros años de la década de 1930, nació un nuevo concepto en el cual la superficie enfriada por agua del horno se unió de forma que es parte integral de la unidad de caldera. La necesidad del incremento del uso de las

generadores de vapor para propósitos industriales combinada con el incremento de los costos de montaje del equipo condujo en los años 1940 a la construcción de la caldera compacta o ensamblada, las cuales se fabrican en capacidades hasta de 350 000 lb de vapor/h (44,10 kg/s) a 1300 psi (8 963,21 kPa) y a temperaturas de 900⁰F (755,37 K) como se muestra en la figura 1.8.(Batule, 2011)

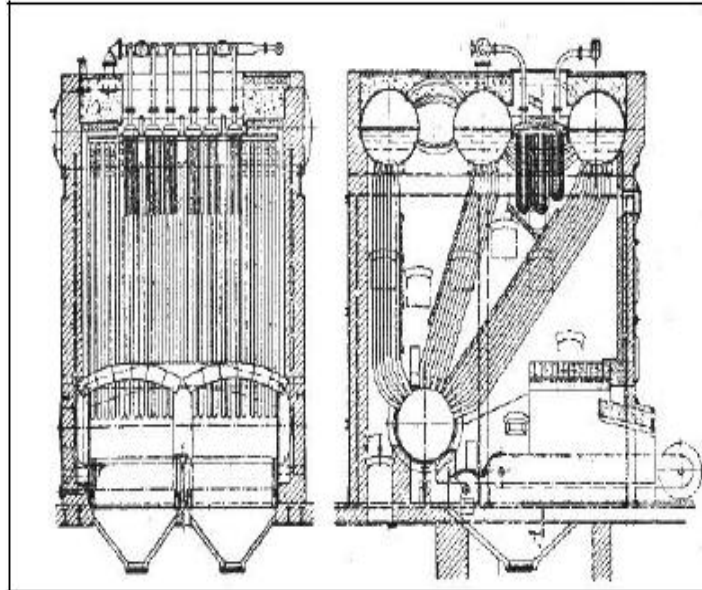


Figura 1.8 Caldera para la producción de vapor de Banco and Wilson.(Batule, 2011)

En los últimos avances en los generadores de vapor se redujo la superficie, 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 generador de vapor se reemplazaron por una superficie adicional de sobrecalentamiento. Como resultado de esos avances, las unidades de generadores de vapor para presiones del vapor por encima de las 1200 psi (8 273,74 kPa) consisten esencialmente de hornos con paredes de agua con tubos, sobrecalentados, y recuperación de calor, tales como economizadores y calentadores de aire. El uso incrementado de presiones altas del vapor y temperaturas, calentadores de agua de alimentación regenerativos, economizadores y calentadores de aire, han conducido a mejorar la eficiencia en el ciclo moderno de potencia del vapor.(Batule, 2011)

Los generadores de vapor modernos utilizados mundialmente son de tipo Acuotubular Vertical, tienen una capacidad de 110 000 kg/h (30,56 kg/s) de vapor sobrecalentado 400°C (673 K) y 29,5 kg/cm² (2 892,96 kPa) de presión, a partir de la combustión por quema de bagazo de caña y utilizando agua de alimentación tratada a 120°C (396 K) presentan las siguientes ventajas operacionales:

- Cámara de combustión y paredes aletadas (membrane wall) cuyo proyecto no permitan temperaturas que puedan causar altas tensiones térmicas, y consecuentemente daños al material refractario.
- Los tubos son “in-line” por todo el haz convectivo, que en conjunto con las bajas velocidades del propio proyecto, minimiza los efectos de erosión (debido básicamente a la alta cantidad de arena en el combustible).(Propuesta Técnico-Comercial. Caldera Acuotubular Vertical, 2013)

Los generadores de vapor modernos de la industria azucarera son unidades productoras de vapor que permiten la combustión por quema de una amplia gama de combustibles con características diferentes, entre ellos, los combustibles fibrosos tales como bagazo de caña , chips de madera, residuos forestales u otros derivados de biomasa.

A diferencia de los generadores de vapor convencionales, los generadores de vapor poseen un intercambiador de calor que, además de precalentar el aire de combustión, calienta el aire de turbulencia ("over-fire"), lo que mejora el rendimiento térmico del sistema. Además, poseen un equipo de recuperación de calor adicional (economizador), que sirve para elevar la temperatura del agua que llega al domo y mejorar aún más su eficiencia, alcanzando valores cercanos al 85% cuando se quema solamente bagazo.

Los generadores de vapor modernos pueden poseer una superficie de calefacción de 2680 m², con una producción nominal de 120 t/h (33,33 kg/s) a una presión manométrica de 22 kg/cm² (2 157,46 kPa) y una temperatura de vapor de 350°C (623 K). Este generador de vapor trabaja con un pre calentador de aire, de 6552 m² de superficie de transferencia de calor, un sistema de inyección de aire secundario caliente para favorecer la turbulencia en el interior del hogar, un

economizador de 1005 m² de superficie y un lavador de gases. Otros generadores de vapor modernos también poseen una superficie de calefacción de 2 680 m², con una producción nominal de 120 t/h (33,33 kg/s) a una presión manométrica de 42 kg/cm² (4 118,79 kPa) y una temperatura de vapor de 450°C (723 K). Estos generadores de vapor operan con pre calentador de aire de 4167 m² de superficie de transferencia de calor, un sistema de inyección de aire secundario caliente para favorecer la turbulencia en el interior del hogar, un economizador de 1614 m² de superficie y un lavador de gases (Fig. 1.9). La única diferencia entre estos generadores de vapor es que uno trabajaba a mediana presión 33 bar (3 300 kPa) y la otra a alta presión 43 bar (4 300 kPa).(Paz, 2011)



Figura 1.9 Vista lateral de una GV en operación en un ingenio azucarero.(Paz, 2011)

1.3.3 Evolución histórica de las centrífugas.

Las centrifugas fue otra de las innovaciones técnicas importantes importadas de otras fábricas de azúcar que se introdujeron a mediados del siglo XIX para sustituir el sistema tradicional de purga y blanqueo de la masa cocida en pilones. No fue hasta 1849 que se introdujo en Cuba. Su principio de funcionamiento se basaba en un cilindro de hierro hueco con un tambor de tela metálica en su interior unido a un eje vertical que por medio de engranajes o conos de fricción lo hacían girar a

gran velocidad (aproximadamente 1000 rpm) dentro del cilindro de fundición, por donde se vertía la mezcla de azúcar cristalizada y mieles provenientes de la tacha, sometiéndola seguidamente a una gran velocidad de rotación. Por efecto de la fuerza centrífuga, las mieles eran impulsadas al exterior atravesando la tela metálica del tambor, reteniendo el azúcar en el interior del mismo. Seguidamente, se aplicaba un chorro de vapor sobre la capa azucarada para facilitar su decoloración y secado, trasladándose una vez descargada por la parte superior a un local para molerla, acopiarla y secarla. Por otra parte, las mieles se recogían en un depósito inferior, pudiendo volver a ser cocidas y posteriormente ser sometidas a una segunda o tercera centrifugación. En un principio, las centrifugas eran de conos efectuando la descarga manualmente, proceso mucho más laborioso y costoso. A principios de siglo se introdujeron centrifugas más avanzadas tecnológicamente movidas por motores eléctricos independientes que hacían la descarga de las mieles automáticamente, por lo que se economizaba bastante el proceso.(Marín, 2012)

Por décadas, las empresas líderes en el desarrollo y construcción de centrifugas para la industria azucarera han modificado las centrifugas discontinuas (figura 1.11) aplicando la experiencia adquirida y la más moderna tecnología mostrando sus grandes ventajas.

- Caudal hasta un 8% más alto.
- Capacidad máxima de procesamiento de 2240 kg de masa por carga y hasta 28 ciclos por hora.
- Alta capacidad de procesamiento con una delgada capa de torta 230 mm (0,23 m), lo que da excelentes resultados en todas las condiciones de operación.
- Tiempo de descarga extremadamente corto gracias al nuevo descargador de un solo eje, sin movimiento vertical y a toda la altura de la canasta, lo que significa más ciclos por hora.
- Residuo de azúcar mínimo en la canasta para obtener el máximo rendimiento.

- Nuevo separador de mieles mejorado, sin elementos mecánicos internos.
- Mayor vida útil de la canasta mediante orificios elípticos.
- Panel de control sensible al tacto de Siemens, con dispositivo de enfriamiento.
- Puntos de lubricación fácilmente accesibles desde el exterior.
- Máquina completamente ensamblada en fábrica para ahorrar costos de instalación en el Ingenio.
- Diseño y construcción de componentes principales cumpliendo las normas internacionales más estrictas.
- Seguridad incrementada gracias a un control a prueba de fallos.
- Todas las partes en contacto con el producto, en acero inoxidable.
- Sistema centrador de canasta que evita el contacto entre el arado y las telas al momento de la descarga.
- Freno de emergencia encapsulado, evita contaminación del producto.

En las figuras 1.10 y 1.11 se puede apreciar el avance tecnológico que han tenido las centrifugas, de centrifugas continuas a discontinuas.

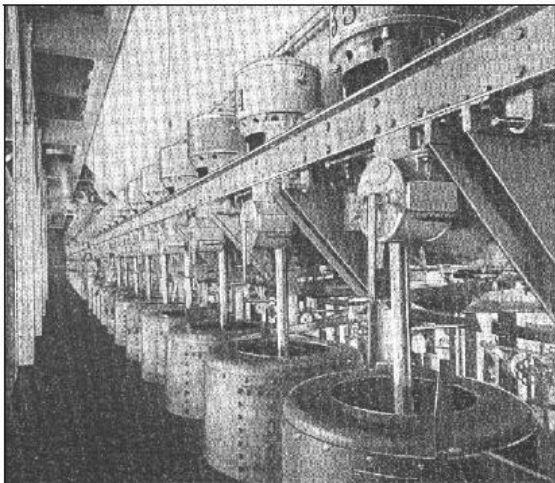


Figura 1.10 Bateria de centrifugadoras para la separación del azúcar de la firma Fines-Lille. (Marín, 2012)



Figura 1.11 Centrifugas Sugar 99 (Batule, 2011)

1.3.4 Evolución histórica de los Tachos.

Los tachos eran intercambiadores de calor cilíndricos de cobre independientes (figuras 1.12) en cuyo interior se encontraban calandrias o serpentines por las que

circulaba vapor proveniente de la caldera generadora de éste. Utilizaban el mismo principio básico que 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 azúcar y precipitase 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.

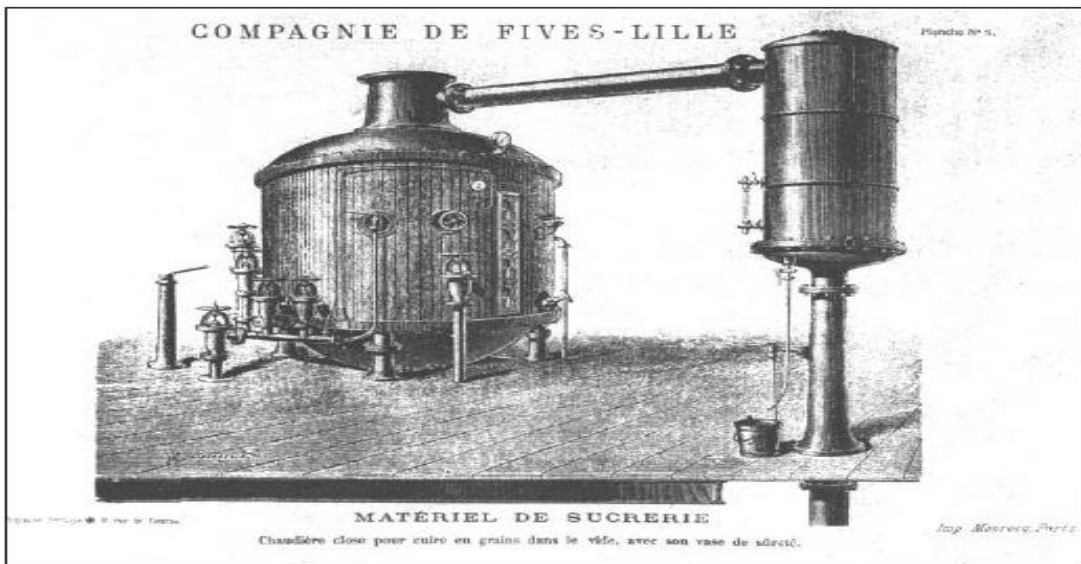


Figura 1.12 Tacho para cocción y cristalización de la compañía Fives-Lille (1880). (Marín, 2012)

En el año 1813, Howard inventa el primer tacho que concentra el azúcar aplicando el vacío 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, evitando así quemar la meladura o masa cocida. El vapor circulaba por un serpentín o por un doble fondo de un recipiente cerrado donde se producía la evaporación. (Marín, 2012) (Eduardo A. Pina, 2015; M. Higa 2009; Mihaela Morar, 2010)

1.3.5 Tachos continuos.

Hasta los años 80 del siglo XX, la cristalización por evaporación del azúcar se realizaba casi exclusivamente en aparatos de funcionamiento discontinuo. Los primeros perfeccionamientos tanto en cuanto a la calidad del azúcar como al

ahorro de la energía gastada durante la cristalización se lograron empleando agitadores mecánicos en los tachos discontinuos. Pero el perfeccionamiento tecnológico decisivo de la cristalización de azúcar fue la introducción de la cristalización por evaporación continúa. Sólo gracias a este procedimiento fue posible realizar nuevos conceptos en cuanto a la termodinámica y a la técnica de instalaciones y equipos en el cuarto de azúcar que llevaron consigo una reducción importante del consumo de energía primaria. Los tachos continuos tienen grandes ventajas con respecto a los tachos discontinuos. ("Instalaciones de cristalización," 2015)

Ventajas:

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

El tacho continuo VKT (tacho continuo tipo torre figura 1.13) 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 sobresalientes de la masa cocida. El tacho VKT consta de cámaras de cristalización sobrepuestas: se trata de una cascada de calderas 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 presión, 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.



Figura 1.13 Tachos continuos VKT de la firma alemana BMA. ("Instalaciones de cristalización," 2015)

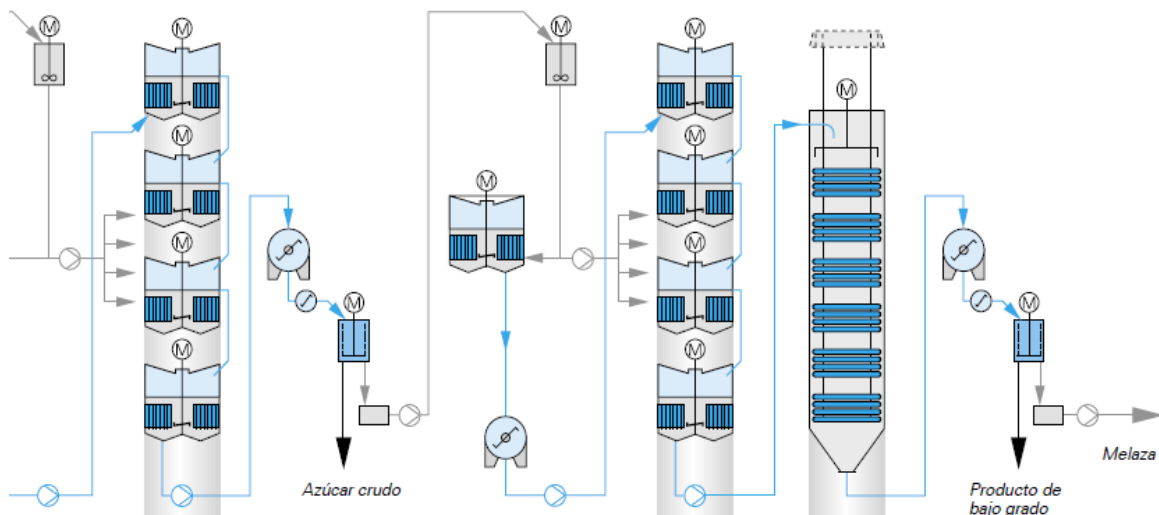


Figura 1.14 Esquema de cristalización de tachos continuos vertical tipo VKT ("Instalaciones de cristalización," 2015)

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

El Sistema Eléctrico Nacional es el conjunto de instalaciones, centrales generadoras, líneas de transmisión, subestaciones eléctricas, redes de distribución, equipo eléctrico, centros de carga y en general toda la infraestructura eléctrica destinada a la prestación del servicio, interconectados o no, dentro del cual se efectúan las diferentes transferencias de energía eléctrica entre diversas regiones del país. (Lehnhoff, 2008)

Desde la década de 1920, la cogeneración eléctrica en los centrales azucareros cubanos ha representado una fuente significativa de suministro, tanto para la industria, como para las comunidades aledañas. Desde el punto de vista tecnológico se distinguen dos procedimientos fundamentales para la generación de electricidad utilizando estas fuentes. El primero trata sobre la quema de la biomasa en una caldera para producir vapor, y su posterior inyección en una turbina de vapor acoplada a un generador eléctrico. El segundo consiste en la gasificación previa de la biomasa para ser usada como combustible posteriormente en un motor o turbina de gas, acoplado a un generador eléctrico. Estas variantes dependían también de la presión y temperatura del proceso, cogenerándose entre 25 y 40 kW/t de caña molida con presiones de vapor y temperaturas bajas, y 80 kW/t o más de caña con presiones y temperaturas de trabajo medias o altas. Mientras, con las turbinas de gas es posible alcanzar más de 250 kW/t de caña molida. (González-Corzo, 2015)

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 57 centrales azucareros del país, como proyección para el año 2030 se estima el empleo de 19 bioeléctricas con una capacidad de 755 MW. De aquí la potencialidad de

desarrollo para el CAI 5 de Septiembre con una capacidad de 60 MW. La figura 1.15 representa la distribución y capacidad de estas bioeléctricas en el País.



Fig. 1.15 Distribución y capacidad de las bioeléctricas en el País.(Cienfuegos, 2015)

En la provincia de Cienfuegos la situación en el período de zafra 2014-2015 desde el punto de vista de la generación, entregándose un total de 13 189,6MWh al SEN según (Cienfuegos, 2015). La siguiente figura 1.16 muestra generación del periodo 2014-2015 donde 5 de septiembre es el de mayor generación y Ciudad Caracas es el que más entrega al SEN.

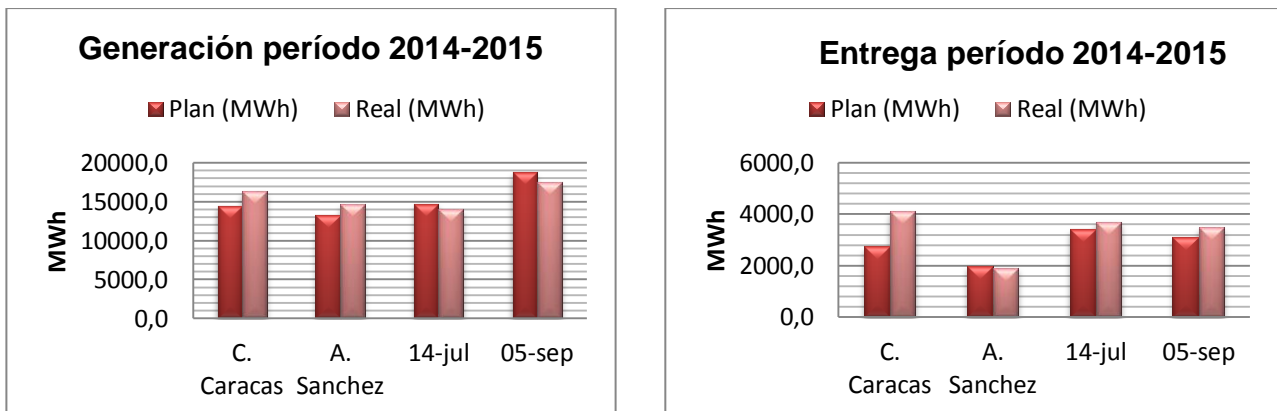


Fig. 1.16 Situación de la Zafra 2014-2015 en Cienfuegos. Fuente Elaboración propia del autor.

Conclusiones parciales del capítulo.

- 1- Los esquemas de cogeneración de los centrales azucareros han evolucionado desde una capacidad de molida de 1168454 Kg con una presión de trabajo de los generadores de vapor de 1 029,69 kPa y una temperatura de 533,15 K a esquemas de 7 010 724 kg de caña por día con presiones de 2 745,86 kPa 673,15 K de temperatura.
- 2- Las tendencias de incremento de generación eléctrica en los 61centrales azucareros en Cuba se debe a la utilización de 185 generadores de vapor de presiones de 1 765,20 kPa y el 20% restante con presiones de 2 745,86 y turbogeneradores instalados de 4 MW o mayores. En las últimas zafras se ha duplicado el índice de generación de 17,5 hasta 38 kWh/t.c.m.
- 3- Los equipos de básicos de los esquemas azucareros han recibidos grandes cambios, como en los molinos de tres rodillos horizontales, en la actualidad se utilizan desfibradoras pesadas 'in line' de Fives Cail - Fives Fletcher. Los generadores de vapor modernos utilizados mundialmente son de tipo Acuotubular Vertical con una capacidad de 30,56 kg/s de vapor sobrecalentado 673 K y 2 892,96 kPa de presión.
- 4- Las centrifugas discontinuas para la industria azucarera se han modificado mostrando las centrífugas continuas, sus ventajas, estas son un 8 % de caudal más alto y una capacidad de procesamiento mayor de 2 240 kg de masa por carga y hasta 28 ciclos por hora. Hasta los años 80 se utilizaban tachos discontinuos, pero el desarrollo tecnológico introdujo en la industria los tachos continuos.
- 5- La tendencia para un máximo de entrega de energía eléctrica al SEN depende de la presión y temperatura del proceso, en Cuba en 1920 se cogeneraba entre 25 y 40kWh/t.c.m. En la actualidad se entrega 80 kWh/t.c.m o más. Con turbinas de gas se puede alcanzar más de 250 kWh/t.c.m, pero es obligatorio la gasificación del bagazo.
- 6- Para el año 2030 Cuba prevé tener una capacidad instalada de 755 MW en 19 bioeléctricas distribuidas en el territorio nacional.

Capítulo 2

Capítulo 2. Descripción del esquema térmico y confección del Diagrama de Flujo de Información (DFI) para el CAI Ciudad Caracas.

Introducción al capítulo.

En el capítulo se realizó una descripción del sistema termoenergéticos del central Ciudad Caracas. Se describe el programa de simulación TermoAzúcar, el cual es algo novedoso para el análisis termoenergéticos de los centrales en Cienfuegos. Se refleja en este capítulo los parámetros necesarios para obtener una correcta simulación. Se hace una breve explicación de los módulos que componen el sistema termo energético.

2. Sistema termoenergético del central Ciudad Caracas.

En el central Ciudad Caracas se tiene una taza de molida horaria adecuada de 33 kg/s equivalente a 119 t/h. El objetivo fundamental del mismo es la producción de azúcar crudo empleando el sistema de cocción de tres masas cocidas típicas. La demanda total de electricidad de la fábrica y las dependencias administrativas es la que se puede suministrar con una potencia instalada equivalente a 8 MW, la cual se emplea para el movimiento de los equipos de preparación, del tándem, centrifugas, cristalizadores, bombas de inyección entre otros a partir de motores eléctricos.

El sistema termo energético se encuentra compuesto por dos generadores de vapor tipo RETAL uno con una capacidad nominal de 12,5 kg/s y el otro de 16,7 kg/s con una presión de trabajo de 1 866 kPa y temperatura de 611 K. Estos equipos son los encargados de que se transfiera el calor de los gases de combustión del bagazo al agua que se encuentra circulando por los tubos del generador de vapor, produciendo el vapor empleado en los turbogeneradores para generar electricidad.

Este sistema termo energético consta de tres niveles de presión: 1866 kPa, 225 kPa y 168 kPa. El vapor directo de 1 866 kPa y 611 K (338°C) va directamente a los dos turbogeneradores de 4 MW de capacidad nominal cada uno. Luego pasa por la válvula reductora denominada de alta (VRA) donde el vapor se reduce a 225 kPa.

De la línea de vapor de escape de los turbogeneradores de 225 kPa, se alimentan los dos primeros vasos (pre- evaporadores) así como el calentador de jugo claro. La evaporación (extracción) del primer vaso se usa como medio de calentamiento de jugo alcalizado en los intercambiadores denominados primario y secundario, así como en la estación de tachos y en el tercer vaso evaporador donde luego ocurren las evaporaciones de los demás vasos.

2.1 Descripción del Simulador TermoAzúcar 4.1.

El Simulador TermoAzúcar tiene como objetivo facilitar la evaluación de los sistemas termos energéticos (STE) en fábricas de azúcar crudo, refino y para destilería. Es un simulador con modelos en su mayoría del tipo determinístico y donde se asumen condiciones de estado estacionario. Es del tipo modular pero no secuencial, excepto en el cálculo en lazos iterativos. Otras características importantes son la gran flexibilidad para representar integralmente los distintos STE, incorporar nuevos módulos de cálculo y la posibilidad de manejar gran cantidad de información sobre las corrientes y los equipos.

La información inicial requerida consiste en el flujo másico, composición, temperatura y presión de las corrientes de entrada y reciclo, datos específicos de los equipos simulados y el orden de cálculo de los módulos incluidos en lazos iterativos de cálculo. Están disponibles correlaciones estadísticas para la evaluación de las propiedades físicas y termodinámicas de las corrientes de jugo, meladura, mieles, azúcar (entalpía, densidad, capacidad calorífica y elevación del punto de ebullición), agua y vapor de agua (tablas de vapor).

Los módulos de cálculo permiten simular el comportamiento, fundamentalmente térmico, de calentadores, evaporadores, la estación de tachos, cristalizadores y centrifugas, turbogeneradores de vapor de contrapresión, atemperadores, generadores de vapor y tanques. Los resultados principales corresponden a la solución detallada de los balances de masa y energía. Para facilitar la evaluación del comportamiento de los equipos se determinan indicadores, tales como coeficientes de transferencia de calor en calentadores y vasos evaporadores, tasas de evaporación y economías, rendimiento relativo interno de turbogeneradores, etcétera.

El Simulador TermoAzúcar STA tiene como principales características las siguientes:

- Se asume que tanto en la parte del proceso continuo como en la discreta se alcanza un comportamiento equivalente al estado estacionario.
- No está orientado a la simulación de los sistemas de control automático, caracterizados por modelos básicos generalmente del tipo “Señal de entrada (Input) - caja negra - señal de salida (Output)”.

2.2 Diferencia entre Diagrama de flujo de información (DFI) y Diagrama de flujo del proceso (DFP).

2.2.1 Diagrama de flujo de materiales y energía en el proceso (DFP).

Para poder hacer la realización del DFI es necesaria la construcción del diagrama de flujo de materiales y energía en el proceso tecnológico donde se denomina de forma abreviada Diagrama de Flujos de Proceso (DFP) y representa de forma esquemática los principales aspectos de interés para la simulación. Está formado básicamente por representaciones de los elementos físicos o sea de los equipos y corrientes. En la figura 2.1 se muestra el DFP del caso de estudio Ciudad Caracas, donde se muestran los principales parámetros de trabajo de este sistema termoenergético.

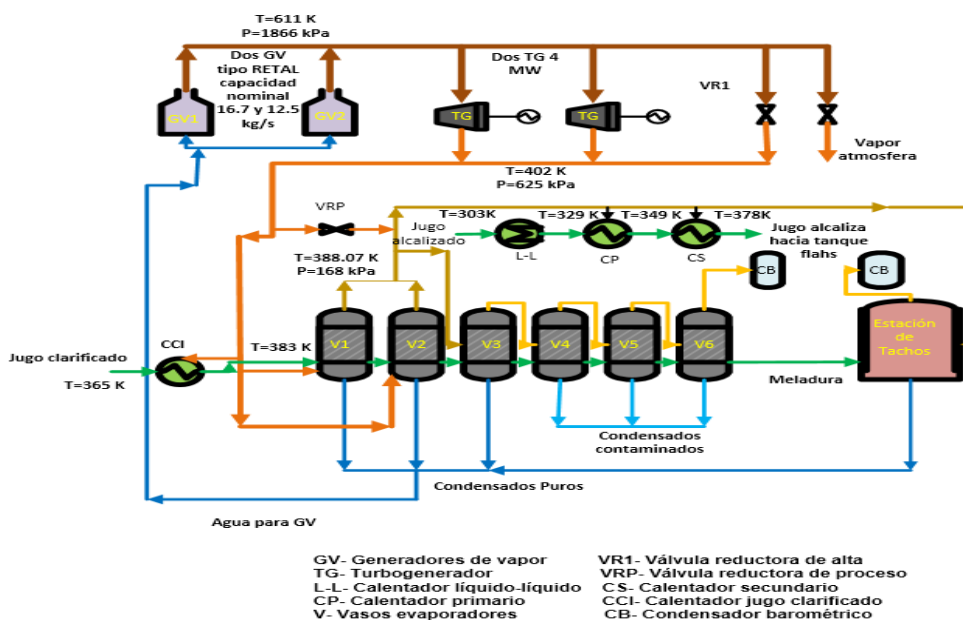


Figura 2.1 Diagrama de Flujo de Proceso caso base Ciudad Caracas. (Fuente de elaboración propia de autor)

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 una adecuada confección del diagrama de flujo de información (DFI) y el posterior análisis de los resultados de la simulación se requiere del conocimiento detallado del diagrama de flujo de proceso (DFP) siempre teniendo en cuenta que no siempre el sentido de flujo de la información tiene que coincidir con el de los flujos de materiales y energía en el proceso.

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

En la figura 2.2 se muestra el diagrama de flujo de información, con todos los módulos que se utilizaron para la construcción de este diagrama los cuales se explicaran en el próximo epígrafe. Este diagrama está compuesto por dos generadores de vapor, dos turbogeneradores, tres calentadores de los cuales uno primario, otro secundario y un calentador de jugo clarificado, tiene seis vasos evaporadores de los cuales los dos primeros funcionan como un simple efecto, una estación de tachos, condensadores barométricos de la evaporación de la estación de tachos y del último vaso evaporador.

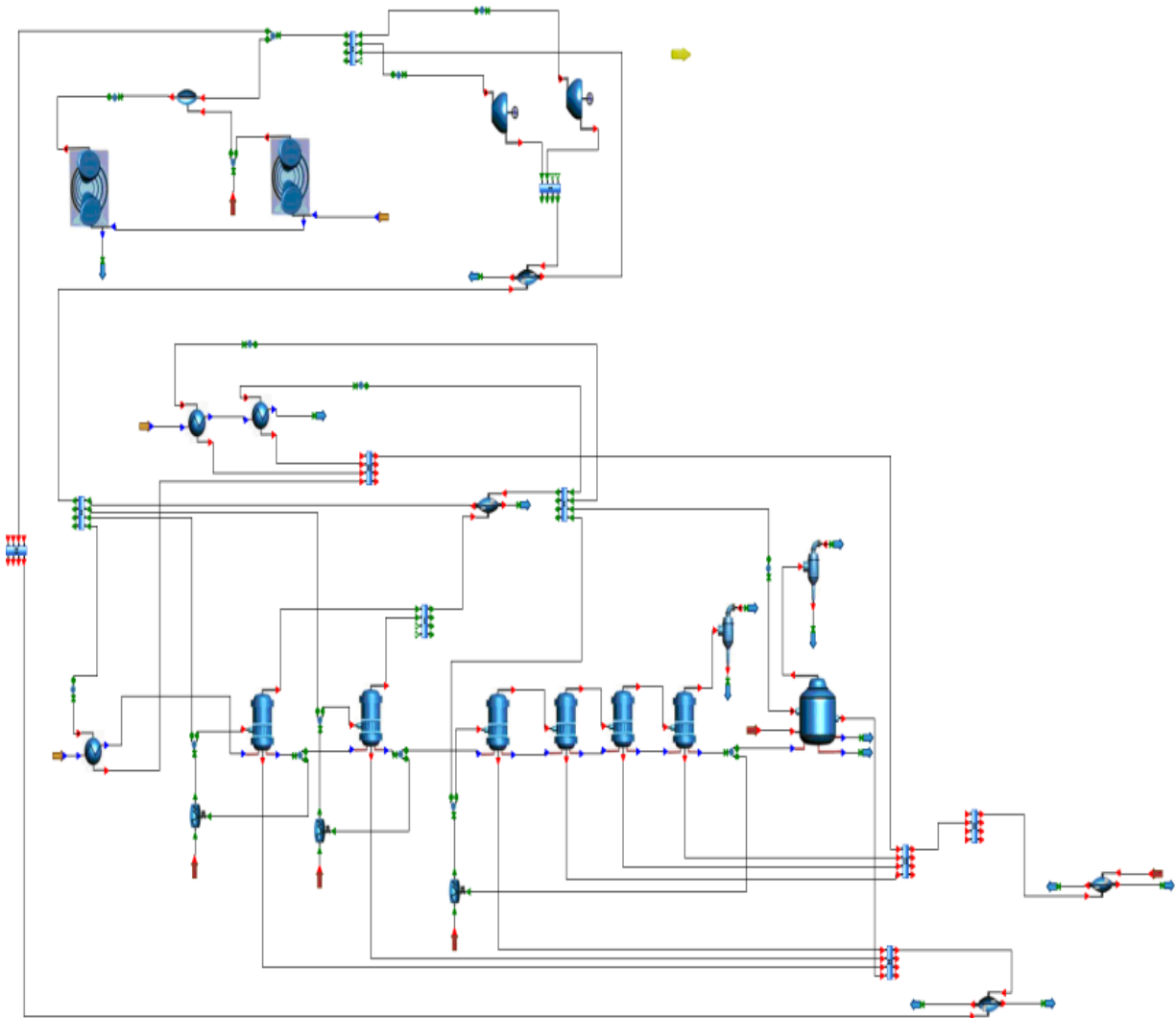


Figura 2.2 Diagrama de flujo de información (DFI) Cuidad Caracas. (Fuente de elaboración propia del autor)

2.3 Módulos utilizados para la construcción del diagrama de flujo de información.

2.3.1 Módulos corrientes de materiales o corrientes de entrada.


En este epígrafe se describe la selección de los módulos que se utilizaron para la correcta simulación del diagrama de flujo de información para el sistema termoenergético del central Cuidad Caracas. Estos son módulos de cálculo con el objetivo de facilitar la entrada de los valores correspondientes a las variables independientes (datos).

En la tabla 2.1 se muestran las variables de entrada del módulo Caña. 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 ($^{\circ}\text{C}$), presión (psi) y los flujos másicos de los componentes (libras/hora).
2. A partir de datos azucareros tales como: flujo másico de la corriente de caña, Brix, Pol y Pureza.

Tabla 2.1 Variables de entrada del módulo Caña.


Representación en DFI	Variables	Valor
	Temperatura (K)	303
	Presión (kPa)	101
	Flujo másico de caña molida (kg/s)	33
	Cantidad de horas que se muele al día	24
	Fibra en caña (%)	15,24
	Pol en caña (%)	1
	Pureza del jugo absoluto (%)	85,34

2.3.2 Módulos de materiales azucarados.

En los módulos de materiales azucarados los elementos que se utilizan son: temperatura, presión y flujo másico de los componentes (agua, sacarosa, sólidos solubles no sacarosa, fibra e insolubles no fibra). Como de lo anterior se pueden calcular los valores de Brix, Pol y Pureza; estos parámetros también se usan para caracterizar este tipo de corriente.

En la producción de crudo estas corrientes de entrada al STE son las de los jugos claro, mezclado, mezclado más filtrado alcalizado o no, la del jugo que entra a un Simple Efecto o Múltiple y la de bagazo disponible.

Tabla 2.2 Variables de entrada de los módulos de materiales azucarados.

Representación en DFI	Corriente	Variables	Valor
	Bagazo	Temperatura (K).	303
		Presión (kPa).	101
		Bagazo en Caña (%).	32,36
		Fibra (%).	15,26
		Pol (%).	1,78
		Humedad (%).	49,91
		Jugo Alcalizado	Temperatura (K).
Presión (kPa).	1034,21		
Entrada % Caña.	114		
Brix.	14,01		
Pureza (%).	84,25		
Jugo Clarificado		Temperatura (K).	365

Presión (kPa).	500
Entrada % Caña.	109
Brix.	14,01
Pureza (%).	84,13

2.3.3 Módulo de entrada de agua.



Fig. 2.1

El módulo es equivalente a una corriente de agua en cualquiera de sus estados (Vapor sobrecalentado, saturado, mezcla vapor - agua). En la producción de crudo se utilizan para representar:

- El agua tecnológica que entra a la Estación de Tachos (dilución de mieles).
- Demandas de vapor de alta presión (directo) y los escapes correspondientes (se deben usar 2 módulos pues la presión y temperatura son diferentes) de las turbinas que se emplean para mover las cuchillas y los molinos; así como las bombas que usan vapor que, a veces, se utilizan para:
- Las de inyección y rechazo en el condensador barométrico.
- Las de agua de inyección en los generadores de vapor.
- Vapor de calentamiento en los módulos de la Estación de Tachos 2 y en los EVAP 1 y 2. En los últimos casos esta entrada aparece en el módulo CONVERGE 2.

2.3.4 Módulos Generales.

2.3.4.1 Generadores de vapor.

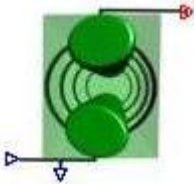
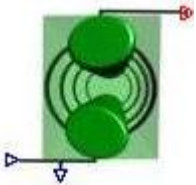
El módulo Generador de Vapor Sobrecalentado simula la quema de bagazo y/o "Fuel Oil" (Petróleo).

Las Diferencias que existen entre el DFP Y DFI en modulo Generador de Vapor son:

En el Diagrama de Flujo del Proceso (DFP) del módulo (GV1) es una representación aproximada de un Generador de Vapor. Por esta razón solo aparece el Bagazo Disponible y el Vapor Generado. Otras salidas físicas como las

cenizas, los “inquemados” en los gases y la purga no aparecen; entre otras razones por su menor importancia relativa en el cálculo que se realiza en este módulo. En el DFI del módulo GV1, que es la representación del flujo de las corrientes de información vinculadas a los cálculos que se realizan en el módulo, “entra” una corriente (pseudocorriente) de Vapor que equivale numéricamente a la Demanda de Vapor de la Fábrica, que debe ser calculada con anterioridad. Y “sale” la corriente de información de Bagazo Sobrante, equivalente a la diferencia calculada entre los flujos másicos de la corriente de Bagazo Disponible y el Consumido para producir la cantidad de vapor demandado.

Tabla 2.3 Variables de entrada del módulo Generador de Vapor.

Representación DFI	en Variables	Valor
	Cantidad de GV que representa.	1
	Capacidad nominal (Kg/s).	16,7
	Rendimiento bruto con Bagazo (%).	78
	Rendimiento bruto con Petróleo (%).	80
	Estado físico técnico del vapor.	Sobrecalentado
	Valor calórico inferior del Petróleo (kJ/Kg).	40 192,99
	Densidad del petróleo (Kg/m3).	957
	Temperatura del agua de alimentación (K).	363
Representación DFI	en Variables	Valor
	Cantidad de GV que representa.	1
	Capacidad nominal (Kg/s).	12,5
	Rendimiento bruto con Bagazo (%).	81
	Rendimiento bruto con Petróleo (%).	83
	Estado físico técnico del vapor.	Sobrecalentado
	Valor calórico inferior del Petróleo (kJ/Kg).	40192,99
	Densidad del petróleo (Kg/m3).	957
	Temperatura del agua de alimentación (K).	363

2.3.4.2 Módulo de los turbogeneradores.

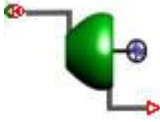
La diferencia existente de este módulo entre el DFP Y DFI es que:

En el DFP la corriente de vapor, denominado en el argot azucarero Directo o Vivo, entra (lado superior izquierdo del esquema) a la turbina, como ocurre físicamente en el proceso. Para que se parezcan lo más posible el DFP y el DFI, en este último se simula la entrada de vapor Directo mediante una pseudocorriente, que

es una corriente de salida de información con los valores de los parámetros del vapor que entra físicamente al equipo. En ambos diagramas las corrientes de salida que representa el escape tienen el mismo sentido.

El módulo de los turbogeneradores simula el Turbogenerador de Vapor de Contrapresión o de Condensación. En este caso se utilizó el de contrapresión porque es que se utiliza en Cuba y fundamental en el central Ciudad Caracas.

Tabla 2.3 Variables de entrada del módulo Turbogeneradores.

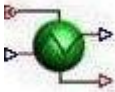
Representación en DFI	Módulo	Variables	Valor	
	Turbogenerador 4 MW	Potencia eléctrica generada (kW).	3100	
		Presión del vapor de escape (kPa).	225	
		Potencia eléctrica nominal (kW).	4000	
		Presión del vapor directo (kPa).	1866	
		Estado físico técnico del vapor.	Sobrecalentado	
			Temperatura del vapor directo (K).	611
	Turbogenerador 4 MW	Potencia eléctrica generada (kW).	3000	
		Potencia eléctrica nominal (kW).	4000	
		Presión del vapor de escape (kPa).	225	
		Presión del vapor directo (kPa).	1866	
Estado físico técnico del vapor.		Sobrecalentado		
		Temperatura del vapor directo (K).	611	

2.3.4.3 Módulo de Calentadores (Equipos de intercambiadores térmicos).

Las diferencias que muestra este módulo de intercambiadores térmicos es que en el DFP el vapor de calentamiento entra al equipo y sale como condensado y en el DFI el vapor es calculado y sale como un resultado.

Este módulo tiene como función simular intercambiadores 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.

Tabla 2.4 Variables de entrada del módulo Intercambiadores de calor.

Representación en DFI	Módulo	Variables	Valor
	Intercambiador Primario de Jugo Alcalizado	Temperatura del jugo a la salida (K).	348,68
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).	168
		Área de transferencia de calor (m ²).	127
		Diámetro de los tubos (m)	0,032
		Cantidad de tubos por pase.	43
	Intercambiador	Temperatura del jugo a la salida (K).	376,79

Secundario de Jugo Alcalizado	Presión del vapor de calentamiento (kPa).	168
	Área de transferencia de calor (m ²).	127
	Diámetro de los tubos (m)	0,032
	Cantidad de tubos por pase.	43
	Temperatura del jugo a la salida (K).	383
Intercambiador de Jugo Clarificado	Presión del vapor de calentamiento (kPa).	225
	Área de transferencia de calor (m ²).	92
	Diámetro de los tubos (m)	0,032
	Cantidad de tubos por pase.	30

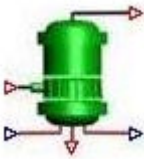
2.3.4.4 Módulo Vasos Evaporadores tipo 1 y 2.

Este módulo simula el evaporador a simple efecto o vaso de un múltiple efectos.

En el módulo evaporador no existen diferencias entre DFP y DFI.

Ambos módulos se emplean para representar lo que ocurre en un vaso evaporador que es parte de un múltiple efectos o un simple efecto ubicado al inicio del tren de evaporación; que el argot azucarero se denomina de forma general un pre-evaporador. La diferencia entre los tipos de módulos EVAP 1 y 2 está en una de las variables independientes. En el EVAP1 una de las variables independientes seleccionadas es el Coeficiente Global de Transferencia de Calor mientras que en el EVAP2 es la presión de la evaporación. Lo anterior significa que en cálculo del EVAP1 la presión de la evaporación es una variable dependiente y viceversa en el EVAP2. Lo anterior induce una secuencia diferente en el cálculo de las ecuaciones. En este caso se utilizó el módulo de EVAP2 porque la variable independiente que se utilizó fue el área de transferencia de calor.

Tabla 2.5 Variables de entrada del módulo Generador de vapor.

Representación en DFI	Módulo	Variables	Valor
	Vaso 1	Presión en el cuerpo (kPa)	168
		Área de transferencia de calor (m ²)	1394
		Brix a la salida del vaso.	18,60
	Vaso 2	Presión en el cuerpo (kPa)	168
		Área de transferencia de calor (m ²)	836
		Brix a la salida del vaso.	23,60
	Vaso 3	Presión en el cuerpo (kPa)	125
		Área de transferencia de calor (m ²)	1010
		Brix a la salida del vaso.	32
	Vaso 4	Presión en el cuerpo (kPa)	86,52

	Área de transferencia de calor (m ²)	1010
	Brix a la salida del vaso.	43
Vaso 5	Presión en el cuerpo (kPa)	50
	Área de transferencia de calor (m ²)	848
	Brix a la salida del vaso.	54
Vaso 6	Presión en el cuerpo (kPa)	15,32
	Área de transferencia de calor (m ²)	848
	Brix a la salida del vaso.	62,15

2.3.5 Módulos específicos de crudo.

2.3.5.1 Módulo de estación de tachos.


Las diferencias existentes de este módulo entre en DFI y DFP son:

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.

Este módulo simula la estación de Tachos, Cristalizadores y Centrífugas.

En el módulo realizan los balances totales y de sólidos solubles; así como de energía. Se calcula el consumo de vapor de calentamiento, la evaporación y las producciones de azúcar y miel final con sus componentes, además del flujo, temperatura y presión de cada corriente. Se incluye un factor de pérdidas de calor para simular las que ocurren por malos aislamientos, etcétera. Es un módulo con enfoque de evaluación.

Tabla 2.6 Variables de entrada del módulo estación de tachos.

Representación en DFI	Variables	Valor
	Presión en el cuerpo del tacho(kPa)	15,32
	Factor de pérdida de calor	1,05
	Temperatura de evaporación(K)	327,54
	Presión del vapor de calentamiento(kPa)	168

2.3.6 Módulos lógicos

2.3.6.1 Módulo unión tipo 1.



Fig. 2.2

El módulo unión tipo 1 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.

Este módulo calcula los 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”.

2.3.6.2 Módulo unión tipo 2.

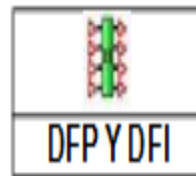


Fig. 2.3

El módulo simula lo que ocurre en tanques de agua; como recolectores de los condensados de los evaporadores, calentadores y tachos. También se puede emplear con aguas dulces de las refinerías, siempre que se pueda asumir que el contenido de azúcar en estas es despreciable.

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 1. Además, se calcula la temperatura de cada corriente de salida. Tiene una diferencia con respecto a la unión de tipo 1 que las corrientes solo pueden ser de agua líquida.

2.3.6.3 Módulo comparador.



Fig. 2.4

El comparador es un módulo que simula las extracciones en evaporadores y parcialmente el subsistema reductora–escape a la atmósfera. El módulo calcula el 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 esta toma valor cero, dependiendo de la relación existente entre los contenidos másicos de las corrientes que entran. Las temperaturas y presiones de las corrientes de salida se fijan en los datos del módulo, en caso de no precisarlo se asume que sean las mismas que las de la corriente de entrada del flujo másico disponible. En el subsistema reductora–escape a la atmósfera una de las corrientes de información es la cantidad de vapor que hay que pasar o no por reductora y el otro si hay o no escape a la atmósfera.

2.3.6.4 Módulo Sustractor.



Fig. 2.5

Este módulo que es parecido al anterior simula balance de disponibilidad y demanda de condensados y vapor; incluyendo extracciones de los evaporadores. El módulo 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.

2.3.6.5 Módulo conector tipo 1, 2 y 3.



Fig. 2.6

Estos son módulos solamente vinculados a los cálculos y por ende no aparecen en el DFP. Los conectores se emplean en el caso que un módulo tenga una pseudocorriente pues permiten cambiar el sentido de esta. Estos módulos invierten el sentido de una pseudocorriente que entra lo que hace posible conectarla al puerto de entrada de otro módulo. En el caso de estudio se utilizaron solo los conectores de tipo 1 y 2.

2.3.6.6 Módulo converge tipo 2.



Fig. 2.7

Este módulo no presenta diferencia entre el DFP y DFI. 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. (UCI-CUJAE, 2012)

Conclusiones del capítulo.

- 1- Quedó elaborado el esquema termoenergético del central Ciudad Caracas, el cual está compuesto por dos G.V, uno de 12,5 kg/s y 16,7 kg/s, dos turbogeneradores de 4 MW, cuatro bancos de 3 calentadores cada uno, seis vasos evaporadores donde los dos primeros vasos funcionan como el primer vaso del quíntuple efecto y una estación de tachos con siete tachos.
- 2- Se obtuvo el Diagrama de Flujo de Información (DFI) el cual facilita la simulación del proceso azucarero, en él se muestran los módulos utilizados, se dan las corrientes de información y los datos operacionales que permiten

conocer el comportamiento del esquema termoenergético del central.
azucarero

Capítulo 3

Capítulo 3. Análisis de los resultados. Propuestas de mejoras.

Introducción al capítulo.

En el capítulo se analizaron los resultados obtenidos de la simulación en el Sistema TermoAzúcar (STA 4.1) del caso base y el caso mejorado del central Ciudad Caracas. Se compararon algunos valores del caso base contra el caso mejorado y se realizaron propuestas de mejoras para el caso base.

3. Simulación del DFI. Caso Base.

3.1 Indicadores Globales.

Estos índices son determinantes para determinar las desventajas y ventajas de la forma en que se emplea la energía en un Sistema Termoenergético (STE). Son los primeros Indicadores, que como tales, deben ser analizados.

Tabla 3.1 Indicadores Globales.

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	25,06	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	52,79	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	6,94	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	4,23	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	2,23	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	51,33	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	37,87	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	13,46	kW-h/t caña
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	16,2	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	59,66	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera I	100	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera II	5,77	%

3.2 Análisis de resultados del caso base y propuestas de mejoras.

3.2.1 Indicadores globales.

Estos índices son determinantes para determinar las desventajas y ventajas de la forma en que se emplea la energía en el STE del central Ciudad Caracas.

3.2.1.1 El bagazo sobrante % disponible.

El bagazo sobrante es un valor que no puede ser cero ya que esto significa la necesidad del uso de un segundo combustible, lo cual provoca un costo adicional

para los centrales. En el central Ciudad Caracas se obtuvo un sobrante de bagazo de un 25,06 % donde los valores típicos o deseados de este indicador según (Victoria, 2009) deben estar en un intervalo del 15 al 30 %, por lo que este valor es adecuado para suplir paradas del central y pudieran vender bagazo o buscar alternativas de mejoras del central que permita un incremento de la generación eléctrica.

3.2.1.2 El consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña.

En el caso base analizado el consumo de vapor de la fábrica es de un 52,79 % el cual resulta alto con respecto al intervalo de un 35 a un 48 % dado por (Victoria, 2009). Esto se debe a que el consumo de agua que se utiliza en la dilución de mieles en los tachos es alto, por lo que los tachos tienen un alto consumo de vapor. También se debe a que el Brix de la miel que entra en tachos es bajo, dado que los tachos son menos eficientes para evaporar que los vasos evaporadores.

En una fábrica donde los tachos no estén automatizados el manejo de meladuras con valores de Brix iguales o mayores a 70 se hace muy difícil. Por eso en Cuba se recomienda que el Brix de la Meladura no exceda el valor de 67; aunque teniendo siempre presente que los bajos Brix en meladura aumentan significativamente el consumo de vapor en los tachos y por ende en el proceso.

Para disminuir el consumo de vapor de la fábrica se propone disminuir el consumo de agua que se utiliza en la disolución de mieles en los tachos con el fin de disminuir el consumo de vapor en tachos.

Otra propuesta es aumentar el Brix de la miel que entra en los tachos, para que disminuya la evaporación de los mismos.

3.2.1.3 Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña.

Por ninguna razón debe expulsarse vapor a la atmósfera ya que esto representa un gasto tanto de masa (agua de calidad) como de energía (vapor que hubo que generar). En el caso base de Ciudad Caracas se expulsa a la atmósfera el 6,94%, el vapor expulsado a la atmósfera se debe a una producción de vapor vegetal en los dos primeros vasos ya que es superior a la demanda de los calentadores y tachos, una propuesta es disminuir la concentración en estos vasos.

3.2.1.4 Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda.

Este indicador según (Victoria, 2009) debe ser menor que el 5 %. En el caso base se obtiene como resultado un 4,23 % por lo que este indicador no presenta ninguna dificultad.

3.2.1.4 Vapor escape reductora proceso.

El porcentaje de escape que se hace pasar por esta reductora depende de la cantidad (faltante) de evaporación (extracción) de un vaso pues no siempre es conveniente aumentar la magnitud de la extracción. En el caso base el escape que pasa por la reductora de proceso es un 0 %. (Victoria, 2009) plantea que el valor adecuado debe ser menor de un 1 %.

3.2.1.5 Producción Eléctrica Específica de la Fábrica.

Este indicador depende de la potencia instalada en los turbogeneradores y las posibilidades de aprovecharla sin expulsar vapor a la atmósfera. En este caso base se tiene una potencia instalada de 8000 kW de los cuales se está generando 6100 kW. Por lo que obtuvo Producción Eléctrica Específica de la Fábrica de 51,33 kW-h/t caña

3.2.1.6 Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica.

En el caso base del central Ciudad Caracas se tiene una demanda eléctrica de 37,87 kWh/t.c.m la cual está ligeramente por encima del intervalo que plantea (Victoria, 2009) que es de 15-32 kWh-h/t caña y (W.Rein, 2006) considera este valor entre 20-35 kWh/t.c.m. Esto se debe a que puede haber un sobredimensionamiento de los motores eléctricos y al no uso de banco de capacitores. Para disminuir la demanda eléctrica de la fábrica se propone cambiar los motores eléctricos con un mejor factor de potencia y poner un banco de capacitores.

3.2.1.7 Electricidad vendida al SEN.

La electricidad vendida al SEN es de 13,46 kWh/t.c.m está en dependencia de la demanda eléctrica de la fábrica la cual esta alta como se plantea anteriormente.

Para aumentar la venta de electricidad al SEN se propone disminuir la demanda eléctrica de la fábrica.

3.2.1.8 Rendimiento industrial.

Este indicador se define como la cantidad de azúcar comercial % del peso de la caña molida. El valor depende de la calidad de la mezcla de cañas molidas y de la adecuada o no operación de la fábrica. Con cañas de buena calidad se obtienen mayores rendimientos por dos razones básicas; a) la caña contiene más sacarosa y b) es relativamente más fácil extraer la sacarosa de la meladura.

El rendimiento industrial del caso base es de un 16 %, valor alto con respecto al intervalo que plantea (Victoria, 2009) de 9-13 %, aunque (Victoria, 2009) plantea también que en momentos y lugares dados se han reportados rendimientos mayores del 15 %.

3.2.1.9 Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada.

El indicador del porcentaje explotación total capacidad nominal instalada de nuestro caso base esta alto en 59,66 %. Esto esta debido a que tienen sobredimensionada el área de generación de vapor, ya que el generador de vapor de mayor capacidad está trabajando a un 100 % y el de menor al 5,77 %. Para aumentar este indicador se recomienda quitar el segundo generador de vapor ya que tiene una baja explotación de trabajo.

3.2.2 Indicadores por Área.

Estos Indicadores tienen un carácter bastante general; o sea están fuertemente vinculados a los problemas integrales del STE. 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, aunque siempre dando prioridad a la solución de los problemas 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	19,19	%
Tasa de evaporación del múltiple efecto	17,82	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	20,69	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	52,30	%

3.2.2.1 Consumo de vapor de escape en los evaporadores.

El consumo de vapor de escape en los evaporadores debe estar entre los valores típicos entre 40-50 % del peso de caña y los deseados en los centrales deben estar entre 30-45 % como lo indica (Victoria, 2009). En nuestro caso base se reporta un consumo de vapor de escape en los evaporadores de un 42,87 %.

3.2.2.2 Consumo de vapor en tachos.

El consumo de vapor en tachos debe estar entre un 11,5 - 17 % según (Victoria, 2009). En el caso base este indicador está por encima del intervalo con un 19,19 %. Esto significa que hay un alto consumo de agua para la disolución de mieles en los tachos, lo que provoca un alto consumo de vapor en estos. También se debe a las malas prácticas de operación en tachos, ya que se crean granos falsos y hay aumentar el agua para disolver estos granos.

Para disminuir este consumo se propone reducir el consumo de agua tecnológica a tachos y aumentar los Brix del jugo a la entrada de los tachos.

3.2.2.3 Tasa de evaporación del múltiple efecto.

La tasa de evaporación del múltiple efecto debe estar en un intervalo de 20-50 Kg/h-m² según (Victoria, 2009). En el caso base es indicador se comporta por debajo con 17,82 kg/h-m², esto esta debido a que hay un exceso de área instalada.

3.2.2.4 Indicadores por Equipos.

Estos Indicadores tienen un carácter bastante general; o sea están fuertemente vinculados a los problemas integrales del STE. 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, aunque siempre dando prioridad a la solución de los problemas globales.

Tabla 3.3 Indicadores por equipos caso base.

Nombre	Valor	Unidad
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1 551,38	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	499,51	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Jugo Claro	1 392,14	W/m ² .K
Velocidad del jugo en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1,24	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	1,23	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Jugo Claro	1,72	m/s
Economía en Vaso 1	0,89	adimensional
Economía en Vaso 2	0,92	adimensional
Economía en Vaso 3	1,04	adimensional
Economía en Vaso 4	1,04	adimensional
Economía en Vaso 5	1,05	adimensional
Economía en Vaso 6	1,08	adimensional
Tasa de evaporación en Vaso 1	25,76	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 2	20,47	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 3	10,87	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 4	11,34	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 5	14,18	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 6	15,27	kg/h.m ²
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1 926,03	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1 514,25	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	781,32	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	695,71	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	670,26	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	372,27	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en Turbo I	9,96	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbo II	9,73	kg/kW.h

3.2.3 Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado.

En el coeficiente de transferencia de calor del caso base se obtuvo un valor de 1 551,39W/ m².K lo cual está un poco por encima del intervalo dado por (Victoria, 2009) de 1 135,6 - 1 419,6 W/ m².K, pero (Victoria, 2009) también plantea que en calentadores WEBRE limpios, en un central cubano, se han obtenido altos coeficientes de transferencia de calor de 2 555 – 2 782 W/ m².K. Este resultado se debe a que hay una insuficiencia de área de transferencia de calor instalada en uso para la molienda que se tiene y un alto flujo de jugo de procesado.

El coeficiente se puede disminuir si se aumenta el área de transferencia de calor instalada en la fábrica o se puede disminuir el flujo del jugo en los calentadores.

3.2.3.1 Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado.

En el caso base el coeficiente de transferencia de calor es de 499,51 W/ m².K, el cual está por debajo del intervalo dado por (Victoria, 2009) de 1 135,6 - 1 419,6 W/ m².K. Esto es debido a que hay un exceso de área transferencia de calor en uso para la molida que se tiene y a un bajo flujo de jugo procesado.

3.2.3.2 Velocidad del jugo en calentador jugo claro y calentador rectificador jugo alcalizado.

La velocidad del jugo en calentador jugo claro y calentador rectificador jugo alcalizado del caso base del central Ciudad Caracas tienen un valor de 1,24 m/s y 1,23 m/s respectivamente. Este valor de indicador está por debajo del intervalo que plantea (Victoria, 2009) de 1,5 -2 m/s. Este indicador de velocidad tiene un valor bajo lo cual facilita la formación de incrustaciones y afectan el coeficiente de transferencia de calor ya que la tasa de molida es baja lo cual trae consigo la disminución del flujo de jugo a procesar.

Las propuestas para aumentar la velocidad del jugo en calentador jugo claro y calentador rectificador jugo alcalizado son:

- Incremento de la molida y por tanto del flujo de jugo a procesar.
- Disminución del área de flujo.

El módulo del calentador líquido-líquido no se pudo simular porque presenta problemas a la hora de la simulación, por lo que planteó el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor analíticamente según las siguientes expresiones:

En la figura 3.1 se muestran parámetros que se utilizaron para realizar estos cálculos.



Figura 3.1 Esquema de análisis calentador L – L. (Fuente de elaboración propia del autor)

Datos:

$$\text{Temperatura}_{\text{inicial jugo}} = 308 \text{ K}$$

$$\text{Temperatura}_{\text{final jugo}} = 329 \text{ K}$$

$$\text{Temperatura}_{\text{inicial condensado}} = 377 \text{ K}$$

$$\text{Temperatura}_{\text{final condensado}} = 343 \text{ K}$$

$$\dot{m} = 37,62 \text{ kg/s}$$

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

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

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

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

Donde:

Q: calor

U_C : Coeficiente Global de Transferencia de Calor calculado.

A: Área de transferencia de calor.

$LM\Delta T$: ΔT medio logarítmico.

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

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

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

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

$$\Delta T_2 = 321 \text{ K}$$

$$ML\Delta T = 41,2$$

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

Donde:

\dot{m} : Flujo másico.

C_p : Calor a presión constante del jugo

$$Q = 3\,065,3 \text{ kW}$$

$$U_c = 0,809 \text{ kW/m}^2\text{k}$$

ΔT = variación de temperature

Obtenido el resultado del coeficiente de transferencia de calor se compara con el valor de diseño planteado por (W.Rein, 2006), el coeficiente calculado debe ser menor que el de diseño el cual es.

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

Dada esta comparación se puede verificar que se cumple la condición anterior según (W.Rein, 2006).

La velocidad se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$V = \frac{m}{\frac{\pi}{4} * D^2 * n_t} \quad \text{Ec 3.6}$$

Donde:

m : Flujo volumétrico (0,0376m³/s).

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

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

$$V = 1,51 \text{ m/s}$$

Este resultado obtenido analíticamente cumple con el intervalo planteado (Victoria, 2009) el cual es de 1,5-2 m/s

3.2.3.3Economía en Vaso 1, 2, 3, 4, 5 y 6.

El valor más común para la economía del múltiple efecto debe ser menor que 1 según (Victoria, 2009), donde el múltiple se calienta con vapor de escape saturado de la misma presión que el simple efecto. En los vasos evaporadores intermedios del múltiple la economía tiene que ser mayor o igual a 1 dado por (Victoria, 2009),

pero el valor esperado debe ser mayor que 1. En la tabla 3.4 se muestran los valores de la economía de los vasos, los cuales deben ir aumentando y son variables.

Tabla 3.4 Economía de los vasos evaporadores.

Economía en Vaso 1	0,897	adimensional
Economía en Vaso 2	0,925	adimensional
Economía en Vaso 3	1,042	adimensional
Economía en Vaso 4	1,043	adimensional
Economía en Vaso 5	1,049	adimensional
Economía en Vaso 6	1,076	adimensional

3.2.3.4 Tasa de evaporación en Vaso 1, 2, 3, 4, 5 y 6.

Pérez recomienda que la tasa de evaporación de un simple efecto donde se evapora jugo claro, la del múltiple o la de toda el área debe estar entre 20 hasta 50 kg/h.m². En el último vaso la tasa debe ser la menor posible pues esa evaporación va al Condensador Barométrico y es calor que se pierde; aunque parte de esta evaporación se puede emplear para calentar el jugo alcalizado o mezclado que entra a la zona de purificación. A partir del vaso 3 del múltiple las tasas deben tender a ser menores, excepto en los vasos donde se hacen extracciones. En el caso base los valores de tasas que están de acorde son de los dos primeros vasos, los demás están por debajo del intervalo. Estos bajos valores indican que hay un exceso de área instalada. Para aumentar la tasa de evaporación se recomienda aumentar la molienda. En la tabla 3.5 se muestran los valores de las tasas de evaporación de los vasos.

Tabla 3.5 Tasa de evaporación de los vasos.

Tasa de evaporación en Vaso 1	25,76	kg / (h - m ²)
Tasa de evaporación en Vaso 2	20,47	kg / (h - m ²)
Tasa de evaporación en Vaso 3	10,87	kg / (h - m ²)
Tasa de evaporación en Vaso 4	11,34	kg / (h - m ²)
Tasa de evaporación en Vaso 5	14,18	kg / (h - m ²)
Tasa de evaporación en Vaso 6	15,27	kg / (h - m ²)

3.2.3.5 Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1, 2, 3, 4, 5 y 6.

El coeficiente de transferencia de calor según (Victoria, 2009) no debe ser menor que 3 974,78W/m²-K. Pueden existir también condiciones en las que en un primer vaso del área de evaporación los valores del CGTCE sean, por ejemplo menores

de 1 750 W/m²-K, y no tienen que ser erróneos. Las causas de lo anteriormente planteado se debe a:

- Un exceso de área de transferencia de calor.
- La diferencia entre la temperatura del vapor de calentamiento y la de la cámara de evaporación sea menor de la deseable.

En el caso base los coeficientes son menores a partir del vaso 2, por lo que se propone una disminución del área de transferencia de calor en estos vasos.

En la siguiente tabla se muestran los valores de los coeficientes de transferencia de calor del caso base.

Tabla 3.6 Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1, 2, 3, 4, 5 y 6.

Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1 926,03	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1 514,25	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	781,32	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	695,71	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	670,26	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	372,27	W/m ² .K

3.3 Análisis de indicadores del caso mejorado.

3.3.1 DFP Caso mejorado.

El diagrama DFP mostrado en la figura 3.1 del caso mejorado con respecto al caso base se modificó quitando un generador de vapor. Este cambio se hizo debido a que en el caso base este generador de vapor está trabajando a un 5,77 %, el cual es el de menor capacidad, mientras que el de mayor capacidad trabaja al 100 %. Dado esto en el caso mejorado se propuso que al generador de vapor de mayor capacidad ponerlo trabajar a un 92,61 % quedando el otro generador en caso de rotura o mantenimiento del generador que está trabajando y para un aumento de molida de caña.

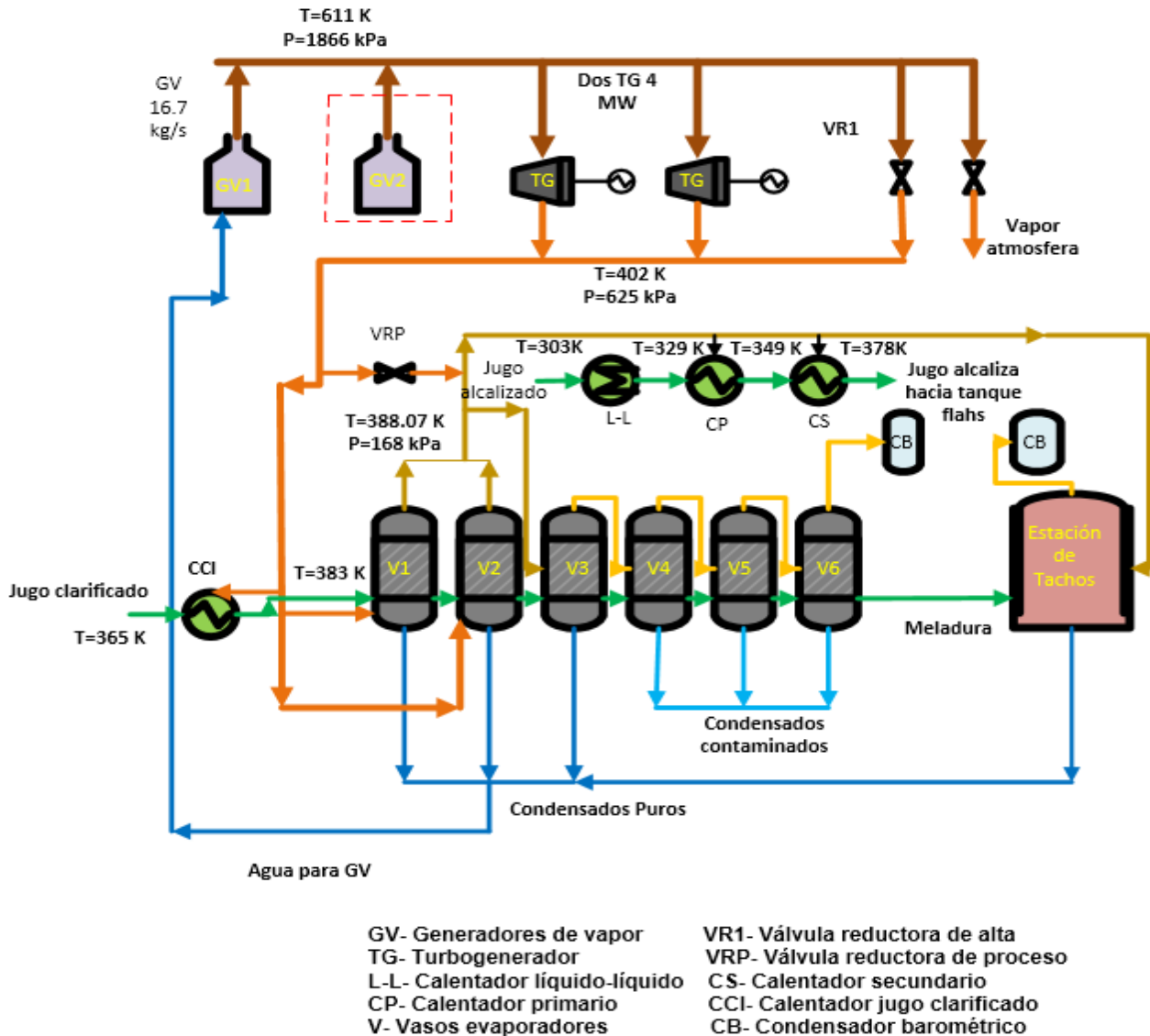


Figura 3.1 DFP caso mejorado Ciudad Caracas. (Fuente de elaboración propia del autor)

3.3.2 DFI caso mejorado.

En el DFI del caso mejorado (figura 3.2) se realizaron cambios en el área de generación de vapor al quitar un generador de vapor. Se cambiaron los Brix en los vasos evaporadores para eliminar el vapor expulsado a la atmósfera. Se disminuyó la carga de trabajo de los turbogeneradores para disminuir el flujo de vapor por la reductora de alta. Los cambios se exponen en la tabla 3.7.

Tabla 3.7 Modificaciones realizadas en el caso base contra el caso mejorado.

Nombre		Caso Base	Caso Mejorado	Unidad
Brix Evaporadores	Vaso 1	18,6	17,7	^o Brix
	Vaso 2	23,6	21,8	^o Brix
	Vaso 3	32	39,23	^o Brix
	Vaso 4	43	45	^o Brix
	Vaso 5	54	57	^o Brix
	Vaso 6	62,15	62,15	^o Brix
Generación turbogeneradores	Turbo 4 MW	3 100	2 820	kW
	Turbo 4 MW	3 000	2 830	kW

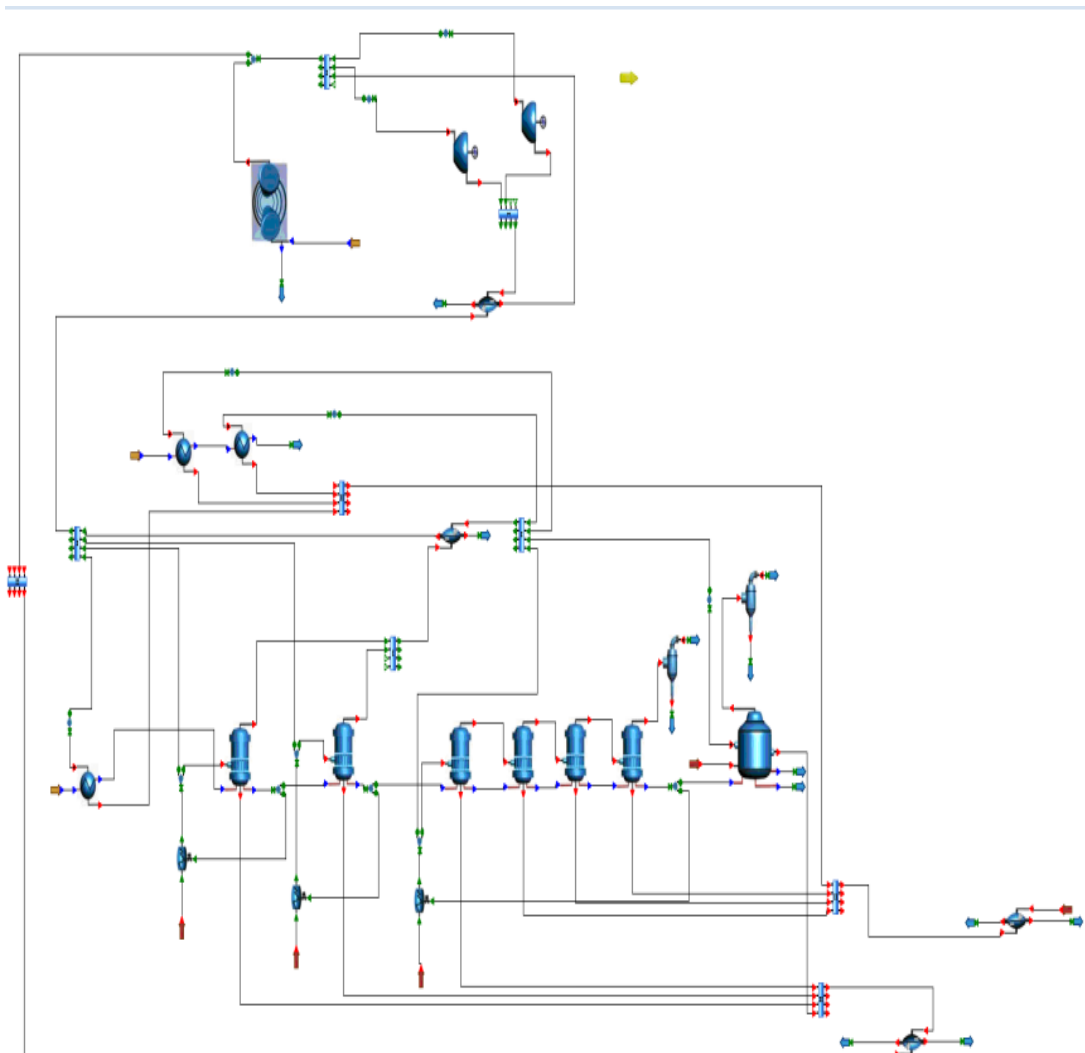


Figura 3.2 DFI caso mejorado Ciudad Caracas.(Fuente de elaboración propia del autor)

3.3.3 Indicadores caso mejorado.

En la tabla 3.5 se muestran los resultados obtenidos de los indicadores globales del caso mejorado.

Tabla 3.5 Resultados de los indicadores globales caso mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	33,47	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	46,87	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	47,55	kW.h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	37,87	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	9,68	kW.h/t caña
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	92,61	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en G.V I	92,61	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	93,56	%

3.3.3.1 Análisis de los indicadores globales caso mejorado.

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

Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña: En este indicador en el caso mejorado se redujo de un 52,79 % en el caso base a un 46,87 % debido a que se aumentaron los Brix del jugo de los dos primeros vasos evaporadores.

Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña: El indicador de vapor expulsado a la atmósfera se logró eliminar aumentando los Brix de los dos primeros vasos evaporadores.

Producción Eléctrica Específica de la Fábrica: En el caso mejorado se redujo la producción eléctrica específica de la fábrica de un 51,33 kW-h/t del caso base a 47,55 kW-h/t. Esta disminución esta debida a que los turbos generadores están trabajando a menor capacidad.

Electricidad vendida al SEN: La electricidad vendida al SEN disminuyó de un 13,46 kW-h/t caña a un 9,68 kW-h/t. Esto se produce debido a que se redujo la capacidad de trabajo de los turbogeneradores para no expulsar vapor a la atmósfera. Ello implica una reducción de ingresos por concepto de energía vendida al SEN, pero debe valorarse los ahorros debidas a que no se expulsa vapor a la atmósfera.

Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada: En el caso mejorado se obtuvo un aumento en de este indicador de un 59,66 % en el caso base a un 92,61 %. Este aumento es muestra de un alto aprovechamiento de la capacidad instalada en la generación de vapor (generadores de vapor).

3.3.3.2 Análisis de los indicadores por área caso mejorado.

Tabla 3.6 Resultado de los indicadores por área caso mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	43,21	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	19,19	%
Economía del área de evaporación	2,05	adimensional
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	26,57	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	36,78	%

Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña: La disminución del consumo de vapor de escape en los vasos evaporadores de un 49,27 % a 43,21 %, esta aplicada a que se redujo el Brix (concentración del jugo) de los vasos evaporadores. Por lo que se necesita menos vapor para la evaporación del jugo.

Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña: Este indicador no sufrió ningún cambio debido a que no se pudo aumentar los Brix de la meladura ni se disminuyó el flujo de agua tecnológica hacia tachos. Si se realizaban los cambios anteriormente planteados se producen expulsiones de vapor a la atmósfera lo cual por ninguna razón es deseado.

Economía del área de evaporación: La economía del área de evaporación aumenta de 0,81 a 2,05. Este aumento se debe a que se disminuyó el consumo de vapor de escapo en el conjunto del proceso.

3.3.3.3 Indicadores por equipos caso mejorado.

Tabla 3.7 indicadores por equipos caso mejorado.

Nombre	Valor	Unidad
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1 551,39	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	499,51	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Jugo Claro	1392,14	W/m ² .K
Velocidad del jugo en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1,24	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	1,23	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Jugo Claro	1,72	m/s
Tasa de evaporación en Vaso 1	19,89	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 2	22,39	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 3	12,51	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 4	12,98	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 5	16,12	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 6	17,19	kg/h.m ²
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1 492,04	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1 639,2	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	892,16	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	789,91	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	758,61	W/m ² .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	423,15	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en Turbo I	9,96	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbo II	9,73	kg/kW.h

Estos resultados al igual que los obtenidos en el caso base muestran que hay un exceso de área de transferencia de calor instalada en la fábrica y una demasía en el área los vasos evaporadores.

3.4 Análisis económico.

El análisis económico permite realizar comparaciones entre el caso básico y uno o más Mejorados.

3.4.1 Datos utilizados para el análisis económico utilizando el STA 4.1.

En la tabla 3.8 se muestran los datos utilizados para la realización del análisis del caso base del central Ciudad Caracas. Se muestran los precios de los productos que vende el central y los costos de los productos que compra.

Tabla 3.8 Datos para el análisis económico.

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	220,00	\$/t
Precio miel final	76,25	\$/t	Costo agua tratada reposición	0,50	\$/m ³
Precio de la cachaza	2,00	\$/t	Costo electricidad comprada	0,10	\$/kW-h
Precio electricidad vendida	0,16	\$/kW-h	Costo biomasa consumida	0	\$/t

3.4.2 Resultado de ganancias del caso base.

Tabla 3.9 Resultado de los ingresos del central caso base.

Ingresos		
Concepto	Valor \$/año	%
Azúcar	69 405 449,95	98,82
Bagazo	0	0
Cachaza	20 534,41	0,03
Electricidad	723 456	1,03
Miel	87 467,13	0,12
Total	70 236 907,5	100

El principal ingreso que tiene el central Ciudad Caracas en el caso base es en azúcar lo cual es 98 % de las ganancias obtenidas. La cachaza representa el 0,03 % de los ingresos, la electricidad el 1,03 % y la miel constituye el 0,12 %. El bagazo representa el 0 % ya que este se desperdicia y un no es utilizado para fines que le proporcione más ingresos al central. Esto proporciona una ganancia económica en el año de 37724084\$/año.

Tabla 3.10 Resultados de los productos que se compran caso base.

Egresos		
Concepto	Valor \$/año	%
Agua tratada de reposición	32 512 823,5	100
Caña	0	0
Electricidad	0	0
Petróleo consumido	0	0
Biomasa	0	0
Total	32 512 823,5	100

En la tabla 3.10 se muestran las materias primas que se compran para proceso de la azúcar, los gastos totales son por la compra de caña.

3.4.3 Resultados de ganancias del caso mejorado.

Tabla 3.11 Resultado de los ingresos del central caso mejorado.

Ingresos		
Concepto	Valor \$/año	%
Azúcar	69 405 449,95	99,1
Bagazo	0	0
Cachaza	20 534,41	0,03
Electricidad	519 984	0,74
Miel	87 467,13	0,12
Total	70 033 435,5	100

Tabla 3.12 Resultados de los productos que se compran caso mejorado.

Egresos		
Concepto	Valor \$/año	%
Agua tratada de reposición	32 512 823,5	100
Caña	0	0
Electricidad	0	0
Petróleo consumido	0	0
Biomasa	0	0
Total	32 512 823,5	100

En el caso mejorado se puede apreciar que las ganancias mayores son por la venta de azúcar con un 99,1 %, de los ingresos totales y los ingresos por venta de electricidad disminuyeron de 1,03 % del caso base a un 0,74 % debido a que se disminuyó la entrega de electricidad al SEN con respecto al caso base. Ello se obtiene porque se eliminó la expulsión de vapor a la atmósfera.

Debido a lo anterior se reducen los ingresos por venta de electricidad en 1 424, 61 \$/día respecto al caso base.

Conclusiones parciales del capítulo.

- 1- En el caso mejorado se redujo el consumo de vapor de la fábrica de un 52,79 % a un 46,87 con respecto al caso base.
- 2- Se eliminó el vapor expulsado a la atmósfera en el caso mejorado el cual era de 6,94 % en el caso base.
- 3- Se redujo la producción eléctrica específica de la fábrica de un 51,33 kW-h/t del caso base a 47,55 kW-h/t en el caso mejorado.
- 4- La electricidad vendida al SEN disminuyó de un 13,46 kW-h/t caña en el caso base a un 9,68 kW-h/t en el caso mejorado.
- 5- Se aumentó el porcentaje de explotación total de la capacidad nominal instalada de la fábrica en el caso mejorado a un 92,61 %.
- 6- Se logró una disminución del consumo de vapor de escape en los vasos evaporadores de un 49,27 % a 43,21 %.

Conclusiones

Conclusiones.

1. El estudio del esquema térmico del CAI “C. Caracas” muestra que las principales oportunidades de ahorro son:
 - a. Eliminar la expulsión de vapor a la atmosfera por la reductora de alta ubicada después de los turbogeneradores.
 - b. Incremento de los Brix en los dos primeros vasos evaporadores del quintuple efecto.
 - c. Se logró una disminución del consumo de vapor de escape en los vasos evaporadores de un 49,27 % a 43,21 %.
 - d. Reducción de la generación eléctrica de los turbogeneradores a valores que satisfacen la demanda del central y reducen la generación vendida al SEN en 3,78 kWh/t de caña molida al día.
 - e. Se reduce el consumo de vapor de la fábrica y ello permite operar la industria con un solo generador de vapor en una región de mayor eficiencia del equipo.
 - f. La medida anterior permite tener en estado de mantenimiento y reserva un generador de vapor de 45 t/h en total estado de disponibilidad.
2. El análisis del caso mejorado respecto a las condiciones actuales de explotación muestran que:
 - a. Se logró la reducción del consumo de vapor de la fábrica en un 5,92 %.
 - b. Se reduce a cero el vapor total expulsado a la atmósfera que era de 6,94 % del flujo másico de caña.
 - c. Se redujo la producción eléctrica específica de la fábrica y la venta al SEN en 3,78 kWh/t de caña.
 - d. Se aumentó el porcentaje de explotación total de la capacidad nominal instalada de la fábrica en un 32,95 %
3. La evaluación económica de las oportunidades de ahorro muestra:

- a. Que la reducción de electricidad vendida al SEN por el ajuste del esquema térmico provoca una reducción en los ingresos de 1 424,61 \$/día.
- b. Se incrementa el ingreso relativo por concepto de azúcar vendido en 0.28%
- c. Aunque no evaluado, sacar de operación la caldera de 45 t/h reduce los gastos de mantenimiento al final de zafra. Esta caldera en operación del caso base solo entrega 5,77 % de su capacidad de generación.

Recomendaciones

Recomendaciones.

1. Realizar la evaluación del caso mejorado para la explotación de la fábrica en su norma potencial de molienda de 4 025 t caña/día.
2. Realizar un análisis de pre factibilidad de utilizar una turbina de extracción condensación o en su defecto utilizar un condensador exterior con una torre de enfriamiento aledaño a la planta de generación eléctrica.

Bibliografía

Bibliografía.

- Amaya, D. S. (2014). *Análisis y optimización exergética de una planta de cogeneración para la industria azucarera*. (Tesis de grado), Universidad tecnológica de pereira.
- Batule, E. (2011). *Operación, generacion,co-generacion y uso del vapor en la industria del azúcar de caña*.
- Carabeo, J. L. Q. (2015). *Estrategia de gestión tecnológica para aumentar la generación electro energética en la UEB Central Azucarero Ciro Redondo García*. (Tesis de Maestria), Universidad Máximo Gómez Báez.
- Cienfuegos, E. Z. (2015). Informe Final Zafra 2014-2015. .
- Colectivo de Autores** 2011). *Manuel del proceso Azucarero*.
- Colombiano, S. A. (2015). *Cogeneracion. Desfibradoras Pesadas para los ingenios cubanos*. (2014).
- González-Corzo, M. (2015). *La agroindustria cañera cubana: transformaciones recientes*: Bildner Center for Western Hemisphere Studies The Graduate Center,.
- Higa, M. A. J. F., Bannwart , A.C. & Zemp, R.J.. (2009). Thermal integration of multiple effect evaporator in sugar plant. *Applied Thermal Engineering*, 29, 515-522.
- Instalaciones de cristalización. (2015).
- Jar Electronica Aplicada (2014).
- Lehnhoff, L. P. B. (2008). *Beneficios ecomomicos de instalar una planta Co-Generadora de energia en Guatemala*. (Tesis de maestria), Universidad Pontifica Comillas.
- 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.

- 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.
- 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>
- Paz, F. J. F. (2011). Rendimiento térmico de calderas bagaceras modernas en Tucumán, R. Argentina. *Revista industrial y agrícola de Tucumán*, 88(2).
- Pérez, F. G. (2002). *Control Operacional de algunos factores agroindustriales que afectan la cogeneración en ingenios azucareros*. (Tesis Doctoral), Universidad de Cienfuegos. 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, R. P.-B., 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. doi: Recuperado a partir de: <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.054>
- Propuesta Técnico-Comercial. Caldera Aquotubular Vertical*. (2013).
- Rein, P., Turner, P. & Mathias, K. (2011). *Good management practices manual for the cane sugar industry (final)*.
- Rein, W. P. (2006). *Cane Sugar Engineerin*

UCI-CUJAE. (2012). Ayuda del Software TERMO AZUCAR (STA) (Version 4.1).

Victoria, H. E. P. (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.

Anexas

Anexos.

Anexo 1. Reporte de indicadores caso base

REPORTE DE INDICADORES		
Nombre central: Ciudad Caracas		
Autor: Frank Ernesto Bastida Bernal		
Nombre del fichero: diagrama caso base.dfi	Flujo de caña: 33 kg/s	Fecha: 15/06/2016 11:45:05

Parámetro	Corriente identificada
Bagazo sobrante % disponible	
Bagazo sobrante	c48(Bagazo sobrante)
Bagazo disponible	c3(bagazo disponible)
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	
Consumo vapor de la fábrica	c6(vapor total producido)
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	
Vapor expulsado a la atmósfera	c16(vapor atm 1) c24(vapor atm2)
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	
Vapor directo por reductora 1	c14(vapor por reductora 1)
Consumo total de vapor en el proceso	c22(vapor para proceso)
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	
Vapor directo por reductora 1	c14(vapor por reductora 1)
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	
Vapor por reductora de proceso 1	c18(vapor por reductora de proceso)
Vapor de extracción	c21(vapor de extracción total)
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	
Vapor por reductora de proceso 1	c18(vapor por reductora de proceso)
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	
Déficit de condensados puros	c58(déficit de condensados puros)
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	
Sobrante total de condensados puros	c60(sobrante de condensado puro)
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	
Sobrante total de condensados puros	c60(sobrante de condensado puro)
Consumo vapor de la fábrica	c6(vapor total producido)
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	
Total de condensados contaminados	c72(total de condensados contaminados)
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	
Sobrante de condensados contaminados	c78(sobrante de condensado contaminado)
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	
Déficit de condensados contaminados	c77(déficit condensado contaminado)

Rendimiento industrial	
Azúcar producida	c53(azúcar producida)
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	
Consumo vapor de la fábrica	c6(vapor total producido)
Eficiencia térmica en base a biomasa	
Total de escape	c13(vapor total de escape)
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	
Total de escape	c13(vapor total de escape)
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	
Total vapor producido	c6(vapor total producido)
Eficiencia térmica en base a vapor	
Total vapor producido	c6(vapor total producido)
Total de escape	c13(vapor total de escape)
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	
Total vapor producido	c6(vapor total producido)
Total de escape	c13(vapor total de escape)
Relación calor potencia	
Total de escape	c13(vapor total de escape)
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	
Consumo total de vapor en el proceso	c22(vapor para proceso)
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	
Consumo vapor en evaporadores	c17(vapor utilizado por el múltiple)
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	
Consumo vapor en tachos	c49(consumo vapor tacho)
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	
Consumo vapor en tachos	c49(consumo vapor tacho)
Meladura	
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	
Consumo total vapor en el proceso de crudo	c22(vapor para proceso)
Jugo claro	c56(jugo claro)
Economía del área de evaporación	
Evaporaciones	c38(evaporaciones vaso 3) c39(evaporaciones vaso 4) c40(evaporaciones vaso 5) c41(evaporaciones vaso 6 hacia condensador barométrico) () ()
Consumo vapor en evaporadores	c17(vapor utilizado por el múltiple)
Economía del múltiple efecto	
Evaporaciones	c38(evaporaciones vaso 3) c39(evaporaciones vaso 4) c40(evaporaciones vaso 5) c41(evaporaciones vaso 6 hacia condensador barométrico)

Consumo Vapor en el múltiple efecto	c17(vapor utilizado por el múltiple)
Tasa de evaporación del múltiple efecto	
Evaporaciones	c38(evaporaciones vaso 3) c39(evaporaciones vaso 4) c40(evaporaciones vaso 5) c41(evaporaciones vaso 6 hacia condensador barométrico)
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	
Evaporación último efecto del múltiple	c41(evaporaciones vaso 6 hacia condensador barométrico)
Consumo vapor en múltiple efecto	c17(vapor utilizado por el múltiple)
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	
Evaporaciones a condensadores barométricos	c50(evaporación tacho hacia condensador barométrico)
Consumo total de vapor en el proceso de crudo	c22(vapor para proceso)
Bagazo disponible % flujo másico caña	
Bagazo disponible	c3(bagazo disponible)
Humedad en el bagazo	
Bagazo disponible	c3(bagazo disponible)
Temperatura inicial del jugo alcalizado o mezclado + filtrado	
Jugo alcalizado o mezclado + filtrado	c15(jugo alcalizado o mezclado + filtrado)
Temperatura del jugo alcalizado hacia el tanque flash	
Jugo alcalizado hacia tanque flash	c29(jugo alcalizado hacia tanque flash)
Temperatura del jugo claro	
Jugo claro	c56(jugo claro)
Brix del jugo claro	
Jugo claro	c56(jugo claro)
Brix de la meladura	
Meladura	c54(meladura)
Agua tecnológica en tachos % flujo másico caña	
Agua tecnológica en tachos	c51(agua hacia tachos)

Indicadores globales		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	25,07	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	52,79	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	6,94	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	4,23	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	2,24	%

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	51,33	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	37,87	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	13,46	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	24,54	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	46,48	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	42,17	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	0	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	2,43	%
Rendimiento industrial	16,2	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	59,66	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	7,92	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	47,43	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	55,35	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	11,23	%
Eficiencia térmica en base a vapor	67,24	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	78,47	%
Relación calor potencia	2,99	
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	52,79	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera 1	100	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 2	5,77	%

Indicadores por área		
Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	49,27	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	19,2	%

Economía del área de evaporación	1,81	adimensional
Economía del múltiple efecto	1,81	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	17,82	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	20,69	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	32,51	%

Indicadores de equipos		
Nombre	Valor	Unidad
Coefficiente de transferencia de calor calculado en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	1 551,39	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en calentador 1 jugo alcalizado	499,51	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en calentador jugo claro	1 392,14	W/m ² .K
Velocidad del jugo en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	1,24	m/s
Velocidad del jugo en calentador 1 jugo alcalizado	1,23	m/s
Velocidad del jugo en calentador jugo claro	1,72	m/s
Efectividad termodinámica en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	0,71	adimensional
Efectividad termodinámica en calentador 1 jugo alcalizado	0,33	adimensional
Efectividad termodinámica en calentador jugo claro	0,56	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	39,39	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en calentador 1 jugo alcalizado	59,07	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en calentador jugo claro	32,26	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	11,28	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en calentador 1 jugo alcalizado	39,39	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en calentador jugo claro	14,26	K
Economía en Vaso 1	0,9	adimensional
Economía en Vaso 2	0,93	adimensional
Economía en Vaso 3	1,04	adimensional

Economía en Vaso 4	1,04	adimensional
Economía en Vaso 5	1,05	adimensional
Economía en Vaso 6	1,08	adimensional
Tasa de evaporación en Vaso 1	25,76	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 2	20,48	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 3	10,87	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 4	11,35	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 5	14,18	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 6	15,27	kg/h.m ²
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1 926,03	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1514,25	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	781,32	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	695,71	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	670,26	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	372,27	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en turbo 1	9,96	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en turbo 2	9,73	kg/kW.h
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera 1	2,17	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en caldera 2	2,26	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera 1	1,7	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en caldera 2	1,83	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en condensador barométrico	64	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en condensador barométrico	63,86	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en condensador barométrico	10,36	K
Diferencia terminal de temperatura en condensador barométrico	7,54	K

Indicadores relacionados con datos de entrada al simulador		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo disponible % flujo másico caña	32,36	%
Humedad en el bagazo	49,91	%
Temperatura inicial del jugo alcalizado o	329	K

mezclado + filtrado		
Temperatura del jugo alcalizado hacia el tanque flash	376,79	K
Temperatura del jugo claro	365	K
Brix del jugo claro	14,01	%
Brix de la meladura	62,48	%
Agua tecnológica en tachos % flujo másico caña	10	%
Eficiencia Bruta en Caldera 1	78,00	%
Eficiencia Bruta en caldera 2	81,00	%
Factor de pérdidas de calor en Estación de tachos	1,05	adimensional

Anexo 2. Reporte de indicadores caso mejorado.

REPORTE DE INDICADORES		
Nombre central: Cuidas Caracas		
Autor: Frank Ernesto Bastida Bernal		
Nombre del fichero: caso mejorado. dfi	Flujo de caña: 33 kg/s	Fecha: 15/06/2016 12:14:35

Parámetro	Corriente identificada
Bagazo sobrante % disponible	
Bagazo sobrante	c66(Bagazo sobrante)
Bagazo disponible	c3(bagazo disponible)
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	
Consumo vapor de la fábrica	c6(vapor total producido)
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	
Vapor expulsado a la atmósfera	c16(vapor atm 1) c24(vapor atm2)
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	
Vapor directo por reductora 1	c14(vapor por reductora 1)
Consumo total de vapor en el proceso	c22(vapor para proceso)
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	
Vapor directo por reductora 1	c14(vapor por reductora 1)
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	
Vapor por reductora de proceso 1	c18(vapor por reductora de proceso)
Vapor de extracción	c64(vapor total de extracción)
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	
Vapor por reductora de proceso 1	c18(vapor por reductora de proceso)
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	
Déficit de condensados puros	c58(déficit de condensados puros)
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	
Sobrante total de condensados puros	c60(sobrante de condensado puro)
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	
Sobrante total de condensados puros	c60(sobrante de condensado puro)

Consumo vapor de la fábrica	c6(vapor total producido)
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	
Total de condensados contaminados	c1(total de condensados contaminados)
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	
Sobrante de condensados contaminados	c78(sobrante de condensado contaminado)
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	
Déficit de condensados contaminados	c77(déficit condensado contaminado)
Rendimiento industrial	
Azúcar producida	c53(azúcar producida)
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	
Consumo vapor de la fábrica	c6(vapor total producido)
Eficiencia térmica en base a biomasa	
Total de escape	c13(vapor total de escape)
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	
Total de escape	c13(vapor total de escape)
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	
Total vapor producido	c6(vapor total producido)
Eficiencia térmica en base a vapor	
Total vapor producido	c6(vapor total producido)
Total de escape	c13(vapor total de escape)
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	
Total vapor producido	c6(vapor total producido)
Total de escape	c13(vapor total de escape)
Relación calor potencia	
Total de escape	c13(vapor total de escape)
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	
Consumo total de vapor en el proceso	c22(vapor para proceso)
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	
Consumo vapor en tachos	c49(consumo vapor tacho)
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	
Consumo vapor en tachos	c49(consumo vapor tacho)
Meladura	c54(meladura)
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	
Consumo total vapor en el proceso de crudo	c49(consumo vapor tacho)
Jugo claro	c56(jugo claro)
Economía del área de evaporación	
Evaporaciones	c38(evaporaciones vaso 3) c39(evaporaciones vaso 4) c40(evaporaciones vaso 5) c41(evaporaciones vaso 6 hacia condensador barométrico)

Economía del múltiple efecto	
Evaporaciones	c38(evaporaciones vaso 3) c39(evaporaciones vaso 4) c40(evaporaciones vaso 5) c41(evaporaciones vaso 6 hacia condensador barométrico)
Tasa de evaporación del múltiple efecto	
Evaporaciones	c38(evaporaciones vaso 3) c39(evaporaciones vaso 4) c40(evaporaciones vaso 5) c41(evaporaciones vaso 6 hacia condensador barométrico) () ()
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	
Evaporación último efecto del múltiple	c41(evaporaciones vaso 6 hacia condensador barométrico)
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	
Evaporaciones a condensadores barométricos	c41(evaporaciones vaso 6 hacia condensador barométrico) c50(evaporación tacho hacia condensador barométrico)
Consumo total de vapor en el proceso de crudo	c22(vapor para proceso)
Bagazo disponible % flujo másico caña	
Bagazo disponible	c3(bagazo disponible)
Humedad en el bagazo	
Bagazo disponible	c3(bagazo disponible)
Temperatura inicial del jugo alcalizado o mezclado + filtrado	
Jugo alcalizado o mezclado + filtrado	c15(15)
Temperatura del jugo alcalizado hacia el tanque flash	
Jugo alcalizado hacia tanque flash	c29(jugo alcalizado hacia tanque flash)
Temperatura del jugo claro	
Jugo claro	c56(jugo claro)
Brix del jugo claro	
Jugo claro	c56(jugo claro)
Brix de la meladura	
Meladura	c54(meladura)
Agua tecnológica en tachos % flujo másico caña	
Agua tecnológica en tachos	c51(agua hacia tachos)

Indicadores globales		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % disponible	33,55	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	46,82	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo	0	%

másico caña		
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	0,03	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0,01	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	47,55	kW-h/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	37,87	kW.h/t caña
Electricidad vendida al SEN	9,68	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	25,92	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	55,36	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	46,33	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	1,73	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	16,2	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	92,51	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	16,55	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	49,52	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	66,07	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	23,46	%
Eficiencia térmica en base a vapor	70,21	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	93,67	%
Relación calor potencia	2,99	
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	46,8	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera 1	92,51	%

Indicadores por área		
Nombre	Valor	Unidad
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	10,26	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	19,22	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	125,82	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	125,82	%
Economía del área de evaporación	8,65	adimensional
Economía del múltiple efecto	8,65	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	17,72	kg/h.m ²
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	115,27	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	61,84	%

Indicadores de equipos		
Nombre	Valor	Unidad
Coefficiente de transferencia de calor calculado en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	1551,39	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en calentador 1 jugo alcalizado	499,51	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en calentador jugo claro	1 392,14	W/m ² .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	190,04	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en calentador 1 jugo alcalizado	61,45	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en calentador jugo claro	141,51	%
Velocidad del jugo en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	1,24	m/s
Velocidad del jugo en calentador 1 jugo alcalizado	1,23	m/s
Velocidad del jugo en calentador jugo claro	1,72	m/s
Efectividad termodinámica en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	0,71	adimensional
Efectividad termodinámica en calentador 1 jugo alcalizado	0,33	adimensional
Efectividad termodinámica en calentador jugo claro	0,56	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en calentador 2 jugo alcalizado	39,39	K

rectificador		
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en calentador 1 jugo alcalizado	59,07	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en calentador jugo claro	32,26	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	11,28	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en calentador 1 jugo alcalizado	39,39	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en calentador jugo claro	14,26	K
Economía en Vaso 1	0,89	adimensional
Economía en Vaso 2	0,93	adimensional
Economía en Vaso 3	1,04	adimensional
Economía en Vaso 4	1,04	adimensional
Economía en Vaso 5	1,04	adimensional
Economía en Vaso 6	1,07	adimensional
Tasa de evaporación en Vaso 1	19,89	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 2	22,39	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 3	12,51	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 4	12,98	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 5	16,12	kg/h.m ²
Tasa de evaporación en Vaso 6	17,19	kg/h.m ²
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1 492,04	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1 639,2	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	892,16	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	789,91	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	758,61	W/m ² .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	423,15	W/m ² .K
Consumo específico de vapor real en turbo 1	9,96	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en turbo 2	9,73	kg/kW.h
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera 1	2,18	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera 1	1,7	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en condensador barométrico	64	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección	63,86	kg/kg

en condensador barométrico		
Diferencia terminal de temperatura en condensador barométrico	10,35	K
Diferencia terminal de temperatura en condensador barométrico	7,54	K

Indicadores relacionados con datos de entrada al simulador		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo disponible % flujo másico caña	32,36	%
Humedad en el bagazo	49,91	%
Temperatura inicial del jugo alcalizado o mezclado + filtrado	329	K
Temperatura del jugo alcalizado hacia el tanque flash	376,79	K
Temperatura del jugo claro	365	K
Brix del jugo claro	14,01	%
Brix de la meladura	62,44	%
Agua tecnológica en tachos % flujo másico caña	10	%
Eficiencia Bruta en Caldera 1	78,00	%
Factor de pérdidas de calor en Estación de tachos	1,05	adimensional

Resumen de factibilidad de los indicadores			
Nombre	Valor	Unidad	Descripción
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0,01	%	No Factible
Consumo específico de vapor real en turbo 1	9,96	kg/kW.h	Comparar con curva del fabricante
Consumo específico de vapor real en turbo 2	9,73	kg/kW.h	Comparar con curva del fabricante

Anexo 3. Resultado económico caso base.

REPORTE ECONÓMICO			
Nombre central: Ciudad Caracas.	Nombre DFI:		
Autor: Frank Ernesto Bastida Bernal.			
Nombre del fichero: diagrama caso base.dfi	Flujo de caña: 261908,86 lb/h	Fecha: 13/06/2016	22:23:43

Entradas					
Caña molida	261908,86	lb/h	Bagazo vendido	1E-07	%
Miel final	877,86	lb/h	Potencia eléctrica demandada	4 500	kW
Azúcar	42437,24	lb/h	Tiempo de operación	24	h/día
Bagazo sobrante	21247,8	lb/h	Duración de la	120	días

			zafra		
Total de condensados puros	0	lb/h	Tiempo de vida económica	1	años
Potencia eléctrica generada	6100	kW	Tasa impositiva	0,35	Fracción
Consumo de vapor de la fábrica	138265,08	lb/h	Inversión	0	\$
Consumo petróleo fábrica	0	gal(US)/h	Depreciación	24	\$/año
Cachaza % Caña	3	%	Tasa de interés	15	%
Biomasa consumida	0	lb/h			

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

Ingresos		
Concepto	Valor	%
Azúcar	69 405 449,95	98,82
Bagazo	0	0
Cachaza	20 534,41	0,03
Electricidad	723 456	1,03
Miel	87 467,13	0,12
Total	70 236 907,5	100

Egresos		
Concepto	Valor	%
Agua tratada de reposición	0	0
Caña	32 512 823,5	100
Electricidad	0	0
Petróleo consumido	0	0
Biomasa	0	0
Total	32 512 823,5	100

Elementos del Flujo de Caja										
A ñ o	Va	Co	Ge	Isg	Gdi	C i	Fc	f d	fd c	VA N
0	0	0	0	0	0	0	0	-	-	-
1	702 36907, 5	3 251 2823,5	37 724 084	24 520 654,6	13 203 429,4	0	24 520 654,6	-	-	-
Va = Ventas Anuales (\$/año)		Co = Costos de operación (\$/año)			Ge = Ganancia económica (\$/año)		VAN = Valor actual neto (\$/año)			
Isg = Impuestos sobre ganancias (\$/año)				Gdi = Ganancia después de impuestos (\$/año)			Ci = Costo de inversión (\$/año)			
Fc = Flujo de caja anual (\$/año)				fd = Factor de descuento o de actualización (adim.)			Fcd = Flujo de caja descontado o actualizado (\$/año)			

Anexo 4. Resultado económico caso mejorado.

REPORTE ECONÓMICO		
Nombre central: Ciudad Caracas.	Nombre DFI:	
Autor: Frank Ernesto Bastida Bernal		
Nombre del fichero: caso mejorado Caracas.dfi	Flujo de caña: 261 908,86 lb/h	Fecha: 13/06/2016 22:31:46

Entradas					
Caña molida	261 908,86	lb/h	Bagazo vendido	1E-07	%
Miel final	877,86	lb/h	Potencia eléctrica demandada	4 500	kW

Azúcar	42 437,24	lb/h	Tiempo de operación	24	h/día
Bagazo sobrante	28 434,62	lb/h	Duración de la zafra	120	días
Total de condensados puros	0	lb/h	Tiempo de vida económica	1	años
Potencia eléctrica generada	5 650	kW	Tasa impositiva	0,35	Fracción
Consumo de vapor de la fábrica	122 617,3	lb/h	Inversión	0	\$
Consumo petróleo fábrica	0	gal(US)/h	Depreciación	24	\$/año
Cachaza % Caña	3	%	Tasa de interés	15	%
Biomasa consumida	0	lb/h			

Precios y costos					
Precio del bagazo sobrante	7,40	\$/t	Costo de la caña molida	95,00	\$/t
Precio azúcar producida	1 251,60	\$/t	Costo petróleo consumido	220,00	\$/t
Precio miel final	76,25	\$/t	Costo agua tratada reposición	0,50	\$/m ³
Precio de la cachaza	2,00	\$/t	Costo electricidad comprada	0,10	\$/kW-h
Precio electricidad vendida	0,16	\$/kW-h	Costo biomasa consumida	15	\$/t

Ingresos		
Concepto	Valor	%
Azúcar	69 405 449,95	99,1
Bagazo	0	0
Cachaza	20 534,41	0,03
Electricidad	519 984	0,74
Miel	87 467,13	0,12
Total	70 033 435,5	100

Egresos		
Concepto	Valor	%
Agua tratada de reposición	0	0
Caña	32 512 823,5	100
Electricidad	0	0
Petróleo consumido	0	0
Biomasa	0	0
Total	32 512 823,5	100

Elementos del Flujo de Caja											
Año	Va	Co	Ge	Isg	Gdi	Ci	Fc	VFc	fd	fd	VAN
0	0	0	0	0	0	0	0	2 452 0654,65	-	-	-
1	70 0334 35,5	32 51282 3,5	37520 612	24 388 397,8	13 132 214,2	0	132 256,8 5	24 388 397,8	-	-	-
Va = Ventas Anuales (\$/año)				Co = Costos de operación (\$/año)			Ge = Ganancia económica (\$/año)			VAN = Valor actual neto (\$/año)	
Isg = Impuestos sobre ganancias (\$/año)				Gdi = Ganancia después de impuestos (\$/año)			Ci = Costo de inversión (\$/año)				
Fc = Flujo de caja anual (\$/año)				fd = Factor de descuento o de actualización (adim.)			Fcfd = Flujo de caja descontado o actualizado (\$/año)				

Anexo 5. Banco de calentadores del central Ciudad Caracas.



Anexo 5. Turbogeneradores del central Cuidad Caracas.



Anexo 6. Vista frontal del central Cuidad Caracas.



Anexo 7. Molino del central Ciudad Caracas.



Anexo 8. Caña para el proceso de la azúcar.

