

REPUBLICA DE CUBA.  
MINISTERIO DE EDUCACION SUPERIOR  
UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS  
FACULTAD DE INGIENERIA



**Título:** Metodología para la evaluación  
del esquema termoenergético en el  
central azucarero Antonio Sánchez de  
Cienfuegos.

**Autor:** Ernesto Miguel López Alemán

**Tutores:** MSc. Reinier Jiménez Borges

Dr.C José P Monteagudo Yanes

Ing. Andrés Lorenzo Álvarez González

Curso: 2019-2020

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD  
UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS



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

---

Firma del autor.

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

---

Información Científico Técnico

Nombre y Apellidos. Firma.

---

Firma del Vice Decano.

---

Firma del Tutor.

Nombre y Apellidos.

---

Sistema de Documentación y Proyecto.

Nombre y Apellido. Firma.

# *PEMSAMIENTO*

*'' La crisis es la mejor bendición que puede sucederle a personas y países porque la crisis trae progresos ''*

*Albert Einstein*

# *DEDICATORIA*

*Este trabajo va dedicado especialmente a mis padres, hijo y mi mujer quienes gracias a sus apoyos incondicionales he logrado cumplir cada una de mis metas, a mis abuelos, a mis suegros y en general a mi familia que de una forma u otra han aportado su granito de arena en toda mi carrera.*

# *AGRADECIMIENTOS*

*A la que me trajo a este mundo, mi madre que ha sido mi razón de ser, mi guía, mi luz a la que le debo gran parte de lo que soy.*

*A mi padre que a pesar de estar en la distancia me ha brindado su apoyo consejos y sabiduría.*

*A mi abuelo Miguel Alemán el cual ha sido motor impulsor para desarrollarme en esta carrera, por sus consejos y enseñanzas.*

*A la mujer que adoro, la madre de mi hijo por darme la confianza de poder andar por cualquier los caminos sin temerle a nada.*

*A mis suegros por aguantarme en todo este tiempo.*

*A mis primas, tías, que sin mencionarlas porque son muchas, han aportado de una forma u otra en la persona que me he convertido.*

*A mis amistades de estudio por esos momentos de estrés y a la vez de diversión.*

*A mi tutor Reinier por formar parte de este proyecto.*

*En general a todo aquel q formado parte de mi vida.*

# *RESUMEN*

## **Resumen**

El siguiente trabajo de diploma es realizado en la fábrica azucarera Antonio Sánchez ubicada en el poblado de Covadonga en el municipio Aguada de pasajeros en Cienfuegos. En este se presenta una metodología para la realización del balance termoenergético del central. A partir del análisis de los principales indicadores globales, por área y por equipos en el sistema de cogeneración, se identifican oportunidades de mejoras con el fin de buscar un aumento en la producción eléctrica del central y entregar mayor energía eléctrica al SEN, así como disminuir el consumo de vapor de la fábrica. Se simularon variaciones al esquema que permitieron lograr un incremento de la producción eléctrica de un 8,87 kWh/ton de caña, para una entrega de electricidad al SEN de 8,88 kWh/ton de caña para una reducción de consumo de vapor en la fábrica de 25,56 %. A partir de un análisis económico se logra un incremento de ingresos de 35 008 060.9 CUP/zafra.

**Palabras claves:** Eficiencia, Indicadores, Cogeneración, Simulación, Esquema, Vapor

## **Abstract**

The following diploma work is carried out at the Antonio Sánchez sugar factory located in the town of Covadonga in the Aguada municipality of passengers in Cienfuegos. This presents a methodology for carrying out the thermoenergetic balance of the plant. Based on the analysis of the main global indicators, by area and by equipment in the cogeneration system, opportunities for improvements are identified in order to seek an increase in the power production of the plant and deliver more electricity to the SEN, as well as decrease the steam consumption of the factory. Variations to the scheme were simulated that allowed to achieve an increase in electricity production of 8.87 kWh / ton of cane, for a delivery of electricity to the SEN of 8.88 kWh / ton of cane for a reduction of steam consumption in the 25.56% factory. From an economic analysis, an increase in income of 35,008,060.9 CUP / harvest is achieved.

**Keywords:** Efficiency, Indicators, Cogeneration, Simulation, Scheme, Steam

# ÍNDICE

## **Contenido**

Introducción .....	14
CAPÍTULO 1. Estado actual y tendencias en los esquemas termo-energéticos de los centrales azucareros. ....	18
1.1 Introducción al capítulo.....	18
1.2 Breve situación actual del aprovechamiento de la biomasa para la generación de electricidad a nivel internacional y nacional. ....	18
1.2.1 La biomasa a nivel internacional.....	18
1.2.2 La biomasa en Cuba .....	22
1.3 Descripción de los esquemas térmicos de los centrales azucareros actuales. Cambios tecnológicos para mejorar la eficiencia. ....	23
1.3.1 Generador de vapor o Calderas .....	24
1.3.2 Turbogeneradores .....	25
1.3.3 Calentamiento del jugo.....	27
1.3.4 Centrifugas.....	28
1.3.5 Equipos de evaporación .....	28
1.3.6 Estación de cristalización o tachos .....	29
1.3.7 Caracterización general de los esquemas térmicos cubanos. ....	30
1.4 Métodos para la evaluación de la eficiencia termo energética en esquemas térmicos.....	32
1.5 Conclusiones del capítulo.....	35
Capítulo2. Descripción del sistema termoenergético actual. Metodología para la evaluación termoenergética .....	37
2.1 Introducción del capítulo.....	37

2.2 Descripción del sistema termoenergético actual.....	37
2.2.1Caracterización de la Empresa.....	37
2.2.2Caracterización del sistema termoenergético .....	38
2.3 Selección de la metodología a evaluar.....	40
2.3.1Balance de materiales.....	40
2.3.2 Balance de energía .....	42
2.4 Evaluación del sistema termoenergético actual CAI Antonio Sánchez.....	53
2.5 Análisis de los indicadores del caso base.....	57
2.6 Conclusiones parciales.....	62
Capítulo3. Propuestas para evaluar los incrementos en la eficiencia termoenergética el central Antonio Sánchez.....	64
3.1 Introducción del capítulo.....	64
3.2 Identificación de oportunidades de mejoras .....	64
3.2.1Simulación del caso mejorado: .....	65
3.2.2 Resultados obtenidos a partir del caso mejorado .....	66
3.3 Análisis económico.....	69
3.3.1 Método de Cálculo.....	71
3.3.2 Resultados del balance económico .....	73
3.4 Conclusiones parciales.....	75
Conclusiones generales.....	77
Recomendaciones.....	79
Bibliografía.....	81
Anexos.....	84

# *INTRODUCCIÓN*

## **Introducción**

Actualmente el mundo vive en una lucha incansable, en la búsqueda de fuentes de energías que sean capaces de abastecer el aumento brusco del desarrollo. Con la aparición de petróleo como principal fuente se fueron sumando las fuentes de energía renovables capaces de obtener energía limpia sin ocasionar daño al medio ambiente, pues el oro negro ya se está haciendo cada vez más escaso.

Cuba se ha interesado en el estudio de esta materia, pues al ser bloqueada por los Estados Unidos ha tenido que abrirse paso para poder abastecer de energía a su población. Históricamente la economía cubana ha estado sustentada por la industria azucarera llegando a ser en años anteriores uno de los mayores productores de este cristal. Este liderazgo lo ocupó de forma ininterrumpida hasta mediados de los años ochenta, en que se decidió desarrollar intensivamente el turismo y propiciar el fomento de las ramas farmacéutica y biotecnológica.

A partir del año 2002 se inició un proceso de reordenamiento y redimensionamiento del sector con el objetivo de alcanzar mejores resultados desde el punto de vista tecnológico, económico y ambiental, con gran interés en fortalecer el desarrollo de los derivados, la introducción de mejoras tecnológicas y la explotación al máximo de todos los beneficios con que cuenta esta industria. La diversificación de la Industria azucarera planteada por Cuba aprovecha el potencial que ofrece la disponibilidad de biomasa cañera y el desarrollo de las tecnologías de cogeneración.(Pérez, 2017).

La industria azucarera es privilegiada porque de la materia prima que procesa se obtiene, además del azúcar, el agua y el combustible necesarios para su operación. El bagazo de caña, biomasa residual del proceso de extracción del jugo, posee un excelente valor calórico, y constituye un combustible renovable que quemado en los generadores de vapor produce el vapor que mueve las turbinas de contrapresión para el accionamiento de los generadores eléctricos.(Jiménez Borges, 2016).

Actualmente, la industria azucarera aporta el 3,5 por ciento de la generación de electricidad al Sistema Electroenergético Nacional (SEN) de Cuba. El plan para

elevar la eficiencia energética en el país contempla que para 2030 una veintena de ingenios generen un excedente de 755 MW para alimentar la red del SEN. Actualmente, las energías renovables solo representan el 4,6 por ciento de la generación y el resto lo aportan los combustibles fósiles. La paulatina instalación en los ingenios de modernas plantas bioeléctricas, necesarias para lograr ese objetivo, requiere una inversión estimada en 1.290 millones de dólares, que AZCUBA espera obtener de préstamos gubernamentales o inversiones extranjeras.(Alemán, 2017).

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 periodo inactivo de la operación de la planta eléctrica y la obsolescencia tecnológica de la base energética de la industria, entre otros factores, conllevan a la elevación de los consumos y costos energéticos, y al no aprovechamiento de las potencialidades para la generación y entrega de electricidad al (SEN).(Bernal, 2016)

Para llegar a conocer las condiciones actuales de los esquemas de las fábricas de azúcar es necesario la aplicación de un balance termoenergético integral, pues este puede señalar las dificultades existentes y conducir a economías, evitándose el consumo de combustible adicional, o en caso de sobrante estudiar las formas económicamente más ventajosas de su utilización. La realización de un balance termoenergético en una fábrica de azúcar es una tarea compleja, por el gran número de variables y equipos consumidores de vapor que intervienen en el proceso de elaboración. (Falcón, Izquierdo, Vicente, & Suárez, 2019).

### **Problema científico:**

¿Cómo evaluar el esquema termoenergético actual del central azucarero Antonio Sánchez a partir de un balance térmico?

**Hipótesis:**

Es posible mediante la aplicación de un balance termoenergético determinar la eficiencia y aprovechamiento del esquema térmico actual del central azucarero Antonio Sánchez.

**Objetivo general:**

Evaluar la eficiencia termoenergética actual del central azucarero Antonio Sánchez mediante la aplicación de un balance térmico.

**Objetivos específicos:**

1. Analizar el estado actual y las tendencias de incrementos de la eficiencia energética en los centrales azucareros de Cuba y el mundo.
2. Caracterizar el esquema termoenergético actual del central objeto de estudio.
3. Desarrollar el balance termoenergético para evaluar el esquema tecnológico e identificar propuestas de mejoras para elevar la eficiencia en el proceso.
4. Evaluar las alternativas de modificación del esquema tecnológico sustentado en un análisis económico.

# *CAPÍTULO 1*

## **CAPÍTULO 1. Estado actual y tendencias en los esquemas termoenergéticos de los centrales azucareros.**

### ***1.1 Introducción al capítulo.***

En este capítulo se realizó una búsqueda bibliográfica de la utilización de la biomasa a partir de la caña de azúcar principalmente a nivel internacional y en Cuba, se analizan los esquemas termoenergéticos de la industria azucarera, así como la búsqueda y análisis de las tecnologías implementadas actualmente con el fin de mejorar la eficiencia termoenergética. Se analizan distintas metodologías de cálculo para la evaluación de la eficiencia en esquemas térmicos para poder seleccionar la que permita un análisis integral y detallado.

### ***1.2 Breve situación actual del aprovechamiento de la biomasa para la generación de electricidad a nivel internacional y nacional.***

La situación energética que enfrenta el mundo de hoy no tiene comparación con nada de lo ocurrido en este aspecto en épocas pasadas. El sobreconsumo de portadores energéticos fósiles y el pobre empleo relativo, de acuerdo a sus potenciales, de las fuentes renovables de energía, ha conducido al mundo a una situación energética insostenible. Los frecuentes aumentos del precio del petróleo no son más que un reflejo de este fenómeno y no su causa como algunos pretenden hacer ver.(Falcón et al., 2019).

#### **1.2.1 La biomasa a nivel internacional.**

En Latinoamérica Brasil ocupa el mayor productor de caña de azúcar del continente y del mundo (con el 23% de la producción mundial), siendo también el mayor exportador de azúcar (con más del 50% de las exportaciones mundiales). Además de Brasil, la caña de azúcar es también producida en México, Colombia, Guatemala, Argentina, Cuba, Perú, Ecuador, El Salvador, Bolivia, Nicaragua, Paraguay, Honduras, República Dominicana, Costa Rica y Venezuela, (en orden decreciente para el año 2016). En términos de producción, se destaca la drástica reducción ocurrida en Cuba, el gran incremento en Brasil, los menores aumentos

en México, Colombia, Guatemala y Argentina. Así como la reducción de la producción de la República Dominicana que, a partir del año 1984, cuando su producción comenzó a descender de los 10 millones de toneladas, continuando la reducción paulatinamente en las décadas siguientes hasta llegar al nivel de producción de solo 4 millones de toneladas anuales en 2016; y la de Venezuela que también disminuyó por debajo de los 9 millones de toneladas a partir del 2007 manteniendo este decrecimiento hasta la actualidad (Tabla 1.1). (Marín, 2018)

Tabla 1.1 Principales productores de caña de azúcar de América Latina y Caribe, sus respectivas áreas de cultivo, rendimiento y producción. Fuente (Marín, 2018)

País/ Bloque	Área (ha 10 <sup>3</sup> )				Rendimiento (t ha <sup>-1</sup> )				Producción (t 10 <sup>3</sup> )			
	1980/ 1990	1991/ 2001	2002/ 2012	2013/ 2016	1980/ 1990	1991/ 2001	2002/ 2012	2013/ 2016	1980/ 1990	1991/ 2001	2002/ 2012	2013/ 2016
Total mundial	15558	18982	22456	26849	59.5	62.9	68.9	70.4	927	1180.4	1551.6	1891
Brasil	3661	4662	7317	10238	60.7	66.7	75.8	73.8	223.4	306.4	557.7	755.8
México	555	607	684	771	69.3	73.7	72.9	74.5	38.6	44.1	49.8	57.4
Colombia	309	384	391	408	81.7	85.9	93	88.9	25.1	32.4	36.4	36.3
Guatemala	80	159	212	264	88.8	96.5	94.8	120.9	7.1	14.8	20	31.9
Argentina	294	278	311	351	51.3	63	73.1	66.2	15	17.5	22.7	23.2
Cuba	1326	1156	519	421	54.5	36	32.4	42.8	72.2	43.8	16.7	18
Perú	63	57	72	86	109.9	116.4	122.3	123.2	6.9	6.6	8.9	10.6
Ecuador	91	84	93	101	62.5	60.1	78.7	84.3	5.6	4.9	7.4	8.5
Bolivia	70	87	129	151	41.1	42.5	48.2	49.7	2.9	3.6	6.2	7.5
El Salvador	35	60	64	79	84.2	77.8	81.3	87.4	2.9	4.6	5.2	6.9
Nicaragua	40	46	52	71	61	67.7	88.1	94.5	2.4	3.1	4.6	6.7
Paraguay	54	57	83	119	45.5	46.9	49.4	53.4	2.4	2.7	4.1	6.3
Venezuela	94	119	123	91	65.5	62.6	69.3	61.5	6.2	7.4	8.5	5.6
Honduras	51	46	73	64	60.1	77.4	77.8	82.9	2.9	3.4	5.7	5.3
República Dominicana	189	180	97	107	48.2	32.2	51.5	44.7	9.1	5.9	4.9	4.8
Costa Rica	45	44	53	65	59.6	81.7	77.8	66.1	2.6	3.5	4.1	4.3
Caribe*	202	134	101	83	46.9	45.8	44	32.1	9.3	6.9	5.1	4.1
Otros**	121	106	110	125	51.7	53.4	54.3	53.2	6.8	6.2	6.4	6.8

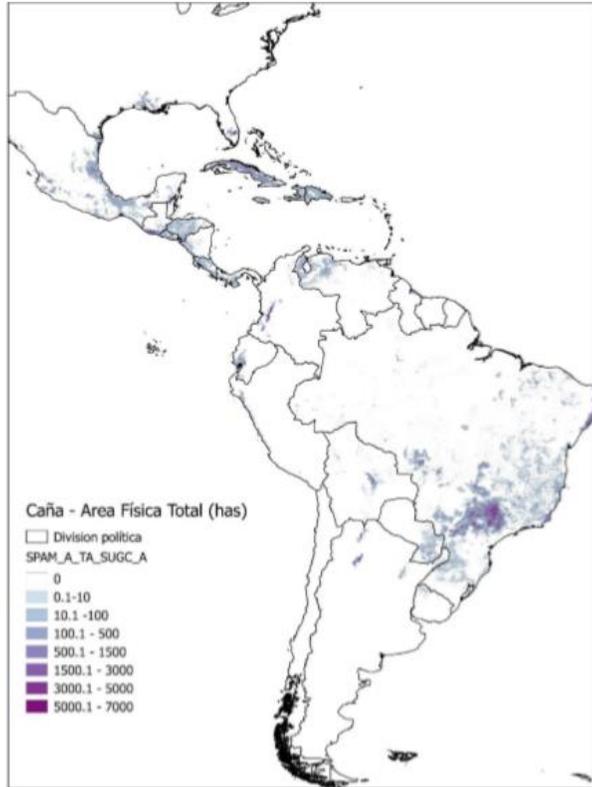


Figura 1.1 Distribución geográfica del cultivo de caña de azúcar en América Latina y Caribe según el área total cultivada por celdas de cuadrícula de 10 km x 10 km de resolución. Fuente (Marín, 2018)

Brasil a partir de su programa “ProAlcool” con más de 45 años a partir de su producción es capaz de ahorrar hasta un 30% de la gasolina que consume el país y el 4% de la demanda de electricidad, bajo su concepto de “Biorefinerías”, enfoca su trabajo en explotar el potencial de la biotecnología para el desarrollo de nuevos bioproductos, así como en los estudios del genoma de la caña como base para los nuevos desarrollos.

El escenario que agrupa a los principales productores de azúcar de caña en el mundo ha variado y países que fueron líderes en esta producción, como Cuba y África del Sur, han sido desplazados por economías emergentes como India,

Tailandia y México, aunque con particularidades diferentes. Los resultados de la zafra 2018-2019 según la ISO, 2019 se ilustra en la figura 1.2.

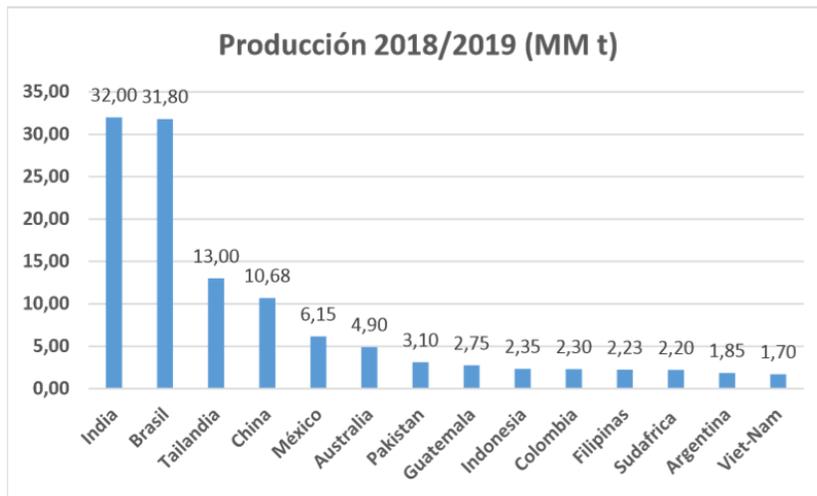


Figura 1.2 Principales productores de azúcar de caña en el mundo. Fuente (Ríos, 2019.)

India, quien disputa el primer lugar con Brasil con más de 30 MM t de caña en 5.1 MM de *ha*, dados sus estimados de crecimiento poblacional para el 2030 (1.5 MM de habitantes), prevé un incremento de las demandas de alimentos y de energía renovable (etanol- electricidad) de un 110% para igual fecha; sin embargo, hoy la capacidad instalada en MW solo cubre el 43.6% de su potencial y requiere llegar hasta unos 6 000 MW. Prevén que el incremento de la producción cañera podrá ser de un 15%, gracias a la mejora en las variedades, por lo que también le conceden una gran importancia a la modificación genética de la caña para lograr estos resultados.

Por otra parte, Australia con 33 MM t de caña de azúcar y una producción de 4.7 MM t de azúcar, también apunta hacia la diversificación como estrategia para enfrentar el incremento de los costos de producción. Hoy día la capacidad eléctrica instalada es de 487 MW, la cual puede reportar mayores beneficios por cogeneración.

África del Sur es uno de los productores de azúcar más competitivos por sus costos, con una gran tradición en el desarrollo de tecnologías eficientes. Con 14 ingenios pertenecientes a 6 compañías produce unos 2.3 MM t de azúcar por cosecha. Considera que la diversificación en los sectores agrícolas e industrial es esencial para mantener la competitividad de esta producción.

Tailandia ha emergido como el tercer mayor productor de azúcar de caña a nivel mundial, a pesar de ser un país azotado por diversas afectaciones climáticas, y posee 52 ingenios que muelen más de 90 MM t de caña anualmente. Es el mayor exportador de azúcar de Asia. Sin embargo, la producción de caña de azúcar solo ocupa el 8% del área cultivable y enfrenta la competencia de cultivos como arroz, maíz, casaba y aceite de palma, entre otros. Sus 52 ingenios son autosuficientes en electricidad y entregan 1 600 MW durante la zafra (500 MW bajo contrato).

No obstante, a pesar de algunas diferencias estratégicas, todas coinciden en priorizar los rendimientos en azúcar y potenciar la respuesta energética, sea para alcohol, biodiesel o la generación de electricidad y de esta forma, brindar respuestas a las crecientes necesidades alimentarias y energéticas de los países con soluciones ambientalmente compatibles.(Ríos, 2019.)

### **1.2.2 La biomasa en Cuba**

En Cuba la principal fuente de energía renovable (además de la energía solar) es la biomasa, ya que no existen grandes ríos, ni zonas con altas velocidades del viento. Si bien el mayor potencial energético lo tiene la biomasa cañera, existen otras fuentes que tienen importancia en el orden local o que su aprovechamiento resulta conveniente desde el punto de vista medioambiental, ya que en el país constituye una prioridad el fomento y utilización de las fuentes renovables de energía. (Soler, 2011)

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. De aquí que el Comité Central del Partido Comunista de Cuba 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. 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, de aquí la potencialidad de desarrollo para el Complejo Agroindustrial (CAI) 5 de Septiembre con una capacidad de 50 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 figura 1.3 representa la distribución y capacidad de estas bioeléctricas en el País.(Jiménez, 2016)

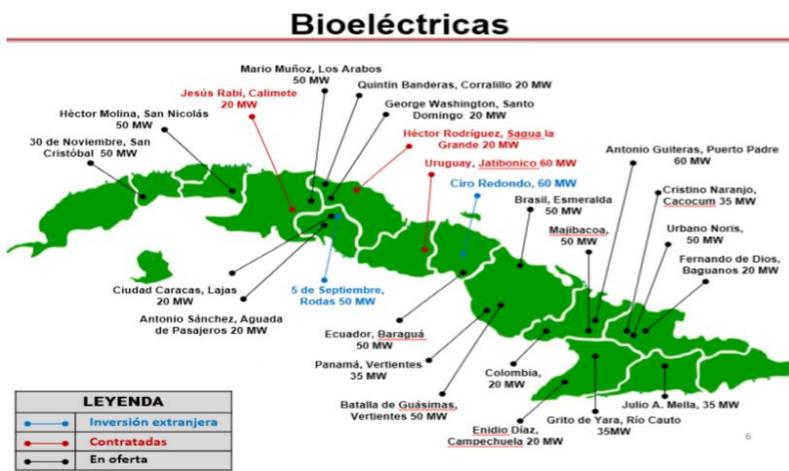


Figura 1.3 Distribución de las bioeléctricas en Cuba. (Jiménez, 2016)

**1.3 Descripción de los esquemas térmicos de los centrales azucareros actuales. Cambios tecnológicos para mejorar la eficiencia.**

El esquema de uso del vapor es esencial a la hora de analizar todo el vapor generado y la eficiencia del sistema necesaria para generar electricidad de todo el proceso de fabricación de azúcar en el central y para la venta a la red pública.

En la Figura 1.3 se presenta el esquema energético de un central azucarero tradicional, caracterizado por la simplicidad de su esquema. La presión del vapor directo es baja al igual que lo es la presión de escape. Como corresponde a un esquema elemental de consumo, los calentadores de jugo, el cuádruple efecto y los tachos reciben vapor de escape. Este esquema dimensionado para una capacidad base de 1 150 tc/d (100 000 @) contaba con una presión de trabajo del generador de vapor de 10,5 kg/cm<sup>2</sup> (1 030 kPa) y una temperatura del vapor de 206 °C. (Díaz, 2016)

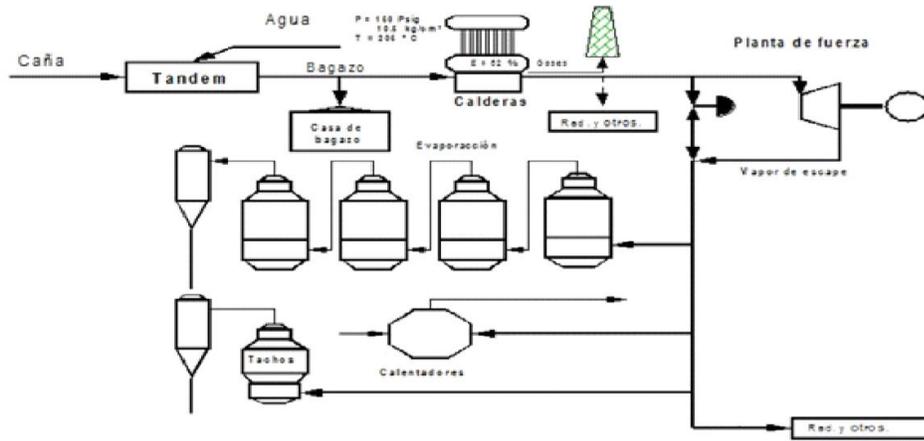


Figura:1.3 Esquema térmico tradicional para una capacidad base de 1150 tc/d  
Fuente:(Díaz, 2016)

### 1.3.1 Generador de vapor o Calderas

En aras de una alta eficiencia (no menor de 90 %) no hay dudas en cuanto a la necesidad de emplear calderas modernas, con horno totalmente apantallado, superficie convectiva moderada, economizador, calentador de aire y uno o dos domos como máximo. Valorar el tipo de horno a emplear es un aspecto también de sumo interés, no todas las biomazas cañeras presentan iguales características (sobre todo por diferencias en humedad, granulometría y contenido y tipos de cenizas) y, además, el posible empleo de otros combustibles está presente. Los

hornos de parrilla pin hole y viajera se destacan como los prioritarios, aunque los de lecho fluorizado burbujeante resultan valorables.(Rubio & Rodríguez, 2018)

Estas calderas poseen una superficie de calefacción de 2 680 m<sup>2</sup> con una producción nominal de 120 t/h a una presión manométrica de 22 kg/cm<sup>2</sup> (2 158 kPa) y una temperatura de vapor de 350 °C. Esta caldera operaba con un precalentador de aire, de 6 552 m<sup>2</sup> de superficie de transferencia de calor, un sistema de inyección de aire secundario caliente para favorecer la turbulencia en el interior del hogar, un economizador de 1 005 m<sup>2</sup> de superficie y un lavador de gases. Otras calderas modernas también poseen una superficie de calefacción de 2 680 m<sup>2</sup>, con una producción nominal de 120 t/h a una presión manométrica de 42 kg/cm<sup>2</sup> (4 119,48 kPa) y una temperatura de vapor de 450 °C. Estas calderas poseen una grilla inclinada y operan con un precalentador de aire de 4 167 m<sup>2</sup> de superficie de transferencia de calor, un sistema de inyección de aire secundario caliente para favorecer la turbulencia en el interior del hogar, un economizador de 1 614 m<sup>2</sup> de superficie y un lavador de gases.(Díaz, 2016)

### **1.3.2 Turbogeneradores**

En la industria azucarera existen una serie de esquemas en la generación de energía, cada una con distintos parámetros de operación y difieren además en el tipo de tecnología que tienen instalado.

Dentro de los más usados se encuentran: Ciclo a vapor con turbina de contrapresión, convencional y más difundida, ciclo de vapor con turbina de extracción-condensación con altos parámetros de vapor de 40-80 bar (4-8 MPa), tecnología comercial, moderna y eficiente, ciclo combinado con gasificación del bagazo y ciclo combinado con turbina de gas y turbina de vapor.(Morfa, 2016)

Partiendo de que la generación de electricidad se hará en un ciclo termodinámico Rankine, la reducción del número de calderas es un hecho aceptado universalmente como ventajoso. Esto conduce a esquemas de una o dos calderas como máximo. Por otro lado, en este caso que la generación eléctrica está asociada a una planta de proceso que requiere vapor saturado de bajos parámetros- resulta obligatoria la presencia de turbinas de contrapresión o de extracción-condensación.

Esto conduce obligatoriamente a solo dos esquemas posibles para generar electricidad en y fuera de zafra. Seguidamente se presentarán para cada esquema las ventajas y desventajas que constituyen uno del otro.

Dos calderas y dos turbinas (contrapresión y extracción-condensación). Ver Figura 1.4

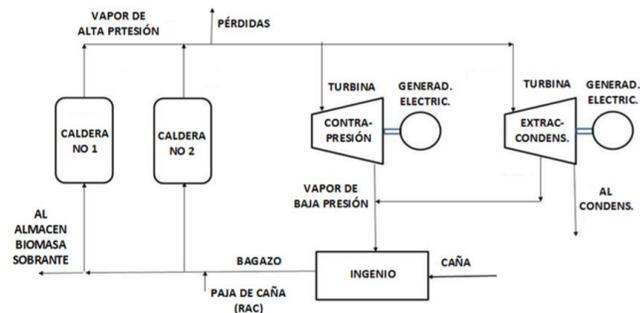


Figura 1.4 Esquema de dos calderas y dos turbinas. Fuente: (Rubio & Rodríguez, 2018)

Ventajas:

- Ante la rotura de la turbina de extracción-condensación, el ingenio podría operar completando la demanda de vapor con una reductora-aterperadora de ser necesario
- Ante la rotura de una caldera el ingenio podría operar con una sola caldera, aunque a molida reducida.

Una caldera y una turbina de extracción condensación. Ver Figura 1.5.

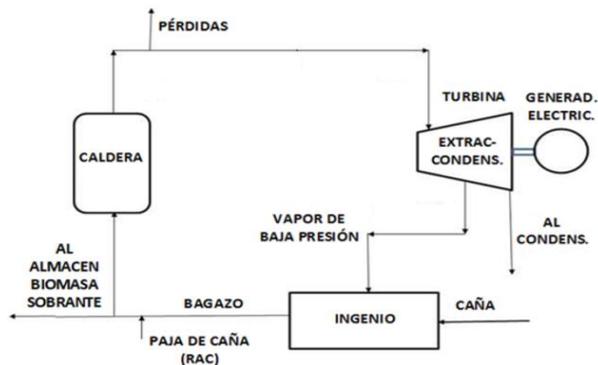


Figura 1.5 Esquema de una caldera y una turbina. Fuente (Rubio & Rodríguez, 2018)

Ventajas:

- Menor costo inversionista por: permitir instalar una potencia óptima menor que en el primer esquema, menor costo en calderas, turbinas y generadores eléctricos, no duplicarse la automática, el sistema de interconexión eléctrica ni el sistema de tuberías y simplificación de la cimentación y construcción civil (menor área de suelo y área techada).
- Mayor eficiencia (menor consumo específico de vapor) al tener una turbina de mayor potencia que cada una de las del primer esquema.
- Facilidad para la introducción de la regeneración en el esquema termodinámico.
- Mayor fiabilidad y menores costos de operación y mantenimiento por menor número de equipos.

Una variante de este esquema sería una turbina de dos cuerpos con el generador instalado entre ellos. Un desacople entre el generador y el cilindro de baja presión (condensación) permitiría que en zafra este último no trabajara. En consecuencia, se podría instalar una caldera y un generador de menor capacidad obteniéndose un mayor ahorro de biomasa en zafra y un incremento del factor de capacidad de la instalación. Estas turbinas están disponibles en el mercado, Teniendo en cuenta que en la actualidad las calderas y las turbinas se fabrican con una alta fiabilidad, las ventajas del primero se reducen sustancialmente; por otro lado, ante la rotura de la turbina de contrapresión en el primer esquema tampoco existiría solución operativa para seguir moliendo.(Rubio & Rodríguez, 2018)

### **1.3.3 Calentamiento del jugo**

Un aumento de temperatura del jugo mezclado es importante porque con ello se favorece la reacción de los no-azúcares; la cal comienza a formar sus verdaderas combinaciones tan pronto como el jugo comienza a calentarse, en este proceso el pH tiene marcada influencia.

Es conveniente que el guarapo se caliente hasta 2 o 3 °C por encima de su temperatura de ebullición a la presión atmosférica; cuando el jugo a esta temperatura es colectado en el tanque flash, (como este trabaja a presión atmosférica) no podrá mantener una temperatura superior a su punto de ebullición a esa presión, entonces el guarapo hierve, lo que permite la eliminación de incondensables (aire y otros gases) por auto-evaporación, con ello se evita que el aire y los gases lleguen al clarificador, donde entorpecerían la decantación o sedimentación normal en los jugos al no permitir el descenso del flóculo y provocar revolturas en este.

El jugo entra a los calentadores primarios a 40 °C y sale a 85 °C, utilizándose todo el vapor generado en el segundo vaso del doble efecto (0.135 MPa); de forma inmediata el jugo pasa a los calentadores rectificadores para elevar su temperatura hasta valores en el rango (102 a 106) °C, utilizándose parte del vapor generado en el primer vaso del doble efecto (0.17 MPa); la circulación del jugo es debida a la presión aportada por una bomba que lo desplaza a una velocidad en los tubos de (1.53 a 2.13) m/s.(González, 2010)

#### **1.3.4 Centrifugas.**

En un principio, las centrifugas eran de conos efectuando la descarga manualmente, proceso mucho más laborioso y costoso. A principios de siglo se introdujeron turbinas centrífugas más avanzadas tecnológicamente movidas por motores eléctricos independientes que hacían la descarga de las mieles automáticamente, por lo que se economizaba bastante el proceso La mayoría de las centrifugas de carga actuales operan entre 1 000 y 1 500 rpm.(Díaz, 2016)

#### **1.3.5 Equipos de evaporación**

Desde el surgimiento de los evaporadores de múltiple efecto comenzando en el año 1845 por Norbert Rillieux, quien instaló en Packwood (Louisiana) el primer evaporador de múltiple efecto al vacío, un equipo constituido por tres cuerpos por donde circulaban los jugos azucarados y los vapores que lo calentaban el cual consistía en colocar tres calderas en batería (efecto múltiple) en posición vertical y efectuando vacío mediante una bomba en cada una de ellas. Estos sistemas de

evaporación fueron aumentando el número de evaporadores con cuádruple y quíntuple efecto durante el primer tercio del siglo XX. Prashant Balpande, en su trabajo "Diseño de un evaporador de múltiple efecto" considera que la optimización correcta de jugo en este puede mejorar la eficiencia del sistema y conduce en última instancia a la reducción de costos de explotación.(Díaz, 2016)

### **1.3.6 Estación de cristalización o tachos**

En general, en la industria azucarera existen dos tipos de tachos al vacío: los de cristalización continua y los de cristalización discontinua o batch. En la actualidad, Brasil es reconocido como el mayor productor de azúcar del mundo, todo esto sumado a un dato que valoriza enormemente este primer lugar: Brasil no es solamente el mayor productor sino también es el de menor costo de producción, todo lo consigue sólo de una forma: modernizando el parque de maquinaria instalado, perfeccionando el proceso de producción y automatizando el completo trabajo de los ingenios. Los sistemas de automatización para tachos de cristalizar en Brasil son proyectados para obtener la máxima flexibilidad en la selección de estrategias productivas para el sector. Este gran productor utiliza un sistema basado en autómatas programables, el cual presenta una secuencia lógica de esta etapa, el corte y la descarga de los tachos controlados gracias a la versatilidad de sus programas.

#### **Tacho Continuo**

El tacho continuo de vacío es una unidad de tipo horizontal o vertical, con una calandria tubular, montada verticalmente a lo largo del eje de la carcasa. La calandria puede tener una cámara sencilla o doble, y está diseñada para operar a diferentes presiones de vapor. El vapor es alimentado a la calandria, y el condensado es drenado a través de una serie de tubos existentes en el fondo de la placa inferior de las tuberías. El Tacho está dividido en 10 o 12 celdas separadas, estas permiten diferentes configuraciones de flujo de masas cocidas. El vapor que se desprende de las masas cocidas es recolectado desde la parte alta del cuerpo y enviado al condensador. Las masas cocidas en ebullición fluyen por gravedad a través de cada celda y pasan de una celda a otra por medio de una serie de pórticos

u orificios de transferencia. Estos están diseñados de tal forma que evitan atascamientos y garantizan un buen flujo. Cada celda tiene su múltiple de admisión, sistema de agitación y sistema de control. Gracias a un diseño meticuloso, la configuración del tacho permite un flujo uniforme de masas cocidas que evitan áreas de estancamiento y de conflicto en el flujo. Se pueden instalar múltiples unidades que operen en serie o en paralelo. También pueden instalarse uno encima de otro, en forma de torre.

### **Tacho Discontinuo o Batch**

Un tacho discontinuo es un equipo que consta de dos recintos cerrados que están separados entre sí por paredes metálicas delgadas en forma de tubos o serpentines, a estas paredes se les denomina superficie de calefacción o calandria. El vapor entra en uno de estos espacios a temperatura y presión fijas, a las cuales se condensa liberando así su calor latente. En el otro espacio hay una solución a temperatura y presión menor que absorbe el calor liberado por la condensación del vapor. La velocidad del flujo a través de la superficie de calefacción es proporcional a la diferencia de temperatura existente entre el vapor que está en un lado y el líquido en ebullición que está en el otro. Para el tacho poder evaporar una libra de agua, es necesario suministrar el equivalente de su calor latente, a la misma presión a que se lleva a cabo la evaporación, asumiendo que la solución esté a su temperatura de ebullición. Si no lo está, hay que proporcionar el calor sensible adicional suficiente para llevarla a dicho punto de ebullición.

Si, en caso contrario, la solución entra al tacho con una temperatura más alta que el punto de ebullición, ocurrirá la autoevaporación, y la cantidad de calor requerida para evaporar una libra de agua será menos que el calor latente en la cantidad de unidades térmicas así liberadas. (Galvez, 2014)

### **1.3.7 Caracterización general de los esquemas térmicos cubanos.**

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> (166,7 kPa).

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

- Calentador de líquido a líquido el cual usa el condensado contaminado para elevar la temperatura del jugo alcalizado.
- Calentadores primarios los cuales 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 quintuple efecto, donde el primer y segundo vaso forma el primer vaso del quintuple y son alimentados 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. (Jiménez, 2016)

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. En la Industria Azucarera cubana actualmente se utilizan los tachos batch, los cuales se pueden clasificar en dos modos diferentes de operación según el área donde se realiza la cocción de la meladura: los de serpentín que trabajan satisfactoriamente con vapor directo y los de calandria que trabajan con vapor de escape a baja presión o con vapores extraídos del primer cuerpo de un múltiple efecto, o de un pre-evaporador. (Galvez, 2014)

#### ***1.4 Métodos para la evaluación de la eficiencia termo energética en esquemas térmicos.***

Las metodologías que se aplican frecuentemente en la actualidad por el MINAZ adolecen de algunas deficiencias: no se hace una evaluación integral, ya que no consideran todos los parámetros que es necesario analizar, utilizan aproximaciones que pueden, en muchos casos, ser evitables y que son innecesarias, si se utilizan adecuadamente las ecuaciones de balances de masa y energía en las diferentes secciones del proceso y no toman en cuenta algunos aspectos importantes que influyen en los balances de masa y energía como son entre otros, los atemperadores y el tanque flash.

En busca de una metodología capaz de realizar un análisis integral de los esquemas termoenergéticos se realizó una búsqueda detallada para proponer la más eficiente (Soler, 2011) propone una metodología para la evaluación integral del comportamiento energético de los centrales azucareros a partir de las siguientes etapas:

1. Confeccionar el diagrama de flujo del proceso y el esquema energético.
2. Realizar los balances de masa en los generadores de vapor.
3. Realizar los balances de energía en los generadores de vapor.
4. Realizar los balances de masa en el proceso tecnológico.

5. Determinar el consumo de vapor en los equipos primarios, de acuerdo a los equipos que formen parte del esquema energético del central.
6. Determinar el consumo de vapor en los equipos tecnológicos, de acuerdo a los equipos que formen parte del esquema energético del central.
7. Realizar los balances de masa y de energía en el atemperador del vapor de escape.
8. Determinar los flujos máxicos producidos en el proceso que se aprovechan en otras secciones del mismo según lo planteado.
9. Determinar los flujos de vapor a circular por las válvulas reductoras.
10. Determinar los flujos de vapor en las diferentes líneas de presión y analizar la correspondencia disponibilidad-consumo en cada una de ellas.
11. Realizar el balance de bagazo.
12. Determinar los indicadores de eficiencia propuestos.
13. Analizar los resultados obtenidos y tomar las medidas necesarias para resolver las deficiencias detectadas.

Obviamente en esta metodología se puede variar el orden de algunas de las etapas señaladas.

En la metodología planteada por (Echemendía, 1997) concebido para que constituya un material de referencia y consulta en ese campo para los Inspectores Estatales Energéticos de todo el país en la esfera energética. En este documento no hacen énfasis en la confección del balance de vapor del central azucarero ya que la labor del inspector energético está dada fundamentalmente en detectar y valorar las pérdidas de energía que ocurren en el ingenio y dictar las medidas para su disminución. El Manual no pretende llegar a obtener valores con una gran precisión, y aunque no abarca totalmente el universo azucarero, aspira a que con ella logre el profesional, con un mínimo de datos y en breve tiempo aplique la lógica a seguir según el caso que se presente, apoyado en el nivel profesional y en la experiencia de trabajo que posea o alcance a tener, y una vez analizados los resultados, tenga una idea de la situación energética del ingenio. En él se recopilan una serie de fórmulas lo más simplificadas posibles para el cálculo de consumo de vapor de los equipos, así como otras que permitan ayudar a realizar un análisis y/o

a obtener un valor necesario para los cálculos; con el mismo fin se incluyen notas y tablas que no sólo abarcan al central azucarero en sí, sino que de una u otra forma influyen en su eficiencia energética respetando así las unidades de medidas.

Otro método para la evaluación de los centrales azucareros es la tecnología pinch, es una metodología que comprende un grupo de técnicas estructuradas para la aplicación sistemática de la primera y segunda ley de la termodinámica. Estas reglas son a la vez simples y prácticas. Las aplicaciones de estas técnicas facilitan el diseño ingenieril del proceso para discernir la ganancia fundamental dentro de la integración térmica entre el proceso químico y los sistemas de utilidades circundantes. Esto facilita la optimización del consumo total de utilidades y de las áreas del proceso y la configuración a priori del sistema de utilidades para la simulación detallada final y la optimización. (Pedraja & Martínez, 2013).

Existen métodos informáticos como es el software 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 centrifugas, turbogeneradores de vapor de contrapresión y extracción-condensación,

aterperadores, 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.(Jiménez Borges, 2016)

Como última metodología se tomaron las referencias descritas por (Falcón et al., 2019) quien realiza el balance de energía el cual incluye el balance de vapor, de condensado y calor en los equipos del proceso, este es realizado en orden inverso a partir de los consumidores de vapor de escape, los motores primarios, válvulas reductoras y finalmente las calderas; y la referida por (Pérez, 2017) que mediante el balance de materiales en el área de generación de vapor para determinar las corrientes que intervienen en las operaciones involucradas, y luego procede con el balance energético para conocer los equipos con mayor consumo de vapor y la distribución de la energía en el proceso.

### ***1.5 Conclusiones del capítulo***

1. Entre los principales productores de caña se encuentra la India disputando el primer lugar con Brasil con más de 300 MM t de caña en 5.1 MM de ha, con una capacidad instalada en MW que solo cubre el 43.6% de su potencial. Cuba cuenta con 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.
2. En el mundo actualmente se utilizan calderas de media y altas presiones y turbogeneradores de extracción-condensación mientras que en Cuba se utilizan calderas de media y turbogeneradores de contrapresión
3. Se analizaron las metodologías tanto analíticas como los programas para evaluar el esquema termo-energético con el fin de seleccionar la más eficiente y detallada como el software STA 4.1 y la metodología analítica planteada por (Pérez, 2017)

## *CAPÍTULO 2*

## **Capítulo2. Descripción del sistema termoenergético actual.**

### **Metodología para la evaluación termoenergética.**

#### **2.1 Introducción del capítulo.**

En el siguiente capítulo se desarrolla la metodología propuesta a partir de los datos reales tomados para una jornada de operación del central azucarero "Antonio Sánchez". Se abordan características principales de la empresa y se describe el sistema termoenergético actual. Se analizan los resultados obtenidos y se comparan con indicadores reportados en la literatura para obtener una mayor visión de la eficiencia termoenergética del central.

#### **2.2 Descripción del sistema termoenergético actual.**

##### **2.2.1 Caracterización de la Empresa.**

La empresa azucarera "Antonio Sánchez", se encuentra situado en el municipio Aguada de pasajeros, provincia de Cienfuegos a los 84°39' longitud oeste y 28°13' latitud norte. Limita con la ciénaga de zapata por el sur, con el Consejo Popular Real campiña por el norte, Consejo Popular Yaguaramas por el este y con Abreu por el oeste. La temperatura media anual oscila entre los 32 y 26 °C.

La Empresa está dedicada a la actividad agrícola, fundamentalmente cañera, y a la producción de azúcar, alimento animal y energía eléctrica. Ocupa un área geográfica de 42 574,0 ha y de estas 39 819 ha dedicada a la agricultura cañera. El resto se dedica a cultivos varios y pastos. Se cuenta con 7 Unidad Básica de Producción Cooperativa (UBPC), 1 Cooperativa Agropecuaria (CPA), y una Unión Empresarial Básica (UEB) de producción de alimentos. posee un promedio de 2 416 trabajadores (un 20 % mujeres), desglosados de la siguiente manera: obreros 1 724, servicios 245, técnicos 102, administrativos 284 y dirigentes 53.

La actividad económica fundamental es la producción de azúcar crudo y paralelamente se obtienen ingresos por la venta de energía eléctrica, otros derivados (miel, cachaza y bagazo) y producciones agropecuarias.

#### Objeto Social

- Producir y comercializar de forma mayorista azúcares y mieles, derivados, subproductos tales como cenizas, cachaza, bagazo, residuos agrícolas de la cosecha y otros provenientes de la agroindustria y energía eléctrica para el SEN en pesos moneda nacional.

#### Objeto Empresarial

- Producir y comercializar de forma mayorista, viandas, hortalizas, granos, cereales, frutas, producciones forestales (posturas forestales y frutales), así como producciones pecuarias, leche vacuna y derivados de la leche, cumpliendo las regulaciones vigentes por los Ministerios de la Agricultura y de la Industria Alimenticia, todos ellos en moneda nacional.

#### **2.2.2 Caracterización del sistema termoenergético**

El central Antonio Sánchez, con una molida potencial de 49,67 kg/s (4 300 t/d) de caña, produce azúcar crudo. El tándem es accionado eléctricamente, la alcalización se realiza en frío y el sistema de cocción es de tres masas cocidas. La fábrica tiene una capacidad eléctrica instalada equivalente a 6,5 MW.

#### **Área de molienda.**

Desde los campos es trasladada la caña cortada en trozos hacia el área de molida, que cuenta con una batería de cinco molinos de modelo Fulton con virgen inclinada. En esta etapa se obtiene el bagazo, que es utilizado como combustible en los G.V para generar vapor, representando este aproximadamente el 25% del peso de la caña molida, así como el jugo mezclado para la producción de azúcar crudo. La extracción del jugo mezclado oscila en el rango de 90-100% en dependencia del flujo de agua de imbibición y de la fibra de la caña.

#### **Área de generación de vapor.**

El sistema de generación de vapor del central cuenta con dos calderas Retal los cuales tienen una capacidad nominal de 60 t/h, una presión de vapor

sobrecalentado de 1 930 kPa (180 psi) a una temperatura de 623,15 K (350 °C). El combustible que emplea es el bagazo proveniente de los molinos. El vapor de las calderas es aprovechado para producir energía eléctrica a través de dos turbogeneradores de contrapresión estos de 4,0 y 2,5 MW respectivamente. Estos turbogeneradores producen además el vapor de escape a 266 kPa (38 lbf/in<sup>2</sup>) que es utilizado en el proceso por los calentadores 1 y 4, así como los dos pre- evaporadores encargados de generar todo el vapor necesario en las áreas de evaporación, concentración y cristalización que le preceden. Este vapor directo pasa por la válvula reductora de directo a escape (VRD/E) para suplir cualquier demanda fluctuante del proceso, en especial la de los tachos.

#### **Área de evaporación.**

En esta área se cuenta con una estación de calentadores que dan óptimo uso al vapor, luego de las inversiones realizadas, se cuentan con calentadores líquido a líquido, Vampiros y WEBER modificados y un Clarificador BTR, que calientan el jugo a temperaturas desde 375,15 K a 378,15 K (102-105°C), cada calentador está formado por 3 intercambiadores 1-2 en serie. En cada intercambiador 1-2 se tienen 33 tubos por pase, con una longitud de 495 cm y un diámetro de 3,2 cm, con una capacidad de 408 m<sup>3</sup>/h para lograr una mejor mezcla en el tanque flash.

Luego el jugo se dirige a los pre- evaporadores donde ocurre una evaporación primaria. El esquema de evaporación está formado por un quíntuple efecto, con dos primeros vasos consumidores de vapor de escape en paralelo y con el jugo en serie, el mismo suministra vapor a los tachos, a los calentadores secundario y rectificador de jugo alcalizado.

Estos operan a presiones relativamente altas 124 kPa a 103 kPa ó (18 a 15 lbf/in<sup>2</sup>). A partir del tercer vaso de este quíntuple se consumen vapor de escape. En este proceso se elimina la mayor cantidad de agua posible, consisten en una solución de celdas de ebullición dispuestas en serie. El jugo entra primero en el pre- evaporador y se calienta hasta el punto de ebullición. Al comenzar el proceso de

ebullición se generan vapores los cuales sirven para calentar el jugo en el siguiente efecto, logrando así un menor punto de ebullición en cada evaporador.

En el proceso de evaporación se obtiene el jarabe o meladura la cual es purificada en un clarificador.

### **Área de estación de tachos.**

Uno de los últimos procesos en la obtención de las azúcares es la cristalización y concentración, la cual se realiza en los tachos, el ingenio cuenta con siete que trabajan al vacío. La meladura proveniente de los evaporadores llega a los tachos, donde se sigue concentrando hasta el punto en que aparecen los cristales de azúcar. Los tachos son los últimos consumidores de vapor en el proceso de producción de azúcar y con ellos es donde cierra el esquema térmico del ingenio.

Además, en esta área se cuenta con un cristizador rápido de 3<sup>ra</sup>, dos graneros, dos cristalizadores tradicionales de azúcar comercial y finalmente posee 4 centrifugas comerciales y otras 5 polacas para masa cocida B y tres centrifugas de doble semilla. En el anexo 1 se presenta el diagrama de flujo de proceso del caso base para el CAI Antonio Sánchez.

### **2.3 Selección de la metodología a evaluar**

Para la evaluación termoenergética del central se debe realizar primeramente el balance de materia en el área de generación de vapor para determinar las corrientes que intervienen en las operaciones involucradas, y luego se procede con el balance energético para conocer los equipos con mayor consumo de vapor y la distribución de la energía en el proceso para ello se utilizó la metodología propuesta por (Pérez, 2017) y (Espinoza, 1991).

#### **2.3.1 Balance de materiales**

El balance de materiales se realizó mediante los datos brindados por la fábrica mostrados en el anexo 2 y las ecuaciones para el balance total de masa en las etapas de extracción, alcalización y clarificación del jugo. Las ecuaciones empleadas se observan a continuación.

### Etapa de extracción.

Para el cálculo de balance de masa en los molinos se parte de la Ec.2.1

Balance total:

$$CM + A = MB + JM \quad \text{Ec:2.1}$$

Donde

CM: Cantidad de caña molida que entra a los molinos (%).

A: Agua de imbibición suministrada a los molinos (%)

MB: Masa de bagazo resultante del proceso de molienda (%)

$$MB = B * CM/100 \quad \text{Ec:2.2}$$

Donde

B: Por ciento de bagazo en caña (%)

JM: Jugo mezclado o la masa de jugo en los molinos (%)

$$JM = CM * Em \quad \text{Ec:2.3}$$

Donde

Em: Por ciento de extracción en los molinos (%).

### Etapa de alcalización

Para la etapa de balance de masa en el proceso de alcalización primeramente se debe determinar la masa de lechada de cal a partir de la Ec:2.4

$$m(\text{lechada}) = V(\text{lechada}) * \rho(\text{lechada}) \quad \text{Ec:2.4}$$

Donde

$\rho(\text{lechada})$ : Densidad de Oxido de Calcio (CaO) con un valor de 1,029 (kg/L)

$V(\text{lechada})$ : Volumen de la lechada de cal determinado por la Ec:2.5 (L)

$$V(\text{lechada}) = m(\text{CaO}) * 1000/36$$

Ec:2.5

Donde

m(CaO): Masa suministrada a la mezcla 500g CaO/ton de caña (kg)

**Comentado [UdW1]:** No entiendo si te refieres a que la unidad es gCaO/ton de caña por qué dices que es kg

Balance total:

$$JM + JF + LC = JA$$

Ec:2.6

Donde:

JF = (15 – 20 %) JM : Jugo filtrado a partir del jugo mezclado en el proceso de molienda (%).

LC: Lechada de cal (%).

JA: Jugo alcalizado (%).

Etapas de clarificación.

Balance total:

$$JA + F = JC + C$$

Ec:2.7

Donde

F = 5 % CM : Floculante (%)

C: Cachaza (%).

JC: Jugo clarificado (%).

### 2.3.2 Balance de energía

En la realización del balance energía, el cual incluyó el balance de vapor, de condensados y de calor en los equipos del esquema termoenergético, se emplearon los datos que se muestran en el anexo 3 "Datos para el balance de

energía". Las ecuaciones utilizadas en los balances de vapor, calderas y condensados fueron las siguientes:

### **Balance de vapor.**

Turbogeneradores (Motores Primarios).

$$GMP = \frac{860 * N_{tg}}{H_0 * \eta_t * \eta_{elec} * \eta_{mec} * \eta_{tubo}} \quad Ec:2.8$$

Donde:

GMP: Consumo de vapor específico del turbogenerador (kg/h),

H<sub>0</sub>: Diferencia de entalpía entre el vapor a la entrada de la turbina y después de la expansión ideal (kcal/kg),

860: Conversión de kWh a kcal,

N<sub>tg</sub> Potencia real del turbogenerador (kW),

η<sub>elec</sub>: Eficiencia eléctrica: 0,90÷0,94

η<sub>mec</sub>: Eficiencia mecánica: 0,98

η<sub>tub</sub>: Eficiencia de la tubería.

η<sub>t</sub> Eficiencia termodinámica .

$$\eta_t = \frac{h_0 - h_2}{h_0 - h'2} \quad Ec:2.9$$

$$H_0 = h_0 - h'2 \quad Ec:2.10$$

Donde:

h<sub>0</sub>: Entalpía del vapor en la entrada de la turbina (kcal/kg),

h<sub>2</sub>: Entalpía del vapor en el escape de la turbina (kcal/kg),

h'2: Entalpía del vapor después de una expansión adiabática real (kcal/kg).

Comentado [UdW2]: Igual que el anterior

Comentado [J3R2]: Dependen de las entalpías

### Calentadores.

Calentador líquido-líquido.

$$GI-I = \frac{JMF * C_p * (T_s - T_e)}{C_{pH_2O} * (T_e - T_s)} * X \quad Ec:2.11$$

$$C_p = 1 - 0,0056 * Bx \quad Ec:2.12$$

Donde:

GI-I: Consumo de vapor en el calentador líquido-líquido (kg/h),

JMF: Flujo de guarapo a licor (JM+JF) (kg/h),

C<sub>p</sub>: Calor específico del jugo (kcal/kg°C),

C<sub>pH<sub>2</sub>O</sub>: Calor específico del agua (kcal/kg°C),

T<sub>s</sub>: Temperatura de salida del jugo (°C),

T<sub>e</sub>: Temperatura de entrada del jugo (°C),

X: Factor de pérdidas, (1,02-1,04).

Primarios y Rectificadores.

$$G_c = \frac{JMF * C_p * (T_s - T_e)}{\lambda_v} * X \quad Ec:2.13$$

Donde

G<sub>c</sub>: Consumo de vapor de los calentadores primarios y rectificadores (kg/h)

λ<sub>v</sub>: Calor latente del vapor utilizado (kcal/kg)

Calentador de Jugo Clarificado.

$$G_c = \frac{JC * C_p * (T_s - T_e)}{\lambda_v} * X \quad Ec:2.14$$

Pre-evaporadores.

Balance parcial en el 1er Pre-evaporador.

$$J_{S1pre} = JC * Bx_{JC} / Bx_{salida\ 1pre} \quad Ec:2.15$$

Donde

$J_{S1pre}$ : Jugo a la salida del primer pre-evaporador (kg/h)

$Bx_{JC}$ : Concentración del jugo clarificado (%)

$Bx_{salida1pre}$ : Concentración del jugo a la salida del 1er pre-evaporador (%)

Balance parcial en el 2do Pre-evaporador.

$$J_{S2pre} = J_{S1pre} * Bx_{salida\ 1pre} / Bx_{salida\ 2pre} \quad Ec:2.16$$

Donde

$J_{S1pre}$ : Jugo a la salida del segundo pre-evaporador (kg/h)

$Bx_{salida1pre}$ : Concentración del jugo a la salida del 2do pre-evaporador (%)

Balance total en el pre-evaporador

$$V_{producido} = JC - J_{S2pre} \quad Ec:2.17$$

Donde

$V_{producido}$ : Vapor producido (kg/h)

A partir del balance realizado anteriormente se puede concluir con el cálculo del consumo de vapor de los Pre-Evaporadores a partir de la ecuación siguiente

$$G_{pre} = \left( \frac{JC * C_p * (T_{eb} - T_{alim})}{\lambda_v} + \frac{V_{producido} * \lambda_c}{\lambda_v} \right) X \quad Ec:2.18$$

Donde

$G_{pre}$ : Consumo de vapor en el pre-evaporador (kg/h)

$T_{eb}$ : Temperatura de ebullición ( $^{\circ}C$ )

Talim: Temperatura del jugo alimentado (°C)

Bxe, Bxs: Concentración de entrada y salida del jugo (%)

$\lambda_c$ : Calor latente del vapor en el cuerpo (kcal/kg)

$\lambda_v$ : Calor latente del vapor en la calandria (kcal/kg)

X: Coeficiente de pérdida al ambiente (1,05-1,08)

#### Cuádruple efecto.

En el cuádruple efecto se analiza el consumo de vapor del primer vaso a partir de la Ec:2.17

$$G_{1v} = \left( \frac{J S_{2pre} * C_p * (T_{eb} - T_{alim})}{\lambda_v} + \frac{\lambda_c}{\lambda_c} + \frac{W}{n} \right) * x \quad \text{Ec:2.19}$$

$$W = J C * \left( 1 - \frac{B x_{concent.1}}{B x_{meladura}} \right) \quad \text{Ec:2.20}$$

$$E = W / G_{1v} \quad \text{Ec:2.21}$$

Donde

G1v: Consumo de vapor en el primer vaso (kg/h)

W: Productividad total (kg/h),

n: número de efectos.

Bxconcent.1: Concentración a la entrada del múltiple (%)

Bxmeladura: Concentración a la salida del múltiple (%)

$\lambda_c$ : Calor latente de vapor del 1er efecto, en el cuerpo (kcal/kg),

$\lambda_v$ : Calor latente de vapor del primer efecto, en la calandria (kcal/kg),

Cp: Calor específico del jugo de entrada, (kcal/kg°C),

Teb: Temperatura de ebullición del primer cuerpo (°C),

Ta: Temperatura de la alimentación (°C),

Gc. primarios: Consumo de vapor de calentadores primarios (kg/h)

X: Coeficiente de pérdida 1,04

E: Economía

Tachos.

Peso del material inicial

$$P_i = \gamma * V_i \quad \text{Ec:2.22}$$

Agua evaporada en el material inicial:

$$w_1 = P_i * \left(1 - \frac{Bx_1}{Bx_3}\right) \quad \text{Ec:2.23}$$

Peso final del material:

$$P_f = \gamma * V_f \quad \text{Ec:2.24}$$

Peso del material alimentado:

$$P_{mat} = (P_f - P_i + w_1) * \left(\frac{Bx_3}{Bx_2}\right) \quad \text{Ec:2.25}$$

Agua evaporada en el material alimentado

$$w_2 = P_{mat} * \left(1 - \frac{Bx_2}{Bx_3}\right) \quad \text{Ec:2.26}$$

Consumo de vapor generado por los tachos:

$$G_{tacho} = \frac{w_1 + w_2}{t} * 1,1 \quad \text{Ec:2.27}$$

Donde

$G_{tacho}$ : Consumo de vapor en el tacho (kg/h),

$V_{final}$ : Volumen final de la templa ( $m^3$ ),

$V_{inicial}$ : Volumen inicial del tacho ( $m^3$ ),

$\gamma$ : Peso específico del material. Se puede tomar como 1 450 ( $kg/m^3$ ) valor promedio de acuerdo con la pureza y °Brix de los materiales alimentados.

$Bx1$ : Concentración inicial del material (%)

$Bx3$ : Concentración final de la masa cocida (%)

$Bx2$ : Concentración del material alimentado (meladura o miel) (%)

$t$ : Tiempo de cocida de la templa (h),

Consumo necesario de equipos tecnológicos (kg/h).

$$G_{NT} = G_{pre} + G_{CR} \quad \text{Ec:2.28}$$

Consumo de la reductora.

$$G_{VR} = G_{NT} - G_{MP} \quad \text{Ec:2.29}$$

Consumo de otros.

$$G_{otros} = 0,05 * G_{MP} \quad \text{Ec:2.30}$$

Consumo de la caldera.

$$G_{cald} = \frac{(G_{MP} + G_{VR})}{0,932} * x \quad \text{Ec:2.31}$$

Donde

$x$ : Coeficiente de perdidas ( $x=1,1$ )

### **Balance en las calderas.**

Valor Calórico Normal del bagazo (kcal/kg).

$$VCN = 4\,250 - 4\,850 * w \quad \text{Ec:2.32}$$

Donde

w: Porcentaje de humedad del bagazo (%)

Pérdida de calor en los gases (kcal/kg bag).

$$Qp = Tg * (1 - w) * \left( 1,4 * m + \frac{0,5}{1 - w} - 0,12 \right) \quad \text{Ec:2.33}$$

Donde

m: Relación de aire empleado (1,5)

Tg: Temperatura de los gases (°C)

Calor recuperado en el vapor (kcal/kg bag).

$$Qv = (VCN - Qp) * A * B * C \quad \text{Ec:2.34}$$

Donde

A, B y C: Coeficientes de pérdidas

Calor necesario para la evaporación de 1 kg de agua.

$$Qn = h_0 - h_a \quad \text{Ec:2.35}$$

Donde

h<sub>0</sub>: Calor latente del vapor sobrecalentado (kcal/kg).

h<sub>a</sub>: Calor latente de agua saturada (kcal/kg).

Índice de generación (kgv/kg bag).

$$IG = \frac{Qv}{Qn} \quad \text{Ec:2.36}$$

Valor calórico superior (kcal/kg).

$$VCS = CM * (1 - w) \quad \text{Ec2.37}$$

Eficiencia total de las calderas (%).

$$\eta_{cal} = \frac{Qn}{VCS} * 100 \quad \text{Ec:2.38}$$

Vapor producido (kgv/h).

$$V_{psm} = IG * MB \quad \text{Ec:2.39}$$

Bagazo quemado (kg/h).

$$Bq = G(\text{trabajos})/IG \quad \text{Ec:2.40}$$

Donde

G(trabajo): Consumo de vapor en que trabaja las calderas (kg/h).

Sobrante de bagazo.

$$Bs = MB - Bq \quad \text{Ec:2.41}$$

Eficiencia en la caldera.

$$\eta_{cal} = \frac{G(\text{trabajo}) * Qn}{Bq * VCN} * 100 \quad \text{Ec:2.42}$$

**Balance de condensados.**

Balance de condensados técnicos (kg/h).

$$Ga(\text{tec}) = G_{pre} + G_{1v} + G_{tcalent} \quad \text{Ec:2.43}$$

Donde

Gpre: Consumo total de vapor en los Pre-Evaporadores (kg/h)

G1v: Consumo de vapor del primer vaso del múltiple efecto (kg/h)

Gtcalent: Consumo total de vapor por los calentadores (kg/h).

Consumo de vapor por reposición (kg/h).

$$Ga(reposicion) = G(caldera) - Ga(tec) \quad \text{Ec:2.44}$$

% de agua de reposición

$$\%H_2O(reposicion) = Ga(reposicion)/G(caldera) \quad \text{Ec:2.45}$$

### **Balance de calor**

El balance de calor permite obtener la distribución del calor y de la energía en el sistema, lo cual se puede evaluar a partir de las siguientes ecuaciones.

Calor generado en calderas (kJ/h).

$$Q_{cald} = G_{cald} * \lambda v(sobrec) \quad \text{Ec:2.46}$$

Donde

Gcald: Vapor generado en las calderas (kg/h)

$\lambda$ : Entalpía de vapor sobrecalentado en las calderas (kJ/kg)

Calor generado de las necesidades de los equipos tecnológicos (kJ/h).

$$Q_{NT} = G_{NT} * (\lambda v - \lambda_{H_2O(sat)}) \quad \text{Ec:2.47}$$

Donde

$\lambda v$ : Entalpía de vapor de las necesidades tecnológicos (kJ/kg)

$\lambda_{H_2O(sat)}$ : Entalpía de vapor de agua saturado en los equipos tecnológicos (kJ/kg).

Calor en los motores primarios (kJ/h).

$$Q_{pot} = G_{MP} * (\lambda e - \lambda s) \quad \text{Ec:2.48}$$

Donde

$\lambda_e$ - $\lambda_s$ : Entalpías de entrada y salida respectivamente en motores primarios (kJ/kg)

Calor en otros (kJ/h)

$$Q_{otro} = G_{otro} * \lambda_{otro} \quad \text{Ec:2.49}$$

Donde

$\lambda_{otro}$ : Entalpías de otros (kJ/kg)

Calor en condensados (kJ/h)

$$Q_{cond} = G_{a_{tec}} * \lambda_{H_2O(sat)} \quad \text{Ec:2.50}$$

Donde

$\lambda_{H_2O(sat)}$ : Entalpía de vapor de agua saturado en condensados (kJ/kg).

Calor en las pérdidas (kJ/h).

$$Q_{péridas} = Q_{cald} - Q_{NT} - Q_{pot} - Q_{otro} - Q_{cond} \quad \text{Ec:2.51}$$

Pérdidas en %

$$\% \text{ Pérdidas generales:} \quad P_g = Q_{péridas} / Q_{cald} \quad \text{Ec:2.52}$$

$$\% \text{ Pérdidas en el proceso:} \quad P_g = Q_{NT} / Q_{cald} \quad \text{Ec:2.53}$$

$$\% \text{ Pérdidas de potencia:} \quad P_g = Q_{pot} / Q_{cald} \quad \text{Ec:2.54}$$

$$\% \text{ Pérdidas de otros:} \quad P_g = Q_{otro} / Q_{cald} \quad \text{Ec:2.55}$$

$$\% \text{ Pérdidas de condensado:} \quad P_g = Q_{cond} / Q_{cald} \quad \text{Ec:2.56}$$

Eficiencia térmica general %

$$\eta_{TG} = \frac{Q_{cald} - Q_{péridas}}{Q_{cald}} * 100 \quad \text{Ec:2.57}$$

Electricidad generada (kW-h)

$$E_{general} = G_{MP}/ICT \quad \text{Ec:2.58}$$

Donde

ICT: Índice de consumo técnico (kg vapor/kW-h)

Electricidad consumida por el ingenio (kW-h)

$$E_{consumida} = \frac{CM}{24} * 32 \quad \text{Ec:2.59}$$

Electricidad entregada al Sistema Energético Nacional (SEN) (kW-h)

$$E_{SEN} = E_{general} - E_{consumida} \quad \text{Ec:2.60}$$

#### **2.4 Evaluación del sistema termoenergético actual CAI Antonio Sánchez.**

A partir de la metodología utilizada y los datos actualizados obtenidos para cada uno de los equipos del sistema termoenergético de la fábrica, mostrado en el anexo 2, se obtienen los siguientes resultados del balance de masa realizado y a su vez los resultados del balance de vapor, mostrados en las siguientes tablas. La tabla 2.1 resume los resultados obtenidos del balance de masa.

Tabla 2.1 Resultados obtenidos en el balance de masa. Fuente (Elaboración propia)

Masa de bagazo (kg/h)	64 500,00
Masa de jugo en molinos (kg/h)	169 850
Agua de imbibición (kg/h)	55 183,34
Jugo de filtros (kg/h)	25 473,42
Jugo Mezclado (kg/h)	195 327,50
4°Be $\rho(\text{CaO})=1,029 \text{ kg/L}$	1,029
36g CaO/L de lechada	
500g CaO/ton de caña	
Kg de (CaO)	2 150

Volumen de lechada de cal (L)	59 722,22
m (lechada) (kg)	61 454,17
m (lechada) (t)	61,45
m (Jugo a calentadores 2,3,4) (kg/h)	197 888,090
Floculante (Fte) (kg/h)	0,89
m (jugo que entra al clarificador) (kg/h)	197 857,50
Lodo (kg/h)	32 226,93
m (Jugo claro) kg/h	165 656,90
m( jugo al calentador 1)	165 656,90

En la Tabla 2.2 se presentan los resultados obtenidos por las ecuaciones de la metodología seleccionada para el consumo de vapor de los equipos que conforman el proceso de fabricación del azúcar.

Tabla 2.2. Resultados obtenidos en el balance de vapor. Fuente (Elaboración propia)

<b>Equipos</b>	<b>Valor del consumo (kg/h)</b>
Turbogenerador 4 000 kW	45 028,75
Turbogenerador 2 500 kW	29 939,34
<b>Total en turbogeneradores</b>	74 968,10
Calentador # 1 (J Clarificado)	2 207,72
Calentador # 2 (J Alcalizado) L-L	19 951,32
Calentador # 3 (J Alcalizado)	5 599,20
Calentador # 4 (J Alcalizado)	7 891,64
<b>Total en calentadores</b>	35 649,88
1er vaso del cuádruple efecto	25 369,02
Pre-evaporador	69 021,73

Tacho # 1 (Masa A)	9 864,69
Tacho # 2 (Masa B)	9 770
Tacho # 3 (Masa A)	15 424,28
Tacho # 4 (Ampliado)	7 874,05
Tacho # 5 (Masa A)	10 861,42
Tacho # 6 (Masa C)	4 039,98
Tacho # 7 (Masa A)	15 424,28
<b>Total en Tachos</b>	73 258,69
Equipos tecnológicos	79 121,09
Válvula reductora	0
Consumo otros	7 131,73
<b>Calderas</b>	88 481,66

En la tabla 2.3 se evidencian los resultados obtenidos en el balance de la caldera y de condensados

Tabla 2.3. Resultados obtenidos en el balance de la caldera y de condensados.

Fuente (Elaboración propia)

<b>Parámetros</b>	<b>Nomenclatura</b>	<b>Resultados</b>	<b>UM</b>
<i>Valor Calórico Normal del bagazo.</i>	<i>VCN</i>	1 834,7	<i>kcal/kg</i>
<i>Pérdida de calor en los gases.</i>	<i>Qp</i>	343,61	<i>kcal/kg</i>
<i>Calor recuperado en el vapor.</i>	<i>Qrecup</i>	1 276,75	<i>kcal/kg</i>
<i>Calor necesario para la evaporación de 1kg de agua.</i>	<i>Qn</i>	634,36	<i>kcal/kg</i>
<i>Índice de generación.</i>	<i>IG</i>	2,01	<i>kgv/kg</i>

Valor Calórico Superior	VCS	2 309,20	kcal/kg
Eficiencia total de las calderas	$\eta_{cal}$	55,29	%
Vapor producido según la mólida	Vpsm	129 816,12	kgv/h
Bagazo quemado	Bq	59 622,79	kg/h
Bagazo sobrante	Bs	4 877,21	kg/h
Eficiencia en las calderas	$\eta_{cal}$	69,59	%
Condensados en equipos técnicos	Ga(tec)	90 237,76	kg/h
Condensados de reposición	Ga(reposición)	29 762,24	kg/h
% de agua de reposición	%H <sub>2</sub> O(reposición)	24,80	%

En la siguiente tabla 2.4 se analiza la distribución de calor en todo el sistema principalmente en las áreas que más generan.

Tabla 2.4 Distribución del calor en el sistema termoenergético. Fuente (Elaboración propia)

Equipos	Distribución del calor
Q (caldera) kW	104 614,18
Q NT kW	49 624,42
Q (Pot) kW	9 107,39
Q (otros) kW	5 316,11
Q (cond) kW	10 415,30
Q (Pérd) kW	30 273,88

En la tabla 2.5 se analizan las pérdidas de calor en todo el sistema principalmente en las áreas que más generan.

Tabla 2.5 Distribución de la energía térmica en el sistema. Fuente (Elaboración propia)

<b>Pérdidas en %</b>	<b>Valor</b>
% Pérdidas generales	28,94
% Pérdidas en proceso	47,44
% Pérdidas de potencia	8,71
% Pérdidas de otros	5,08
% Pérdidas en condensados	9,84

### **2.5 Análisis de los indicadores del caso base.**

Mediante los resultados obtenidos se analiza el comportamiento general del central en cuanto a su comparación con los indicadores reportados por la literatura. Los indicadores operacionales o de comportamiento del STE son elementos que pueden servir de guía para facilitar la fase de análisis tanto desde el punto de vista integral del STE (Indicadores Globales) como de las áreas y equipos. Estos valores deben usarse como reglas que, adecuadamente empleadas, permiten obtener una idea primaria de los posibles problemas, deficiencias, limitaciones y/o aspectos positivos

#### **Indicadores globales.**

Los indicadores globales son determinantes para las desventajas y ventajas de la forma en que se emplea la energía en un sistema termoenergético. Son los primeros Indicadores, que deben ser analizados en el reporte de datos y resultados, y también determinan si la operación del STE es factible física, técnica y medio ambientalmente. Esto último se puede conocer pues al inicio del Reporte de Indicadores aparece la información para establecer la mencionada factibilidad. En la tabla 2.6 se representan los indicadores globales obtenidos para el CAI Antonio Sánchez:

Tabla 2.6 Indicadores Globales del CAI Antonio Sánchez. Fuente (Elaboración propia)

Indicadores Globales	Valor	Unidad
% Bagazo Sobrante	7,56	%
Bagazo disponible % de caña	36	%
Consumo Vapor de la Fabrica % Caña	44,16	%
Demanda Eléctrica Especifica de la Fabrica	32	kW-h/ton de caña
Producción Eléctrica Especifica de la Fabrica	37,03	kW-h/ton de caña
Producción eléctrica entregada al SEN	5,02	kW-h/ton de caña

**El bagazo sobrante** según (Victoria 2009), en ingenio azucareros cubanos debe de estar entre un 5 a un 30 % mientras que (Rein, 2012) aplica entre un 5 y 10 %. Para garantizar el combustible necesario para las paradas por falta de caña o interrupciones operacionales del ingenio, o el arranque del mismo en la zafra siguiente. Por eso ese indicador no puede ser cero, esto traería consigo la implementación de otro combustible, lo que es económicamente deficiente. En el caso de estudio el sobrante de bagazo que se obtuvo fue de un 7,56 %. Lo que le permite al central el arranque en caso de parada imprevista o mantenimiento.

**El bagazo disponible % de caña** según (Rein, 2012) puede estar entre 22 y 35 % de caña, pero es más común un valor entre un 25 a 30 % mientras que (Victoria et al., 2009) expresa un intervalo de un 27 % a un 30 % estos valores son necesarios para garantizar una producción de vapor en base continua. La cantidad de bagazo disponible obtenida en el central es de un 36 % por lo que es capaz de satisfacer la cantidad de vapor necesaria de forma continua.

**El vapor consumido directo a la fábrica** depende de la cantidad de electricidad generada. También de la estabilidad en el consumo promedio de vapor de baja presión en los tachos; y de la potencia instalada de los turbogeneradores pues a los equipos de mayor potencia tienen menor consumo específico y de si se expulsa vapor a la atmósfera. En el ingenio Antonio Sánchez el consumo de vapor está en

un 44,16 % que se encuentra entre el intervalo que hace referencia la bibliografía que es de un 35 a un 48% según (Victoria et al., 2009) y de un 40 a un 60 % según (Rein, 2012).

**La Demanda Eléctrica Específica de la Fábrica** es el consumo eléctrico que tiene la fábrica para el proceso de fabricación del azúcar, este está dado principalmente por los motores eléctricos instalados en el área de molienda y otra parte por las oficinas. La fábrica presenta una demanda eléctrica de 32 kW-h/ton de caña este valor debe de estar en el rango de 15 a 30 kW-h/ton de caña en la industria azucarera cubana (Victoria et al., 2009) aunque (Rein, 2012) refleja que puede llegar hasta los 35 kW-h/ton de caña.

**La Producción Eléctrica Específica de la Fábrica** es toda la energía eléctrica que es capaz de producir la fábrica a partir de la cogeneración, esta depende de los turbogeneradores y de la capacidad eléctrica instalada, Antonio Sánchez tiene una capacidad instalada de 6 500 kW, aunque solo se genera 4 900 kW. Tiene una producción eléctrica en fábrica de 37,03 kW-h/ton de caña.

**La energía eléctrica entregada al SEN** esta depende de la demanda eléctrica de la fábrica y la capacidad instalada del central azucarero. Esta se puede aumentar si se ponen a trabajar lo turbos a la capacidad nominal. En nuestro caso se entrega al SEN 5.03 kW-h/ton de caña

### **Indicadores por área**

Los indicadores por área están estrechamente relacionados a los problemas integrales del sistema termo-energético

En la Tabla 2.7 se expresan los indicadores obtenidos de consumo de vapor por área para el caso del CAI Antonio Sánchez.

Tabla 2.7 Indicadores por área del CAI Antonio Sánchez. Fuente (Elaboración propia)

Indicadores por área	Valor	Unidad
----------------------	-------	--------

<sup>o</sup> Brix Jugo Claro	14,41	%
<sup>o</sup> Brix Meladura	64,28	%
Economía de Área de Evaporación	4,06	adim

**<sup>o</sup>Brix Jugo Claro.** La concentración del jugo clarificado debe estar entre los intervalos de 15 a 17 % según (Victoria et al., 2009) mientras que el caso base analizado es de 14,41 %, por lo que se necesita más consumo de vapor entre otras razones para poder calentar el jugo y aumentar su concentración.

**<sup>o</sup>Brix Meladura,** la meladura es el resultado de la salida de la estación de evaporación, es la mezcla que entra en la estación de tachos para el proceso de cristalización, este debe estar entre un rango de 64 a 67 % de concentración según (Victoria et al., 2009). El valor que alcanza el central es de 64,28 %, un valor próximo al límite inferior por lo que genera un mayor consumo de vapor en la estación de tachos.

**Economía de Área de Evaporación** Este indicador para ser analizado hay que tener en cuenta dos aspectos fundamentales. El primero es disminuir el consumo de vapor de escape en el conjunto del proceso. El otro es que el valor del total de agua evaporada en el área de evaporación siempre será igual a: (flujo de jugo claro) \* [(<sup>o</sup>Brix meladura) – (<sup>o</sup>Brix jugo claro)].

#### **Indicadores por equipos.**

Los indicadores por equipos son analizados por las normas de trabajo a la que debe de trabajar cada equipo. En la tabla 2.8 se evalúan los indicadores por equipos obtenidos para el CAI Antonio Sánchez.

Tabla 2.8 Indicadores por equipos obtenidos para el CAI Antonio Sánchez.

<b>Indicadores</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Peso Bagazo Disponible % Peso de Caña Molida	36	%
Humedad en el Bagazo	50,11	%

Temperatura del Jugo Claro a la entrada del o los Calentadores	99	°C
Presión del Vapor Directo	1 930	kPa

**Peso Bagazo Disponible % Peso de Caña Molida.** El valor depende de la mezcla de los diferentes tipos de cañas molidas con características diferentes. Los valores típicos están en el intervalo 27 al 30 %. En este caso no parece adecuado referirse a valores deseados, ya que poco o casi nada se puede hacer para cambiar un valor de este dato en la realidad pues depende de los aspectos agrícolas. El caso base analizado dispone de un 36 %.

**Humedad en el Bagazo** El valor típico, que se logra en los ingenios cubanos, de esta humedad está en el intervalo del 49 al 51 %. Los valores deseados son de menos del 50 %; aunque normalmente, en Cuba, no se logran valores del 48 % o menos. El caso base dispone de una humedad en el bagazo de 50,11 %.

**Temperatura del Jugo Claro a la entrada del o los Calentadores.** El valor de esta temperatura puede ser la de este jugo cuando sale del Clarificador o a la temperatura menor que tiene a salida de Colador (Tamiz), que muchas veces existe con el propósito de “eliminar el bagazillo” del jugo que sale de Clarificador. También influye en esta temperatura el tiempo de retención del jugo claro en los tanques intermedios y el aislamiento de estos tanques y las tuberías correspondientes. Se asume que el intervalo de valores típicos está entre 353 a 368 K (80 a 95 °C). A la entrada del calentador de jugo clarificado del caso base el Jugo Claro entra con una temperatura de 99 °C.

**Presión del Vapor Directo.** En la Industria azucarera cubana las presiones de trabajo de los GV están en un intervalo entre 2 859 kPa (414,7 psia) y 1 136 kPa (164,7 psia). Esto influye en las posibles presiones del vapor de escape de los turbogeneradores; que por lo general están entre 170,3 kPa (24,7 psia) y 308 kPa (44,7 psia). Las calderas en el central trabajan con una presión de vapor directo de 1 930 kPa (280 psia) generando una presión de escape en los turbogeneradores de 120 kPa (17,4 psia).

## **2.6 Conclusiones parciales**

1. Se propuso una metodología para la evaluación del esquema termoenergético actual para el central azucarero "Antonio Sánchez" la cual permite a partir de los balances térmicos determinar indicadores globales, por áreas y equipos dentro del esquema.
2. Los principales indicadores globales obtenidos a través del balance térmico fueron: El bagazo sobrante con un valor de 7,56% y a su vez el bagazo disponible con un 36%, el Consumo Vapor de la Fábrica determinado fue de un 44,16%. Se obtuvo una demanda eléctrica específica de la fábrica de 32 kWh/ton de caña, la producción eléctrica específica de la fábrica fue de 37,03 kWh/ton de caña entregándose al SEN 5,02 kWh/ton de caña. A partir de la valoración del caso base se formularon alternativas con el fin de mejorar algunos de estos indicadores tales como el Consumo Vapor de la Fábrica % caña, Producción Eléctrica Específica de la Fábrica y la energía eléctrica entregada al SEN.
3. Los principales indicadores por áreas y equipos obtenidos a través del balance térmico fueron: en el área de tachos la concentración de la Meladura es de 64,28%, en el área de evaporación la concentración de Jugo Claro con un valor de 14,41% mientras que la Economía del Área de Evaporación es de 4,06%. Los indicadores por equipos evaluado son el peso de bagazo disponible con el 36%, la humedad en el bagazo de 50%, la temperatura del Jugo Claro a la entrada del o los Calentadores de 99°C y la presión del vapor directo de 1 930 kPa.

## *CAPÍTULO 3*

### **Capítulo3. Propuestas para evaluar los incrementos en la eficiencia termoenergética el central Antonio Sánchez.**

#### **3.1 Introducción del capítulo.**

En el capítulo se presentan las oportunidades a considerar para las mejoras en los indicadores obtenidos en el caso base para el central. A partir de estas alternativas se analizan la influencia que tienen sobre los consumos de vapor dentro de la fábrica y la venta de energía al SEN a partir de un caso mejorado. Por último, se realiza un análisis económico para el caso mejorado a partir de las propuestas planteadas.

#### **3.2 Identificación de oportunidades de mejoras**

Para mejorar la eficiencia y ahorrar combustible en la industria azucarera existen diversas vías, entre las cuales se pueden mencionar el estudio del sistema actual para la introducción de mejoras que determinen una mayor eficiencia del sistema energético, los cambios para alcanzar una mayor utilización del vapor con vistas a la optimización y la sustitución de equipos de baja eficiencia térmica por otros de mayor eficiencia.

Por ello, a partir de la aplicación del balance energético, se proponen modificaciones al esquema térmico, evaluando su factibilidad técnica y económica para el proceso de producción de azúcar crudo mediante el uso simulación de procesos con la aplicación de la metodología propuesta a partir del cálculo analítico.

Las principales modificaciones a tener en cuenta para el esquema termoenergético actual son:

#### **Turbogenerador del tipo contrapresión de potencia 2,5 MW por uno de 4 MW**

En busca de mayor producción de energía eléctrica se propone aumentar la potencia del central mediante el cambio del turbogenerador de 2,5 MW instalado por un turbogenerador del tipo contrapresión de potencia 4 MW con el objetivo también de aumentar la energía entregada el SEN.

### **Concentración de los jugos °Brix.**

Aunque la concentración de los jugos está cercana al intervalo esto no significa que no se pueda interactuar con ellos. Se regularon 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 atmosfera.

#### **3.2.1 Simulación del caso mejorado:**

- **Alternativa 1.**

Como primera alternativa es evaluar la concentración de los jugos a la salida de los Pre-evaporadores teniendo actualmente una concentración de 18,4% a la salida del primer Pre-evaporador y 24,1% a la salida del segundo. Para el caso mejorado se plantea disminuir estos valores hasta 16,39% y 19,8% respectivamente.

- **Alternativa 2.**

Para la segunda alternativa la concentración del Jugo Claro y la Meladura con un valor actual de 14,41% y 64,28%, valores mínimos dentro del intervalo. Para el caso mejorado se propone aumentar la concentración hasta un 17% para el Jugo Claro y 67% de la Meladura.

- **Alternativa 3.**

Para esta alternativa se fusionan las Alternativas 1 y 2 teniendo como datos para el caso mejorado una concentración del Jugo Claro de 17%, en la Meladura de 67% y a la salida de los Pre-evaporadores 1 y 2 una concentración de 16,39% y 19,8% respectivamente.

- **Alternativa 4**

La empresa actualmente cuenta con una potencia instalada de un total de 6,5 MW, con dos turbogeneradores de contrapresión de 2,5 y 4 MW respectivamente. Se propone el cambio del turbogenerador de 2,5 MW por uno con las mismas características, pero con una potencia de 4 MW llegando a alcanzar un total de 8 MW de potencia instalada en el central.

- **Alternativa 5**

En esta alternativa se evaluó el central con las mejoras propuestas en las alternativas 1, 2 y 4.

### 3.2.2 Resultados obtenidos a partir del caso mejorado

#### Alternativa 1

En la tabla 3.1 se muestran los datos modificados para la alternativa 1 además del resultado obtenido.

Tabla 3.1 Datos modificados y resultados de caso mejorado de la alternativa 1

Datos	Unidad	Caso actual	Caso mejorado	Diferencia
<sup>o</sup> Brix salida 1er pre-evaporador	%	18,4	16,39	5,7
<sup>o</sup> Brix salida 2do pre-evaporador	%	24,1	19,8	4,3
<b>Indicador</b>				
Consumo de vapor de la fabrica	%	44,16	31,22	12,94

A partir de la disminución de la concentración del jugo a la salida de los pre-evaporadores 1 y 2 se obtuvo una disminución hasta 31,22% del consumo de vapor de la fábrica, para el caso mejorado, alcanzando una diferencia de 12,94% con respecto al valor actual. Con la disminución de este indicador la fábrica utiliza menor cantidad de vapor en la etapa de proceso de fabricación del azúcar.

#### Alternativa 2

En la tabla 3.2 se expresa la variación de los datos propuestos para la alternativa 2 así como el resultado q se obtuvo.

Tabla 3.2 Datos modificados y resultados del caso mejorado de la alternativa 2

Datos	Unidad	Caso actual	Caso mejorado	Diferencia
-------	--------	-------------	---------------	------------

°Brix Jugo Claro	%	14,41	17	3,41
°Brix Meladura	%	64,28	67	3,28
<b>Indicador</b>				
Consumo de vapor de la fabrica	%	44,16	33,91	10,25

Para la alternativa dos con el aumento de la concentración del Jugo Claro y la Meladura se logra un consumo de vapor en la fábrica para el caso mejorado de hasta 33,91% valor permisible dentro de los parámetros de este indicador, logrando una disminución de 10,25%, que al igual que la alternativa 1 la fábrica es capaz de utilizar menor cantidad de vapor para el proceso de fabricación del azúcar.

### Alternativa 3

Para el caso de la alternativa 3 se muestran en la tabla 3.3 los cambios realizados en las concentraciones de los jugos y el resultado obtenido.

Tabla 3.3 Datos modificados y resultados de caso mejorado de la alternativa 3

Datos	Unidad	Caso actual	Caso mejorado	Diferencia
°Brix salida 1er pre-evaporador	%	18,4	16,39	5,7
°Brix salida 2do pre-evaporador	%	24,1	19,8	4,3
°Brix Jugo Claro	%	14,41	17	3,41
°Brix Meladura	%	64,28	67	3,28
<b>Indicador</b>				
Consumo de vapor de la fabrica	%	44,16	18,60	25,56

En este caso a partir de la alternativa 1 y 2 la fábrica para el caso mejorado logra un consumo de vapor de fábrica de 18,60% lo que significa una disminución de 25,56% con respecto al caso actual.

#### Alternativa 4

En la alternativa 4 como muestra la tabla 3.4 se modifica la capacidad del central lo que permitió un aumento en algunos de los indicadores.

Tabla 3.4 Datos modificados y resultados del caso mejorado de la alternativa 4

Datos	Unidad	Caso actual	Caso mejorado	Diferencia
Turbogenerador de contrapresión	kW	2500	4000	1500
Potencia total	kW	6500	8000	1500
<b>Indicador</b>				
Producción eléctrica de la fabrica	kWh/ton de caña	37,03	45,90	8,87
Entrega al SEN	kWh/ton de caña	5,02	13,9	8,88

Con esta alternativa la fábrica para el caso mejorado logra tener una producción de electricidad de 45,9 kWh/ton de caña con un aumento de 8,87 kWh/ton de caña con respecto al caso actual lo que le permite una entrega al SEN de 13,9 kWh/ton de caña.

#### Alternativa 5

En la tabla 3.5 se muestra las variaciones de los datos propuestos anteriormente, así como los principales indicadores mejorados.

Tabla 3.5 Datos modificados y resultados del caso mejorado de la alternativa 5

Datos	Unidad	Caso actual	Caso mejorado	Diferencia
<sup>o</sup> Brix salida 1er pre-evaporador	%	18,4	16,39	5,7
<sup>o</sup> Brix salida 2do pre-evaporador	%	24,1	19,8	4,3

°Brix Jugo Claro	%	14,41	17	3,41
°Brix Meladura	%	64,28	67	3,28
Turbogenerador de contrapresión	kW	2500	4000	1500
Potencia total	kW	6500	8000	1500
<b>Indicador</b>				
Consumo de vapor de la fabrica	%	44,16	18,60	25,56
Producción eléctrica de la fabrica	kW/ton de caña	37,03	45,90	8,87
Entrega al SEN	kW/ton de caña	5,02	13,9	8,88

Mediante esta alternativa se presentan los resultados obtenidos en las alternativas 3 y 4 alcanzando valores positivos como el aumento de la producción eléctrica específica de la fábrica de un valor de 37,03 kWh/ton de caña en el caso actual hasta 45,90 kWh/ton de caña para el caso mejorado. Además, es capaz de entregarle al SEN un total de 13,9 kWh/ton de caña, el cual actualmente entrega 5,02 kWh/ton de caña. También la fábrica se consume el 44,16% de vapor mientras que con el caso mejorado es capaz de tener un consumo de vapor de 18,60%.

### **3.3 Análisis económico.**

En el Diagrama de la Figura 3.1 se muestran los Egresos e Ingresos que se tienen en cuenta en la determinación de los Flujos de Caja, lo que debe servir de guía, tanto para realizar el análisis económico como para orientarse en la búsqueda de alternativas.

Como se puede deducir de la Figura 3.1, para una misma molida, preferiblemente la “Adecuada”, hay que lograr aumentar los Ingresos y/o disminuir los Egresos para Mejorar el Caso Base o una Alternativa de este. Lo anterior se puede lograr mediante un “compromiso técnico – económico - ambiental” que permita por una parte alcanzar la factibilidad técnica, la competitividad económica y la sostenibilidad

ambiental; todo fuertemente vinculado a la Electricidad producida, el Bagazo Sobrante, Consumo de Vapor en el Proceso y los Condensados Puros Disponibles.

Produciendo más “Electricidad”, se puede disminuir los Egresos al no tener que comprar electricidad al Sistema Eléctrico Nacional (SEN) y/o aumentar los Ingresos si se puede incrementar las ventas al SEN. Algo similar sucede con el Sobrante de Bagazo, que se puede vender, pero si hay déficit hay que comprarlo o de lo contrario quemar “Paja” (que en este se considera que su costo es el mismo del Bagazo) o quemar “fuel oíl” (Petróleo). Esto último no tiene sentido hacerlo en la producción de azúcar crudo.

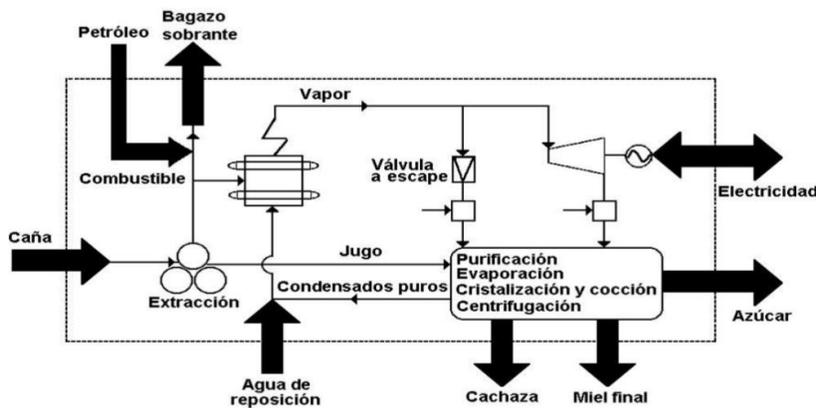


Figura 3.1. Egresos e Ingresos por Compra y Venta de productos en Ingenio de Crudo. Fuente(Victoria et al., 2009).

La otra fuente de Egresos e Ingresos es el agua con la calidad y temperatura requerida (95 a 110 °C) para los Generadores de Vapor (GV). En este se considera que los Sobrantes de Condensados “Puros” y calientes no es posible venderlos, pues desafortunadamente esta práctica no es común. Si faltan condensados puros y calientes para reponer la empleada en generar el vapor y la que se pierde en la “Purgas” al GV son comunes soluciones que crean ineficiencias técnicas, costos adicionales de operación e impactos ambientales negativos. Estas son: a) usar agua de pozos y/o presas de baja calidad y a temperatura ambiente y b) invertir en

una Planta de Tratamiento de Agua que induce costos de inversión, instalación, mantenimiento y operación además de incrementar los impactos ambientales por el empleo de productos químicos. En una fábrica que produce Azúcar Crudo, con Turbinas de Contrapresión y Generadores de Vapor que trabajen a presiones menores de 500 psia correctamente operados, no existe razón alguna para tener que producir “agua tratada”.

### 3.3.1 Método de Cálculo

Ingreso por concepto de venta de bagazo (IB).

$$IB \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) = BS \left( \frac{\text{lb}}{\text{h}} \right) * \frac{1\text{kg}}{2,2\text{lb}} * \frac{1\text{ton}}{10^3} * HO \left( \frac{\text{h}}{1\text{dia}} \right) * PB \left( \frac{\$}{\text{ton}} \right) * DZ \left( \frac{\text{dia}}{1\text{zafra}} \right) * 1 \frac{\text{zafra}}{\text{año}}$$

Ec:3.1

$$IB \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) = BS \left( \frac{\text{lb}}{\text{h}} \right) * HO \left( \frac{\text{h}}{1\text{dia}} \right) * PB \left( \frac{\$}{\text{ton}} \right) * DZ \left( \frac{\text{dia}}{1\text{zafra}} \right) * 0,000455 \frac{(\text{ton})(\text{zafra})}{(\text{lb})(\text{año})}$$

Ec:3.2

Ingreso por concepto de electricidad vendida a la red (IE)

$$IE \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) = EV(\text{kW}) * PEV \left( \frac{\$}{\text{kW} - \text{h}} \right) * HO \left( \frac{\text{h}}{1\text{dia}} \right) * DZ \left( \frac{\text{dia}}{1\text{zafra}} \right) * 1 \frac{(\text{zafra})}{(\text{año})}$$

Ec:3.3

Ingreso por concepto de venta de azúcar (IA)

$$IA \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) = AP \left( \frac{\text{lb}}{\text{h}} \right) * PA \left( \frac{\$}{\text{ton}} \right) * HO \left( \frac{\text{h}}{1\text{dia}} \right) * DZ \left( \frac{\text{dia}}{1\text{zafra}} \right) * 0,000455 \frac{(\text{ton})(\text{zafra})}{(\text{lb})(\text{año})}$$

Ec:3.4

Ingreso por concepto de venta de miel

**Comentado [UdW4]:** Comienzas con esto porque tu finalmente no determinaste ni VAN ni TIR ni Flujo descontado

Luego de esto pones la nomenclatura, pero tienes que dejar solo lo que tengas en las ecuaciones

$$IM \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) = MP \left( \frac{lb}{h} \right) * PM \left( \frac{\$}{\text{ton}} \right) * HO \left( \frac{h}{1\text{dia}} \right) * DZ \left( \frac{\text{dia}}{1\text{zafra}} \right) * 0,000455 \frac{(\text{ton})(\text{zafra})}{(lb)(\text{año})} \quad \text{Ec:3.5}$$

Ingreso por concepto de venta de cachaza (IC)

$$IC \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) = CP \left( \frac{lb}{h} \right) * PC \left( \frac{\$}{\text{ton}} \right) * HO \left( \frac{h}{1\text{dia}} \right) * DZ \left( \frac{\text{dia}}{1\text{zafra}} \right) * 0,000455 \frac{(\text{ton})(\text{zafra})}{(lb)(\text{año})} \quad \text{Ec:3.6}$$

Costo por concepto de caña comprada (CC)

$$CC \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) = CM \left( \frac{lb}{h} \right) * CCC \left( \frac{\$}{\text{ton}} \right) * HO \left( \frac{h}{1\text{dia}} \right) * DZ \left( \frac{\text{dia}}{1\text{zafra}} \right) * 0,000455 \frac{(\text{ton})(\text{zafra})}{(lb)(\text{año})} \quad \text{Ec:3.7}$$

Costo por concepto de electricidad comprada a la red (CE)

$$CE \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) = EC(kW) * CEC \left( \frac{\$}{kW-h} \right) * HO \left( \frac{h}{1\text{dia}} \right) * DZ \left( \frac{\text{dia}}{1\text{zafra}} \right) * 1 \frac{(\text{zafra})}{(\text{año})} \quad \text{Ec:3.8}$$

Costo por concepto de compra de agua tratada para reposición (CAR)

$$CAR \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) = AR \left( \frac{lb}{h} \right) * CAT \left( \frac{\$}{\text{ton}} \right) * HO \left( \frac{h}{1\text{dia}} \right) * DZ \left( \frac{\text{dia}}{1\text{zafra}} \right) * 0,000455 \frac{(\text{ton})(m^3)}{(lb)(\text{año})} \quad \text{Ec:3.9}$$

Costo por concepto de compra de petróleo (CP)

$$CP \left( \frac{\$}{\text{año}} \right) = PC \left( \frac{gal}{h} \right) * PP \left( \frac{\$}{\text{ton}} \right) * HO \left( \frac{h}{1\text{dia}} \right) * DZ \left( \frac{\text{dia}}{1\text{zafra}} \right) * 0,0005665 \frac{(\text{ton})(\text{zafra})}{(gal)(\text{año})} \quad \text{Ec:3.10}$$

### Nomenclatura

BS: Bagazo sobrante.

PB: Precio del bagazo.

HO: Horas de operación en el día.

DZ: Días de zafra.

EV: Electricidad vendida a la red.

PEV: Precio de la electricidad vendida.

AP: Azúcar producido.

PA: Precio del azúcar.

MP: Miel producida.

PM: Precio de la miel.

CP: Cachaza producida.

PC: Precio de la cachaza.

CM: Caña molida.

CCC: Costo de la caña.

EC: Electricidad comprada a la red.

CEC: Costo de la electricidad comprada.

AR: Agua de reposición.

CAT: Costo del agua tratada de reposición.

PC: Petróleo consumido.

PP: Precio del petróleo.

i: Tasa de interés.

### 3.3.2 Resultados del balance económico

A partir de la metodología utilizada por (Victoria et al., 2009) para el cálculo económico se realizó un análisis del caso base con el caso mejorado mediante los datos estadísticos aportados por AZCUBA mostrados en la tabla 3.6

Tabla 3.6 Cantidades, precios y costos de las variables económicas. (AZCUBA).

Variable a evaluar	Caso Base	Caso Mejorado	Unidad
Bagazo sobrante.	4,87	4,87	t/h
Precio del bagazo.	20	20	CUP/t
Horas de operación en el día.	24	24	h
Días de zafra.	120	120	Días
Electricidad vendida a la red.	901	2 490,71	kW-h
Precio de la electricidad vendida.	0,77	0,77	CUP/t
Azúcar producido.	25,72	29,72	t/h
Precio del azúcar.	2 725	2 725	CUP/t
Miel producida.	0,41	0,48	t/h
Precio de la miel.	450	450	CUP/t
Cachaza producida.	5	5	t/h
Precio de la cachaza.	8	8	CUP/t
Caña molida.	179,17	179,17	t/h
Costo de la caña.	175	175	CUP/t
Tasa de interés	15	15	%

En la tabla 3.7y 3.8 se aprecian los ingreso y egresos que se obtuvieron para el caso base y el caso mejorado.

Tabla 3.7 Ingresos y egresos del caso base y el caso mejorado Fuente (Elaboración propia).

<b>Ingresos</b>	<b>Caso base</b>	<b>Caso mejorado</b>	<b>Unidad</b>
Ingreso por concepto de venta	280 512	280 512	CUP
Ingreso por concepto de electricidad vendida a la red	1 998 057.6	5 523 398.5	CUP
Ingreso por concepto de venta de azúcar	201 850 560	233 242 560	CUP
Ingreso por concepto de venta de miel	531 360	622 080	CUP
Ingreso por concepto de venta de cachaza	115 200	115 200	CUP
Total	239 783 750.5	204 775 689.6	CUP
<b>Egresos</b>			
Costo por concepto de caña comprada	90 301 680	90301680	CUP

Mediante los resultados obtenidos de ingresos y egresos el central para el caso base obtiene ganancias con un valor de 114 474 009,6 CUP mientras que para el caso mejorado las ganancias obtenidas son de 149 482 070,5 CUP.

### **3.4 Conclusiones parciales.**

1. Las principales oportunidades detectadas para aumentar la eficiencia a partir del análisis del caso base fueron: aumentar la capacidad potencial del central y el aumento de la concentración del Jugo Claro y la Meladura, así como disminuir la concentración a la salida de los pre- evaporadores.
2. Las propuestas de modificaciones al esquema térmico favorecen el aumento de indicadores de eficiencia como: la producción eléctrica de 45,90 kWh/ton de caña, la entrega al SEN de 13,9 kWh/ton de caña y el consumo de vapor en fabrica del 18,60 %.
3. Los beneficios económicos que se obtienen como resultado de las propuestas de mejoras entre el caso base y el caso mejorado presentaron una ganancia neta entre ambos casos de 35 008 060.9 CUP

# *CONCLUSIONES*

### **Conclusiones generales.**

1. A nivel mundial se está impulsando la generación de electricidad con biomasa para cubrir parte de las demandas energéticas que imponen el actual modo de vida. Cuba cuenta con una capacidad instalada de 470 MW en 57 centrales azucareros del país, pero intenta con un ambicioso programa inversionista alcanzar un 14 % de la generación de electricidad con biomasa en los centrales azucareros actuales.
2. Se propuso una metodología para la evaluación del esquema termoenergético actual para el central azucarero "Antonio Sánchez" la cual permitió a partir de los balances térmicos determinar indicadores globales, por áreas y equipos dentro del esquema.
3. Los principales indicadores globales obtenidos a través del balance térmico fueron: El bagazo sobrante con un valor de 7,56% y a su vez el bagazo disponible con un 36%, el Consumo Vapor de la Fábrica determinado fue de un 44,16%. Se obtuvo una demanda eléctrica específica de la fábrica de 32 kWh/ton de caña, la producción eléctrica específica de la fábrica de 37,03 kWh/ton de caña entregándose al SEN 5,02 kWh/ton de caña.
4. Las principales oportunidades detectadas para aumentar la eficiencia a partir del análisis del caso base fueron: aumentar la capacidad potencial del central y el aumento de la concentración del Jugo Claro y la Meladura, así como disminuir la concentración a la salida de los pre-evaporadores.
5. Las propuestas de modificaciones al esquema térmico favorecieron el aumento de indicadores de eficiencia como: la producción eléctrica de 45,90 kWh/ton de caña, la entrega al SEN de 13,9 kWh/ton de caña y el consumo de vapor en fábrica del 18,60 %.
6. Los beneficios económicos que se obtienen como resultado de las propuestas de mejoras entre el caso base y el caso mejorado presentaron una ganancia neta entre ambos de 35 008 060.9 CUP.

# *RECOMENDACIONES*

### **Recomendaciones.**

1. Sugerir en caso de ser posible que el central trabaje próximo a la capacidad nominal de diseño. Ello debe permitir explotar la fábrica a mayores índices de eficiencia energética y aportar una mayor cantidad de energía eléctrica al SEN.
2. Explotar los equipos del proceso azucarero en el régimen que logran los indicadores del caso mejorado.
3. Incrementar la capacitación del personal de operación para logran un régimen de operación de mayor eficiencia energética.

# *BIBLIOGRAFÍA*

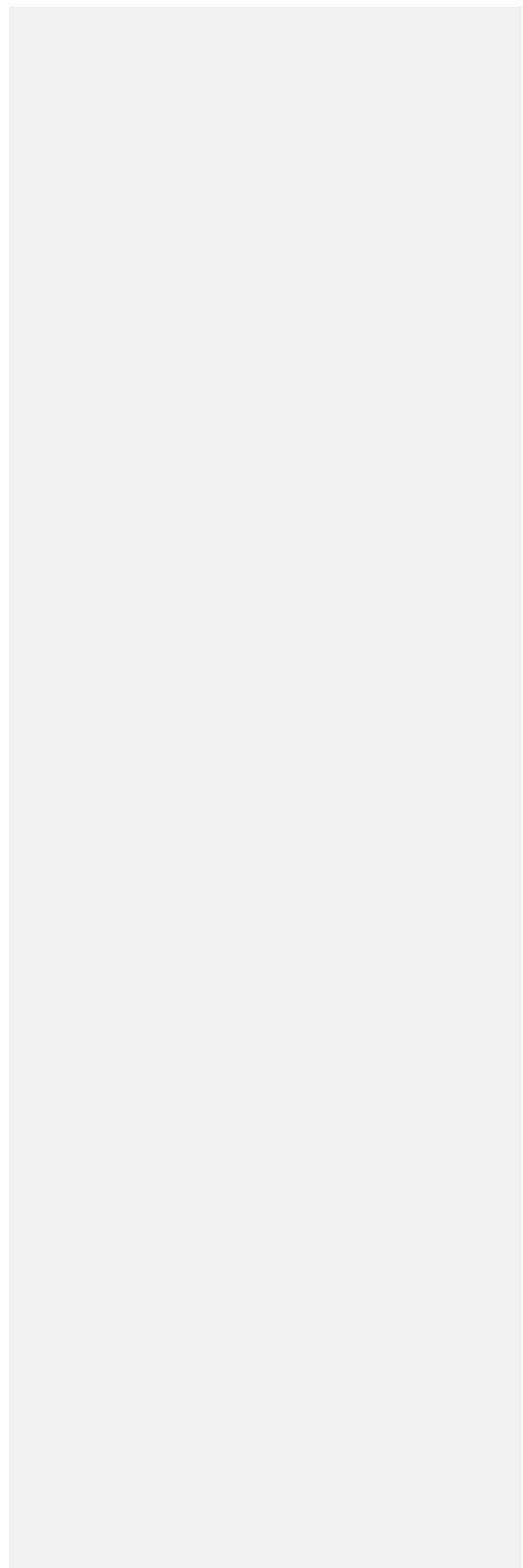
## **Bibliografía**

- Acebes, L. F., Merino, A., Alves, R., & de Prada, C. (2009). Análisis en línea del estado energético de plantas azucareras. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial RIAI*, 6(3), 68-75. Recuperado de [https://doi.org/10.1016/S1697-7912\(09\)70266-3](https://doi.org/10.1016/S1697-7912(09)70266-3)
- Alemán, L. F. M. (2017). *Evaluación energética y de la seguridad tecnológica ambiental en el central azucarero "Carlos Baliño"*. (Trabajo de Diploma), Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas. Cuba.
- Bernal, F. E. B. (2016). *Potencialidades de mejoras del esquema térmico del CAI "Ciudad Caracas"* (Trabajo de Diploma). Universidad de Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez". Cienfuegos, Cuba
- Campos-Ortiz, F., & Oviedo-Pacheco, M. (2013). Estudio sobre la Competitividad de la Industria Azucarera en México.
- Díaz, L. D. V. (2016). *Oportunidades de mejoras del esquema térmico CAI 5 de Septiembre* (Trabajo de Diploma), Universidad de Cienfuegos, Cuba
- EICHEMENDIA, P. (1997). Manual de cálculo rápido para la industria azucarera.
- Espinoza, R. (1991). *Sistemas de utilización del calor en la industria azucarera* (ENPES ed.).
- Falcón, M. C., Izquierdo, Y. C., Vicente, I. A., & Suárez, E. G. (2019). Evaluación del sistema energético en el central azucarero quintín bandera *Revista Centro Azúcar*, 46.
- Marín, F. R., Moreno, M. A., Farías, A., Villegas, F., Rodríguez, J. M., Berg, M. V., (2018). Modelación de la caña de azúcar en Latinoamérica: Estado del arte y base de datos para parametrización. Oficina de Publicaciones de la Unión Europea.
- Gálvez, S. M. (2014). *Diseño de la automatización basada en autómatas programables del proceso de cristalización en el Central Azucarero "Carlos Baliño"*. (Trabajo de Diploma), Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas Cuba.
- González, L. E. R. (2010). *Eliminación del consumo de agua en el proceso de fabricación de azúcar crudo del central "Cristino Naranjo Vázquez"*. (Trabajo de Diploma) Universidad de Holguín "Oscar Lucero Moya". Cuba
- Jiménez Borges, R. (2016). *Potencialidades de mejoras en el proceso tecnológico de los*

*centrales azucareros de la provincia de Cienfuegos.*

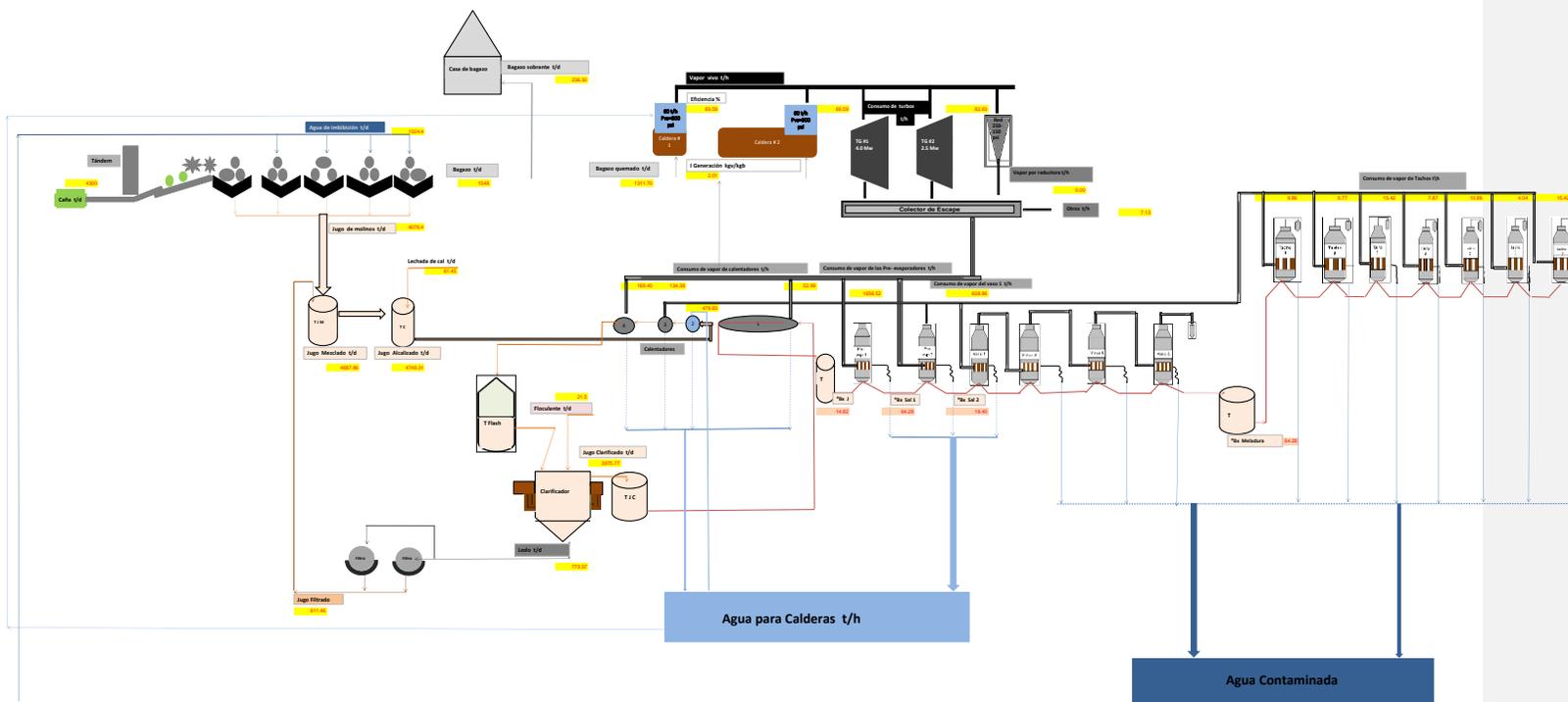
- Morfa, L. A. (2016). *Evaluación y propuestas de mejoras del esquema termo energético de la Unidad Empresarial de Base "Carlos Baliño"* (Trabajo de Diploma) Universidad Central "Marta Abreu de Las Villas" Centro de Estudio de Energía y Tecnologías Ambientales. Cuba
- Oropesa, M. C., Spiritus, S., & Espinosa Pedraja, R. (2002). Gestión energética en un central azucarero no electrificado. *Centro Azúcar*, 29, 20.
- Pedraja, P. T. R. E., & Martínez, J. U. E. (2013). Integración de potencia y proceso en un ingenio productor de azúcar crudo., 40.
- Pérez, C. P. (2017). *"Evaluación del sistema energético en la fábrica de azúcar Panchito Gómez Toro"*. (Trabajo de Diploma), Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas Cuba
- Rein, P. (2012). *Ingeniería de la caña de azúcar*. Berlín.
- Ríos, D. M. D. d. I. (2019.). *El procesamiento de la caña de azúcar con esquemas flexibles y énfasis en la alimentación, la energía y la preservación del medio ambiente*. Trabajo presentado en Instituto de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA). Recuperado de <https://www.researchgate.net/publication/337195990>
- Rivas-Pérez, R. (2011). Generadores de vapor de bagazo y su control (pp. 195-230).
- Rodríguez, M. (2012). Azúcar y Modernidad: La experimentación tecnológica de la oligarquía habanera: 72, 743-770. Recuperado de: 10.3989/revindias.2012.24
- Rubio González, A., & Rodríguez, M. R. (2018). Integración y esquemas energéticos para el máximo aprovechamiento de la biomasa cañera en la generación de electricidad 45.
- Soler Pérez, S. M. (2011). Metodología general para la evaluación integral de la eficiencia energética en los centrales azucareros. *Tecnología Química*, 31, 48-59.
- Victoria, H. E. P. d. A., González, A. P., Valdés, Y. C., Ones, O. P., Gómez, T. C., González, Y. G., Águila, R. M. (2009). *El análisis de procesos y el empleo adecuado de la energía en la producción de azúcar crudo y electricidad en ingenios cubanos*. (Tesis Doctoral) Universidad de las Ciencias Informáticas, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría (ISPJAE). La Habana, Cuba.

*ANEXOS*



## Anexos.

Anexo I Diagrama de flujo de proceso del CAI Antonio Sánchez. Fuente (Elaboración propia)



Anexo II Datos principales para el balance de masa brindados por el central.

	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Caña molida	4300	t/d
Bagazo % caña	36.00	%
% de extracción molinos	94.80	%
Cachaza	162.11	t/d
Humedad del bagazo	50.11	%
<sup>o</sup> Brix Jugo mezclado	14.82	%
<sup>o</sup> Brix Jugo clarificado	14.41	%
<sup>o</sup> Brix meladura	64.28	%
<sup>o</sup> Brix salida del 1 Pre-evaporador	18.40	%
<sup>o</sup> Brix salida del 2 Pre-evaporador	24.30	%
Floculante	21.50	(kg/d)

Anexo III Datos para el balance de vapor del central Antonio Sánchez.

Equipos	Parámetros	Nomenclatura	Valor	Unidad
Pre- evaporador	Presión en la calandria	P (cal)	0.10	Mpa
	Calor latente del vapor en la calandria	$\lambda$ (cal)	639	Kcal/kg
	Presión en el cuerpo	P(cuerpo)	0.175	Mpa
	Calor latente del vapor en el cuerpo	$\lambda$ (cuerpo)	633.77	kcal/kg
	Temperatura de ebullición	Teb	103	°C
	Temperatura del jugo alimentado	Talim	108	°C
Cuádruple efecto (Primer vaso)	Presión en la calandria	P (cal)	0.06	Mpa
	Calor latente de vapor del primer efecto, en la calandria	$\lambda$ (cal)	633.77	kcal/kg
	Presión en el cuerpo	P(cuerpo)	0.127	Mpa
	Calor latente de vapor del 1er efecto, en el cuerpo	$\lambda$ (cuerpo)	617.34	kcal/kg
	Número de efecto	n	4	
	Temperatura de ebullición del primer cuerpo	Tb (1er vaso)	105	°C

	Temperatura de la alimentación	T alim	103	°C
Tacho # 1 (Masa A)	Volumen inicial del tacho	V inic	13.23	m <sup>3</sup>
	Volumen final de la templa	V final	35.23	m <sup>3</sup>
	Concentración inicial del material	Bx1 (semilla B)	90.06	%
	Concentración del material alimentado (meladura o miel)	Bx2 (meladura)	64.28	%
	Concentración final de la masa cocida	Bx3 (masa A)	92.60	%
	Peso específico del material	φ (volumen específico)	1450	kg/m <sup>3</sup>
	Tiempo de cocida de la templa	t cocción	1.60	h
Tacho # 2 (Masa B)	Volumen inicial del tacho	V inic	12.06	m <sup>3</sup>
	Volumen final de la templa	V final	39.08	m <sup>3</sup>
	Concentración inicial del material	Bx1 (semilla C)	90.12	%
	Concentración del material alimentado (meladura o miel)	Bx2 (miel A)	62.08	%
	Concentración final de la masa cocida	Bx3 (masa B)	93.80	%

	Tiempo de cocida de la templea	t cocción	2.50	h
Tacho # 3 (Masa A)	Volumen inicial del tacho	V inic	16.99	m <sup>3</sup>
	Volumen final de la templea	V final	59.42	m <sup>3</sup>
	Concentración inicial del material	Bx1 (semilla B)	89.8	%
	Concentración del material alimentado (meladura o miel)	Bx2 (meladura)	64.28	%
	Concentración final de la masa cocida	Bx3 (masa A)	93.08	%
	Tiempo de cocida de la templea	t cocción	2	h
Tacho # 4 (Ampliado)	Volumen inicial del tacho	V inic	10.03	m <sup>3</sup>
	Volumen final de la templea	V final	30.73	m <sup>3</sup>
	Concentración inicial del material	Bx1 (ampliado)	90.50	%
	Concentración del material alimentado (meladura o miel)	Bx2 (miel B)	66.20	%
	Concentración final de la masa cocida	Bx3 (masa ampliado)	92.50	%
	Tiempo de cocida de la templea	t cocción	2	h

Tacho # 5 (Masa A)	Volumen inicial del tacho	V inic	12.06	m <sup>3</sup>
	Volumen final de la templa	V final	36.22	m <sup>3</sup>
	Concentración inicial del material	Bx1 (semilla B)	90.06	%
	Concentración del material alimentado (meladura o miel)	Bx2 (meladura)	64.28	%
	Concentración final de la masa cocida	Bx3 (masa A)	92.75	%
	Tiempo de cocida de la templa	t cocción	1.60	h
Tacho # 6 (Masa C)	Volumen inicial del tacho	V inic	12.83	m <sup>3</sup>
	Volumen final de la templa	V final	36.25	m <sup>3</sup>
	Concentración inicial del material	Bx1 (masa ampliado)	92.50	%
	Concentración del material alimentado (meladura o miel)	Bx2 (miel B)	66.20	%
	Concentración final de la masa cocida	Bx3 (masa C)	95.80	%
	Tiempo de cocida de la templa	t cocción	5	h
	Volumen inicial del tacho	V inic	16.99	m <sup>3</sup>

Tacho # 7 (Masa A)	Volumen final de la templa	V final	59.42	m <sup>3</sup>
	Concentración inicial del material	Bx1 (semilla B)	89.80	%
	Concentración del material alimentado (meladura o miel)	Bx2 (meladura)	64.28	%
	Concentración final de la masa cocida	Bx3 (masa A)	93.08	%
	Tiempo de cocida de la templa	t cocción	2	h
	Coeficiente de pérdidas	masa cocida A ( $\zeta$ )	1.1	
		masa cocida B ( $\zeta$ )	1.2	
masa cocida C ( $\zeta$ )		1.3		
Calentador # 1 (J Clarificado)	Masa de J Clarificado	JC	162378.15	Kg/h
	Calor específico del jugo	Cp (jc)	0.92	kcal/kg°C
	Temperatura de entrada del jugo	T (inic)	99	°C
	Temperatura de salida del jugo	T (final)	108	°C
	Presión de vapor alimentado	P (vapor)	0.266	Mpa
	Calor latente del vapor	$\lambda$ (vapor)	639	kcal/kg

	Coeficiente de pérdida	x	1.05	
Calentador # 2 (J Alcalizado) L-L	Masa de J Clarificado	JC	193973.30	Kg/h
	Calor específico del jugo	Cp (ja)	0.92	kcal/kg°C
	Temperatura de entrada del jugo	T (inic)	45	°C
	Temperatura de salida del jugo	T (final)	56	°C
	Temperatura de agua condensada	T (agua condensada)	98	°C
	Calor latente del vapor	$\lambda$ (agua sat)	98.07	kcal/kg
Calentador # 3 (J Alcalizado)	Masa de J Clarificado	JC	193973.30	Kg/h
	Calor específico del jugo	Cp (ja)	0.92	kcal/kg°C
	Temperatura de entrada del jugo	T (inic)	56	°C
	Temperatura de salida del jugo	T (final)	75	°C
	Presión de vapor alimentado	P (vapor)	0.06	Mpa
	Calor latente del vapor	$\lambda$ (vapor)	633.77	kcal/kg
Calentador # 4 (J Alcalizado)	Masa de J Clarificado	JC	193973.30	Kg/h
	Calor específico del jugo	Cp (ja)	0.92	kcal/kg°C

	Temperatura de entrada del jugo	T (inic)	75	°C
	Temperatura de salida del jugo	T (final)	102	°C
	Presión de vapor alimentado	P (vapor)	0.1	Mpa
	Calor latente del vapor	$\lambda$ (vapor)	639	kcal/kg
Turbogenerador # 1	Índice de consumo técnico	i	11.3	Kg v/kW-h
	Potencia del turbo.	N (producida)	2500	kW-h
	Eficiencia termodinámica.	N (termodinámica)	0.70	
	Trabajo ideal de la máquina.	Ho	130.40	
	Eficiencia mecánica.	N (mec)	0.94	
	Eficiencia eléctrica.	N (eléct)	0.95	
	Eficiencia por aislamiento del tubo.	N (tubo)	0.94	
	Presión del vapor alimentado.	Pve	1.72	Mpa
	Temperatura del vapor alimentado	Tve	340	°C
	Calor latente del vapor alimentado.	$\lambda_e$	745.40	kcal/kg
	Presión del vapor de salida.	Pvs	0.266	Mpa

	Temperatura del vapor de salida.	Tvs	132	°C
	Calor latente del vapor de salida.	$\lambda_s$	654.39	kcal/kg
	Calor latente del vapor en el ciclo adiabático ideal.	$\lambda$ (ciclo adiabático ideal)	615	kcal/kg
Turbogenerador # 2	Potencia del turbo	N (producida)	4000	kW-h
	Eficiencia eléctrica.	N (eléct)	0.95	
Caldera	Consumo de vapor de trabajo	G (trabajo)	120000.00	kg/h
	Consumo de vapor en otros	G (otros)	7131.73	kg/h
	Coeficiente de pérdidas	(x)	1.1	
	Temperatura de los gases	T (gases)	230	°C
	Relación de aire empleado	m	1.5	
	Presión en la caldera	P (caldera)	1.93	Mpa
	Temperatura del vapor en la caldera	Tv (caldera)	350	°C
	Calor latente del vapor sobrecalentado	$\lambda_v$ (sobrec)	749.6	kcal/kg
	Temperatura del agua de alimentación	T (H2O alimentada)	115	°C
	Calor latente de agua saturada	$\lambda$ (agua sat)	115.24	kcal/kg

	Coeficiente de pérdidas	( $\alpha$ )	0.99	
		( $\beta$ )	0.93	
		( $\gamma$ )	0.93	
Balance de calor	Calor en la caldera			
	Entalpía de vapor sobrecalentado en las calderas	$\lambda_v$ (sobrec)	3138.43	kJ/kg
	Calor de necesidades técnicas			
	Presión de vapor de escape	$P_v$ (escape)	0.1	Mpa
	Entalpía de vapor de las necesidades tecnológicos	$\lambda_v$ (escape)	2675.37	kJ/kg
	Entalpía de vapor de agua saturado en los equipos tecnológicos	$\lambda_{H_2O}$ (sat)	417.46	kJ/kg
	Calor en turbogeneradores			
	Entalpías de entrada en motores primarios	$\lambda_e$	3120.84	kJ/kg
	Entalpías de salida respectivamente en motores primarios	$\lambda_s$	2683.50	kJ/kg
	Calor en otros			

	Presión de vapor en otros	Pv (otros)	0.12	Mpa
	Entalpías de otros	$\lambda_v$ (otros)	2683.5	kJ/kg
Calor en condensados				
	Temperatura de agua en condensados	T H2O (cond)	98	°C
	Entalpía de vapor de agua saturado en condensados	$\lambda$ H2O (sat)	410.61	kJ/kg