

REPÚBLICA DE CUBA.  
MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR.  
UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS.



## TESIS EN OPCIÓN AL TÍTULO ACADÉMICO DE MÁSTER EN EFICIENCIA ENERGÉTICA

**Título: Potencialidades de mejoras en el proceso tecnológico de los centrales azucareros de la provincia de Cienfuegos.**

**Autor:** Ing. Reinier Jiménez Borges

**Tutores:** Dr.C José P Monteagudo Yanes.

Dr. C. Julio R. Gómez Sarduy.

Cienfuegos, 2016

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD  
UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS



Sistema de Documentación y Proyecto. Hago constar que el trabajo "Potencialidades de mejoras en el proceso tecnológico de los centrales azucareros de la provincia de Cienfuegos" es de mi autoría, autorizando a que el mismo sea utilizado por el Centro de Estudio Superior y el CEEMA 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.

**AGRADECIMIENTOS**

*Muy especial a mis padres: Reinaldo Jiménez Trendes y Mildrays Borges Vega.*

*A mis tutores, Dr. C José Pedro Monteagudo Fanes y Dr. C Julio Rafael Gómez Sarduy por su infinita ayuda.*

*A mi novia Elianis Cabezas Medell por acompañarme en estos momentos especiales de mi vida*

*A los compañeros Frank Ernesto Bastida Bernal, David Daniel Carreño Sarmiento, Luis Daniel Valle Díaz, Rafael Álvarez Delgado, Luis Alberto López Morffi, que formaron parte de esta tesis.*

*A los profesores MSc Junior Lorenzo Llanes, Dr. C Héctor E Pérez de Alejo por todas sus contribuciones a este trabajo.*

*A todos los profesores que impartieron clases en la Maestría y compañeros de trabajo.*

*Muchas Gracias*

## RESUMEN

Esta investigación presenta un estudio sobre las potencialidades de mejoras en el proceso tecnológico de los centrales de la provincia de Cienfuegos, con el fin de poder evaluar alternativas para lograr el incremento en la entrega de energía eléctrica al Sistema Electroenergético Nacional.

En el primer capítulo se presentan las características de los sistemas de cogeneración más utilizados en la industria, así como la evolución de los esquemas termoenergéticos de los centrales azucareros para cada salto de mejoras, las tendencias en la entrega a partir de la cogeneración y la proyección de nuestro país en el perfeccionamiento de la industria azucarera.

En el segundo capítulo se describen los cinco esquemas termoenergéticos actuales así como el sistema Termoazúcar (STA 4.1) para evaluar un caso base en cada uno de ellos y poder determinar las oportunidades de mejoras a partir del análisis de indicadores operacionales.

En el tercer capítulo se implementan las medidas propuestas en los casos mejorados, concluyéndose que los cambios en el proceso tecnológico en los centrales favorecen un incremento de un 12 a un 38 % del bagazo sobrante para cada central, es decir un sobrante total de 823 t/d de bagazo respectivamente 192 t/d más que para los casos bases, así como la cantidad de energía vendida para estos de 195 320,5 kWh/d, con un incremento de 22 382,8 kWh/d más que para los casos bases.

En el cuarto capítulo a partir del análisis económico para los casos mejorados con las propuestas implementadas permitió una ganancia en conjunto de 348 624 258,56 CUP/zafra, además del incremento en los excedentes de energía a la red nacional donde los ingresos obtenidos fueron de 3 722 545,44 CUP/zafra.

**Simbología**

Q/W	Relación calor/electricidad.
kWt/kWe	Potencia térmica/Potencia eléctrica.
t <sub>c</sub>	Toneladas de caña.
t/d	Toneladas de caña por día.
@	Arrobas.
SEN	Sistema Electroenergético Nacional.
STE	Sistema Termo-Energético

# Índice

<b>Introducción</b> .....	<b>1</b>
<b>Capítulo I. Los esquemas térmicos de los centrales azucareros. Estado actual y tendencias de mejora.</b> .....	<b>6</b>
I.1 Sistemas de Cogeneración. Clasificación.....	6
I.2 Características relevantes de los sistemas de cogeneración.....	8
I.3 Evolución histórica de los esquemas térmicos de los centrales azucareros. ....	10
I.4 Estado actual y tendencias para el incremento de generación eléctrica. ....	14
I.4.1 Mejoras en los esquemas energéticos. ....	16
I.5 Tendencias para un máximo de entrega de energía eléctrica al SEN en Cuba. ....	19
<b>I.6 Conclusiones parciales</b> .....	<b>22</b>
<b>Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de la provincia de Cienfuegos.</b> .....	<b>24</b>
II.1. La producción azucarera en la provincia de Cienfuegos.....	24
II.2 Caracterización de los esquemas energéticos en los centrales azucareros de la provincia de Cienfuegos.....	26
II.3 Diagrama de Flujo de Información (DFI). Sistema Termoazúcar (STA 4.1) .....	29
II.3.1 Módulos utilizados en el STA 4.1 para la confección del Diagrama de Flujo de Información (DFI).....	29
II.3.2 Diagrama de Flujo de Información (DFI) .....	38
II.4 Resultados de la simulación para el caso base .....	39
II.4.1 Análisis de los indicadores globales para el caso base .....	40
II.4.2 Indicadores por área para el caso base .....	43
II.4.3 Indicadores por equipos para el caso base. ....	44
II.5 Propuestas de mejoras.....	45
<b>II.6 Conclusiones parciales.</b> .....	<b>46</b>
<b>Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos</b> .....	<b>48</b>
III.1 Simulación del caso mejorado para los centrales .....	48
III.1.1 CAI 14 de Julio.....	48
III.1.2 CAI Antonio Sánchez.....	50
III.1.3 CAI 5 de Septiembre.....	51
III.1.4 CAI Elpidio Gómez.....	52
III.1.5 CAI Ciudad Caracas .....	54

---

III.2 Conclusiones parciales.....	56
<b>Capítulo IV. Análisis económico de las propuestas para los centrales.....</b>	<b>58</b>
IV.1 Indicadores económicos para el central 14 de Julio .....	58
IV.2 Indicadores económicos para el central Antonio Sánchez .....	59
IV.3 Indicadores económicos para el central 5 de Septiembre .....	60
IV.4 Indicadores económicos para el central Elpidio Gómez .....	60
IV.5 Indicadores económicos para el central Ciudad Caracas .....	61
<b>IV.6 Conclusiones parciales .....</b>	<b>62</b>
<b>Conclusiones generales.....</b>	<b>63</b>
<b>Recomendaciones .....</b>	<b>65</b>
<b>Bibliografía.....</b>	<b>66</b>
<b>Anexos.....</b>	<b>69</b>

## 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”. (Acosta, 2013)

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

La industria azucarera en Cuba se encuentra atravesando un proceso de reordenamiento y redimensionamiento con el objetivo de alcanzar mayores beneficios, tecnológicos, económicos y ecológicos, impuestos por las condiciones económicas y medioambientales en que se desarrolla actualmente. (Almazán del Olmo, 2012). De aquí que el Partido en los lineamientos de la política económica y social de la revolución, aprobado el 18 de abril del 2011, específicamente en el 246, apuesta por fomentar la cogeneración donde sea posible, así como elevar la generación con biomasa en la agroindustria azucarera.

Existiendo estas condiciones se hace necesaria la realización de estudios en la industria azucarera que muestren las oportunidades de ahorro de energía y el aumento de la eficiencia, con el menor costo de inversión posible, en busca de un mayor excedente de energía eléctrica, para la venta de esta al SEN. Con esta investigación se busca elevar los beneficios económicos y tecnológicos sin una gran inversión por lo que se hace necesario el planteamiento del siguiente **problema científico**: Los esquemas térmicos de los centrales de la provincia de Cienfuegos son el resultado de mejoras sucesivas en busca de elevar su comportamiento energético, pero no obedece a un trabajo sistemático de mejoramiento en el proceso tecnológico que permita lograr altas producciones de

azúcar y electricidad con un elevado rendimiento energético y un mínimo de inversiones.

**Hipótesis:** El desarrollo de un proceso de mejoramiento enfocado al esquema tecnológico de los centrales azucareros de la provincia de Cienfuegos debe posibilitar altos niveles de producción de azúcar y electricidad, con un mínimo de inversiones y un elevado rendimiento energético.

Como **objetivo general:** Determinar las oportunidades de mejoras de los centrales de la provincia de Cienfuegos que posibilite altos niveles de producción de azúcar y electricidad, con un mínimo de inversiones y un elevado rendimiento energético.

#### **Objetivos específicos.**

1. Conocer el estado actual y las tendencias de mejoras de los esquemas térmicos de la industria azucarera.
2. Realizar el levantamiento de los actuales esquemas térmicos de los centrales azucareros de la provincia de Cienfuegos y evaluar las insuficiencias y limitaciones de los mismos.
3. Elaborar propuestas de mejoras al proceso tecnológico auxiliado de software de balance térmico que permita lograr excedentes de energía.
4. Realizar la evaluación económica de las propuestas de mejoras. Determinar los principales indicadores financieros.

Parte de este trabajo ha sido publicado en el evento científico:

**8vo Taller de Energía y Medio Ambiente.** Oportunidades para el incremento en la entrega de energía eléctrica en un central azucarero. Reinier Jiménez Borges, José P. Monteagudo Yanes. ISBN 978-959-257-454-0.

También partes del trabajo están aceptados para su publicación o están en revisión como:

- Propuestas de mejora para incrementar la entrega de energía eléctrica en el central Elpidio Gómez. *Universidad y Sociedad*. ISSN 2218-3620  
[www.rus.ucf.edu.cu](http://www.rus.ucf.edu.cu)

- Potencialidades de entrega de energía eléctrica en dos centrales azucareros de la Provincia de Cienfuegos. *Centroazúcar*. ISSN: 2223-4861. [www.centroazucar.gf.edu.cu](http://www.centroazucar.gf.edu.cu) (Revisión)

#### Estructura de la Tesis:

La tesis está organizada en cuatro capítulos, cuyo contenido se sintetiza a continuación:

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

Se realiza un estudio bibliográfico sobre los sistemas de cogeneración y las tendencias a nivel mundial y nacional así como el perfeccionamiento de los esquemas térmicos de los centrales azucareros, particularmente los centrales de Cuba en función de los parámetros operacionales así como las tendencias actuales para estos.

**Capítulo II.** Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de la provincia de Cienfuegos.

Se describe detalladamente el simulador Termoazúcar (STA 4.1), empleado para el análisis de los casos de estudio, así como se evalúa el estado actual y las principales oportunidades de mejoras en el proceso tecnológico para los centrales azucareros de la provincia a partir del análisis de cada caso base con el fin de poder entregar más energía al SEN.

**Capítulo III.** Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos.

A partir de las mejoras formuladas, se evalúan estas en particular para cada central en un caso mejorado y se analizan los resultados en comparación con el caso base.

**Capítulo IV.** Análisis económico de las propuestas. Se analizan los principales indicadores financieros mostrándose la ganancia neta para cada central en estudio.

# Capítulo I

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

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

#### **Introducción al capítulo**

En el capítulo se presentan los sistemas típicos de cogeneración para la industria azucarera, así como la tendencia actual en la entrega para estos centrales. Además se estudia la evolución de los esquemas térmicos con cada salto de mejoras y las tendencias actuales en nuestro país.

#### **I.1 Sistemas de Cogeneración. Clasificación**

La industria azucarera debe estar dirigida a la obtención del máximo de bagazo excedente, luego de satisfacer las demandas energéticas del proceso de producción este requiere tanto de energía eléctrica para el accionamiento de motores como de energía mecánica para su posterior utilización en las máquinas de vapor. En los centrales azucareros que utilizan turbinas de vapor la relación calor/electricidad ( $Q/W$ ) generalmente se encuentra entre 0,3-10  $kW_t/kW_e$ , mientras que con turbinas de contrapresión exclusivamente, esta relación generalmente es superior a 4  $kW_t/kW_e$ . (Pérez, 2015). En Colombia en el año 2015 la capacidad instalada en los ingenios era de aproximadamente 333 MW, de los cuales 145 MW estaban disponibles para la venta, siendo un ejemplo de las potencialidades actuales de estas tecnologías.

Se entiende por cogeneración a la producción conjunta, en proceso secuencial, de energía eléctrica o mecánica y de energía térmica útil, a partir de la misma fuente de energía primaria. Así, un sistema de cogeneración quedará constituido por un conjunto de equipos colaborando funcionalmente para satisfacer de modo eficiente las demandas de calor y trabajo que se le solicitan. (Rein, 2006)(Hugot, 1986)

Normalmente los sistemas de cogeneración se diseñan de modo que sean capaces de satisfacer la demanda térmica del consumidor ya que en la mayor parte de los casos resulta inviable la compraventa de este tipo de energía a un agente económico externo. Si también las necesidades de trabajo quedan justamente satisfechas por el sistema de cogeneración prescindiéndose del apoyo

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

de las compañías de suministro eléctrico se dice que el sistema es de energía total.

Los sistemas de cogeneración pueden clasificarse según distintos criterios. Aquí están presentados dos de ellos por ser de especial relevancia. Según el orden que ocupa la producción de trabajo dentro del proceso secuencial de aprovechamiento de la energía primaria consumida hablamos de:

1. Ciclos de cabecera (topping)
2. Ciclos de cola (bottoming)

En un ciclo de cabecera que es con diferencia el tipo más frecuente de cogeneración, la energía mecánica o eléctrica es generada en el primer escalón de aprovechamiento de la energía liberada por el combustible, siendo aprovechada después en un segundo escalón la energía térmica residual. Por el contrario, en un ciclo de cola la energía térmica residual de un proceso se utiliza para producir electricidad. Los ciclos de cola están asociados normalmente a procesos industriales en los que el consumo de energía se presenta a temperaturas elevadas, como en ciertos hornos, disponiéndose de un exceso de calor a temperatura suficiente para accionar un ciclo de potencia de vapor. (Baloh, 1995).

La clasificación más habitual de los sistemas de cogeneración se realiza en función del tipo de motor térmico presente en el sistema. A igualdad de otros factores se elegirá aquél tipo de motor con que se produce una mayor cantidad de trabajo. Según este criterio clasificamos los sistemas de cogeneración del siguiente modo:

**Cogeneración con turbina de vapor:** Cuando el salto entálpico producido en el agua a su paso por una caldera de vapor se emplea en primer lugar para accionar dicha turbina y la posterior condensación del vapor de agua que escapa de la misma para proveer las necesidades de calor.

**Cogeneración con turbina de gas:** Cuando este equipo es el empleado para accionar los alternadores o máquinas consumidoras de trabajo, recuperándose sus gases de escape para un efecto térmico útil.

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

**Cogeneración con motor alternativo de combustión interna:** Cuando se aprovechan térmicamente sus gases de escape y/u otras fuentes de calor residual del motor.

### I.2 Características relevantes de los sistemas de cogeneración.

Un sistema de cogeneración con turbina de vapor trabajando a contrapresión resulta perfecto para aquellas industrias con elevados consumos de calor en forma de vapor de agua a baja presión. Estos sistemas pueden competir, e incluso superar, a los basados en turbina de gas siempre que la demanda de energía eléctrica sea grande ( $> 5$  MW) y la demanda de calor todavía mayor ( $Q > 1/3$ ). Esta última condición pudiera ser utilizada con una turbina de contrapresión–condensación pero a expensas de una disminución importante de las ventajas económicas de la cogeneración. Su aplicación más obvia se da en industrias de proceso (papeleras, químicas, agroalimentarias, etc.) que producen grandes cantidades de combustibles residuales de difícil comercialización. Los sistemas grandes de este tipo, denominados redes de vapor, incorporan varias calderas y turbinas, suministrando vapor para calefacción y consumo (a varios niveles de presión) a un complejo industrial. Han sido los sistemas clásicos utilizados en la industria y se caracterizan por sus grandes costes de inversión y su elevada disponibilidad. (Batule, 2011)

Los incrementos de eficiencia de las turbinas de gas conseguidos en las últimas décadas y la disponibilidad de gas natural a precios competitivos han favorecido su implantación en sistemas de cogeneración para la industria. Este tipo de sistema es el que presenta una mayor versatilidad de aplicaciones. Se encuentran en el mercado turbinas de gas con potencias que varían desde 1 hasta 200 MW, la relativa facilidad del uso de sus gases limpios de escape está dada para:

- Uso directo.
- Producción de agua caliente o vapor de agua.
- Accionamiento de un ciclo de potencia de vapor, convirtiendo a la turbina de gas en un motor idóneo para muchas aplicaciones.

Los valores típicos de la relación  $Q/W$  en estos sistemas están comprendidos entre 0,5 y 1. Sus inconvenientes más significativos son:

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

- Solo pueden procesar combustibles ligeros de alto precio.
- Pérdida de rendimiento a cargas parciales.
- Baja disponibilidad con una operación intermitente.

Los motores alternativos de combustión interna (MACI) tienen a su favor el elevado rendimiento mecánico que presentan, su buen comportamiento a carga parcial y operación intermitente y la amplia gama de potencias (entre 10 kW y 30 MW) de los modelos disponibles en el mercado. Tienen como dificultad el aprovechamiento de su energía residual, muy repartida (en agua de refrigeración, aceite y gases de escape) y de nivel térmico bajo. Esto limita su utilidad a la producción de agua caliente o vapor de baja presión. Los sistemas de cogeneración con MACI ofrecen relaciones Q/W comprendidas entre 0,75 y 1,5. Su campo natural de aplicación es el Sector Residencial–Comercial y en aquellas industrias con demandas grandes de energía térmica a baja temperatura (calefacción, agua caliente sanitaria, evaporación, secado, etc.) y todavía mayores de energía eléctrica. En la Tabla I.1 se presenta un resumen de las principales características de los sistemas de cogeneración.

Tabla I.1 Resumen de las principales características de los sistemas de cogeneración.  
Fuente (Serrano, 2011)

<b>Criterio</b>	<b>Turbina de vapor</b>	<b>Turbina de gas</b>	<b>MACI</b>
Tamaño (Potencia eléctrica)	500 kW- 1000 kW	100 kW-200MW	10 kW-50 MW
Disponibilidad	90-95 % Mayor disponibilidad	90-95 % Menor con operación intermitente	80-90 %
Relación Calor/Electricidad	< 0,3 Mayor con turbina a condensación	0,4-1 Mayor con ciclo combinado	0,4-0,5. Varias fuentes: agua, aceite, gases
Índice de ahorro de energía primaria	0,10-0,25 Menor con turbina a condensación	0,2-0,4	0,15-0,30
Vida Útil	25-35 años	15-20 años Menor con operación intermitente	15-25 años

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

### **I.3 Evolución histórica de los esquemas térmicos de los centrales azucareros.**

La industria azucarera desde sus inicios hasta la actualidad ha considerado el problema energético un pilar fundamental para su desarrollo, tan esencial que la necesidad de satisfacer las demandas de energía para el proceso la ha llevado desde la búsqueda de sistemas de mayor eficacia energética hasta la transformación de la tecnología y la elevación de los rendimientos.

El objetivo principal de la industria azucarera es la producción de azúcar eficazmente, con la calidad y en la cantidad requerida. La eficiencia del proceso y el balance energético de la industria depende de que se disponga de caña y que esta llega en cantidad suficiente al ingenio. (Marín, 2012)

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

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

Durante decenas de años la presión usada por las calderas no sobrepasaba los 980,7 kPa (10,2 kgf/cm<sup>2</sup>), posteriormente se incrementó para obtener un valor generalizado de 2 000 kPa (20,4 kgf/cm<sup>2</sup>), lo que permitía lograr excedentes de electricidad de 10-14 kWh/tc. A partir de la década de los 80 con la modificación de la legislación del sistema eléctrico en algunos países y la aparición del generador independiente aumentó el interés por la venta de los excedentes, lo que significó un aumento del 15 % de las utilidades del central. (Álves,2011) (Pérez, 2015)

En la Fig. I.1 se presenta el esquema energético de un central azucarero tradicional, caracterizado por la simplicidad de su esquema. La presión del vapor directo es baja al igual que lo es la presión de escape. Como corresponde a un esquema elemental de consumo, los calentadores de jugo, el cuádruple efecto y los tachos reciben vapor de escape. Este esquema dimensionado para una

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

capacidad base de 1 150 t/d (100 000 @) contaba con una presión de trabajo de la caldera de 1 029,7 kPa (10,5 kgf/cm<sup>2</sup>) y una temperatura de 206 °C (479 K).

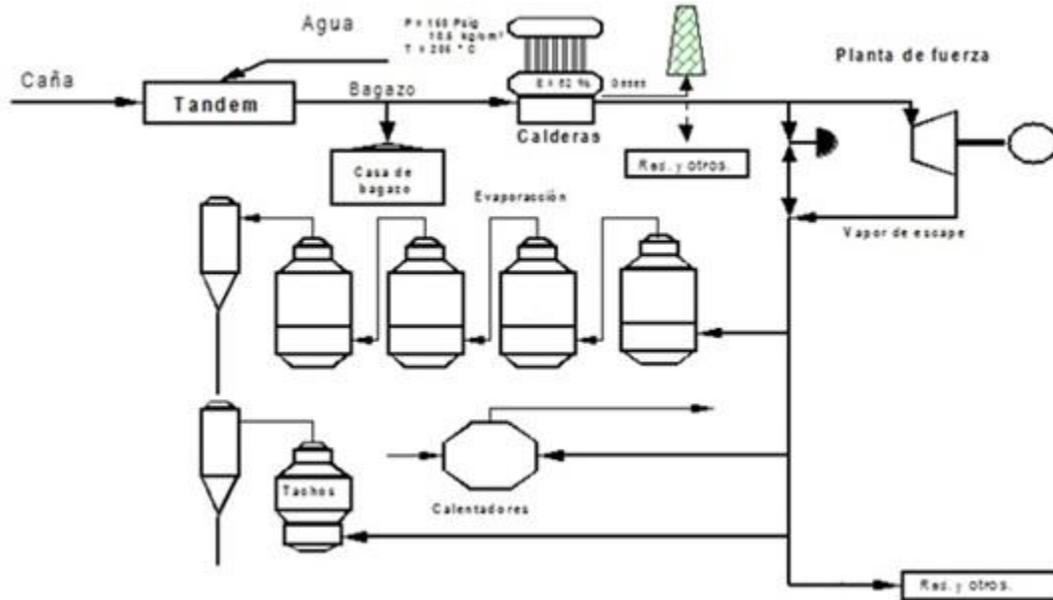


Fig. I.1 Esquema térmico tradicional para una capacidad base de 100 000 @ (1 150 t/d).

Fuente:( Colectivo de Autores, 2002)

La industria permanece sin cambios apreciables hasta que los problemas energéticos y la presencia de diferentes tipos de edulcorantes, naturales o sintéticos, le obligan a su reordenamiento en busca de soluciones que promuevan la reducción de los costos de producción, básicamente a partir de la elevación del rendimiento agrícola y la eficiencia industrial.

Los principales cambios en esta industria fueron dados en:

- Presiones hidráulicas en molinos, de hasta 60 a 75 t por pie lineal de maza.
- Esquemas de uso del vapor para producir excedentes de bagazo para otras producciones y electricidad para la venta a la red pública. Con la introducción de una nueva generación de calderas de 25 y 45 t/h de vapor a 1 725,97 y 2 755,7 kPa (17,6 y 28,1 kgf/cm<sup>2</sup>), pre evaporadores operados con vapores de hasta 196,1 kPa (2 kgf/cm<sup>2</sup>), se logran esquemas eficientes de bajo consumo específico en proceso. Es posible obtener consumos específicos en el proceso de menos de 400 kg de vapor por tonelada de caña molida.

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

- Introducción de fuertes procesos de purificación de jugos, meladura y mieles, para la obtención de azúcares de alta calidad y blancos por un proceso directo. Se destacan con mayor importancia los clarificadores de menos de 1 hora de retención.
- Esquemas de cristalización continuo con cristalizadores de más de 1,25 1/m e introducción del cristalizador al vacío.
- Centrífugas continuas para masas de agotamiento de hasta 20 t/h que permiten la separación de la semilla con gran eficiencia.
- Elevación del nivel de automatización del proceso; lo que ha permitido reducir los tiempos de retención y lograr la estabilidad en los parámetros. Se destacan entre ellos la molida horaria del tándem, temperatura y flujo del agua de imbibición, PH del jugo clarificado, temperatura del jugo alcalizado, nivel de jugo en el pre evaporador, cocción automática en tachos, etc. (Colectivo de Autores, 2000)

En la actualidad se utilizan calderas bagaceras (dos como mínimo) de parrillas viajeras o basculantes, las cuales generan vapor sobrecalentado a presiones de entre 2 059,4 y 4 511,1 kPa (21-46 kgf/cm<sup>2</sup>) y temperaturas entre 300 – 400 °C (573-673 K), dicho vapor es conducido en su gran mayoría a turbogeneradores de contrapresión (donde se genera la energía eléctrica), con presiones de escape de 137,3 kPa (1,4 kgf/cm<sup>2</sup>) para ser suministrado al proceso de producción.(Amaya, 2014)(Acosta, 2013)

La Fig. I.2 muestra un esquema dimensionado para una capacidad base de 6 900 t/d (600 000 @) con presiones de 2 745,9 kPa (28 kgf/cm<sup>2</sup>) y 400 °C (673 K). Este esquema con una capacidad de molida y parámetros del vapor elevados, introduce un pre-evaporador en el proceso consumidor de vapor de escape, siendo este un esquema mucho más eficiente que el representado en la Fig.I.1.

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

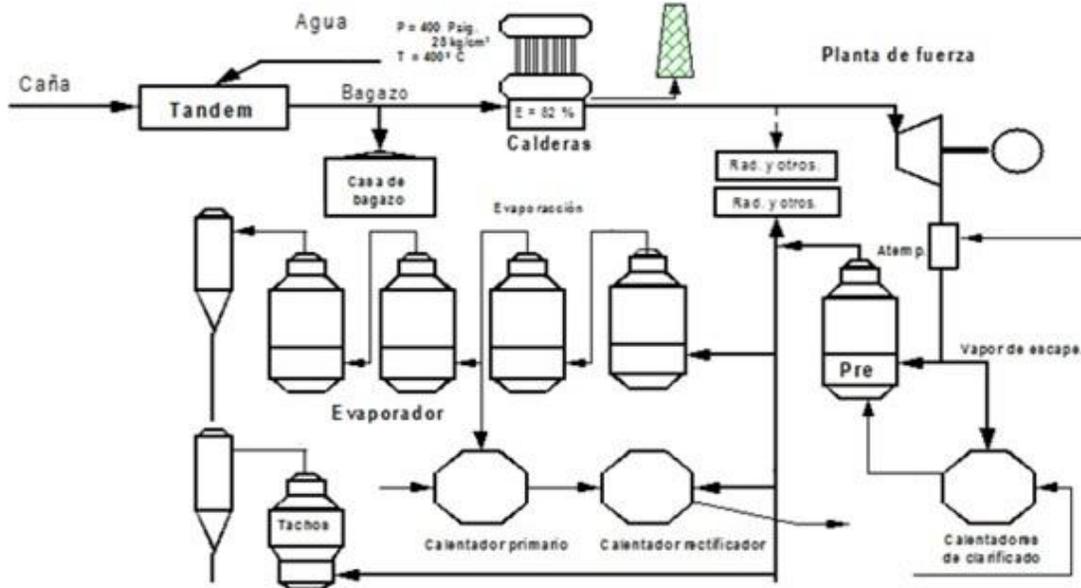


Figura I.2 Esquema con presiones de trabajo superior en calderas. ( Colectivo de autores 2002)

Las experiencias mundiales se relacionan con emplear presiones de 6 786,2 kPa (69,2 kgf/cm<sup>2</sup>) 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 los 10 100,8 kPa (103 kgf/cm<sup>2</sup>) y 540 °C (813 K) de temperatura. (Batule, 2011).

En centrales modernos los valores de presión comunes son de 4 000 y 6 000 kPa (40,8 y 61,2 kgf/cm<sup>2</sup>), y se están empezando a usar valores de 8 000 y 12 000 kPa (81,6 y 122 kgf/cm<sup>2</sup>). (De Boeck., 2011)( Almazan del Olmo, 2012)(Mihael, 2010)

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 usan turbinas de vapor a contrapresión con eficiencias isotrópicas que pueden variar entre 60-83 %, que garantizan un vapor para el proceso, típicamente de 137,3 kPa (1,40 kgf/cm<sup>2</sup>) con una temperatura un poco superior a la región de vapor saturado.( Amaya, 2014) (De Boeck, 2011) (Rein, 2006) (Hugot, 1988)

En Colombia los sistemas de cogeneración actuales del sector azucarero, generan vapor de alta a 2 079 kPa (21,2 kgf/cm<sup>2</sup>) dando una Generación de Vapor

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

Específico de 2,1 a 2,3 kg vapor/kg bagazo en la caldera y lo entregan como vapor de escape o baja después de las turbinas a 137,3 kPa (1,4 kgf/cm<sup>2</sup>) de presión, las turbinas presentan una capacidad de generación entre 50-56 kWh/tc y la planta un consumo específico eléctrico de entre 42-47 kWh/tc, dando así excedente de energía electromecánica, que se puede exportar a la red de interconexión nacional de 8 a 9 kWh/tc.(Amaya, 2014)

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

En los centrales de Cienfuegos se genera vapor de alta a presiones que oscilan entre 1 667 a 2 356,3 kPa (17 y 24 kgf/cm<sup>2</sup>), dando una generación de vapor específica entre 1,54 y 2,06 kg vapor/kg bagazo en las calderas, la presión del vapor de escape al proceso está en el orden de los 224 kPa (2,3 kgf/cm<sup>2</sup>). El consumo eléctrico específico se encuentra entre 35-45 kWh/tc, entregando excedentes al SEN entre 7-15 kWh/tc. Este excedente pudiera ser mayor si desde el punto de vista operacional se trabaja con una mayor eficiencia en la producción y uso del vapor.

### **I.4 Estado actual y tendencias para el incremento de generación eléctrica.**

Hay fábricas de azúcar que se esfuerzan por maximizar la producción de electricidad y la exportación de esta, operando con grandes y eficientes sistemas de cogeneración, En la mayoría de los países del mundo se han modificado conceptos que favorecen y estimulan la cogeneración por lo cual a partir de la mitad de la década del 80 y los primeros años de los 90 se ha logrado un incremento sustancial de la potencia instalada para cogenerar, lo más importante es las prioridades que dan la mayoría de los países a la energía eléctrica obtenida por cogeneración y especialmente las que utilizan recursos energéticos renovables. En Cuba no sucede así, los bajos precios de la energía generada con biomasa así como el pago a los centrales por la venta de energía, son pilares

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

fundamentales para que la entrega de energía al SEN no sea una prioridad en estos momentos para ellos. ( Pina, 2015)(Marina, 2014) (Ramos, 2014)

La capacidad instalada en países como Tailandia es de 105 MW, exportándose anualmente 577 GWh (“Technology for Sugar Industry,” 2012)

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

Según datos de la Agencia Internacional de Energía, sólo 5 países han logrado una expansión exitosa de la cogeneración con una participación de entre un 30 % a un 50 % de la generación total de energía eléctrica, estos son Dinamarca, Finlandia, Rusia, Letonia y Holanda. En EE UU un 8 % de la electricidad generada se realiza en régimen de cogeneración. (Pérez, 2015)

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

En Brasil los planes de expansión de cogeneración de la mano con la expansión del sector sucro-alcoholero, indican que pasarán de tener una capacidad instalada de 10 GW en 2010, lo que representa el 7 % de la capacidad instalada total en esa potencia sudamericana, a más de 30 GW en 2020. Esto implica que la participación de la cogeneración será de un 18 % de la matriz energética brasilera en ese año. En Cuba solo el 4 % es por cogeneración en la industria azucarera, aún insuficiente comparado con otros países, es por ello que programas como la construcción, montaje y puesta en marcha de 25 bioeléctricas en gran parte del territorio nacional, de 76,7 GW/h entregados actualmente se prevé para el 2030 una entrega de 3 441,5 GW/h año, y la generación con biomasa cañera incidirá en un 14% en la matriz energética nacional.

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

En China e India, la cogeneración participa con cerca del 13 % y 5 % de la generación, respectivamente. La Agencia Internacional de Energía proyecta que para el 2030, la participación de la cogeneración dentro de la generación se incrementará a 28 % y 26 % respectivamente. En países tales como Hungría, Polonia, República Checa, Austria, China y Alemania la cogeneración se encuentra en el rango del 10 % al 20 %. (Pérez, 2015).

La participación actual de la cogeneración en Centroamérica (Costa Rica, El Salvador, Guatemala, Honduras, Panamá y Nicaragua) es solo del 6 %. (“Sector azucarero colombiano,” 2015)

### I.4.1 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 196,13 kPa (2 kgf/cm<sup>2</sup>) resulta muy interesante la opción de convertir los dos primeros vasos de uno de ellos en un doble efecto Fig. I.3, que entregue sus vapores a la estación de calentadores de jugo.

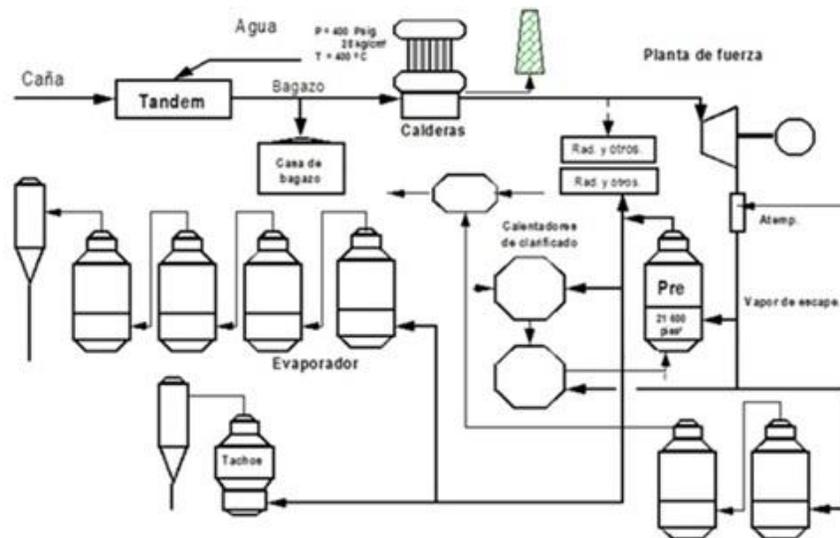


Figura. I.3: Esquema modificado convirtiéndose los dos primeros vasos en un doble efecto. Fuente (Colectivo de autores, 2002)

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

Esta variante reduce la superficie evaporativa en operación alrededor de un 17 % y al resolverse el desbalance de carga, tanto en pre como en un cuádruple se ganan reservas de superficie que permiten incrementar la razón de molida en el orden del 18 %. Además, garantiza el calentamiento máximo del jugo alcalizado y, por consiguiente, máximo régimen de evaporación en el doble efecto, es imprescindible disponer de la superficie necesaria en los calentadores y asegurar la correcta evacuación de los condensados e incondensables del mismo.

La utilización de preevaporadores combinada con extracciones del 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.

Un estudio realizado por (Prashant, 2014) propone la modificación del sistema de evaporación de un cuádruple efecto a quíntuple efecto y analiza los criterios del área de superficie de los evaporadores y la cantidad de vapor consumido obteniéndose una reducción de las pérdidas exegéticas de un 48 % a partir de esta modificación.

En aquellos casos específicos en que se requieran sobranes 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 Fig. I.4. En el estudio Diseño de sistemas de evaporación para maximizar el excedente de bagazo (Nebra, 2007) se propone la sustitución de un preevaporador por otro de mayor capacidad para garantizar el vapor de escape en el múltiple efecto, al área de tachos y a los calentadores de jugo clarificado y rectificado; además se realiza una extracción del segundo vaso del múltiple efecto para satisfacer la demanda en los calentadores primarios, alcanzándose un excedente de bagazo de 8 t/h.

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

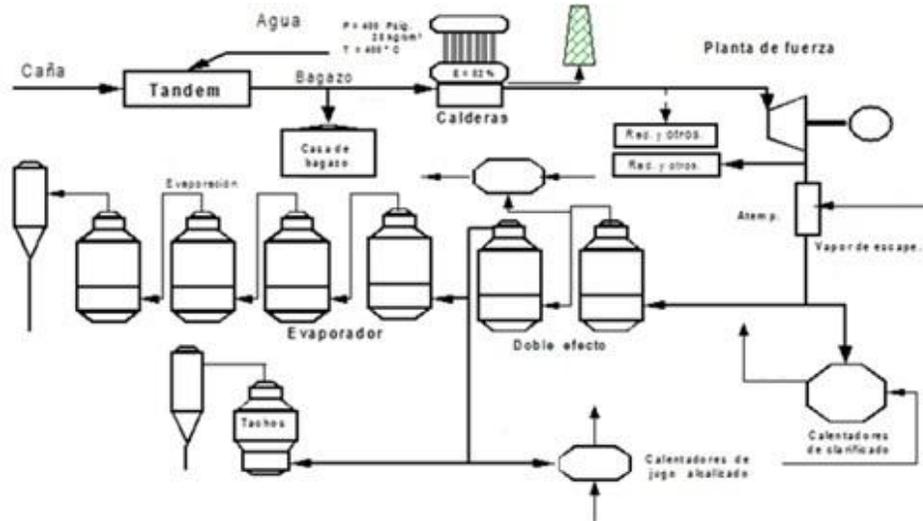


Figura. I.4 Esquema modificado con evaporación primaria a doble efecto con entrega del vapor del segundo efecto para todos los consumidores (Colectivo de autores, 2002)

En el estudio propuesto por (Higa, 2009) para la optimización del consumo de energía térmica en una fábrica de azúcar, a partir de un análisis termoeconómico y considerando para ello el mejor diseño del sistema de evaporación y calentadores, analiza la posible integración térmica de la fábrica considerando los costos. La Fig. I.5 muestra el esquema optimizado de la fábrica, este diseño mejora el uso del vapor para cada estado de evaporación, contribuyendo a elevar la integración térmica de la fábrica con el mínimo costo. La decisión de la mejor tecnología para ser implementada en los sistemas de cogeneración depende de la cantidad de vapor consumido por el proceso y el análisis de ambos sistemas se debe ver como un todo en busca de la mejor alternativa.

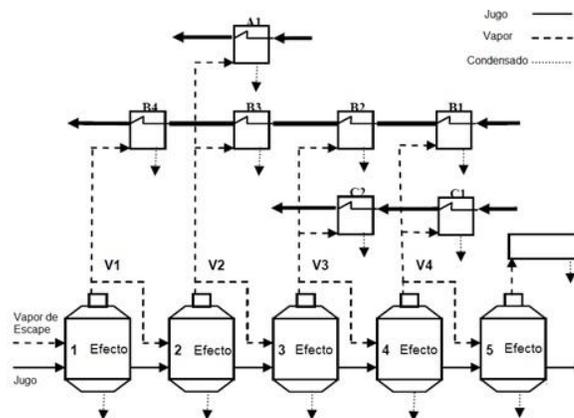


Figura.I.5 Diseño optimizado calentadores-evaporadores. Fuente (Higa, 2009)

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

### **I.5 Tendencias para un máximo de entrega de energía eléctrica al SEN en Cuba.**

La generación eléctrica utilizando biomasa cañera es otra de las grandes opciones de la energía a partir de fuentes renovables. Desde la década de 1920, la cogeneración eléctrica en los centrales azucareros cubanos ha representado una fuente significativa de suministro, tanto para la industria como para las comunidades aledañas. Desde el punto de vista tecnológico se distinguen dos procedimientos fundamentales para la generación de electricidad utilizando estas fuentes. El primero trata sobre la quema de la biomasa en 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.

Las variantes dependen también de la presión y temperatura del proceso, cogenerándose entre 25 y 40 kW/t de caña molida con presiones de vapor y temperaturas bajas, y 80 kW/t o más de caña con presiones y temperaturas de trabajo medias o altas. Mientras, con las turbinas de gas es posible alcanzar más de 250 kW/t de caña molida. Con el proceso de reestructuración experimentado entre el 2002 y el 2005 por la agroindustria, la capacidad potencial se redujo a 478,5 MWh, localizada en 61 centrales azucareros. Actualmente se disponen de 185 generadores de vapor, de los cuales el 80 % trabaja a presión de 18 kgf/cm<sup>2</sup> y el 20 % restante a presión de 28 kgf/cm<sup>2</sup>. El 70 % de los hornos son de parrilla y disponen de un módulo de eficiencia y tiro balanceado que garantiza la generación de vapor ponderada al 75 % de su capacidad. Además, el 60 % de los turbogeneradores instalados son de 4 MWh o mayores. Si bien la capacidad instalada se redujo en 247,5 MWh con relación a 1991, por el proceso de redimensionamiento del sector, el índice de generación se ha duplicado hasta 38 kWh/t por caña molida en las últimas zafras, resultado de los esfuerzos dirigidos a mejorar el balance energético en las fábricas.

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

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

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

En Cuba existe actualmente una capacidad instalada de 470 MW en 57 centrales azucareros del país, como proyección para el año 2030 se estima el empleo de 25 bioeléctricas con una capacidad de 950 MW mencionadas antes, de aquí la potencialidad de desarrollo para el CAI 5 de Septiembre con una capacidad de 60 MW, Antonio Sánchez en Aguada de Pasajeros con una capacidad de 20 MW, y Ciudad Caracas en Santa Isabel de las Lajas igualmente con una capacidad de 20 MW La Fig. I.6 representa la distribución y capacidad de estas bioeléctricas en el País.

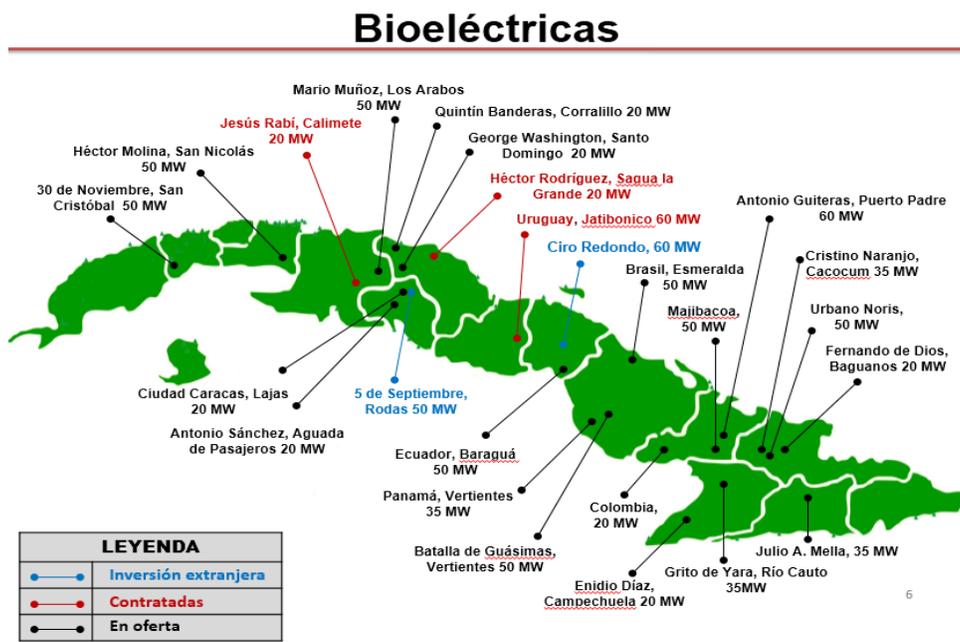


Figura. I.6 Desarrollo de las fuentes renovables de energía en Cuba. Fuente (AZCUBA, 2016)

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

Este programa está montado sobre la base del incremento de las capacidades de molida de los centrales seleccionados, partiendo de programas de desarrollo de la caña, así como la modernización de la base energética, además de los incrementos de los parámetros del vapor en estas plantas para los centrales cuyas molidas de caña diarias sean superiores a 4 600 toneladas.

Los centrales que tributen deben de asegurar la mayor cantidad de biomasa cañera para las bioeléctricas cercanas, sin afectar sus propias necesidades energéticas. Con ello se asegura que una vez culminada la zafra de 150 días y fuera de zafra 90 días más con biomasa cañera propia acumulada, la campaña se puede extender como promedio hasta 270 días/año, esto trae un incremento de la generación en las bioeléctricas con un mínimo presupuesto en la inversión en esos centrales tributarios y por lo tanto, un aumento del aprovechamiento de las capacidades. En la tabla I.2 se resumen los resultados esperados del programa.

Tabla I.2 Resultados del programa. Fuente: (Programa de Bioeléctricas, 2016)

Conceptos	UM	Programa
Potencia total en Industria Azucarera	MW	1 150
Potencia en Bioeléctricas	MW	950
Generación bruta Total	GWh/año	4 544
Entrega Neta al Sistema Eléctrico Nacional	GWh/año	3 442
Dinero en Petróleo ahorrado	MMUSD/año	393,6

En la provincia de Cienfuegos la situación en el período de zafra 2014-2015 desde el punto de vista de la generación y entrega se representa en la Fig. I.7, además entregándose un total de 13 189,6 MWh al SEN (“Informe Final Zafra 2014-2015. Empresa ZETI Cienfuegos,” n.d.). A pesar de que la mayor parte de los centrales cumplieron sus planes de entrega, todavía es insuficiente en relación con las potencialidades que estos ofrecen.

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

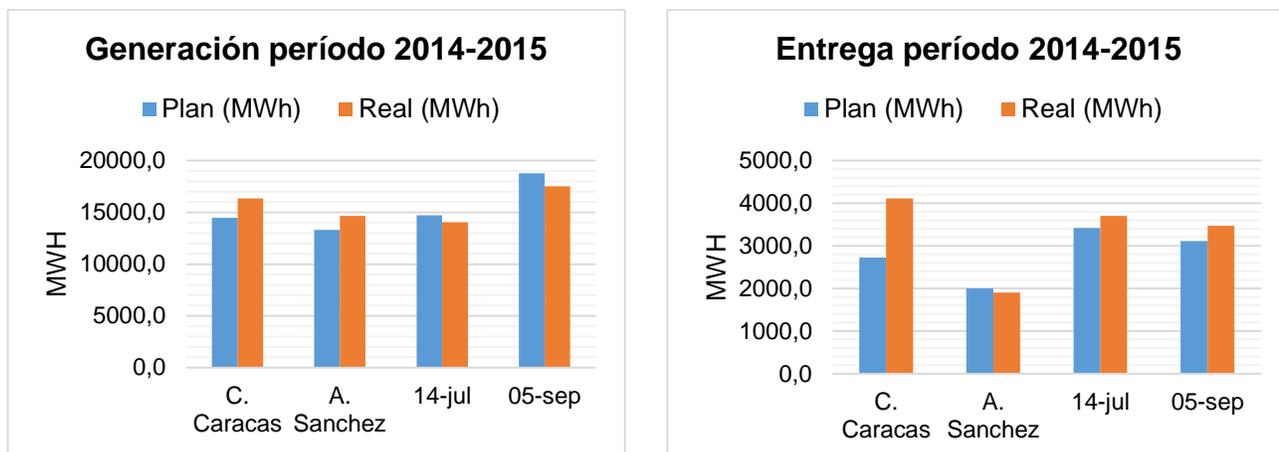


Fig. I.7. Situación de la Zafra 2014-2015 en Cienfuegos. Fuente Elaboración propia

### I.6 Conclusiones parciales

1. Los estudios demuestran que las tendencias actuales en el incremento de la cogeneración en centrales azucareros está relacionada con mejoras tecnológicas en el esquema termoenergético, como son la introducción de generadores de vapor con presiones de trabajo mayores así como el empleo de turbogeneradores de extracción-condensación, pocos estudios demuestran que mejorando parámetros operacionales en el proceso es posible lograr también excedentes de energía eléctrica.
2. El programa de 25 bioeléctricas en gran parte del territorio nacional, permitirá de 76,7 GWh entregados actualmente, pasar en el 2030 a una entrega de 3 441,5 GWh año, incidiendo la generación con biomasa cañera en un 14 % en la matriz energética nacional. A partir de ello, como en la provincia son tres los centrales propuestas a bioeléctricas, es importante lograr eficiencia en el proceso con el fin de lograr excedentes de bagazo para tributar a estas centrales, además de poder entregar mayores excedentes de energía a la red nacional.

# Capítulo II

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

### Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de la provincia de Cienfuegos.

#### II.1. La producción azucarera en la provincia de Cienfuegos.

A partir del triunfo de la revolución, la industria azucarera en el país ha sufrido transformaciones, los centrales de la provincia de Cienfuegos forman parte de ellas, es decir hace unas décadas se contaba en la provincia con 12 centrales, además de una mayor producción de caña lo que permitía lograr volúmenes elevados de producción así como poder entregar energía al sistema eléctrico nacional. En la actualidad quedan solamente 5 centrales operando con una capacidad de molida de 18 170 t/d según informe de la empresa azucarera. La figura II.1 muestra la ubicación geográfica de los centrales.



Figura II.1 Ubicación de los centrales de la provincia de Cienfuegos. Fuente (AZCUBA)

El comportamiento de los centrales en la provincia en los últimos cinco años queda representado en la Tabla II.1, mostrándose el incremento tanto en caña molida, generación, consumo y entrega al SEN.

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

Tabla II.1 Resultados para los centrales de la provincia en los últimos cinco años. Fuente (AZCUBA Cienfuegos)

<b>Zafra</b>	<b>11/12</b>	<b>12/13</b>	<b>13/14</b>	<b>14/15</b>	<b>15/16</b>
Índice de Generación. (kWh/t)	38,4	38,5	37,2	38,1	35,9
Índice de Consumo. SEN (kWh/t)	3,1	3,3	2,4	2,4	3,8
Índice de Entrega (kWh/t)	7,8	7,6	7,0	8,0	6,6
Índice de Consumo Industria. (kWh/t)	33,8	34,2	32,7	32,5	33,1
Autoabastecimiento (%)	113,8	112,7	113,8	117,3	108,3
Caña Molida (tn)	1 226 664	1 377 792	1 529 772	1 642 768	1 630 541
Generación (MWh)	47 144	53 084	56 900	62 564	58 550
Consumo SEN (MWh)	3 844	4513	3 736	3 965	6 211
Entrega SEN (MWh)	9 558	10 497	10 649	13 190	10 724
Consumo Industria (MWh)	41 429	47 100	49 986	53 339	54 038
Entrega Neta al SEN (MWh)	5 715	5 984	6 913	9 225	4 512

La empresa azucarera como proyección para los años 2024 y 2030 prevé un incremento en todos sus indicadores anteriores, donde fundamentalmente la entrega al SEN se incrementará 14,9 veces más.

Tabla II.2 Proyección para el 2024 y 2030 en los centrales de la provincia. Fuente (Empresa AZCUBA Cienfuegos)

<b>Indicadores</b>	<b>Años</b>			<b>Relación 2024/2016</b>	<b>Relación 2030/2016</b>
	<b>2016</b>	<b>2024</b>	<b>2030</b>		
Índice de Generación. (kWh/t)	35,9	62,3	88,7	1,7	2,5
Índice de Consumo. SEN (kWh/t)	3,8	3,2	3,3	0,8	0,9
Índice de Entrega (kWh/t)	6,6	31,7	58,3	4,8	8,9

**Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.**

Índice de Consumo Industria. (kWh/t)	33,1	33,8	33,7	1,0	1,0
Autoabastecimiento (%)	108,3	184,3	263,3	1,7	2,4
Generación (MWh)	58 549,8	170 682,8	242 772,1	2,9	4,1
Consumo SEN (MWh)	6 211,4	8 796,2	9 079,3	1,4	1,5
Entrega SEN (MWh)	10 723,5	86 862,1	159 663,9	8,1	14,9
Consumo Industria. (MWh)	54 037,7	92 616,9	92 187,5	1,7	1,7
Entrega Neta (MWh)	4 512,1	78 065,9	150 584,6	17,3	33,4

Es importante conocer el estado actual de los esquemas termoenergéticos de estos centrales, para poder determinar en ellos los principales indicadores de eficiencia, así como la capacidad de entrega de energía a la red. Para ello es imprescindible utilizar un simulador que permita poder evaluar varias alternativas que por los métodos analíticos llevaría un tiempo considerable.

**II.2 Caracterización de los esquemas energéticos en los centrales azucareros de la provincia de Cienfuegos.**

La empresa azucarera en la provincia en correspondencia con la necesidad actual de ahorro de energía, ha tratado de lograr a pesar de que los centrales poseen esquemas de bajas presiones, que estos operen de manera eficiente. Los CAI de manera general presentan una molida potencial en el orden de las 2 880 t/d a 4 560 t/d respectivamente. En la figura II.2 se encuentra representado el esquema termoenergético típico de los centrales estudiados.

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

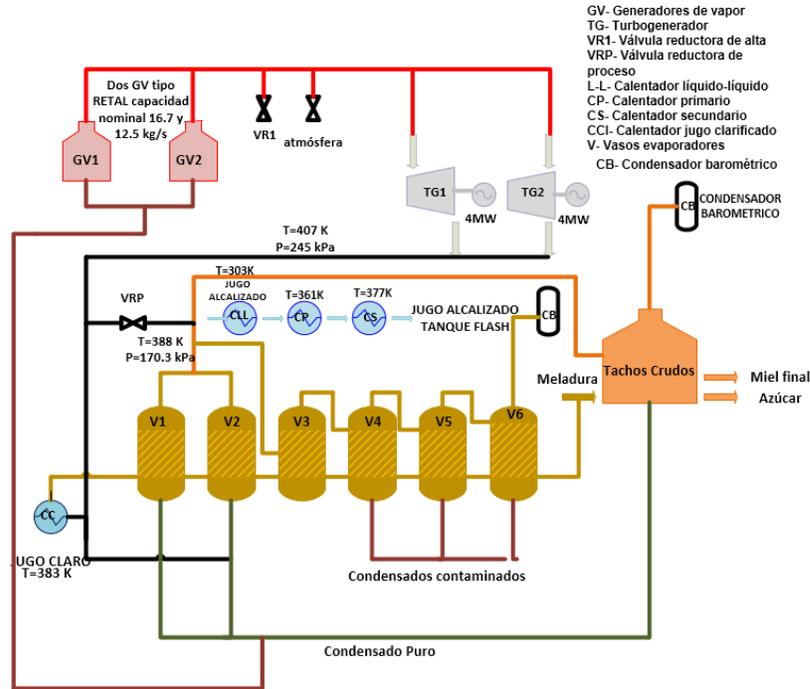


Figura II.2 Diagrama de Flujo de Proceso de los centrales de la provincia. Fuente (Elaboración propia)

El tándem, las bombas de impulsión de jugos, mieles y de condensados son accionados por motores eléctricos. En los sistemas de generación de vapor el combustible usado es bagazo proveniente de la molienda. Existen generadores de vapor instalados de fabricación cubana del tipo EVELMA y RETAL, todos modificados y con capacidades instaladas de 35 t/h de vapor sobrecalentado hasta 60 t/h a presiones que oscilan desde 1 720 kPa (17 kgf/cm<sup>2</sup>) y temperatura de 623,15 K (350 °C), hasta 2 354 kPa (24 kgf/cm<sup>2</sup>) y temperatura de 673 K (400 °C)

El área de generación eléctrica cuenta con turbogeneradores de contrapresión de 4 y 2,5 MW de potencia, contando además con válvulas reductoras que permiten asumir las diferentes fluctuaciones en el proceso para satisfacer las necesidades térmicas. En el escape de las turbinas de contrapresión y a la salida de la válvula reductora se obtiene el vapor con las propiedades adecuadas para el proceso, comúnmente a presiones de 1,7 kgf/cm<sup>2</sup>.

El área de calentamiento del jugo está constituida por calentadores tipo WEBRE, distribuidos fundamentalmente de la siguiente manera:

## **Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.**

- Calentador de líquido a líquido el cual usa el condensado contaminado para elevar la temperatura del jugo alcalizado.
- Calentadores primarios el cual trabajan usando vapor de extracción de los evaporadores, su función es aumentar la temperatura al jugo alcalizado.
- Calentadores secundarios que usan vapor de extracción, su función aumentar la temperatura del jugo alcalizado en un intervalo de 375 – 378 K (102 – 105 °C).
- Un calentador de jugo claro que usa vapor de escape, su función aumentar la temperatura del jugo claro hasta un intervalo 383 – 388 K (110 – 115 °C).

Los evaporadores están constituidos por seis vasos evaporadores formando un quíntuple efecto, donde el primer y segundo vaso forman el primer vaso del quíntuple y son alimentado con vapor de escape de los turbogeneradores, estos producen vapor el cual es usado en la estación de tachos y calentadores, y por el tercer vaso, y así cada vaso se alimenta del vapor producido por el vaso que le precede. El condensado obtenido en los tres primeros vasos es condensado puro que se utiliza como agua de alimentar a los generadores de vapor y el condensado de los últimos tres vasos es condensado contaminado utilizado para aumentar la temperatura del jugo alcalizado, usado como agua de imbibición así como agua de dilución a tachos.

La estación de tachos son los últimos consumidores de vapor en el proceso de producción de la azúcar y con ellos se cierra el esquema térmico. Estos presentan un sistema de cocción empleado típico de tres masas cocidas. El condensado obtenido aquí es puro por lo que es almacenado y reinsertado en el sistema como agua de alimentación para los generadores de vapor.

El conocimiento del estado actual de los centrales obligaría a una evaluación caso a caso para cada uno de los esquemas, que de realizarse de manera independiente no permitiría comparar las industrias y conocer sus insuficiencias y ventajas, de ahí la necesidad de utilizar el simulador Termoazúcar (STA v 4.1) como una herramienta capaz de simular el comportamiento típico de estos

## **Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.**

centrales durante la operación para el posterior análisis detallado de los resultados.

### **II.3 Diagrama de Flujo de Información (DFI). Sistema Termoazúcar (STA 4.1)**

El STA 4.1 es un simulador cuyo objetivo es facilitar la evaluación de los sistemas termo-energéticos (STE) en fábricas de azúcar crudo. Presenta modelos en su mayoría del tipo determinístico y donde se asumen condiciones de estado estacionario. Otras características importantes son la gran flexibilidad para representar integralmente los distintos STE, incorporar nuevos módulos de cálculo y la posibilidad de manejar gran cantidad de información sobre las corrientes y los equipos.

La información inicial requerida consiste en el flujo másico, composición, temperatura y presión de las corrientes de entrada y reciclo, datos específicos de los equipos simulados y el orden de cálculo de los módulos incluidos en lazos iterativos de cálculo. Están disponibles correlaciones estadísticas para la evaluación de las propiedades físicas y termodinámicas de las corrientes de jugo, meladura, mieles, azúcar (entalpía, densidad, capacidad calorífica y elevación del punto de ebullición), agua y vapor de agua (tablas de vapor). Los módulos de cálculo permiten simular el comportamiento, fundamentalmente térmico, de calentadores, evaporadores, la estación de tachos, cristalizadores y centrífugas, turbogeneradores de vapor de contrapresión y extracción-condensación, 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, y otros indicadores clásicos.

#### **II.3.1 Módulos utilizados en el STA 4.1 para la confección del Diagrama de Flujo de Información (DFI).**

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

### II.3.1.1 Corrientes de materiales. Caña molida

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

Esta corriente no necesariamente tiene que entrar a un módulo. Hay dos opciones de entrar los datos:

1. Cuando se conocen los valores absolutos de temperatura, presión y los flujos másicos de los componentes.
2. A partir de datos azucareros tales como: flujo másico de la corriente de caña, Brix, Pol y Pureza, los cuales están referenciados en la tabla II.3.

Tabla II.3 Variables para el módulo caña. Fuente (Elaboración propia)

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

### II.3.1.2 Materiales azucarados.

Los elementos típicos de cualquier corriente azucarada son: temperatura, presión y flujo másico de los componentes (agua, sacarosa, sólidos solubles no sacarosa, fibra e insolubles no fibra).

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

Se utilizan en la producción de crudo para representar el bagazo, jugo alcalizado, claro o jugo entrando a un simple o múltiple efectos.

Hay dos opciones de dar la entrada de datos:

1. Cuando se conocen los valores absolutos de temperatura, presión y los flujos másicos de los componentes.
2. A partir de datos azucareros tales como: peso de la corriente por ciento del peso de la caña, Brix, Pol y Pureza, los cuales están relacionados en la tabla II.4.

Tabla II.4 Variables para el módulo material azucarado. Fuente (Elaboración propia)

Representación en DFI	Corriente	Variables
	Bagazo	Temperatura (K).
		Presión (kPa).
		Bagazo en Caña (%).
		Fibra (%).
		Pol (%).
		Humedad (%).
	Jugo Alcalizado	Temperatura (K).
		Presión (kPa).
		Entrada % Caña.
		Brix.
		Pureza (%).
	Jugo Clarificado	Temperatura (K).
		Presión (kPa).
		Entrada % Caña.
		Brix.
Pureza (%).		

### II.3.1.3 Corriente de Agua.

La corriente agua se representa en el DFI tal como se muestra en la figura II.3.



Figura II.3. Corriente de agua en el DFI. Fuente STA 4.1

## **Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.**

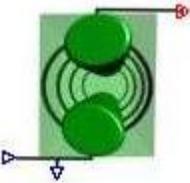
Esta puede ser una corriente de agua en cualquiera de sus estados (vapor sobrecalentado, saturado, mezcla vapor agua). En la producción de crudo se utilizan en el módulo de la Estación de Tachos<sup>1</sup> para representar el agua tecnológica de dilución de mieles, en el vapor de calentamiento a los simples efectos o al múltiple. En este último caso está vinculado al módulo lógico converge 2, para controlar de manera automática entre otras cosas la concentración del Brix.

### **II.3.1.4 Generación de vapor.**

En el DFI el módulo generador de vapor (GV1), representa el flujo de las corrientes de información vinculadas a los cálculos que se realizan en el módulo, “entra” una corriente (pseudocorriente) de vapor que equivale numéricamente a la Demanda de Vapor de la Fábrica, que debe ser calculada con anterioridad. Y “sale” la corriente de información de Bagazo Sobrante, equivalente a la diferencia calculada entre los flujos máxicos de las corrientes de Bagazo Disponible y el Consumido para producir la cantidad de vapor demandado. Simula un Generador de Vapor Sobrecalentado o Saturado, que quema Bagazo o Fuel Oil (Petróleo). La diferencia entre el Diagrama del Flujo de Proceso (DFP) que representa el sistema térmico de la fábrica formado por equipos y corrientes y el DFI son que el DFP del módulo GV1 es una representación aproximada de un Generador de Vapor. Por esta razón solo aparece el Bagazo Disponible y el Vapor Generado. Otras salidas físicas como las cenizas, los “inquemados” en los gases y la purga no aparecen; entre otras razones por su menor importancia relativa en el cálculo ya que su valor es despreciable. En la tabla II.5 se relacionan las variables que caracterizan los generadores de vapor.

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

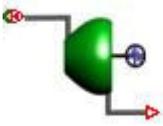
Tabla II.5. Variables para el módulo generador de vapor. Fuente (Elaboración propia)

Representación en DFI	Variables
	Cantidad de generadores de vapor.
	Capacidad nominal (kg/s).
	Rendimiento bruto con Bagazo (%).
	Rendimiento bruto con Petróleo (%).
	Estado físico técnico del vapor.
	Valor calórico inferior del Petróleo (kJ/Kg).
	Densidad del petróleo (kg/m <sup>3</sup> ).
	Temperatura del agua de alimentación (K).

### II.3.1.5 Generación eléctrica.

Simula un Turbogenerador de Vapor de Contrapresión o de Condensación. En el DFI, se simula la entrada de vapor directo mediante una pseudocorriente, que es una corriente de salida de información con los valores de los parámetros del vapor que se demanda al equipo. En la tabla II.6 se relacionan las variables de entrada al módulo del turbogenerador.

Tabla II.6 Variables del módulo turbogenerador. Fuente (Elaboración propia)

Representación en DFI	Variables
	Potencia eléctrica generada (kW).
	Potencia eléctrica nominal (kW).
	Presión del vapor de escape (kPa).
	Presión del vapor directo (kPa).
	Temperatura del vapor directo (K).
	Temperatura del vapor escape (K).

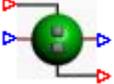
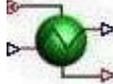
### II.3.1.6 Intercambiadores de Calor.

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

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

DFP y DFI es que en el DFP el vapor de calentamiento entra al equipo y sale como condensado. En el DFI el vapor es una corriente de salida de información que es resultado de un cálculo. En la tabla II.7 se relacionan las variables de entrada al módulo.

Tabla II.7 Variables para los intercambiadores de calor. Fuente (Elaboración propia)

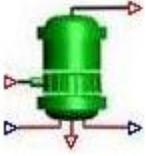
Representación en DFI	Módulo	Variables
	Intercambiador de Jugo Alcalizado L-L	Temperatura del Jugo a la salida (K).
		Diferencia mínima de temperatura aceptable (K).
		Área de transferencia de Calor (m <sup>2</sup> ).
		Diámetro de los tubos (m).
		Cantidad de tubos por pase.
		Cantidad de pases por la coraza.
	Intercambiador de Jugo Alcalizado, Jugo Clarificado	Temperatura del jugo a la salida (K).
		Presión del vapor de calentamiento (kPa).
		Diámetro de los tubos (m).
		Longitud de los tubos (m).
		Cantidad de tubos por pase.
		Cantidad de intercambiadores 1-2

### II.3.1.7 Equipos de Evaporación.

Simula un Evaporador a Simple Efecto o Vaso de Múltiples Efectos. Se emplean para representar lo que ocurre en un vaso evaporador que es parte de un múltiple efecto o un Simple efecto ubicado al inicio del tren de evaporación; que en el argot azucarero se denomina de forma general un Pre-evaporador. En la tabla II.8 se relacionan las variables de entrada en el módulo.

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

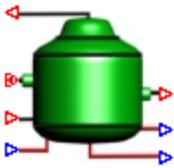
Tabla II.8 Variables de los vasos evaporadores. Fuente (Elaboración propia)

Representación en DFI	Módulo	Variables
	Vasos	Presión en el cuerpo (kPa)
		Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )
		Brix a la salida del vaso.

### II.3.1.8 Estación de tachos.

El software simula en el módulo Estación de Tachos, la estación de tachos, cristalizadores y centrífugas como un conjunto. Todas las corrientes del DFP y el DFI tienen el mismo sentido excepto la de “consumo de vapor en la Estación de Tachos”; que en el DFI se representa como una pseudocorriente para dar la sensación que entra al módulo, pero en realidad es una corriente de información que “sale” calculada. En la tabla II.9 se relacionan las variables de entrada al módulo.

Tabla II.9 Variables de la estación de tachos. Fuente (Elaboración propia)

Representación en DFI	Variables
	Presión en el cuerpo de tachos (kPa).
	Factor de pérdida de calor.
	Azúcar Comercial: (Brix.)
	Pureza (%).
	Temperatura (K).
	Temperatura de Evaporación (K).
	Presión de vapor de calentamiento (kPa).
	Miel Final:(Brix.)
	Pureza (%).
	Temperatura (K).

### II.3.1.9 Módulos lógicos.

#### Comparador.

El comparador se representa en el DFI tal como se muestra en la figura II.4.

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.



Figura II.4. Módulo comparador. Fuente STA 4.1

Simula un balance entre disponibilidad y demanda de vapor o de condensados. El método de cálculo usado es un balance entre disponibilidad y demanda de vapor o de condensados. Se calcula la diferencia del contenido másico de dos corrientes y este valor se transfiere a una de las dos corrientes de información que salen. Una de 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.

Se puede emplear para simular:

1. Las extracciones de vapor, en los evaporadores, y para los calentadores.
2. Comparar el vapor de escape que demanda el proceso con el escape de los motores primarios disponible para determinar si hay un faltante que debe “pasarse”, por la Válvula Reductora de alta presión, al proceso o si se expulsa vapor a la atmósfera.
3. Comparar la demanda de agua del GV y los condensados “puros” disponibles.
4. Comparar la demanda de agua tecnológicas en el proceso (imbibición, lavado de la torta de cachaza, dilución de mieles, etcétera) y los condensados “contaminados” disponibles.

### **Sustractor.**

El sustractor se representa en el DFI tal como se muestra en la figura II.5.



Figura II.5. Módulo sustractor. Fuente STA 4.1

Simula un módulo lógico donde se calcula el balance de disponibilidad y demanda de condensados y vapor; incluyendo extracciones de los evaporadores. Calcula la diferencia del contenido másico de dos corrientes transfiriéndose el valor positivo o

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

negativo resultante a la única corriente de salida de información, como un valor absoluto o modular.

### Unión tipo I, II.

La Unión I se representa en el DFI tal como se muestra en la figura II.6.



Figura II.6. Módulo Unión Tipo I. Fuente STA 4.1

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. El método de cálculo se basa en 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”.

La unión tipo II se representa en el DFI tal como se muestra en la figura II.7.



Figura II.7. Módulo Unión Tipo II. Fuente STA 4.1

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

### Converge tipo II.

El converge tipo II se representa en el DFI tal como se muestra en la figura II.8.

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.



Figura II.8. Módulo Converge Tipo II. Fuente STA 4.1

El módulo Converge Tipo II simula el control automático de concentración (Brix), presión, temperatura y flujo. Se emplea generalmente con los modelos EVAP1 y 2. Por lo general en los módulos EVAP1 y 2 se controla la concentración de salida del vaso o del múltiple, lo que se logra aumentando el flujo másico de vapor de calentamiento hasta alcanzar el valor deseado más o menos una tolerancia.

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

### **Conectores de una y dos salidas.**

Los conectores se representan en el DFI tal como se muestra en la figura II.9.



Figura II.9. Conectores de una y dos salidas. Fuente STA 4.1

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

### **II.3.2 Diagrama de Flujo de Información (DFI)**

La Simulación de un proceso se inicia construyendo el Diagrama de Flujo de Materiales y Energía (DFP); que representa de forma esquemática los aspectos, de interés para la simulación, del flujo tecnológico y/o el sistema térmico de la fábrica. Está formado básicamente por equipos y corrientes, que “contienen” materiales y energía. Ver figura II.1.

El DFI es una representación gráfica del sentido en que fluye la Información inicial y la que se origina durante los cálculos. Está formado por módulos de cálculo que representan matemáticamente lo que ocurre en los equipos y/o subprocesos y las corrientes o flujos de informaciones que entran y salen de los módulos. Para la confección del DFI se requiere del conocimiento del DFP. La figura II.10

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

representa el DFI del caso base para los sistemas termoenergéticos de los cinco centrales.

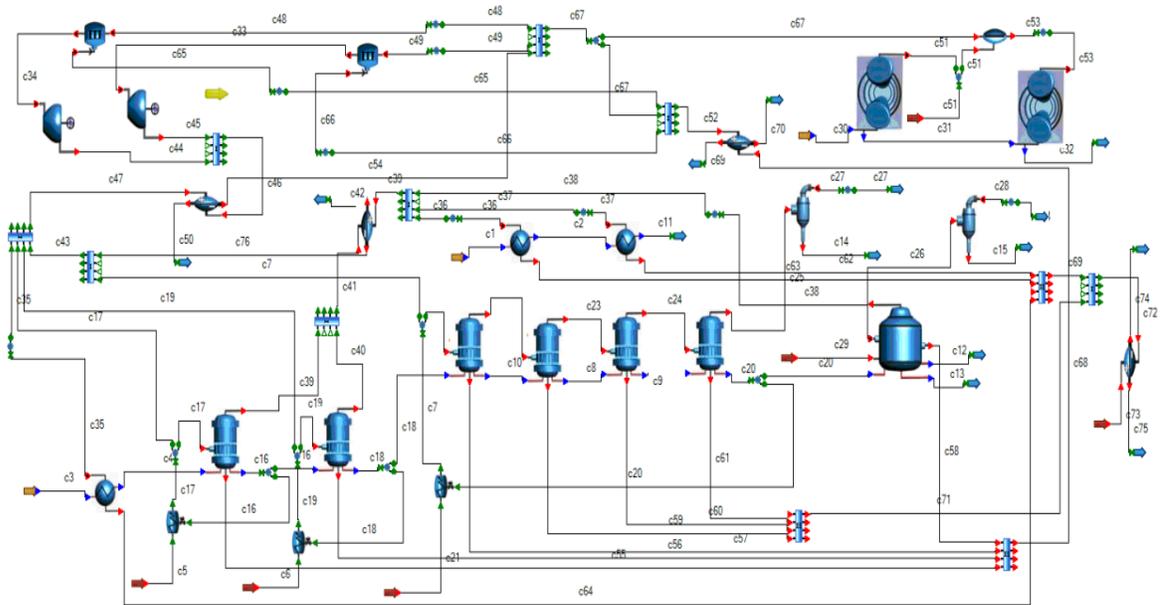


Figura II.10 DFI para el caso base de los STE. Fuente (Elaboración propia)

Debe tenerse en cuenta que no siempre el sentido de flujo de la información tiene que coincidir con el de los flujos de materiales y energía en el proceso. A partir de la descripción de los STE de los centrales objeto de estudio se confeccionó el DFI base representado en la figura II.10

### II.4 Resultados de la simulación para el caso base

La simulación en el STA se divide en tres bloques, el de indicadores globales, por áreas y por equipos. La tabla II.10 presenta un resumen de los principales indicadores globales de los casos bases para los cinco esquemas termoenergéticos de los centrales considerando la capacidad nominal de molida como una idealización con el fin de poder obtener alternativas de mejora, y evaluar cual o cuales pueden ser implementadas.

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

Tabla II.10 Indicadores Globales para los centrales de la provincia. Fuente (Elaboración propia)

Nombre	Unidad	CAI 14 de Julio	CAI Ciudad Caracas	CAI Antonio Sánchez	CAI Elpidio Gómez	CAI 5 de Septiembre
Bagazo sobrante % bagazo disponible.	%	28,25	25,06	25,56	33,98	22,34
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	%	46,84	52,79	54,79	40,52	51,71
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	%	3,2	6,94	13,44	21,98	4,72
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	%	6,34	2,23	18,69	6,13	14,1
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	%	0	0	0	0	0
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	kWh/t caña	43,14	51,33	31,92	43,39	41,73
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	kWh/t caña	29,01	37,87	25,91	31,78	33,9
Electricidad vendida al SEN	kWh/t caña	14,13	13,46	6,01	11,62	7,82

### II.4.1 Análisis de los indicadores globales para el caso base

**Bagazo Sobrante % bagazo disponible.** Para un central este indicador no debe ser cero pues esto significa que hay que usar un segundo combustible lo cual implica un costo adicional. En condiciones normales de operación del ingenio es necesario disponer de cierta cantidad de bagazo sobrante para operar durante paradas de la molienda, de hasta 2 ó 3 horas de duración, debido a interrupciones operativas o falta de caña. Con solo el 5 % del bagazo sobrante se puede operar durante las paradas de hasta 2 ó 3 horas de duración, por lo cual se debe garantizar un mínimo sobrante para dichas condiciones. Es evidente como existe bagazo sobrante en todos los casos. Según (Victoria, 2009) en Cuba el sobrante de bagazo se comporta en un intervalo del 15 – 30 %. Autores como (Rein, 2006)

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

presentan comúnmente el bagazo sobrante entre 25 y 30 %. Considerando el caso del central Antonio Sánchez para un 25 % de bagazo sobrante, con una molida potencial de 3 680 t/d, presenta 605 t/d de bagazo disponible, para un sobrante de 154,6 t/d. El central Ciudad Caracas para 2 851 t/d de caña y un bagazo disponible de 141 t/d, existe un sobrante de 35 t/d de bagazo. Para el caso de 14 de Julio para una molida de 2 998 t/d existe un sobrante de 127 t/d de bagazo.

**Consumo Vapor Directo de la Fábrica % Caña:** En un ingenio donde se genera vapor sobrecalentado a una presión y temperatura establecida este valor depende básicamente de:

- La cantidad de electricidad a generar pues es económicamente decisivo evitar la compra de electricidad del SEN y de ser posible vender electricidad.
- Si se suministra vapor de alta presión a fábricas o producciones “anexas”.
- Estabilidad en el consumo promedio de vapor de baja presión en los tachos.
- La potencia instalada de los turbogeneradores pues los equipos de mayor potencia tienen menor consumo específico.
- Si se expulsa vapor a la atmósfera.

Para todos los casos este indicador está por encima del 40 % del flujo másico de caña. Según (Victoria, 2009) este indicador se comporta en el intervalo del 35 – 48 %. De manera general este indicador autores lo reflejan entre un 40 y 60 % pero, el consumo de vapor en el proceso según (Rein, 2006) (Hugot, 1986) se encuentra en un 35 %.

**Vapor total expulsado a la atmósfera:** Debe ser cero ya que esto representa un gasto tanto de masa (agua de calidad) como de energía (vapor que hubo que generar). En todos los casos de estudio se está expulsando vapor a la atmósfera, este vapor expulsado es vapor vegetal, ya que por la reductora de alta pasa un flujo determinado y por la reductora de proceso hay un sobrante el cual es expulsado a la atmósfera, este vapor expulsado se debe a una producción de vapor vegetal en los dos primeros vasos la cual es superior a la demanda de los

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

calentadores y tachos, una solución a este problema es disminuir la concentración en dichos vasos.

**Vapor directo a escape por válvula reductora 1 (reductora de alta):** Es necesario para compensar las fluctuaciones normales del consumo de la Estación de Tachos pues es más ventajoso económicamente que compensar estas fluctuaciones en los turbogeneradores. En la mayoría de los casos se está en presencia de un flujo de vapor directo por válvula reductora, este valor puede disminuir ya que los turbogeneradores no se encuentran operando a capacidad nominal. Una alternativa de mejora sería disminuir este valor, pues así se garantiza que la mayor parte del vapor producido realice trabajo en las turbinas, ya que mientras el vapor pasa por reductora se destruye la capacidad de producir trabajo de este.

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

**Producción Eléctrica Específica de la Fábrica:** Depende de las características de los turbogeneradores, de la capacidad nominal total instalada y de las posibilidades de aprovecharla sin expulsar vapor a la atmósfera. Existe la capacidad de aumentar dicha producción de electricidad sin expulsar vapor a la atmósfera ya que por reductora de alta hay un flujo de vapor directo el cual se puede reducir si se aumenta la producción eléctrica.

**Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica:** Para los casos de estudio este indicador se encuentra entre 29 y 37 kWh/tc, según (Victoria, 2009) este indicador se comporta entre 15 – 32 kWh/tc y (Rein, 2006) considera este valor entre 20-35 kWh/tc, así como (Hugot, 1988) considera este indicador en 35 kWh/tc.

**Electricidad vendida al SEN:** Depende en su mayoría de la capacidad instalada y de la demanda de electricidad, se puede vender más electricidad en la medida que se pueda aprovechar más la capacidad nominal instalada y se disminuya la demanda eléctrica, reduciendo equipos, operando al vacío, equipos sobredimensionados, etc. Según (Rein, 2006) para una capacidad de 2,2 MPa y

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

400 °C. Utilizando turbinas de contrapresión se pueden lograr excedentes de energía en el intervalo de 0-10 kWh/tc, comportándose la entrega en los centrales de estudio de modo similar.

### II.4.2 Indicadores por área para el caso base

Estos Indicadores tienen un carácter bastante general; o sea están fuertemente vinculados a los problemas integrales del Sistema Termoenergético. La solución de los problemas señalados en los Indicadores por Áreas puede ser determinantes en la solución de los problemas detectados con los Indicadores Globales. La tabla II.11 representa la comparación de los indicadores por área para cada uno de los centrales.

Tabla II.11 Indicadores por área para los centrales de la provincia. Fuente (Elaboración propia)

Nombre	Unidad	CAI 14 de Julio	CAI Ciudad Caracas	CAI Antonio Sánchez	CAI Elpidio Gómez	CAI 5 de Septiembre
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	%	42,87	41,15	46,31	28,52	48,74
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	%	17,67	19,19	16,23	13,51	20,98
Economía del área de evaporación	Adimensional	1,85	1,75	1,71	2,84	1,73
Tasa de evaporación del múltiple efecto	kg/h.m <sup>2</sup>	22,7	17,82	22,84	20,61	30,24

**Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña:** En la simulación estos valores oscilan entre 28 y 48 % comportándose dentro del intervalo mencionado en la literatura el cual es de 30 – 45 % según (Victoria, 2009). Autores como (Rein, 2006) estiman un consumo de vapor mínimo de 35%.

**Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña:** En Cuba el consumo promedio se comporta según (Victoria, 2009) en un intervalo del 15 – 17 %, en los casos analizados los valores están entre un 13 y un 20 %, este último resultado

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

puede estar asociado a un uso actual de mucha agua tecnológica y un bajo Brix en la meladura a la entrada de los tachos. De aquí se desprenden dos alternativas de mejoras:

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

**Economía del área de evaporación:** La economía teórica para un múltiple efecto debe ser igual a la cantidad de efectos según la literatura, pero en la práctica nunca es así, en los casos de estudio la economía oscila entre 1,7 y 2,8.

**Tasa de evaporación del múltiple efecto:** Según (Victoria, 2009) en el área de evaporación, debe estar entre 29,3 y 39,1 kg / h.m<sup>2</sup>, en los casos evaluados esta se comporta entre 17 y 30 kg/h.m<sup>2</sup>, valores bajos puede estar dado a un sobredimensionamiento en el área de evaporación por lo cual una alternativa para mejorar sería aumentar el flujo de jugo lo cual sería posible con un aumento de la molienda horaria. (Hugot, 1988) sitúa para un quíntuple efecto un coeficiente de evaporación de diseño de 21 kg/h.m<sup>2</sup> así como (Rein, 2006) sitúa este valor en 29 kg/h.m<sup>2</sup>.

### II.4.3 Indicadores por equipos para el caso base.

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

- En los calentadores Jugo Mezclado / Alcalizado el Coeficiente de transferencia de calor se comporta en un intervalo de 1 135,6 - 1 419,6 W / (m<sup>2</sup>.K), los valores de este coeficiente para cada caso de estudio pueden ser consultados en los anexos 1 al 5 del documento.

## Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.

- En el calentador de Jugo Claro, el coeficiente de transferencia de calor se comporta en un intervalo de 1 419,6 - 1 703,5 W / (m<sup>2</sup>.K).

En los calentadores cuando se está en presencia de un bajo valor del coeficiente de transferencia de calor esto indica que existe un sobredimensionamiento en las áreas de transferencia de calor. Ello posibilita aumentar el flujo de jugo con un incremento de la molida horaria.

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

**Coeficiente de transferencia de calor calculado en evaporadores (CGTCE):** Según (Victoria, 2009) el valor del CGTCE no puede exceder los 3 975 W/m<sup>2</sup>.K en el primer vaso del múltiple efecto. (Rein, 2006) va más allá y da un valor referente para cada efecto del múltiple, en la tabla II.12 se muestra el valor del CGTCE dado por (Rein, 2006).

Tabla II.12 CGTCE según (Rein, 2006)

Vasos	Rein	Unidad
Vaso 1	2 500	W/m <sup>2</sup> .K
Vaso 2	2 500	W/m <sup>2</sup> .K
Vaso 3	2 500	W/m <sup>2</sup> .K
Vaso 4	2000	W/m <sup>2</sup> .K
Vaso 5	1500	W/m <sup>2</sup> .K
Vaso 6	700	W/m <sup>2</sup> .K

Sobre los datos referidos en la tabla II.12 recordar que el vaso 1 y 2 funcionan como el primer vaso del quintuple. El reporte de indicadores globales, por área y por equipos para los casos bases de manera general pueden ser consultados en los anexos 1 al 5.

### II.5 Propuestas de mejoras.

Después de realizar el análisis de los resultados de la corrida del caso base de los centrales objeto de estudios se proponen las siguientes alternativas de mejoras al proceso tecnológico:

## **Capítulo II. Insuficiencias y potencialidades de las empresas azucareras de Cienfuegos.**

1. Realizar un aumento de la molida horaria, se cuenta con suficiente capacidad de generación de vapor y los equipos de calentamiento y evaporación están sobredimensionados.
2. Aumentar la carga de los turbogeneradores para disminuir al mínimo posible el flujo de vapor directo por reductora, para aprovechar al máximo la capacidad de realizar trabajo en las turbinas de vapor.
3. Disminuir la concentración de jugo en los dos primeros vasos de los evaporadores para así poder evitar la expulsión de vapor a la atmósfera.
4. Aumentar el Brix de la meladura, dado que ello garantiza un menor consumo de vapor en la estación de tachos.

### **II.6 Conclusiones parciales.**

1. Los esquemas térmicos actuales de la provincia cuentan con generadores de vapor con capacidades instaladas de 35 t/h y 60 t/h de vapor sobrecalentado respectivamente a presiones que oscilan desde 1 720 kPa hasta 2 354 kPa, así como los turbogeneradores instalados son de contrapresión con capacidades entre 2,5 y 4 MW.
2. El análisis de los indicadores mediante la simulación en el STA 4.1, manifestó que existe posibilidad de aprovechar el bagazo excedente en cada uno de los centrales, en algunos casos como el central Antonio Sánchez, Ciudad Caracas y 14 de Julio, el sobrante de bagazo es de 154,6 t/d, 35 t/d y 127 t/d respectivamente, cantidad de bagazo que pudiera ser suministrado a las bioeléctricas de la provincia.
3. La cantidad de energía vendida para el caso base por los cinco centrales es de 172 937 kWh/d, considerando un período de zafra de cuatro meses para un total de 120 días, la energía total entregada es de 20 752 440 kWh/zafra.

# Capítulo III

### **Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos.**

## **Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos**

A partir de la simulación del caso base, así como la formulación de las propuestas de mejoras, se pretende analizar para cada uno de los centrales un caso mejorado implementando estas oportunidades, con vistas fundamentalmente a analizar los indicadores globales para cada uno de los centrales estudiados, específicamente el aporte de cada uno a la venta de electricidad al SEN.

### **III.1 Simulación del caso mejorado para los centrales**

#### **III.1.1 CAI 14 de Julio**

A partir de las alternativas de mejoras propuestas luego de analizar los indicadores presentados en el capítulo II Tabla II.10, se hace necesaria la introducción de cambios tanto en el DFP como en el DFI. En el DFP y debido a que se encontraba uno de los G.V trabajando muy por debajo de su capacidad solo al 17 %, se decidió poner a trabajar dos de los tres al 100 % de su capacidad, y el tercero no incluirlo en la simulación, quedando para la utilización en caso de rotura o para la utilización en un futuro aumento de capacidad de molida horaria del ingenio.

En el DFI además del cambio en el área de generación de vapor se modificaron los °Brix en los vasos evaporadores para evitar la expulsión de vapor a la atmósfera, se aumentó el °Brix de la meladura a 65 °Brix, este valor es referente según (Victoria, 2009) para centrales cubanos con el fin de lograr un menor consumo de vapor en la Estación de Tachos. Se aumentó la carga de los turbos de 3 800 kW a 4000 kW, y el otro de 1 590 kW a 1 725 kW para disminuir el flujo de vapor por reductora y aumentar al máximo la capacidad de realizar trabajo en las turbinas y con esto una mayor producción de energía eléctrica y así una mayor entrega al SEN aumentando los ingresos. En la Tabla III.1 se presentan los resultados de los indicadores globales del caso mejorado.

### Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos.

Tabla III.1 Indicadores globales caso mejorado para el CAI 14 de Julio. Fuente (STA 4.1)

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

#### Análisis de los indicadores globales.

El Bagazo sobrante % disponible aumentó en un 17% con respecto al caso base, ya que se está produciendo la misma cantidad de vapor pero se está realizando el proceso de una forma más eficiente.

El Consumo vapor de la fábrica disminuyó en un 8,6 %, dando como resultado para el caso mejorado un valor de 43,11 % debido al aumento de la meladura lo cual disminuye el consumo de vapor en la estación de tachos.

El vapor expulsado a la atmósfera se eliminó con la regulación de la disponibilidad y la demanda del vapor de extracción mediante el control de los °Brix en los dos primeros vasos evaporadores.

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

La producción eléctrica específica de la fábrica aumenta en un 5 % debido al aumento de la capacidad de los turbos.

A partir del aumento en la producción eléctrica con las mismas condiciones, aumenta la electricidad entregada al SEN en un 16 % y con esto un aumento en los ingresos de 949 536 CUP/zafra.

### Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos.

#### III.1.2 CAI Antonio Sánchez

Las oportunidades de mejoras detectadas para este central luego de la simulación para el caso base fueron:

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

En el caso del diagrama de flujo de información las modificaciones dadas fueron: Regular igualmente los °Brix a la entrada de los primeros vasos evaporadores disminuyendo desde 18,40 hasta el 16,39 % y en el otro caso desde 24,10 hasta 19,81 %. También se aumentaron las cargas de los turbos donde el primero de 4000 kW se puso a operar a el 100 % y el segundo se le aumento su capacidad hasta 1800 kW, para tratar de lograr una mayor entrega al sistema eléctrico nacional. En la Tabla III.2 se muestran los indicadores globales del caso mejorado

Tabla III.2 Indicadores globales caso mejorado para el CAI Antonio Sánchez. Fuente (STA 4.1)

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % bagazo disponible	30,92	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42,94	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0,1	%

### Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos.

Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	37,78	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	25,91	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	11,87	kWh/t caña
Rendimiento industrial	15,87	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	54,8	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 1	80	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 2	29,61	%

#### **Análisis de los indicadores globales.**

En el caso del central Antonio Sánchez, el comportamiento del bagazo sobrante después de la simulación presentó un incremento de igual forma que en el central 14 de Julio, es decir para ambos este es de un 17 %. Para el caso del consumo de vapor en fábrica se alcanzó una reducción de un 8,9 % con relación al caso base además de que para este caso se elimina por completo el vapor total expulsado a la atmósfera.

Para el caso mejorado el central incrementó la producción eléctrica en un 15,5 % en comparación con el caso base, debido fundamentalmente al aumento de la capacidad de los turbogeneradores, así como el incremento en la entrega al sistema eléctrico nacional de 11,87 kW-h/t caña que comparado con el caso base que es de 6,01 kW-h/t caña, representa un 50,6 % así como un salto en los ingresos del ingenio azucarero de 824 739,84 CUP/zafra.

#### **III.1.3 CAI 5 de Septiembre**

Las alternativas de mejoras formuladas para el caso base del central 5 de Septiembre, y con la diferencia de que para este caso los turbogeneradores se encontraban operando a plena capacidad fueron:

- Regular el <sup>0</sup>Brix a la salida del primer vaso a 17, a la salida del segundo vaso a 21, así como a la salida del último vaso a 65.
- Disminuir el agua de dilución en tacho a 4% peso en caña

Esto está relacionado con la demanda de vapor en el proceso y busca evitar la expulsión de vapor a la atmósfera. En el caso del agua de dilución de 4% es el

### Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos.

valor recomendado o al menos cercano a él. Aumentando el °Brix en el primer vaso se disminuye las evaporaciones, se consume menos vapor y se incrementa en coeficiente de transferencia de calor en este, en el otro caso lo contrario, independientemente de ello debe buscarse el balance para no expulsar vapor por válvula reductora de proceso. Con el °Brix en 65 se disminuye el consumo de vapor en tachos. La Tabla III.3 presenta los resultados de la simulación del caso mejorado.

Tabla III.3 Indicadores globales caso mejorado para el CAI 5 de Septiembre. Fuente (STA 4.1)

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % bagazo disponible	36,2	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42,49	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	41,63	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	33,9	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	7,82	kWh/t caña
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	77,55	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en G.V I	47,61	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en G.V II	100	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	72,35	%

#### Análisis de los indicadores globales.

En este caso ocurrió algo similar a los dos casos anteriores, el bagazo sobrante aumento en comparación con el caso base en un 38,3%, existe un sobrante aún mayor que en los casos anteriores así como la reducción del consumo de vapor en un 21,7 % en comparación con el caso base debido a que se aumentaron los °Brix del jugo de los vasos evaporadores 1 y 6 y disminuyó en el vaso evaporador 2. A pesar de implementadas estas propuestas, la electricidad vendida no presentó ningún incremento, entregándose al sistema 7,82 kWh/tc

#### III.1.4 CAI Elpidio Gómez

Para el caso del central Elpidio Gómez, una propuesta fue el aumento de la carga de los turbogeneradores de 2 800 kW a 3 000 kW y de 2 400 kW a 2 700 kW, para disminuir al mínimo posible el flujo de vapor directo por reductora que era de un

### Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos.

6%. Igualmente que para el caso del central 5 de septiembre, se reguló el °Brix de la meladura en el último vaso, para este caso de 64 °Brix

Los cambios fundamentales en el DFP fue la salida de servicio de un generador de vapor del tipo EVELMA I de 5,56 kg/s (20 t/h), ya que este estaba trabajando solo al 1 % de su capacidad por lo que es innecesaria su utilización, pudiendo ser empleado en el caso de rotura o si los otros generadores de vapor se encuentran en mantenimiento, además de si se aumentara la molienda del central. El reporte de indicadores para el caso mejorado se presenta en la Tabla III.4

Tabla III.4 Indicadores globales caso mejorado para el CAI Elpidio Gómez. Fuente (STA 4.1)

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % bagazo disponible	38.7	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	45	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	31,8	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	13,2	kWh/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	11,8	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	71,9	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	82,3	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	61,5	%

#### Análisis de los indicadores globales

El incremento del bagazo sobrante para este ingenio fue de un 12 %, siendo un poco inferior que en los casos anteriores. Por otra parte el consumo de vapor de la fábrica se incrementa ligeramente de 40,52 % para el caso base, hasta un 42 % en este caso, esto se debe al consumo de vapor de escape en los evaporadores que aumenta un 10%. Se logra además eliminar completamente el vapor

### Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos.

expulsado a la atmósfera que era de un 22% para el caso base. En el caso base la electricidad vendida al SEN es de 11,62 kWh/tc mientras que en el mejorado es de 13,2 kW-h/tc debidos al aumento de la capacidad de generación de los turbogeneradores y a que no hubo ningún cambio en los equipos consumidores de energía eléctrica.

#### III.1.5 CAI Ciudad Caracas

El DFP del caso mejorado con respecto al caso base se modificó eliminando un generador de vapor. Este cambio se hizo debido a que en el caso base este estaba trabajando a un 5%, el cual es el de menor capacidad, mientras que el de mayor capacidad trabaja al 100 %. Dado esto, en el caso mejorado se propuso poner a trabajar el generador de vapor de mayor capacidad a un 92%. En el DFI se regularon los <sup>0</sup>Brix en los vasos evaporadores para eliminar el vapor expulsado a la atmósfera, manteniendo la carga en los turbogeneradores de manera constante. La tabla III.5 muestra el reporte de indicadores del caso mejorado del CAI Ciudad Caracas.

Tabla III.5 Indicadores globales caso mejorado para el CAI Ciudad Caracas. Fuente (STA 4.1)

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % bagazo 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	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	37,87	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	9,68	kWh/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	%

#### Análisis de los indicadores globales.

El último de los centrales analizado es el Ciudad Caracas, presentando un aumento en el bagazo sobrante de un 25 %, siendo uno de los centrales que más presenta sobrante conjuntamente con el central 5 de Septiembre, lográndose una disminución del consumo de vapor en fábrica de un 11,2 % así como la eliminación del vapor expulsado a la atmósfera como consecuencia de la

### Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos.

regulación del <sup>0</sup>Brix en los dos primeros vasos evaporadores, pero se vio afectada la entrega de electricidad al SEN en un 28%, es decir que las medidas a expensas de poder lograr incrementos en la producción de azúcar con mayor eficiencia se está dejando de poder incrementar las ventas de energía a la red. La tabla III.6 presenta el comportamiento del bagazo sobrante y la electricidad vendida para cada uno de los centrales en comparación con el caso base, la simulación de cada uno de estos casos fue considerando la norma potencial de molida con el fin de obtener las condiciones de mayor entrega, ya que realmente la molida se encuentra entre un 60 y 80 % de la norma potencial, por lo que los resultados presentados dan superior a lo realmente entregado por cada uno de los centrales. Los reportes generales para los cinco casos mejorados se encuentran presentados en los anexos 6 al 10.

Tabla III.6 Comparación entre el caso base y el caso mejorado para los centrales. Fuente (Elaboración propia)

Nombre	Unidad	CAI 14 de Julio	CAI Ciudad Caracas	CAI Antonio Sánchez	CAI Elpidio Gómez	CAI 5 de Septiembre
<b>Molida potencial</b>	t/d	2 998	2 851	3 683	2 875	4 560
<b>Caso base</b>						
Bagazo disponible	t/d	450	141	605	446	730
Bagazo sobrante % bagazo disponible	%	28,25	25,06	25,56	33,98	22,34
<b>Bagazo sobrante</b>	<b>t/d</b>	<b>127</b>	<b>35</b>	<b>154</b>	<b>152</b>	<b>163</b>
Electricidad vendida al SEN	kWh/t caña	14,13	13,46	6,01	11,62	7,82
<b>Electricidad vendida al SEN</b>	<b>kWh/d</b>	<b>42 361,7</b>	<b>38 374,5</b>	<b>22 134,8</b>	<b>33 407,5</b>	<b>36 659,2</b>
<b>Caso mejorado</b>						
Bagazo sobrante % bagazo disponible	%	33,95	33,47	30,92	38,7	36,2
<b>Bagazo sobrante</b>	<b>t/d</b>	<b>153</b>	<b>47</b>	<b>187</b>	<b>172</b>	<b>264</b>
Electricidad vendida al SEN	kWh/t caña	16,81	9,68	11,87	13,2	7,82
<b>Electricidad vendida al SEN</b>	<b>kWh/d</b>	<b>50 396,4</b>	<b>27597,7</b>	<b>43 717,2</b>	<b>37 950</b>	<b>35 659,2</b>

### Capítulo III. Potencialidades de mejoras energéticas de los centrales azucareros en la provincia de Cienfuegos.

<b>Incremento del Bagazo sobrante</b>	%	18,8	25	17,3	12,2	38,3
<b>Incremento de Electricidad vendida al SEN</b>	%	15,9	-28	49,4	11,97	-

Es importante destacar que sin inversiones, solo a partir del control del proceso, se alcanza siempre en cada uno de los centrales bagazo sobrante, siendo este un factor decisivo a la hora de evaluar el montaje de las tres bioeléctricas que se prevé para la provincia, por otra parte, excepto para el central Ciudad Caracas como para 5 de Septiembre, el resto de los centrales presentan excedentes de energía a partir de estas medidas. Para el caso mejorado la energía total entregada por los cinco centrales es de 195 320 kWh/d, incrementándose unos 22 383 kWh/d con relación al caso base.

#### III.2 Conclusiones parciales

1. Los cambios en el proceso tecnológico en los centrales propiciaron un incremento de un 12 a un 38 % del bagazo sobrante para cada central en relación al bagazo disponible, es decir para el caso base como media diariamente sobraban 103,2 t/d de bagazo, incrementándose para el caso mejorado a 164,6 t/d.
2. La cantidad de energía vendida para el caso mejorado por los cinco centrales es de 195 320 kWh/d, 22 383 kWh/d más que para el caso base, entonces considerando un período de zafra igual que para los casos bases, la energía total entregada al sistema será de 23 438 400 kWh/zafra.

# Capítulo IV

## Capítulo IV. Análisis económico de las propuestas para los centrales

### Capítulo IV. Análisis económico de las propuestas para los centrales

#### IV.1 Indicadores económicos para el central 14 de Julio

El Software Termoazúcar cuenta con un módulo llamado cálculo económico que permite realizar el análisis económico de un caso base así como realizar una comparación entre varios casos. Para todos los casos se realizó una comparación entre el caso base y el mejorado. En el análisis se tuvieron en cuenta el precio de los productos tanto vendidos como comprados por los centrales aportados por la empresa AZCUBA en Cienfuegos, Tabla IV.1 y IV.2.

Tabla IV.1 Precio de los productos vendidos por los centrales. Fuente (AZCUBA, 2016)

Producto	Valor	Unidades
Azúcar	1251,60	\$/t
Bagazo	7,40	\$/t
Cachaza	2,00	\$/t
Electricidad	0,16	\$/kWh
Miel	76,25	\$/t

Tabla IV.2 Costo de los productos comprados por los centrales. Fuente (AZCUBA, 2016)

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

Para el caso del central 14 de Julio, los resultados del análisis se basa en el desarrollo del Flujo de Caja, la tabla IV.3 representa los resultados de la simulación económica del caso base para el CAI 14 de Julio

Tabla IV.3 Resultados de la simulación económica del caso mejorado CAI 14 de Julio. Fuente (STA 4.1)

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor (\$/zafra)	%	Concepto	Valor (\$/zafra)	%
Azúcar	56 929 606,37	96,468	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	34 187 726,53	100
Cachaza	21 592,25	0,04	Electricidad	0	0
Electricidad	949 536	1,61	Petróleo consumido	0	0
Miel	1 113 455,35	1,89	Biomasa	0	0
Total	59 014 189,97	100	Total	34 187 726,53	100

## Capítulo IV. Análisis económico de las propuestas para los centrales

Para el central el principal ingreso es por concepto de azúcar vendida, la cual representa el 96,7 % de los ingresos del central, le sigue la miel final con 1,90 % y la electricidad con un 1,35 %, y por último la cachaza la cual solo representa el 0,04 %. En el central el bagazo actualmente se desperdicia, por lo que si se vendiera al precio actual esto representaría un aumento en las ganancias ya que se vende un desecho de la producción sin necesidad de una inversión.

Para el caso mejorado siendo el bagazo sobrante de 6,38 t/h, y además con un precio de venta de 7,40 \$/t, el ingreso total sería de 47,1 \$/h, y para el período total de zafra de 135 648 \$/zafra. Para el caso de la venta de energía, a pesar de representar solo el 1,35 %, esta representa una ganancia de 798 062,4 pesos por zafra. Al determinar la diferencia entre el total de ingresos y egresos se obtiene la ganancia obtenida en el caso base (Anexo 11) de 24 674 989,83 pesos por zafra, mientras que para el caso mejorado esta ganancia es de 24 826 463,433 \$/zafra, representando un aumento de 151 473,603 \$/zafra en comparación con el caso base.

### IV.2 Indicadores económicos para el central Antonio Sánchez

Para este caso ocurre un tanto similar al caso anterior, la venta de azúcar es el principal renglón de ingresos para este central, para el caso base la ganancia total fue de 46 367,8 \$ (Anexo 12). En este central existe un bagazo sobrante de un 30,9%, por lo que para este caso se obtiene por este concepto un valor de 485 493,26 \$/zafra para un 0,54%. Para el caso de la electricidad entregada al SEN de 33,98 kWh/d, representa para este central un ingreso de 824 739,84 pesos por zafra representando tan solo el 0,92 %

Los resultados de los ingresos y egresos para el caso mejorado están mostrados en la tabla IV.4

Tabla IV.4 Resultados de la simulación económica del caso mejorado CAI Antonio Sánchez. Fuente (STA 4.1)

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor (\$/zafra)	%	Concepto	Valor (\$/zafra)	%
Azúcar	87 833 546,26	98,26	Agua tratada de reposición	16 385,96	0,04
Bagazo	485 493,26	0,54	Caña	42 000 656,54	99,96

## Capítulo IV. Análisis económico de las propuestas para los centrales

Cachaza	44 211,22	0,05	Electricidad	0	0
Electricidad	824 739,84	0,92	Petróleo consumido	0	0
Miel	198 318,38	0,22	Biomasa	0	0
Total	89 386 308,96	100	Total	42 017 042,5	100

La ganancia obtenida para el caso mejorado es de 47 369,27 \$/zafra, representando un aumento de 1 001,9 \$/zafra en comparación con el caso base.

### IV.3 Indicadores económicos para el central 5 de Septiembre

Para el caso del central 5 de Septiembre ocurre un tanto similar a los casos anteriores. Tanto para el caso base como para el caso mejorado la venta de azúcar representa los mayores ingresos, con un 96,9 % presenta un ingreso de 83 349 947,14 \$ por zafra. En el anexo 13 se representan los resultados para el caso base.

Tabla IV.4 Resultados de la simulación económica del caso mejorado CAI 5 de Septiembre. Fuente (STA 4.1)

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor (\$/zafra)	%	Concepto	Valor (\$/zafra)	%
Azúcar	83 356 606,62	96,88	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	52 455 722,89	100
Cachaza	33 129,93	0,04	Electricidad	0	0
Electricidad	697 456,8	0,81	Petróleo consumido	0	0
Miel	1 951 035,16	2,27	Biomasa	0	0
Total	86 038 228,51	100	Total	52 455 722,89	100

En el central el bagazo actualmente se desperdicia, por lo que si se vendiera al precio actual esto representaría un aumento en las ganancias ya que se vende un desecho de la producción sin necesidad de una inversión. Para este caso la ganancia por esta venta sería de 143 856 \$ por zafra. La diferencia entre el total de ingresos y egresos para el caso mejorado en comparación con el base es de 33 557985,82 CUP por zafra.

### IV.4 Indicadores económicos para el central Elpidio Gómez

Para el caso del central Elpidio Gómez en la Tabla IV.5 están representados los resultados para el caso mejorado

## Capítulo IV. Análisis económico de las propuestas para los centrales

Tabla IV.5 Ingresos y egresos del central Elpidio Gómez caso mejorado. Fuente (STA 4.1)

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor (\$/zafra)	%	Concepto	Valor (\$/zafra)	%
Azúcar	51 099 049,36	96,33	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	32 788 689,88	100
Cachaza	34 514,41	0,07	Electricidad	0	0
Electricidad	730 828,8	1,38	Petróleo consumido	0	0
Miel	1 179 586,84	2,22	Biomasa	0	0
Total	53 043 979,41	100	Total	32 788 689,88	100

Similar a los casos anteriores en este central existe un excedente de bagazo que representa el 38,7 %, sin embargo el principal ingreso igualmente es por la venta de azúcar con un valor de 51 099 049,36 CUP, pero a pesar de que la venta de electricidad solo representa el 1,38 % esto aporta un ingreso de 730 828,8 \$/zafra, La ganancia neta del caso mejorado fue de 20 255 289,53 CUP. Los resultados del caso base están representado en el Anexo 14

### IV.5 Indicadores económicos para el central Ciudad Caracas

En el caso mejorado se puede apreciar que las ganancias mayores igualmente 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 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.

Para el caso del central Ciudad Caracas en las Tabla IV.6 y Tabla IV.7 están representados los resultados para el caso mejorado mientras que en el Anexo 15 se muestra los resultados para el caso base.

Tabla IV.6 Resultado de los ingresos del central Ciudad Caracas caso mejorado. Fuente (STA 4.1)

Ingresos		
Concepto	Valor \$/zafra	%
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

## Capítulo IV. Análisis económico de las propuestas para los centrales

Tabla IV.7 Resultado de los egresos del central Ciudad Caracas caso mejorado. Fuente (STA 4.1)

<b>Egresos</b>		
<b>Concepto</b>	<b>Valor \$/zafra</b>	<b>%</b>
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

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

### IV.6 Conclusiones parciales

1. A partir del análisis económico para los casos mejorados con las propuestas implementadas se tiene que el principal ingreso es por concepto de venta de azúcar representando en todos los casos más del 96 %, dando una ganancia en conjunto de 348 624 258,56 CUP para los cinco centrales, además del incremento en los excedentes de energía a la red nacional donde los ingresos fueron de 3 722 545,44 CUP.

## Conclusiones generales

### Conclusiones generales

1. Los estudios demuestran que las tendencias actuales en el incremento de la cogeneración en centrales azucareros está relacionada con mejoras tecnológicas en el esquema termoenergético, como son la introducción de generadores de vapor con presiones de trabajo mayores así como el empleo de turbogeneradores de extracción-condensación. Pocos estudios demuestran que mejorando parámetros operacionales en el proceso es posible lograr también excedentes de energía eléctrica, en Cuba a partir de un programa de 25 bioeléctricas en gran parte del territorio nacional, permitirá de 76,7 GW/h entregados actualmente, pasar en el 2030 a una entrega de 3 441,5 GW/h año, incidiendo la generación con biomasa cañera en un 14 % en la matriz energética nacional.
2. Los esquemas térmicos actuales de la provincia cuentan con generadores de vapor con capacidades instaladas de 35 t/h y 60 t/h de vapor sobrecalentado respectivamente a presiones que oscilan desde 1 720 kPa hasta 2 354 kPa, así como los turbogeneradores instalados son de contrapresión con capacidades entre 2,5 y 4 MW. El análisis de los indicadores para el caso base mediante la simulación en el STA 4.1, manifestó que existe posibilidad de aprovechar el bagazo excedente en cada uno de los centrales, el sobrante de bagazo para el caso de los centrales es de 631 t/d, cantidad de bagazo que pudiera ser suministrado a las bioeléctricas de la provincia.
3. La cantidad de energía vendida para el caso base por los cinco centrales es de 172 937,7 kWh/d, considerando un período de zafra de cuatro meses para un total de 120 días, la energía total entregada es de 20 752 524 kWh/zafra, por los centrales de la provincia. Los cambios en el proceso tecnológico en los centrales propiciaron un incremento de un 12 a un 38 % del bagazo sobrante para cada central, es decir para este caso estaría sobrando un total de 823 t/d de bagazo respectivamente 192 t/d más que para el caso base así como la cantidad de energía vendida para el caso mejorado por los cinco centrales es de 195 320,5 kWh/d, 22 382,8 kWh/d

## Conclusiones generales

más que para el caso base, entonces considerando un período de zafra igual que en el caso anterior, la energía total entregada a la red nacional será de 23 438 460 kWh/zafra.

4. A partir del análisis económico para los casos mejorados con las propuestas implementadas se tiene que el principal ingreso es por concepto de venta de azúcar representando en todos los casos más del 96 %, dando una ganancia en conjunto de 348 624 258,56 CUP/zafra para los cinco centrales, además del incremento en los excedentes de energía a la red nacional donde los ingresos fueron de 3 722 545,44 CUP/zafra.

## **Recomendaciones**

### **Recomendaciones**

1. Evaluar la posibilidad de incorporar mediante inversión un turbogenerador de extracción- condensación en los casos donde exista un excedente de bagazo considerable con el fin de evaluar las posibilidades de incremento en la venta de energía al SEN.

## Bibliografía

### Bibliografía

- Acosta, K. A. F. (2013). *Evaluación técnico-económica de alternativas de adaptación tecnológicas para biorrefinerías en una industria de la caña de azúcar*. (Tesis de Diploma), Universidad Central Marta Abreu de Las Villas.
- Aguilar, N. (2014). Biorrefinería de la caña de azúcar en México en el siglo XXI. *Ulúa*, 23, 181-204.
- Ahmetović, E., Ibrić, N., Kravanja, Z., & Grossmann, I. E. (2015). Water and energy integration: A comprehensive literature review of non-isothermal water network synthesis. *Computers and Chemical Engineering*, 82 (2 November), 144-171.
- Ahmetović, E., & Kravanja, Z. (2013). Simultaneous synthesis of process water and heat exchanger networks. *Energy*, 57(1 August), 236-250.
- Ahmetović, E., & Kravanja, Z. (2014). Simultaneous optimization of heat-integrated water networks involving process-to-process streams for heat integration. *Appl Therm Eng*, 62(1), 302-317
- Albarelli, J. Q., Ensinas, A. V., & Silva, M. A. (2014). Product diversification to enhance economic viability of second generation ethanol production in Brazil: the case of the sugar and ethanol joint production. *Chem Eng Res Des*, 92(8), 1470-1481.
- Almazan del Olmo, A.O. (2012). Apuntes para una estrategia en el desarrollo de la energética azucarera. *Revistas Anales de la Academia de Ciencia de Cuba*, 2(2).
- Alves, M. (2015). Surplus electricity production in sugarcane mills using residual bagasse and straw as fuel. *Energy*, 91, 751-757. Recuperado de <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2015.08.101>
- Amaya, D. S. (2014). *Análisis y optimización exergética de una planta de cogeneración para la industria azucarera*. (Tesis de grado), Universidad tecnológica de pereira.
- Autores, C. d. (2000). *Manuel del proceso Azucarero*.
- AZCUBA. (2016). Programa de Bioeléctricas.
- Bagajewicz, M. J., Roderer, H., & Savelski, M. J. (2002). Energy efficient water utilization systems in process plants. *Computers & Chemical Engineering*, 26(1), 59-79.
- Baloh, T. (1995). *Manual de energía para fábricas de azúcar* (Segunda ed.).
- Batule, E. (2011). *Operación, generación, co-generación y uso del vapor en la industria del azúcar de caña*.
- Bazilian, M., Rogner, H., Howells, M., Hermann, S., Arent, D., Gielen, D., Yumkella, K. K. (2011). Considering the energy, water and food nexus: towards an integrated modelling approach. *Energy Policy* 39(12), 7896-7906.
- Buchanan, E. J. (1966). *Economic design and operation of process heat Exchange equipment*. Paper presented at the The South African Sugar Technologists Association, South Africa.
- Capurro, L. F. L. (2012). *Retos de la Cogeneración frente a la garantía de abastecimiento energético*. 18º Congreso Mercado de Energía Mayorista – MEM.

## Bibliografía

- Catá, S., González, C., González, S., & Corsano, G. (2005). Análisis complejo de procesos para lograr un mejor uso de la energía térmica en una fábrica de azúcar. *Centro Azúcar*(2).
- Chen, C. L., & Chen, H. C. (2014). A mathematical approach for retrofit and optimization of total site steam distribution networks. *Process Safety and Environmental Protection*, 92(6), 532-544.
- Cienfuegos, E. Z. (2015). Informe Final Zafra 2014-2015.
- Colombiano, S. A. (2015). *Cogeneracion*.
- Colectivo de autores. (2002). Manual de cómo es el proceso azucarero.
- Corso, C. Y., González, C. M., González, M. V., & González, S. E. (2011). Factibilidad de la integración energética entre los procesos de fabricación de azúcar y alcohol. *Centro Azúcar*, 38(1), 87-94.
- Cuba. Partido Comunista de Cuba. (2011)Lineamientos de la política económica y social del partido y la Revolución. La Habana: PCC
- Desarrollo de las fuentes renovables de energía y eficiencia energética*.(2015).
- Dias, M. D., Cavalett, O., Filho, R. B., & Bonomi, A. (2014). Integrated First and Second Generation Ethanol Production from Sugarcane. *Chem Eng Trans*, 37, 445-450.
- Dias, M. O. S., Cunha, M. P., Jesus, C. D. F., Rocha, G. J. M., Pradella, J. G. C., Rossell, C. E. V., . . . Bonomia, A. (2011). Second generation ethanol in Brazil: Can it compete with electricity production? *Bioresource Technology*, 102(19), 8964-8971.
- Dias, M. O. S., Cunha, M. P., Jesus, C. D. F., Rossell, C.E.V., Filho, R. M., Mantelatto, P. E. (2013). Cogeneration in integrated first and second generation ethanol from sugarcane. *Chemical Engineering Research and Design*, 91(8), 1411-1417.
- Ensinas, A., Nebra, S. A., Lozano, M. A., & Serra, L. M. (2007). Design of evaporation systems and heaters networks in sugar cane factories using a thermoeconomic optimization procedure. *International Journal of Thermodynamics*, 10(3), 97-105.
- Espinosa, P. R., & Espinosa, M. J. U. (2013). Integración de potencia y proceso en un ingenio productor de azúcar crudo. *Centro Azúcar*, 40(4), 25-29.
- González, C. M., González, S. E., Espinosa, P. R., Albornas, C. Y., & Feijoo, C. J. (2013). Análisis de factibilidad de la integración de los procesos de producción de azúcar y alcohol. *AFINIDAD*, LXX, 284-288.
- González, C. M., Verelst, H., Espinosa, P. R., & González, S. E. (2011). Simultaneous Energy and Water Minimization Applied to Sugar Process Production. *Chem Eng Trans*, 25.
- González, C. M., Verelst, H., Espinosa, P. R., & González, S. E. (2011). Water and Wastewater Management in a Sugar Process Production. *Chem Eng Trans*, 25, 839-844.
- Gozá, O. L. (1996). *Estrategia de Análisis para lograr un uso más eficiente de la energía en los centrales Azucareros* (Tesis de Doctorado), ISPJAE, La Habana.
- Higa ,M (2009). Thermal integration of multiple effect evaporator in sugar plant. *Applied Thermal Engineering*, 29, 515-522. Recuperado de 10.1016/j.applthermaleng.2008.03.009

## Bibliografía

- Hugot, E. (1986). *Handbook of Cane Sugar Engineering* (Third ed.): Elsevier.
- Lavarack, B. P. (2006). *Application of energy integration techniques (pinch technology) to reduce process steam consumption for raw sugar factories* Paper presented at the Proc. Aust. Soc. Sugar Cane Technol, Australia.
- Manan, Z. A., Tea, S. W., & Wan Alwi, S. R. (2009). A new technique for simultaneous water and energy minimisation in process plant. *Chemical Engineering Research and Design*, 87(11), 1509-1519.
- Marín, J. R. U. (2012). *Estudio Histórico -Tecnológico de la Producción de Azúcar de Caña: Aplicación al análisis desde la ingeniería industrial y la ingeniería grafica de las máquinas de vapor Fives-Lille y Mirrlees-Watson en la Costa Granadina*. (Tesis Doctoral), Universidad de Jaén.
- Marina, O. S. (2014). Integrated First and Second Generation Ethanol Production from Sugarcane. *Chemical Engineering Transactions*, 37, 445-450. Recuperado de 10.3303/CET1437075
- Mihael, M. P. (2010). Review: Important contributions in development and improvement of the heat integration techniques. *Computers and Chemical Engineering*, 34, 1171-1179. doi: 10.1016/j.compchemeng.2010.02.038
- Ochoa, M. G. (2016). Mercado mundial de azúcar (I). *El Economista*.
- Oliveira, S. d. (2010). Sugarcane-based cogeneration plants. *Palmas*, 31, 14.
- Pérez, F. G. (2002). *Control Operacional de algunos factores agroindustriales que afectan la cogeneracion en ingenios azucareros*. (Tesis Doctoral), Universidad de Cienfuegos.
- Pérez, F. G. (2015). *La Cogeneración: Una tecnología de alta eficiencia energética*.
- Perkins, J. (2002). Education in process systems engineering: past, present and future. *Computers and Chemical Engineering*, 26, 283-293.
- Pina, A. E. (2015). Reduction of process steam demand and water-usage through heat integration in sugar and ethanol production from sugarcane e Evaluation of different plant configurations. *Energy*, 1-18. Recuperado de <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.054>
- Prashant, B. G. (2014). Heat Integration and Designing of Multiple Effects Evaporator. *International Journal of Scientific Engineering and Technology Research*, 3(41), 8397-8400.
- Ramos, P.L. (2014). Integración de procesos y análisis de cogeneración en las producciones de azúcar y alcohol. *Centro Azucar*, 41(4), 50-58.
- Rein, P., Turner, P., Mathias, K., & McGregor, K. (2011). Good managment practices. Manual for the sugar cane industry (Final). Johannesburg, Southafrica: INTERNACTIONAL FINANCE CORPORATION.
- Rein, P. (2006). *Cane Sugar Engineering*.
- Serrano, M. Á. L. (2011). *Cogeneración*. Universidad de Zaragoza.
- UCI-CUJAE. (2012). Ayuda del Software Termo Azúcar (STA) (Versión 4.1).
- Victoria, H. E. P. d. A. (2009). *El análisis de procesos y el empleo adecuado de la energía en la producción de azúcar crudo y electricidad en ingenios cubanos*: Editorial Universitaria.

## Anexos

### Anexos

**Anexo 1.** Reporte de indicadores generales para el central 14 de Julio. Fuente (STA 4.1)

<b>Indicadores globales</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Bagazo sobrante % bagazo disponible	33,95	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	43,11	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0,22	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0,1	%
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	45,82	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	29,01	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	16,81	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	5,82	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	13,51	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	46,59	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	4,29	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	12,64	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	76,96	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	16,43	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	46,56	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	63	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	24,34	%
Eficiencia térmica en base a vapor	68,96	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	93,29	%
Relación calor potencia	2,83	
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	43,11	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera I	100	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera II	53,91	%
<b>Indicadores por área</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	40,14	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	16,21	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	99,98	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	99,98	%
Economía del área de evaporación	2	adimensional
Economía del múltiple efecto	2	adimensional

## Anexos

Tasa de evaporación del múltiple efecto	23,07	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	29,14	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	33,04	%
<b>Indicadores de equipos</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado	386,99	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	834,24	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Jugo Claro	1265,92	W/m <sup>2</sup> .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Primario Jugo Alcalizado	43,78	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	93,96	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Jugo Claro	129,57	%
Velocidad del jugo en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1,51	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	1,53	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Jugo Claro	1,47	m/s
Efectividad termodinámica en Calentador Primario Jugo Alcalizado	0,38	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	0,64	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador Jugo Claro	0,56	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Primario Jugo Alcalizado	60,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	37,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Jugo Claro	37,75	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Primario Jugo Alcalizado	37,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	13,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Jugo Claro	16,75	K
Economía en Vaso 1	0,89	adimensional
Economía en Vaso 2	0,92	adimensional
Economía en Vaso 3	1,05	adimensional
Economía en Vaso 4	1,06	adimensional
Economía en Vaso 5	1,06	adimensional
Economía en Vaso 6	1,06	adimensional
Tasa de evaporación en Vaso 1	23,13	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 2	27,74	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 3	17,45	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 4	18,44	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 5	26,02	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 6	27,47	kg/h.m <sup>2</sup>

## Anexos

Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1190,01	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1400,33	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	1111,69	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	905,64	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	1029,15	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	770,99	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en Turbo I	9,36	kg/kWh
Consumo específico de vapor real en Turbo II	9,44	kg/kWh
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera I	2,06	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera II	2,06	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera I	1,54	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera II	1,54	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en Condensador barométrico múltiple	82,48	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en Condensador barométrico tacho	82,36	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en Condensador barométrico múltiple	10,88	K
Diferencia terminal de temperatura en Condensador barométrico tacho	9,1	K

### Anexo 2. Reporte de indicadores generales para el central Antonio Sánchez. Fuente (STA 4.1)

Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % bagazo disponible	30,92	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	54,79	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	13,44	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	32,54	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	18,69	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	31,92	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	25,91	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	6,01	kWh/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	2,81	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	0	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	32,51	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	0	%

## Anexos

Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	32,51	%
Rendimiento industrial	15,87	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	69,93	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	10,05	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	36,81	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	46,85	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	13,72	%
Eficiencia térmica en base a vapor	50,27	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	63,99	%
Relación calor potencia	3,66	
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	45,58	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 1	80	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 2	60,14	%
<b>Indicadores por área</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	46,31	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	16,23	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	108,63	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	384,41	%
Economía del área de evaporación	1,71	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	22,84	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	17,34	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	25,01	%
<b>Indicadores de equipos</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Coeficiente de transferencia de calor calculado en calentador de jugo alcalizado 1	547,93	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en jugo 2	1255,17	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en jugo claro	652,44	W/m <sup>2</sup> .K
Velocidad del jugo en calentador de jugo alcalizado 1	1,96	m/s
Velocidad del jugo en jugo 2	2	m/s
Velocidad del jugo en jugo claro	0,82	m/s
Tasa de evaporación en vaso 2	26,93	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso1	29,36	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso3	15,55	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso4	17,82	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 5	20,05	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 6	23,55	kg/h.m <sup>2</sup>
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso 2	1275,08	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso1	1450,37	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso3	838,68	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso4	1536,05	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso 5	1047,23	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso 6	489,16	W/m <sup>2</sup> .K

## Anexos

**Anexo 3.** Reporte de indicadores generales para el central 5 de Septiembre. Fuente (STA 4.1)

<b>Indicadores globales</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Bagazo sobrante % bagazo disponible	22,34	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	51,71	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	4,72	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	27,27	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	14,1	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	41,73	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	33,9	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	7,82	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	26,85	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	51,92	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	41,59	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	0	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	5,41	%
Rendimiento industrial	12,06	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	94,39	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	6	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	32,75	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	38,75	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	9,2	%
Eficiencia térmica en base a vapor	50,24	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	59,44	%
Relación calor potencia	5,45	
Porcentaje explotación capacidad nominal en 36	86,91	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en 37	100	%
<b>Indicadores por área</b>		
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	48,74	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	20,98	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	131,52	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	324,23	%
Economía del área de evaporación	1,73	adimensional
Economía del múltiple efecto	9,52	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	30,24	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	22,06	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	31,48	%
<b>Indicadores por equipos</b>		

## Anexos

Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJA 1	735,64	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJA 2	823,21	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJC	455,93	W/m <sup>2</sup> .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 1	78,63	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 2	87,51	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJC	53,08	%
Velocidad del jugo en CJA 1	1,86	m/s
Velocidad del jugo en CJA 2	1,9	m/s
Velocidad del jugo en CJC	1,1	m/s
Efectividad termodinámica en CJA 1	0,55	adimensional
Efectividad termodinámica en CJA 2	0,59	adimensional
Efectividad termodinámica en CJC	0,47	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 1	60,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 2	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJC	31,91	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 1	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 2	11,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJC	16,91	K
Economía en 1	0,88	adimensional
Economía en 2	0,92	adimensional
Economía en 3	1,07	adimensional
Economía en 4	1,02	adimensional
Economía en 5	1,04	adimensional
Economía en 6	1,1	adimensional
Tasa de evaporación en Pre 1	39,22	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 2	35,91	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 3	20,65	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 4	23,69	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 5	26,65	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 6	29,93	kg/h.m <sup>2</sup>
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Pre 1	2344,42	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Simple efecto	2098,23	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 3	1106,33	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 4	1999,74	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 5	1404,89	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 6	620,02	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en 38	9,01	kg/kWh
Consumo específico de vapor real en 39	9,01	kg/kWh
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 36	1,99	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 37	1,99	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 36	1,4	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 37	1,4	kg vapor/ kg

## Anexos

		bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en 11	96,33	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en 12	28,63	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en 11	11,21	K
Diferencia terminal de temperatura en 12	4,23	K

### Anexo 4. Reporte de indicadores generales para el central Elpidio Gómez. Fuente (STA 4.1)

Indicadores globales		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % bagazo disponible	33.98	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	40.52	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	21.98	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	43.39	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	31.78	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	11.62	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	6.9	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	17.02	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	6.9	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	18.83	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	11.83	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	53.94	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	14.99	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	42.71	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	57.7	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	24.52	%
Eficiencia térmica en base a vapor	69.89	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	94.41	%
Relación calor potencia	2.85	
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	40.52	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	82.3	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	72.02	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma II 20 t/h	0.89	%
Indicadores por área		
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	28.52	%

## Anexos

Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	13.51	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	86.97	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	86.97	%
Economía del área de evaporación	2.84	adimensional
Economía del múltiple efecto	2.84	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	20.61	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	42.53	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	29.27	%
<b>Indicadores por equipos</b>		
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador primario jugo alcalizado	1233.38	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador secundario jugo alcalizado	1291.56	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador jugo claro	1185.92	W/m <sup>2</sup> .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador primario jugo alcalizado	143.78	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador secundario jugo alcalizado	159	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador jugo claro	124.76	%
Velocidad del jugo en Calentador primario jugo alcalizado	1.71	m/s
Velocidad del jugo en Calentador secundario jugo alcalizado	1.22	m/s
Velocidad del jugo en Calentador jugo claro	1.67	m/s
Efectividad termodinámica en Calentador primario jugo alcalizado	0.51	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador secundario jugo alcalizado	0.88	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador jugo claro	0.76	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador primario jugo alcalizado	78.68	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador secundario jugo alcalizado	45.28	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador jugo claro	26.25	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador primario jugo alcalizado	38.53	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador secundario jugo alcalizado	5.43	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador jugo claro	6.25	K
Economía en Primer Vaso	0.93	adimensional
Economía en I Vaso del cuádruple	1	adimensional
Economía en II Vaso	1	adimensional
Economía en III Vaso	1.05	adimensional
Economía en IV Vaso	1.08	adimensional
Tasa de evaporación en Primer Vaso	15.84	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en I Vaso del cuádruple	27	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en II Vaso	17.94	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en III Vaso	25.21	kg/h.m <sup>2</sup>

## Anexos

Tasa de evaporación en IV Vaso	27.2	kg/h.m <sup>2</sup>
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Primer Vaso	1826.77	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en I Vaso del cuádruple	2009.7	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en II Vaso	1900.14	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en III Vaso	970.21	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en IV Vaso	558.26	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en Turbogenerador 3Mw	9.22	kg/kW.h
Consumo específico de vapor real en Turbogenerador 2 de 3Mw	9.47	kg/kW.h
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	2.09	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	2.09	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera Evelma II 20 t/h	1.67	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	1.57	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera Evelma III 35 t/h	1.57	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera Evelma II 20 t/h	1	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en Condensador Barométrico 1	47.82	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en	47.97	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en Condensador Barométrico 1	6.59	K
Diferencia terminal de temperatura en	10.62	K

**Anexo 5.** Reporte de indicadores generales para el central Ciudad Caracas. Fuente (STA 4.1)

Indicadores globales		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % bagazo disponible	33,55	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	46,82	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	0,03	%
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	%

## Anexos

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	%
<b>Indicadores por área</b>		
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 <sup>2</sup>
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	%
<b>Indicadores de equipos</b>		
Coeficiente de transferencia de calor calculado en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	1551,39	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en calentador 1 jugo alcalizado	499,51	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en calentador jugo claro	1 392,14	W/m <sup>2</sup> .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 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

## Anexos

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 <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 2	22,39	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 3	12,51	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 4	12,98	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 5	16,12	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 6	17,19	kg/h.m <sup>2</sup>
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1 492,04	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1 639,2	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	892,16	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	789,91	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	758,61	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	423,15	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en turbo 1	9,96	kg/kWh
Consumo específico de vapor real en turbo 2	9,73	kg/kWh
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 en condensador barométrico	63,86	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en condensador barométrico	10,35	K
Diferencia terminal de temperatura en condensador barométrico	7,54	K

**Anexo 6.** Reporte de indicadores generales para el caso mejorado del central 14 de Julio.  
Fuente (STA 4.1)

Indicadores globales		
Nombre	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % bagazo disponible	33,95	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	43,11	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0,22	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0,1	%
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%

## Anexos

Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	45,82	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	29,01	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	16,81	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	5,82	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	13,51	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	46,59	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	4,29	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	12,64	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	76,96	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	16,43	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	46,56	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	63	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	24,34	%
Eficiencia térmica en base a vapor	68,96	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	93,29	%
Relación calor potencia	2,83	
Consumo de vapor de escape en el proceso % flujo másico caña	43,11	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera I	100	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera II	53,91	%
<b>Indicadores por área</b>		
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	40,14	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	16,21	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	99,98	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	99,98	%
Economía del área de evaporación	2	adimensional
Economía del múltiple efecto	2	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	23,07	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	29,14	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	33,04	%
<b>Indicadores de equipos</b>		
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Primario Jugo Alcalizado	386,99	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	834,24	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en Calentador Jugo Claro	1265,92	W/m <sup>2</sup> .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Primario Jugo Alcalizado	43,78	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	93,96	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador Jugo Claro	129,57	%
Velocidad del jugo en Calentador Primario Jugo Alcalizado	1,51	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	1,53	m/s
Velocidad del jugo en Calentador Jugo Claro	1,47	m/s
Efectividad termodinámica en Calentador Primario Jugo Alcalizado	0,38	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	0,64	adimensional

## Anexos

Efectividad termodinámica en Calentador Jugo Claro	0,56	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Primario Jugo Alcalizado	60,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	37,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador Jugo Claro	37,75	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Primario Jugo Alcalizado	37,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Rectificador jugo Alcalizado	13,41	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en Calentador Jugo Claro	16,75	K
Economía en Vaso 1	0,89	adimensional
Economía en Vaso 2	0,92	adimensional
Economía en Vaso 3	1,05	adimensional
Economía en Vaso 4	1,06	adimensional
Economía en Vaso 5	1,06	adimensional
Economía en Vaso 6	1,06	adimensional
Tasa de evaporación en Vaso 1	23,13	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 2	27,74	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 3	17,45	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 4	18,44	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 5	26,02	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 6	27,47	kg/h.m <sup>2</sup>
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1190,01	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1400,33	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	1111,69	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	905,64	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	1029,15	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	770,99	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en Turbo I	9,36	kg/kWh
Consumo específico de vapor real en Turbo II	9,44	kg/kWh
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera I	2,06	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en Caldera II	2,06	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera I	1,54	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en Caldera II	1,54	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en Condensador barométrico múltiple	82,48	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en Condensador barométrico tacho	82,36	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en Condensador barométrico múltiple	10,88	K
Diferencia terminal de temperatura en Condensador barométrico tacho	9,1	K

## Anexos

**Anexo 7.** Reporte de indicadores generales para el caso mejorado del central Antonio Sánchez. Fuente (STA 4.1)

<b>Indicadores globales</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Bagazo sobrante % bagazo disponible	45,86	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42,94	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0,1	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	37,78	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	25,91	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	11,87	kW-h/t caña
Rendimiento industrial	15,87	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	54,8	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 1	80	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en caldera 2	29,61	%
<b>Indicadores por área</b>		
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	31,6	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	16,23	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	108,62	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	108,62	%
Economía del área de evaporación	2,5	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	22,84	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	29,9	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	31,18	%
Coefficiente de transferencia de calor calculado en jugo claro	815,56	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en jugo 2	1255,17	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado en calentador de jugo alcalizado 1	547,93	W/m <sup>2</sup> .K
Velocidad del jugo en jugo claro	1,29	m/s
Velocidad del jugo en jugo 2	2	m/s
Velocidad del jugo en calentador de jugo alcalizado 1	1,96	m/s
Tasa de evaporación en vaso 2	22,07	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso1	15,93	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso3	21,47	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso4	24,39	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 5	27,1	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en vaso 6	31,06	kg/h.m <sup>2</sup>
<b>Indicadores por equipos</b>		
Coefficiente de transferencia de calor calculado vaso2	1030,85	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado vaso1	821,69	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado vaso3	1151,65	W/m <sup>2</sup> .K
Coefficiente de transferencia de calor calculado vaso4	2040,6	W/m <sup>2</sup> .K

## Anexos

Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso5	1396,05	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado vaso6	661,16	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en turbo1	12,1	kg/kWh
Consumo específico de vapor real en turbo 2	12,2	kg/kWh

**Anexo 8.** Reporte de indicadores generales para el caso mejorado del central 5 de Septiembre. Fuente (STA 4.1)

<b>Indicadores globales</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Bagazo sobrante % bagazo disponible	36,2	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42,49	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 %	11,48	%
Demanda escape proceso		
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	4,88	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	1,39	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	41,73	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	33,9	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	7,82	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	21,82	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	51,36	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	49,89	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	2,9	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	12,06	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	77,55	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	7,3	%
Eficiencia térmica en base a biomasa	39,86	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	47,16	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	22,4	%
Eficiencia térmica en base a vapor	61,15	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	72,35	%
Relación calor potencia	2,73	
Porcentaje explotación capacidad nominal en 36	47,61	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en 37	100	%
<b>Indicadores por área</b>		
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	11,65	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	14,53	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	91,12	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	266,39	%
Economía del área de evaporación	7,34	adimensional
Economía del múltiple efecto	7,34	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	38,57	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	27,27	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	26,65	%

## Anexos

Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	11,65	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	14,53	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	91,12	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	266,39	%
Economía del área de evaporación	7,34	adimensional
Economía del múltiple efecto	7,34	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	38,57	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	27,27	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	26,65	%
<b>Indicadores por equipos</b>		
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJA 1	735,64	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJA 2	823,21	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJC	455,93	W/m <sup>2</sup> .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 1	78,63	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 2	87,51	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJC	53,08	%
Velocidad del jugo en CJA 1	1,86	m/s
Velocidad del jugo en CJA 2	1,9	m/s
Velocidad del jugo en CJC	1,1	m/s
Efectividad termodinámica en CJA 1	0,55	adimensional
Efectividad termodinámica en CJA 2	0,59	adimensional
Efectividad termodinámica en CJC	0,47	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 1	60,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 2	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJC	31,91	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 1	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 2	11,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJC	16,91	K
Economía en Pre 1	0,87	adimensional
Economía en Simple efecto	0,92	adimensional
Economía en 3	1,06	adimensional
Economía en 4	1,01	adimensional
Economía en 5	1,03	adimensional
Economía en 6	1,07	adimensional
Tasa de evaporación en Pre 1	27,27	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Simple efecto	31,27	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 3	26,77	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 4	30,44	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 5	33,81	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 6	37,01	kg/h.m <sup>2</sup>
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Pre 1	1654,41	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Simple efecto	1804,7	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 3	1435,77	W/m <sup>2</sup> .K

## Anexos

Coeficiente de transferencia de calor calculado en 4	2531,14	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 5	1784,12	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 6	795,18	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en 38	9,01	kg/kWh
Consumo específico de vapor real en 39	9,01	kg/kWh
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 36	1,99	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 37	1,99	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 36	1,4	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 37	1,4	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en 11	96,35	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en 12	28,63	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en 11	11,52	K
Diferencia terminal de temperatura en 12	4,23	K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJA 1	735,64	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJA 2	823,21	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en CJC	455,93	W/m <sup>2</sup> .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 1	78,63	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJA 2	87,51	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en CJC	53,08	%
Velocidad del jugo en CJA 1	1,86	m/s
Velocidad del jugo en CJA 2	1,9	m/s
Velocidad del jugo en CJC	1,1	m/s
Efectividad termodinámica en CJA 1	0,55	adimensional
Efectividad termodinámica en CJA 2	0,59	adimensional
Efectividad termodinámica en CJC	0,47	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 1	60,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJA 2	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en CJC	31,91	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 1	27,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJA 2	11,34	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo a la salida en CJC	16,91	K
Economía en Pre 1	0,87	adimensional
Economía en Simple efecto	0,92	adimensional
Economía en 3	1,06	adimensional
Economía en 4	1,01	adimensional
Economía en 5	1,03	adimensional
Economía en 6	1,07	adimensional
Tasa de evaporación en Pre 1	27,27	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Simple efecto	31,27	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 3	26,77	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 4	30,44	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 5	33,81	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en 6	37,01	kg/h.m <sup>2</sup>
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Pre 1	1654,41	W/m <sup>2</sup> .K

## Anexos

Coeficiente de transferencia de calor calculado en Simple efecto	1804,7	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 3	1435,77	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 4	2531,14	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 5	1784,12	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en 6	795,18	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en 38	9,01	kg/kWh
Consumo específico de vapor real en 39	9,01	kg/kWh
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 36	1,99	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Bruto con Bagazo en 37	1,99	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 36	1,4	kg vapor/ kg bagazo
Índice de Generación Neto con Bagazo en 37	1,4	kg vapor/ kg bagazo
Consumo másico específico de agua de inyección en 11	96,35	kg/kg
Consumo másico específico de agua de inyección en 12	28,63	kg/kg
Diferencia terminal de temperatura en 11	11,52	K
Diferencia terminal de temperatura en 12	4,23	K

**Anexo 9.** Reporte de indicadores generales para el caso mejorado del central Elpidio Gómez. Fuente (STA 4.1)

<b>Indicadores globales</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Bagazo sobrante %bagazo disponible	38,7	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	42	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	45	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	31,8	kWh/t caña
Electricidad vendida al SEN	13,2	kW-h/t caña
Déficit de condensados puros % flujo másico caña	0	%
Sobrante de Condensados Puros % flujo másico caña	12,9	%
Sobrante de Condensados Puros % Consumo Vapor de la Fábrica	30,8	%
Total de condensados contaminados % flujo másico caña	57,8	%
Sobrante de Condensados Contaminados % flujo másico caña	9,8	%
Déficit de condensados contaminados % flujo másico caña	0	%
Rendimiento industrial	11,8	%
Porcentaje explotación total capacidad nominal instalada	71,9	%
Eficiencia de los motores primarios en base a biomasa	16,7	%

## Anexos

Eficiencia térmica en base a biomasa	47,7	%
Eficiencia total de cogeneración en base a biomasa	64,4	%
Eficiencia de los motores primarios en base a vapor	24,4	%
Eficiencia térmica en base a vapor	69,9	%
Eficiencia total de cogeneración en base a vapor	94,3	%
Relación calor potencia	2,9	
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	82,3	%
Porcentaje explotación capacidad nominal en Caldera Evelma III 35 t/h	61,5	%
<b>Indicadores por área</b>		
Consumo de vapor de escape en los evaporadores % flujo másico caña	38,3	%
Consumo de vapor en tachos % flujo másico caña	11,1	%
Consumo de vapor en tachos % peso SST en meladura	71,4	%
Consumo de vapor escape en proceso de crudo % flujo másico SST en jugo claro	270,5	%
Economía del área de evaporación	2,1	adimensional
Economía del múltiple efecto	2,1	adimensional
Tasa de evaporación del múltiple efecto	20,7	kg/h.m <sup>2</sup>
Pérdidas calor evaporación al Condensador barométrico del múltiple % Demanda escape del proceso	26,2	%
Pérdidas calor en evaporaciones a condensadores barométricos de Casa de calderas	23,2	%
<b>Indicadores por equipos</b>		
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador primario jugo alcalizado	1233,4	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador secundario jugo alcalizado	1291,6	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Calentador jugo claro	1185,9	W/m <sup>2</sup> .K
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador primario jugo alcalizado	143,8	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador secundario jugo alcalizado	159	%
Relación entre el CGTC Calculado y Hugot en Calentador jugo claro	124,8	%
Velocidad del jugo en Calentador primario jugo alcalizado	1,7	m/s
Velocidad del jugo en Calentador secundario jugo alcalizado	1,2	m/s
Velocidad del jugo en Calentador jugo claro	1,7	m/s
Efectividad termodinámica en Calentador primario jugo alcalizado	0,5	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador secundario jugo alcalizado	0,9	adimensional
Efectividad termodinámica en Calentador jugo claro	0,8	adimensional
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador primario jugo alcalizado	78,7	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador secundario jugo alcalizado	45,3	K
Diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo de entrada en Calentador jugo claro	26,2	K

## Anexos

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

## Anexos

**Anexo 10.** Reporte de indicadores generales para el caso mejorado del central Ciudad Caracas. Fuente (STA 4.1)

<b>Indicadores globales</b>		
<b>Nombre</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Bagazo sobrante % bagazo disponible	33,55	%
Consumo vapor de la fábrica % flujo másico caña	46,82	%
Vapor total expulsado a la Atmósfera % flujo másico caña	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % Demanda escape proceso	0	%
Vapor directo a escape por válvula reductora 1 % flujo másico de caña	0	%
Vapor escape reductora proceso 1 % vapor extracción simple efecto o efecto 1 múltiple	0,03	%
Vapor escape reductora proceso 1 % flujo másico caña	0,01	%
Producción Eléctrica Específica de la Fábrica	47,55	kWh/t caña
Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica	37,87	kWh/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	%
<b>Indicadores por áreas</b>		
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 <sup>2</sup>
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	%
<b>Indicadores por equipos</b>		
Coefficiente de transferencia de calor calculado en calentador 2 jugo alcalizado rectificador	1551,39	W/m <sup>2</sup> .K

## Anexos

Coeficiente de transferencia de calor calculado en calentador 1 jugo alcalizado	499,51	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en calentador jugo claro	1 392,14	W/m <sup>2</sup> .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 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	0,89	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 <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 2	22,39	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 3	12,51	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 4	12,98	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 5	16,12	kg/h.m <sup>2</sup>
Tasa de evaporación en Vaso 6	17,19	kg/h.m <sup>2</sup>
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 1	1 492,04	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 2	1 639,2	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 3	892,16	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 4	789,91	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 5	758,61	W/m <sup>2</sup> .K
Coeficiente de transferencia de calor calculado en Vaso 6	423,15	W/m <sup>2</sup> .K
Consumo específico de vapor real en turbo 1	9,96	kg/kWh
Consumo específico de vapor real en turbo 2	9,73	kg/kWh
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

## Anexos

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

**Anexo 11.** Reporte de indicadores económicos para el caso base del central 14 de Julio. Fuente (STA 4.1)

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor	%	Concepto	Valor	%
Azúcar	56 929 606,37	96,72	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	34 187 726,53	100
Cachaza	21 592,25	0,04	Electricidad	0	0
Electricidad	798 062,4	1,356	Petróleo consumido	0	0
Miel	1 113 455,35	1,90	Biomasa	0	0
Total	58 862 716,37	100	Total	34 187 726,53	100

**Anexo 12.** Reporte de indicadores económicos para el caso base del central Antonio Sánchez. Fuente (STA 4.1)

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor	%	Concepto	Valor	%
Azúcar	87 833 546,26	99,38	Agua tratada de reposición	16 385,96	0,04
Bagazo	0,03	0	Caña	42 000 656,54	99,96
Cachaza	26 526,73	0,03	Electricidad	0	0
Electricidad	326 459,52	0,37	Petróleo consumido	0	0
Miel	198 318,38	0,22	Biomasa	0	0
Total	88 384 850,93	100	Total	42 017 042,5	100

**Anexo 13.** Reporte de indicadores económicos para el caso base del central 5 de Septiembre. Fuente (STA 4.1)

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor	%	Concepto	Valor	%
Azúcar	83 349 947,14	96,9	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	52 455 722,89	100
Cachaza	33 129,93	0,04	Electricidad	0	0
Electricidad	679 596,48	0,79	Petróleo consumido	0	0
Miel	1 951 035,16	2,27	Biomasa	0	0
Total	86 013 708,72	100	Total	52 455 722,89	100

## Anexos

**Anexo 14.** Reporte de indicadores económicos para el caso base del central Elpidio Gómez. Fuente (STA 4.1)

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor	%	Concepto	Valor	%
Azúcar	51 099 049,36	96,5	Agua tratada de reposición	0	0
Bagazo	0	0	Caña	32 788 689,88	100
Cachaza	34 514,41	0,07	Electricidad	0	0
Electricidad	641 433,6	1,21	Petróleo consumido	0	0
Miel	1 179 586,84	2,23	Biomasa	0	0
Total	52 954 584,21	100	Total	32 788 689,88	100

**Anexo 15.** Reporte de indicadores económicos para el caso base del central Ciudad Caracas. Fuente (STA 4.1)

Ingresos			Egresos		
Concepto	Valor	%	Concepto	Valor	%
Azúcar	69 405 449,95	98,82	Agua tratada de reposición	32 512 823,5	100
Bagazo	0	0	Caña	0	0
Cachaza	20 534,41	0,03	Electricidad	0	0
Electricidad	723 456	1,03	Petróleo consumido	0	0
Miel	87 467,13	0,12	Biomasa	0	0
Total	70 236 907,5	100	Total	32 512 823,5	100