

Universidad de Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”

Facultad de Ingeniería

Departamento de Química



Trabajo de Diploma en opción al título de Ingeniero

Químico

Título: Evaluación energética de la estación de evaporación de un ingenio azucarero.

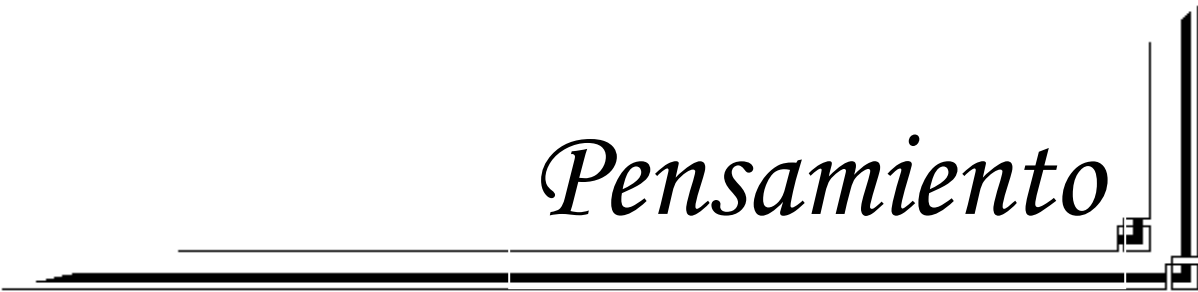
Autor: Henry Rafael Hernández Fundora

Tutor: MSc. Ing. Omar Gutiérrez Benítez

Colaborador: Ing. Jorge Hernández González

Cienfuegos, 2021

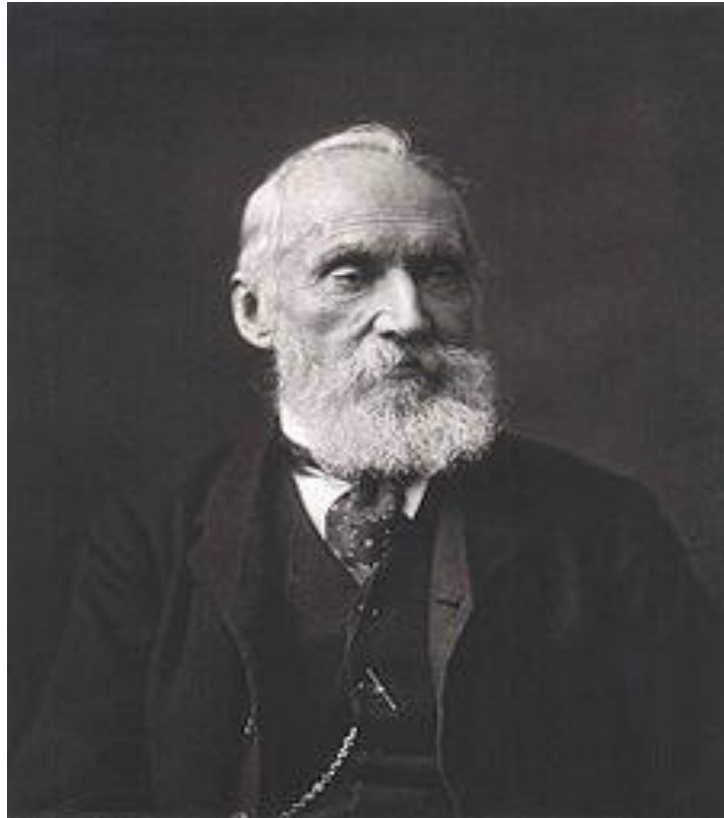
Pensamiento



“Puedes hacerlo, deberías hacerlo, y si eres lo suficientemente valiente como para empezar, lo harás”

Stephen King.

Exergo



“Cuando usted puede medir aquello de lo que habla, y lo expresa con un número, usted conoce algo sobre ello, pero cuando no puede medirlo, cuando no puede expresarlo con números, su conocimiento es pobre e insatisfactorio”

*William Thomson,
Lord Kelvin (1891)*

Dedicatoria

The image shows the bottom right corner of a page. It features a decorative design consisting of several horizontal and vertical lines of varying thicknesses. A small square ornament is located at the intersection of a horizontal line and a vertical line. The word "Dedicatoria" is written in a stylized, italicized font, positioned above the horizontal lines.

*A mis padres, por inspirarme para alcanzar mis metas, por
brindarme su apoyo y
paciencia, por creer y confiar en mí, los amo.*

Agradecimiento

*A mis padres por apoyarme incondicionalmente, por formar parte
mis desvelos y regocijarse
con mis logros y satisfacciones, los amo.*

*A mi prima Maite que a pesar de la distancia siempre nos ayuda
y se preocupa por nosotros.
Gracias por todo, te quiero.*

*A mi Tía China y familia en general, por quererme y apoyarme en cada
momento.*

*A los integrantes de forifive por la amistad incondicional en situaciones
complicadas para todos,
y compartir momentos inolvidables, los quiero.*

*A mis amigos de la universidad y para toda la vida: Jotadé, Luis Dael, y
Maike! por los alegres
e incontables recuerdos.*

*A mi novia Beatriz, por regalarme su comprensión,
apoyo y alegrar mi vida cada día. Te amo.*

*A mis suegros, Juana Vázquez y Heriberto Sánchez,
por regalarme una segunda familia y apoyarme
en esta parte tan importante de mi vida.*

*A mi tutor, Omar Gutiérrez, por su preocupación,
dedicación y exigencias.*

*A todos mis compañeros de aula por los gratos momentos que vivimos en estos
cinco años, me llevo
el mejor recuerdo de mi vida universitaria.*

*A todos los que forman parte de mi vida y me han apoyado.
A todos muchas gracias.*

Resumen

Resumen.

La estación de evaporación constituye el centro de balance energético de los ingenios azucareros. El objetivo fue evaluar la estación de evaporación de un ingenio azucarero para mejorar su eficiencia energética. Se analizaron los fundamentos teóricos y tendencias en la eficiencia energética de la estación de evaporación, y métodos de evaluación. Se diseñó y validó un procedimiento metodológico integrado por elementos del Sistema de Gestión de la Energía, de metodologías de la industria azucarera, y de las experiencias en la aplicación del Análisis Complejo de Procesos; utilizando métodos, técnicas y herramientas ingenieriles. Los indicadores energéticos convencionales de la estación de evaporación confirmaron que no trabaja en condiciones normales, lo que incrementó el consumo de vapor del proceso tecnológico. Las desviaciones fueron asociadas a las anomalías operacionales y a las incrustaciones; incidiendo negativamente en los indicadores de eficiencia energética del ingenio. Los resultados del análisis exergético y del análisis Pinch complementaron y reafirmaron los resultados del análisis energético convencional; se reiteró la incidencia de las anomalías operacionales y de la eficiencia sobre la eficiencia exergética y el consumo de las utilidades calientes y frías. Las propuestas de mejoras dieron solución a los puntos débiles identificados, y la evaluación ex antes corroboró su pertenencia para el incremento de la eficiencia energética. Se validó que es posible incrementar la eficiencia energética de la estación de evaporación de un ingenio azucarero, a partir de su evaluación y la introducción de mejoras en su diseño y operación; y con ello la hipótesis de la investigación.

Palabras clave: ingenio azucarero, estación de evaporación, eficiencia energética, análisis energético, análisis exergético, análisis Pinch

Abstract

Abstract.

The evaporation station constitutes the energy balance center of sugar mills. The objective was to evaluate the evaporation station of a sugar mill to improve its energy efficiency. The theoretical foundations and trends in the energy efficiency of the evaporation station and evaluation methods were analyzed. A methodological procedure integrated by elements of the Energy Management System, methodologies of the sugar industry, and experiences in the application of the Complex Process Analysis was designed and validated, using engineering methods, techniques and tools. The conventional energy indicators of the evaporation station confirmed that it does not work under normal conditions, which increased the steam consumption of the technological process. The deviations were associated with operational anomalies and fouling, negatively affecting the mill's energy efficiency indicators. The results of the exergy analysis and Pinch analysis complemented and reaffirmed the results of the conventional energy analysis; the incidence of operational anomalies and efficiency on the exergy efficiency and the consumption of hot and cold utilities was reiterated. The improvement proposals provided solutions to the identified weak points, and the ex-ante evaluation corroborated their relevance for the increase of energy efficiency. It was validated that it is possible to increase the energy efficiency of the evaporation station of a sugar mill, from its evaluation and the introduction of improvements in its design and operation; and with it the hypothesis of the research.

Keywords: sugar mill, evaporation station, energy efficiency, energy analysis, exergy analysis, Pinch analysis

Índice

Contenido:

Introducción.....	1
Capítulo 1: Marco Teórico Referencial.....	5
1.1 Política Energética.....	6
1.1.1 Política energética en Cuba.....	6
1.1.2 Política energética de la industria azucarera cubana.	7
1.2 Energética en el proceso azucarero.....	9
1.2.1 Sistema termoenergético de los ingenios azucareros.	9
1.2.2 Principios básicos del balance de energía en el ingenio azucarero.	12
1.2.3 Posibilidades de ahorro de vapor en el proceso.....	14
1.3 Sistemas de evaporación en la industria azucarera.....	16
1.3.1 Principios de evaporadores de múltiples efectos.....	18
1.3.2 Requisitos técnicos mínimos de las estaciones evaporadoras.	19
1.3.3 Principales problemas operacionales en la estación de evaporación y sus causas.....	21
1.4 Evaluación de la eficiencia energética en sistemas de evaporación de ingenios azucareros.	23
1.4.1 Cálculos Térmicos.....	23
1.4.2 Métodos e indicadores más utilizado para la evaluación.....	26
1.4.2.1 Método e indicadores de análisis energético.....	26
1.4.2.2 Método e indicadores de análisis exergético.....	30
1.4.2.3 Método e indicadores de análisis Pinch.....	32
1.5 Aplicaciones de la Integración de Procesos en la industria azucarera.....	34
1.6. Conclusiones Parciales.....	36
Capítulo 2: Materiales y Métodos.....	39
2.1 Procedimiento metodológico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros.....	39
2.2 Conclusiones Parciales.....	47
Capítulo 3: Análisis y discusión de los resultados.....	49
3.1 Implementación del procedimiento metodológico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros.....	49
3.1.1 Preparación y planificación.....	49
3.1.1.1 Descripción tecnológica del proceso en el ingenio azucarero (IPROYAZ, 1982).....	50
3.1.1.2 Descripción energética del ingenio azucarero.....	55
3.1.2 Evaluación en planta.....	59

3.1.3	Medición y validación datos.....	61
3.1.4	Análisis energético.	62
3.1.4.1	Análisis energético convencional.	62
3.1.4.2	Análisis exergético de la estación de evaporación.....	70
3.1.4.3	Análisis Pinch de la estación de evaporación.....	72
3.1.5	Identificación de puntos débiles de eficiencia energética.	72
3.1.6	Análisis de propuestas de mejoras.....	73
3.1.6.1	Identificación de las oportunidades de mejoras del desempeño energético.....	73
3.1.6.2	Análisis energético de las propuestas de mejoras.	75
3.1.6.3	Evaluación energética ex antes de las propuestas de mejoras.....	76
3.2	Conclusiones parciales.	79
	Conclusiones Generales.	80
	Recomendaciones.	81
	Bibliografía.	82
	Anexos.....	88
	Anexo N° 1. Esquema energético de un central azucarero con preevaporador y extracciones en el 2do vaso a calentadores. Fuente: (MINAZ, 1996).....	88
	Anexo N° 2. Esquema energético de un central azucarero con preevaporador, doble efecto y cuádruple efecto. Fuente: (MINAZ, 1996).	89
	Anexo N° 3. Esquema energético de un central azucarero con cuatro preevaporadores, cuádruple efecto y extracciones en el 2do vaso a calentadores. Fuente: (MINAZ, 1996).....	90
	Anexo N° 4. Esquema energético de un central azucarero con preevaporador a doble efecto y cuádruple efecto. Fuente: (MINAZ, 1996).	91
	Anexo N° 5. Esquema tecnológico de un ingenio azucarero. Fuente: Elaboración propia.	92
	Anexo N° 6. Esquema térmico actual del ingenio azucarero. Fuente: Elaboración propia.	93
	Estado técnico	97
	Anexo N° 7. Ejemplos sobre el estado de aislamiento térmico en tuberías y equipos. Fuente: (MINAZ, 1972).	100
	Anexo N° 8. Análisis y procesamiento de los datos mediante el software Statgraphics Centurión XVI. Fuente: (StatPoint Technologies, 2010).....	101
	Anexo N° 9. Balance de materiales y energía en el ingenio azucarero mediante el Software SISTEC. Fuente: (IPROYAZ, 1989).	103
	Anexo N° 10. Balance energético para un ingenio azucarero mediante el Software OPTIMOS. Fuente: (Gil, 1998).....	108

Anexo Nº 11. Balance de condensados a partir de los resultados anteriores. Fuente: Elaboración propia.	112
Anexo Nº 12. Balance global y el diagrama de flujos exergéticos (Grassmann) del sistema de evaporación actual. Fuente: Elaboración propia.	114
Anexo Nº 13. Análisis Pinch de la estación de evaporación mediante el Software TARGET II. Fuente: (Linnhoff, 1998).	116
Anexo Nº 14. Esquema térmico propuesto del ingenio azucarero. Fuente: Elaboración propia. ...	120
Anexo Nº 15. Balance de materiales y energía del esquema térmico propuesto en el ingenio azucarero mediante el Software SISTEC. Fuente: (IPROYAZ, 1989).	122
Anexo Nº 16. Balance energético de esquema térmico propuesto para un ingenio azucarero mediante el Software OPTIMOS. Fuente: (Gil, 1998).	126
Anexo Nº 17. Balance global y el diagrama de flujos exergéticos (Grassmann) del sistema de evaporación propuesta. Fuente: Elaboración propia.	130
Anexo Nº 18. Análisis Pinch de la estación de evaporación propuesta mediante el Software TARGET II. Fuente: (Linnhoff, 1998).	132

Introducción

Introducción.

Mejorar la eficiencia energética; facilitar el acceso a la investigación y la tecnología relativas a la energía limpia, incluidas las fuentes renovables, la eficiencia energética y las tecnologías avanzadas y menos contaminantes de combustibles fósiles; y promover la inversión en infraestructura energética y tecnologías limpias son metas de la Agenda 2030 para el Desarrollo Sostenible (CEPAL, 2016; UN, 2017), y de los Objetivos de Desarrollo Sostenible de Cuba (MEP, 2020).

En este contexto, la agroindustria azucarera y sus derivados es un sector estratégico para la implementación de la Política para el Desarrollo Perspectivo de las Fuentes Renovables y el Uso Eficiente de la Energía 2014 – 2030 (AZCUBA, 2018; MINEM, 2021), del Plan Nacional de Desarrollo Económico y Social hasta el 2030 (PNDES 2030), y de los Lineamientos de la Política Económica y Social del Partido y la Revolución para el período 2021-2026 (PCC, 2017, 2021). Su objetivo es asegurar la sostenibilidad del crecimiento de la producción de caña, azúcar y sus derivados, y proyectar la modernización del proceso productivo, con un enfoque que contribuya a modificar la matriz energética del país, a partir del incremento del uso de biomasa cañera como combustible. Entre sus principales proyecciones estratégicas se destacan: elevar la eficiencia industrial y energética, y contribuir a la transformación de la matriz energética del país (<https://www.azcuba.cu/es/proyeccion-estrategica>).

En comparación con los sistemas termoenergéticos para la producción de electricidad en plantas termoeléctricas, el sistema empleado en las fábricas azucareras resulta mucho más eficiente en el uso global de la energía generada. En los ingenios se logra producir energía térmica (calor) y electricidad. Este concepto se define como cogeneración y constituye la base de la eficiencia de la generación en la industria azucarera. Referido al ciclo total de energía, a partir de la energía química liberada por el bagazo en su combustión en las calderas, las mayores pérdidas se localizan en los gases de combustión y en la condensación al vacío. Lo anterior explica que los mayores esfuerzos en la búsqueda de mayor eficiencia energética en la industria azucarera se hayan desarrollado hacia el incremento de la eficiencia de las calderas de vapor, y al mejoramiento de los esquemas de utilización del vapor en el proceso tecnológico, fundamentalmente en la estación de evaporación (AZCUBA, 2018; Díaz, 1998;

Espinosa, 1990; Gálvez, 2000; ICIDCA, 2000; Kinoshita, 1991, 1999; Mann, 1989; MINAZ, 1996; MINEM, 2021; Payne, 1991; Valdés, 1997).

En ese sentido, uno de los aspectos más importantes, y que corresponden al tecnólogo azucarero, es evaluar el funcionamiento de la estación de evaporación, y el comportamiento energético del proceso; e introducir mejoras (Baloh, 1995; Díaz, 1998; Díaz, 2012; Hugot, 1986; MINAZ, 1996; Payne, 1991; Rein, 2012).

La norma ISO 50001 (ONN, 2019) establece los requisitos para establecer, implementar, mantener y mejorar un sistema de gestión de la energía (SGEn). El resultado previsto es permitir a la organización seguir un enfoque sistemático para lograr la mejora continua del desempeño energético y del SGEn. En este marco AChEE (2013) ha definido como requerimientos medulares aquellos que se corresponden con los procedimientos esenciales para observar y mejorar el desempeño energético; y están centrados en la gestión misma de la energía. Estos requerimientos corresponden a la revisión energética; el control operacional; y el monitoreo, medición y análisis.

En la industria azucarera cubana y foránea se han implementado varios procedimientos y metodologías técnicas para estudios y diagnósticos energéticos con diferentes alcances; y que en su mayoría han sido sinérgicos. Asimismo, existen softwares especializados.

Los principales métodos de evaluación de eficiencia energética de los sistemas de evaporación de ingenios azucareros son los métodos de análisis energético, exergético, y Pinch. Estos incluyen indicadores de eficiencia energética, exergética, y de integración de procesos (Ávila, 1999; Baloh, 1995; A. Benítez, 2000; A. Benítez, & Calvo, A., 2000; Briceños, 1997; Calvo, 1981, 1994; Christodoulou, 1996; Espinosa, 2001a; Espinosa, 2001b; Espinosa, 1999, 1990; M. González, et al., 2012; Gutiérrez, 2001; Hugot, 1986; Kinoshita, 1991, 1999; MINAZ, 1989, 1996; Paz, 1998; Rein, 2012; Singh, 1999; Thompson, 1999).

La Política Energética nacional establece que es necesario elevar la eficiencia energética y fomentar la cogeneración; y en particular lograr la reconversión energética de la agroindustria azucarera y sus derivados. En este contexto, la estación de evaporación constituye el centro de balance energético de los ingenios azucareros; y por ello su diseño y operación están estrechamente vinculadas a la eficiencia energética de esta industria. Lo anterior constituye la **situación problemática** de la investigación.

De lo anterior se deriva la siguiente **pregunta de investigación**: ¿Cómo influyen el diseño y la operación de la estación de evaporación de un ingenio azucarero en su eficiencia energética?

Por tanto, el **objeto de estudio** al cual contribuye esta investigación es la eficiencia energética y su **campo de acción** es la estación de evaporación de un ingenio azucarero.

De lo anterior se genera la **hipótesis de la investigación**:

“Es posible incrementar la eficiencia energética de la estación de evaporación de un ingenio azucarero, a partir de su evaluación y la introducción de mejoras en su diseño y operación”.

Objetivo general:

Evaluar la estación de evaporación de un ingenio azucarero para mejorar su eficiencia energética.

Objetivos específicos:

1. Analizar los fundamentos teóricos y tendencias en la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros; y en los métodos de evaluación.
2. Diseñar el procedimiento metodológico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros; integrando los métodos de análisis energético convencional, exergético y Pinch.
3. Evaluar la eficiencia energética de la estación de evaporación de un ingenio azucarero.
4. Proponer soluciones de mejoras de la eficiencia energética de la estación de evaporación de un ingenio azucarero.

El Trabajo de Diploma se estructura en forma de tres capítulos de la siguiente manera:

Capítulo I: En este capítulo se elaboró el Marco Teórico Referencial y responde al objetivo específico N° 1. Se abordó la política energética en Cuba y en particular en la industria azucarera cubana. Asimismo, la energética en el proceso azucarero, incluidos los sistemas termoenergéticos de los ingenios azucareros, los principios básicos del balance de energía en el ingenio azucarero, y las posibilidades de ahorro de vapor en el proceso. Se valoraron los sistemas de evaporación en la industria azucarera, incluido los principios de evaporadores de

múltiples efectos, los requisitos técnicos mínimos de las estaciones evaporadoras, los principales problemas operacionales en la estación de evaporación y sus causas. Se profundizó sobre la evaluación de la eficiencia energética en sistemas de evaporación de ingenios azucareros, en particular sobre los cálculos térmicos, y métodos e indicadores más utilizados para la evaluación de la eficiencia energética, incluidos los métodos de análisis energético, exergético, Pinch. Se realizó el análisis de las aplicaciones de estos métodos de integración de procesos en la industria azucarera. Finalmente se construyeron conclusiones parciales sobre el estado del arte.

Capítulo II: En este capítulo se desarrolló el objetivo específico N° 2 de la investigación. Se diseñó el procedimiento metodológico utilizado para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros. El procedimiento diseñado se basa en el ciclo PHVA de Mejora Continua (Planificar, Hacer, Verificar y Actuar); y permitió ordenar heurísticamente por pasos a seguir para dar respuesta a los fines de la investigación. Se detallan algunas particularidades técnicas específicas de la aplicación del procedimiento, en particular análisis energético convencional, exergético y Pinch.

Capítulo III: En este capítulo se desarrollaron el tercer y cuarto objetivos específicos de la investigación. Se evaluó la eficiencia energética de la estación de evaporación de un ingenio azucarero; y se propusieron soluciones de mejoras de la eficiencia energética. Se analizaron y discutieron los resultados de la evaluación de la estación de evaporación del ingenio azucarero mediante las propuestas de mejoras, las cuales dieron solución a los puntos débiles identificados en la eficiencia energética de la estación de evaporación y del ingenio.

Finalmente se muestran las **Conclusiones Generales** y las **Recomendaciones** de la investigación.

En la sección de **Anexos** se provee información de interés relacionada con los temas abordados en los capítulos precedentes y que apoyan el entendimiento de la investigación.

Capítulo 1

Capítulo 1: Marco Teórico Referencial.

En este capítulo se elaboró el Marco Teórico Referencial y responde al objetivo específico N° 1. En la figura 1.1 se muestra el hilo conductor de los aspectos analizados sobre el estado del arte.

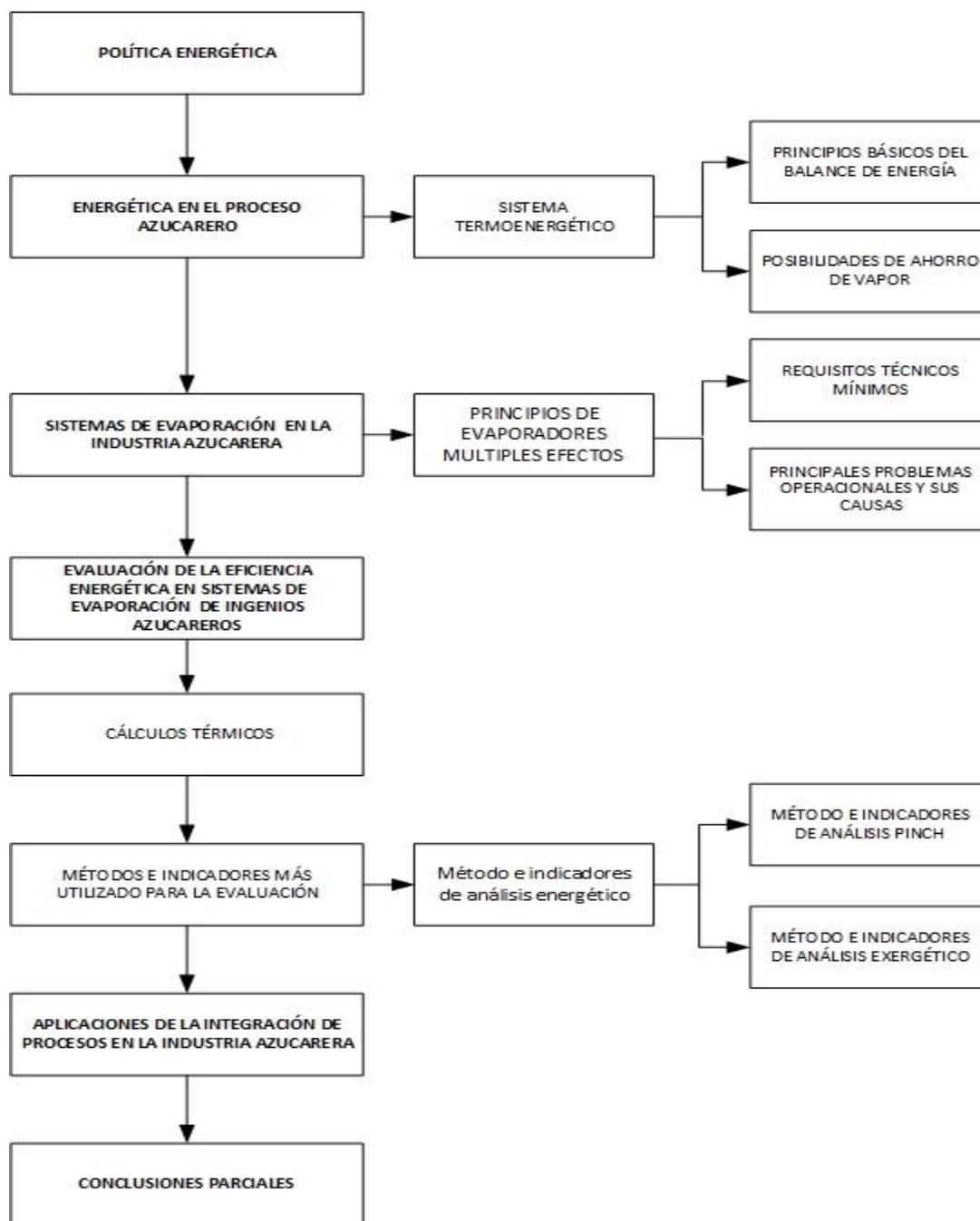


Figura 1.1. Hilo conductor del Marco Teórico Referencial. Fuente: Elaboración propia.

1.1 Política Energética.

1.1.1 Política energética en Cuba.

La Política para el Desarrollo Perspectivo de las Fuentes Renovables y el Uso Eficiente de la Energía 2014 – 2030, aprobada el 21 de junio del 2014, tiene como objetivos fundamentales: aumentar el porcentaje de utilización de las FRE hasta un 24 %, no incrementar la dependencia de importaciones de combustibles para la generación, reducir los costos de la energía entregada por el SEN, aumentar la eficiencia energética, y reducir la contaminación medioambiental (MINEM, 2021).

La Política respalda el Plan Nacional de Desarrollo Económico y Social hasta el 2030 (PNDES 2030), aprobado en el 2017 (PCC, 2017); que tiene como objetivos rectores los siguientes:

1. Transformar y desarrollar, acelerada y eficientemente, la matriz energética mediante el incremento de la participación de las fuentes renovables y los otros recursos energéticos nacionales y el empleo de tecnologías de avanzada con el propósito de consolidar la eficiencia y sostenibilidad del sector y, en consecuencia, de la economía nacional.
2. Elevar la eficiencia energética y el desarrollo de fuentes renovables de energía, lo que contribuye, entre otros beneficios, a reducir la generación de gases de efecto invernadero, a mitigar el cambio climático y a promover un desarrollo económico menos intenso en carbono.

En este contexto, la agroindustria azucarera y sus derivados es un sector estratégico, con énfasis en la reconversión energética, introduciendo nuevas tecnologías que permitan elevar la eficiencia y el valor agregado de estas producciones (PCC, 2017).

La Energía es una de las Áreas Claves de la Estrategia Económico-Social para el impulso de la economía y el enfrentamiento a la crisis mundial provocada por la COVID-19 (MEP, 2020). Resulta vital la prioridad a las fuentes renovables de energía, la aplicación de incentivos a la innovación tecnológica y económica; y potenciar el ahorro manteniendo el control de las medidas de ahorro de energía eléctrica y de todos los portadores energéticos. Asimismo, en el Área Clave Agroindustria azucarera y sus derivados se plantea que se requiere de una atención priorizada a la producción azucarera para incrementar la producción de azúcar; mantener la concentración de los recursos en los centrales de mayor capacidad y

eficiencia para alcanzar un aprovechamiento de la capacidad potencial a no menos del 80 % en la de 2021-2022; estabilizar la obtención de un recobrado en el azúcar que contiene la caña entre 84 y 86 %; y estudiar la participación de la inversión extranjera en este sector.

En la política agroindustrial establecida en los Lineamientos de la Política Económica y Social del Partido y la Revolución para el período 2021-2026 (PCC, 2021) se establece que la agroindustria azucarera debe modernizar la maquinaria agroindustrial, y elevar el aprovechamiento de la norma potencial, la eficiencia y la calidad de la producción de azúcar, energía eléctrica, alimento animal, bioproductos y otros derivados (Lineamiento 130). Asimismo, la Política Energética se establece acelerar el cumplimiento del Programa para el Desarrollo de las Fuentes Renovables y Uso Eficiente de la Energía, aprobado hasta el 2030 (Lineamiento 149); priorizar la implementación de los Sistemas de Gestión de Energía (SGEn) como base para la identificación permanente de los potenciales de ahorro, así como la ejecución de acciones para su captación (Lineamiento 150); perfeccionar el trabajo de planificación y control del uso de los portadores energéticos; ampliar los elementos de medición, el empleo de sistemas automatizados y la calidad de los indicadores de eficiencia e índices de consumo establecidos (Lineamiento 151).

1.1.2 Política energética de la industria azucarera cubana.

La agroindustria azucarera cubana es un sector estratégico de la economía a partir de poder sustentar su propio desarrollo y armonizarlo con el medio ambiente. Su objetivo es asegurar la sostenibilidad del crecimiento de la producción de caña, azúcar y sus derivados, y proyectar la modernización del proceso productivo, con un enfoque que contribuya a modificar la matriz energética del país, a partir del incremento del uso de biomasa cañera como combustible (AZCUBA, 2018). Entre sus principales proyecciones estratégicas se destacan:

1. Elevar la eficiencia industrial y energética.
2. Contribuir a la transformación de la matriz energética del país elevando la generación; poniendo en marcha el Programa Bioeléctrica (755 MW), y otras medidas que elevan la generación y eficiencia energética del sector.

En este contexto, la agroindustria azucarera y sus derivados es un sector estratégico para la implementación de la Política para el Desarrollo Perspectivo de las Fuentes Renovables y el Uso Eficiente de la Energía 2014 – 2030, del Plan Nacional de Desarrollo Económico y Social hasta el 2030 (PNDES 2030), y de los Lineamientos de la Política Económica y Social del Partido y la Revolución para el período 2021-2026 (PCC, 2017).

La Industria azucarera tiene instalados 517 MW con los cuales puede producir aproximadamente 700 GWh anuales, lo que representa unos 37 kWh por tonelada de caña molida. En una Bioeléctricas moderna se puede obtener el triple de la energía utilizando la misma cantidad de caña (MINEM, 2021).

Actualmente la generación de electricidad a partir de la biomasa cañera aporta las mayores cantidades entre todas las fuentes renovables que se emplean en el país. La eficiencia energética de los centrales y refinerías, y los recursos tecnológicos instalados en ellos, permite que de toda la energía que se produce, se logre exportar el 15 % a la Unión Eléctrica (UNE). El potencial energético de la caña de azúcar y la eficiencia energética que hoy tienen los centrales y refinerías, constituye una potencialidad de inversión que el Grupo Azucarero AZCUBA tiene plasmada en el programa de Bioeléctricas (AZCUBA, 2018).

La industria azucarera cubana está llamada a contribuir con el cambio de la matriz energética nacional con una participación del 14 % en el 2030. Esta industria produce su propio combustible, el cual es renovable y amigable con el medioambiente ya que el CO₂ que emite el bagazo al quemarse en las calderas, ya la caña lo absorbió por fotosíntesis al crecer, no incrementándose su presencia en la atmósfera durante este proceso fabril (MINEM, 2021).

En este contexto se ejecutan dos Programas Nacionales de Ciencia, Tecnología e Innovación (PNCTI), que promueven proyectos de investigación e innovación dirigidos a incrementar la eficiencia energética de los ingenios azucareros (CITMA, 2020):

1. PNCTI Agroindustria de la Caña de Azúcar.
2. PNCTI Desarrollo Energético Integral y Sostenible.

1.2 Energética en el proceso azucarero.

El desarrollo de la industria azucarera ha estado íntimamente vinculado a los esquemas energéticos de producción y consumo y ha estado condicionado a un grupo de factores tales como (Kinoshita, 1991; Mann, 1989; Payne, 1991):

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

Este desarrollo ha conducido a la estimulación de sistemas de generación y uso de la energía (vapor) que permitan excedentes energéticos sin perjuicio de la producción de azúcar, los cuales han llegado a constituir una fuente importante de ingresos en beneficio de los costos de producción. Ha permitido, al mismo tiempo, que los ingenios estén preparados para asumir con determinada flexibilidad condiciones desfavorables de operación y sostenerse energéticamente (Baloh, 1995; Díaz, 1998; Espinosa, 1990; Gálvez, 2000; Hugot, 1986; ICIDCA, 2000; Kinoshita, 1991, 1999; Mann, 1989; MINAZ, 1996; Payne, 1991; Rein, 2012).

1.2.1 Sistema termoenergético de los ingenios azucareros.

La operación eficiente y estable del proceso de producción de azúcar no se concibe sin un respaldo energético sólido, asociado también a una correcta concepción y operación del mismo. El sistema termoenergético de los ingenios productores de azúcar está compuesto básicamente por los bloques siguientes (Baloh, 1995; Díaz, 2012; Espinosa, 1990; Gálvez, 2000; Hugot, 1986; ICIDCA, 2000; MINAZ, 1996; Payne, 1991; Rein, 2012):

1. Bloque de Generación: Formado por la planta de generación de vapor con sus equipos auxiliares necesarios para sus operaciones.
2. Bloque de Fuerza: Todos los motores primarios, que incluyen máquinas reciprocantes, turbinas de accionamiento mecánico y los turbogeneradores.

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

Los principales equipos y componentes del bloque energético, y sus características de operación más comunes en la industria azucarera cubana son:

1. Bloque de Generación:

- Calderas de vapor con las siguientes presiones de trabajo:
 - Bajas: Hasta 10.5 Kg/cm².
 - Medias: Mayores de 10.5 Kg/ cm² y hasta 18.0 Kg/cm².
 - Altas: Mayores de 28 Kg/cm².

2. Bloque de Fuerza:

- Turbogeneradores con las siguientes características en las presiones de admisión y de escape:
 - Presiones de admisión: Entre 10.5 Kg/ cm² y 28.0 Kg/cm².
 - Presiones e escape: Entre 0.56 Kg /cm² y 2.10 Kg/cm².
- Turbinas de vapor para fuerza con idénticas características a la de los turbogeneradores en cuanto a presiones de suministro y escape.
- Máquinas de vapor para fuerza, bombas reciprocantes y compresores, con presiones de admisión de hasta 10.5 Kg/cm² y escape hasta 0.7 Kg/cm².

3. Bloque de Consumo.

- Calentadores de jugo alcalizado.
- Calentadores de jugo clarificado.
- Equipos de evaporación (vapor cell, pre evaporadores y múltiples efectos).
- Tachos al vacío.
- Equipos tecnológicos de plantas anexas, tales como refinerías de azúcar, destilerías, plantas de levadura, etc.

En comparación con los sistemas termoenergéticos para la producción de electricidad en plantas termoeléctricas, el sistema empleado en las fábricas azucareras resulta mucho más eficiente en el uso global de la energía generada. En los ingenios se logra producir energía térmica (calor) y electricidad. Este concepto se define como cogeneración y constituye la

base de la eficiencia de la generación en la industria azucarera (Baloh, 1995; Espinosa, 1990; Gálvez, 2000; Hugot, 1986; ICIDCA, 2000; MINAZ, 1996; Payne, 1991; Rein, 2012).

En la figura 1.2 se muestra 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.

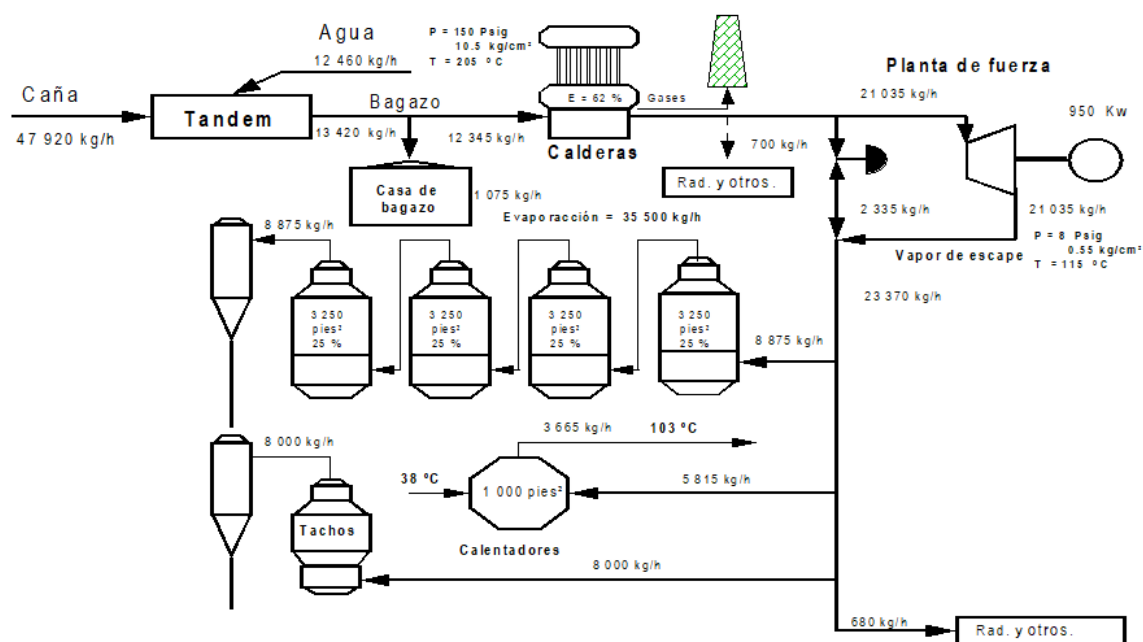


Figura 1.2. Esquema energético de un central azucarero tradicional, caracterizado por la simplicidad de su esquema, y capacidad base de 1150 ton de caña por día. Fuente: (MINAZ, 1996).

Referido al ciclo total de energía, a partir de la energía química liberada por el bagazo en su combustión en las calderas, las mayores pérdidas se localizan en:

1. Gases de combustión: Un 38 % por la vía de la chimenea.
2. Condensación al vacío: Un 46 % por la vía de los condensadores del vapor procedente del último efecto y de los tachos.

Lo anterior explica que los mayores esfuerzos en la búsqueda de mayor eficiencia energética en la industria azucarera se hayan desarrollado hacia la reducción de esas considerables pérdidas:

1. Incrementando la eficiencia de las calderas de vapor con mejores diseños, presiones más altas, instalación de superficies recuperativas y automatización de la combustión.
2. Mejorando los esquemas de utilización del vapor en el proceso tecnológico, fundamentalmente en la estación de evaporación.

También es necesario la recuperación o de los condensados de todos los equipos de proceso y con ello se logra abastecer totalmente las necesidades de agua pura y caliente del proceso. En la figura 1.3 se muestra el balance de agua en un ingenio azucarero, conformado a partir del esquema energético de la figura 1.2. Se han expresado los flujos referidos al peso de la caña molida.

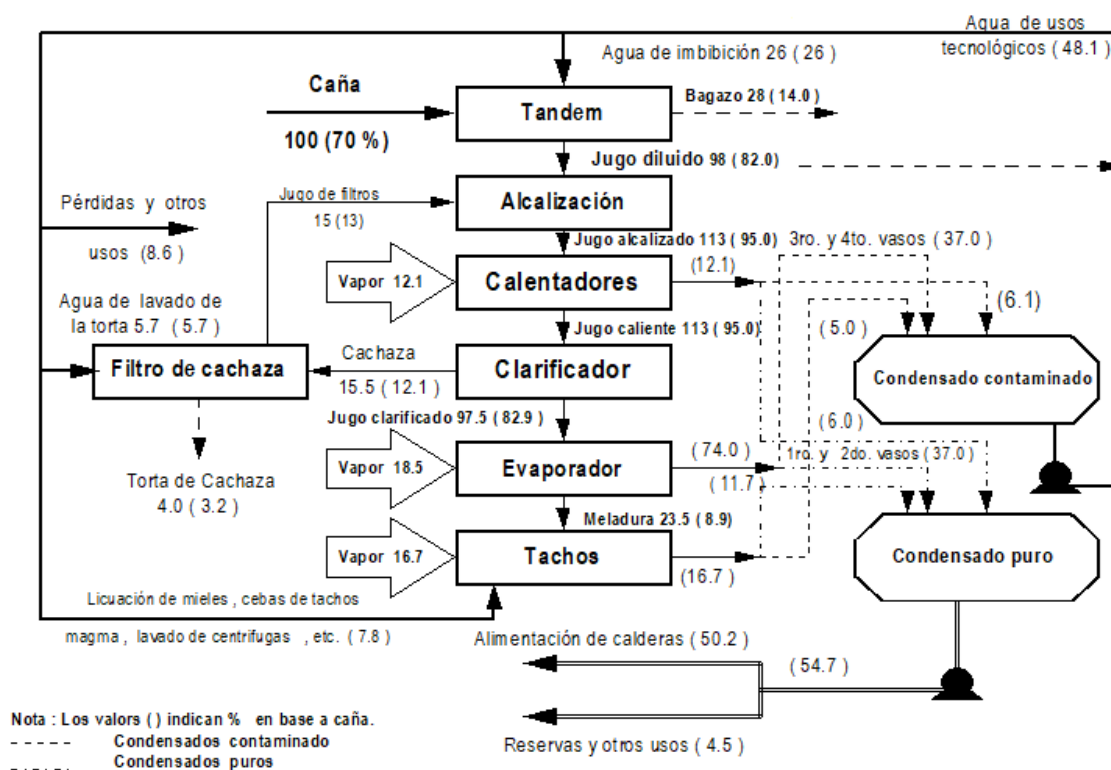


Figura 1.3. Balance de agua en un ingenio azucarero, conformado a partir del esquema energético de la figura 1. Fuente: (MINAZ, 1996).

1.2.2 Principios básicos del balance de energía en el ingenio azucarero.

Los principios que determinan la armonía de operación entre los bloques energéticos son los siguientes (Baloh, 1995; Espinosa, 1990; Gálvez, 2000; Hugot, 1986; ICIDCA, 2000; MINAZ, 1996; Payne, 1991; Rein, 2012):

1. La eficiencia del bloque de generación tiene que garantizar la capacidad de producción de vapor directo requerida por la fábrica.
2. La capacidad de producción de vapor directo del bloque de generación tiene que ser superior a la demanda máxima del proceso de fabricación de azúcar, para asumir las pérdidas por radiación y aquellas pérdidas inevitables características del proceso industrial.
3. El flujo de vapor de escape del bloque de fuerza no puede sobrepasar a la demanda del proceso, puesto que, en ese caso, la diferencia habría que aliviarla a la atmósfera con pésimas consecuencias en cuanto a la pérdida energética neta y a pérdida de condensados calientes.
4. El equilibrio automático entre la entrega de vapor exhausto del bloque de fuerza y la demanda de ese vapor por el proceso se logra por las vías de la válvula reductora y/o del control de carga en los turbogeneradores. Cuando el sistema energético ha sido bien calculado, diseñado e implementado el consumo del proceso ha de ser siempre entre un 6 y un 10 % mayor que la entrega de vapor por la planta de fuerza, en condiciones normales de operación.
5. En los casos en que la fábrica manifieste tendencia al sobrante de escape y en las medidas operativas normales no logran obtener el equilibrio, es necesario reducir la carga sobre el bloque de fuerza.
6. Cuando la presión del vapor de escape es sistemáticamente menor en un 20 % al valor establecido y se encuentra satisfecha la demanda de carga del bloque de fuerza, resulta necesario reducir el consumo de vapor del proceso para sostenerlo energéticamente. Las vías más racionales para esta reducción del consumo pueden ser:
 - Mejoras en el esquema de evaporación - calentamiento del jugo.
 - Limitación del uso del agua en las diferentes etapas del proceso.
 - Mejoramiento del aislamiento térmico de la fábrica, en especial de la casa de calderas (tuberías y equipos).
7. Como principio general que complementa los principios básicos enumerados, es importante señalar los aspectos siguientes, por su significativa influencia en la eficiencia energética de la fábrica.

- Tiene que existir una acción sistemática sobre la eliminación de fugas de vapor directo y de escape hacia la atmósfera.
- Debe respetarse el aislamiento adecuado de todas y cada una de las líneas de vapor, agua caliente, productos calientes, etc. y de todos los equipos motrices y tecnológicos que lo requieran.
- Debe jerarquizarse el control analítico y la recuperación de todas las aguas condensadas.

1.2.3 Posibilidades de ahorro de vapor en el proceso.

Las posibilidades de ahorro de vapor en un ingenio azucarero son en el proceso, ya que es donde realmente se consume el vapor. Entre ellas se destacan las siguientes (Baloh, 1995; Díaz, 1998; Díaz, 2012; Espinosa, 1990; Gálvez, 2000; Hugot, 1986; ICIDCA, 2000; MINAZ, 1996; Payne, 1991):

1. Extracciones de vapor hacia calentadores de jugo.
2. Preevaporador entregando a todos los consumidores del proceso (Anexo N° 1): Esta opción es la más extendida en aquellas fábricas cuyas presiones de vapor directo y escape están en los rangos altos. Comparado con el esquema tradicional, brinda una reducción del consumo en el proceso del orden del 20 % y una concentración en el jugo de entrada al múltiple efecto del orden de 24 a 25 °Brix. El consumo de vapor en el proceso se reduce hasta un 38.5 % de la caña. En las condiciones normales de operación ofrece un sobrante de bagazo del orden del 38 % sobre el total de bagazo producido.
3. Mejoras en los esquemas energéticos:
 - Pre, doble y cuádruple efecto (Anexo N° 2): En ingenios de buena capacidad de evaporación, que operen con más de un cuádruple efecto y que dispongan de presión de escape alta resulta muy interesante la opción de convertir los dos primeros vasos de uno de ellos en un doble efecto, que entregue sus vapores a la estación de calentadores de jugo.
 - El arreglo permite solucionar el amplio desbalance que, en la operación normal, existe entre las cargas evaporativas en pre evaporador y evaporadores. Al reducirse la carga sobre los pre evaporadores, puede introducirse el calentamiento de jugo clarificado por etapas. Se reduce la superficie evaporativa en operación alrededor de un 17 % y

al resolverse el desbalance de carga, tanto en pre como en un cuádruple se ganan reservas de superficie que permiten incrementar la razón de molida en el orden del 18 %.

- Cuatro preevaporadores y cuádruple o quintuple efectos (Anexo N° 3): En esta alternativa se convierten los dos primeros vasos de uno de los cuádruples en pre evaporadores individuales. Por lo tanto, se cuenta con 4 pre evaporadores, tres operando y uno rotando para la limpieza. Se soluciona el rate excesivo en pre evaporadores, se simplifica la limpieza en la parada y se reduce la superficie calórica en operación en un 28 %. Esta variante puede implementarse también convirtiendo uno de los cuádruples en quintuple efecto y dejando tres pre evaporadores (uno en limpieza y dos operando). Los indicadores de consumo energético y posibilidad de generación son muy parecidos a los de las variantes anteriores.
 - En cualquier esquema que se utilice se puede obtener una ganancia energética adicional introduciendo una primera etapa de calentamiento de jugo mediante el intercambio de calor con la masa de retornos contaminados (aproximadamente un 50 % del peso en caña). La introducción del calentador líquido-líquido permite un incremento promedio de unos 10 °C en la temperatura del guarapo, reduciéndose la del contaminado hasta 70 - 75 °C. Este descenso posibilita la utilización directa de estas aguas para la imbibición, sin necesidad de enfriar con aguas crudas indeseables en el proceso.
4. Esquemas de menor consumo (Anexo N° 4): Como se ha visto, la utilización de preevaporadores combinada con extracciones de segundo vaso del cuádruple efecto o con doble efecto entregando sus vapores a calentadores, permite reducir el consumo de vapor de escape en el proceso hasta el orden de 38 a 40 % del peso de la caña procesada. Estas cifras de consumo significan un sobrante de bagazo apreciable unido a posibilidades importantes de entrega de energía eléctrica.

Teniendo en cuentas las propiedades organolépticas de los productos azucarados y los riesgos de destrucción de sacarosa y formación de color asociados es imperiosa la introducción de evaporadores y pre evaporadores de diseño moderno, cuya característica principal es la reducción de los tiempos de residencia hasta valores insignificantes.

1.3 Sistemas de evaporación en la industria azucarera.

La estación evaporadora es la responsable de concentrar el jugo y convertirlo en meladura por la acción del vapor, bajo el principio del múltiple efecto. Se define como el centro de balance energético de los ingenios pues ella recibe vapores de escape de alta presión y entrega vapores vegetales a calentadores y tachos; por ello su diseño y operación están estrechamente vinculadas a la eficiencia energética del ingenio (Díaz, 2012; Hugot, 1986; MINAZ, 1996; Rein, 2012).

Los ingenios azucareros se balancean energéticamente a partir de esquemas de evaporación adecuados a los esquemas de producción establecidos, con consumos de vapor del orden del 38 al 49 % en peso de la caña, ello se debe a que ella es la responsable de evaporar entre el 70 y el 75 % de toda el agua presente en el jugo clarificado (Díaz, 2012; ICIDCA, 2000; MINAZ, 1996).

Para alcanzar estos objetivos es necesario que se materialicen los aspectos técnicos siguientes:

1. Mantener un estricto control sobre la operación, estado de limpieza de las superficies de transferencia de calor y el mantenimiento de la estación evaporadora.
2. Explotar al máximo las extracciones instaladas.
3. Recuperar las aguas condensadas en su mayoría como puras y a la mayor temperatura posible.
4. Que el aislamiento térmico de los vasos esté en óptimas condiciones.
5. Que todo el vapor de uso del proceso esté atemperado.

Si la estación evaporadora no puede cumplir los aspectos antes señalados entregará a los tachos una meladura floja, que por su bajo brix incrementará notablemente el consumo de vapor, pues los tachos para evaporar 1 t de agua requieren hasta 1.10 t de vapor. De ahí la importancia práctica de mantener la estación evaporadora en correcto estado técnico (Espinosa, 1990; MINAZ, 1996).

La composición y diseño de la estación de evaporación es muy variada y está condicionada en lo fundamental a los aspectos tecnológicos siguientes:

1. Nivel de las presiones del vapor vivo o directo y del escape, de los motores primarios.
2. Diseño de los equipos evaporadores.

3. Excedentes de electricidad para la venta a la red nacional, entregas de vapor a otras plantas, etc.

La tendencia actual en la industria azucarera cubana es la de utilizar dos niveles de evaporación, el primero en los definidos vasos a presión y el segundo en los múltiples efectos. Los vapores vegetales que se producen en los equipos a simple efecto se disponen para las siguientes funciones:

1. Calentamiento rectificador en los calentadores de jugo alcalizado.
2. Línea general de suministro a otros equipos tecnológicos.
3. A la estación de evaporación a múltiple efecto específicamente.
4. Tachos.
5. Refinería y otras plantas de derivados anexas.

Los vapores vegetales de baja presión que se producen en los múltiples efectos se utilizan en el calentamiento primario.

De acuerdo a la función que juegan dentro del esquema de uso del vapor del proceso se definen fundamentalmente los componentes del área como sigue:

1. Preevaporadores: Son equipos de evaporación primaria, que trabajan a simple o doble efecto que entregan sus vapores vegetales para la línea general de suministro (evaporadores, tachos, calentamiento rectificador y refinería y plantas de derivados anexas). Se operan a presiones relativamente altas.
2. Evaporadores a múltiple efecto: Son equipos de evaporación secundaria que trabajan siempre a múltiple efecto (desde 3 y hasta 6 vasos). Consumen vapor de escape o vegetal de los evaporadores primarios y pueden entregar vapores de extracción a calentadores, cuya presión dependerá del o de los efectos donde se practique (n) la (s) extracción Espinosa (1990).
3. Calentadores de jugo clarificado: Son calentadores que se emplean para elevar la temperatura del jugo clarificado hasta la de ebullición correspondiente a la presión de operación del vaso y hacer más eficiente el esquema de evaporación.
4. Estaciones reductoras y atemperadoras de vapor: Son las responsables de mantener el suministro de vapor de escape al proceso en el caso de demandas adicionales que no puedan respaldarse por el esquema normal.

5. Sistemas de condensados: Tienen la función de extraer los condensados de todos los vasos evaporadores, los calentadores y los tachos, para disponerlo en el punto adecuado a su nivel de contaminación.

En la figura 1.4 se muestra el esquema de uso del vapor en una estación evaporadora convencional, formada por pre evaporador y cuádruple efecto.

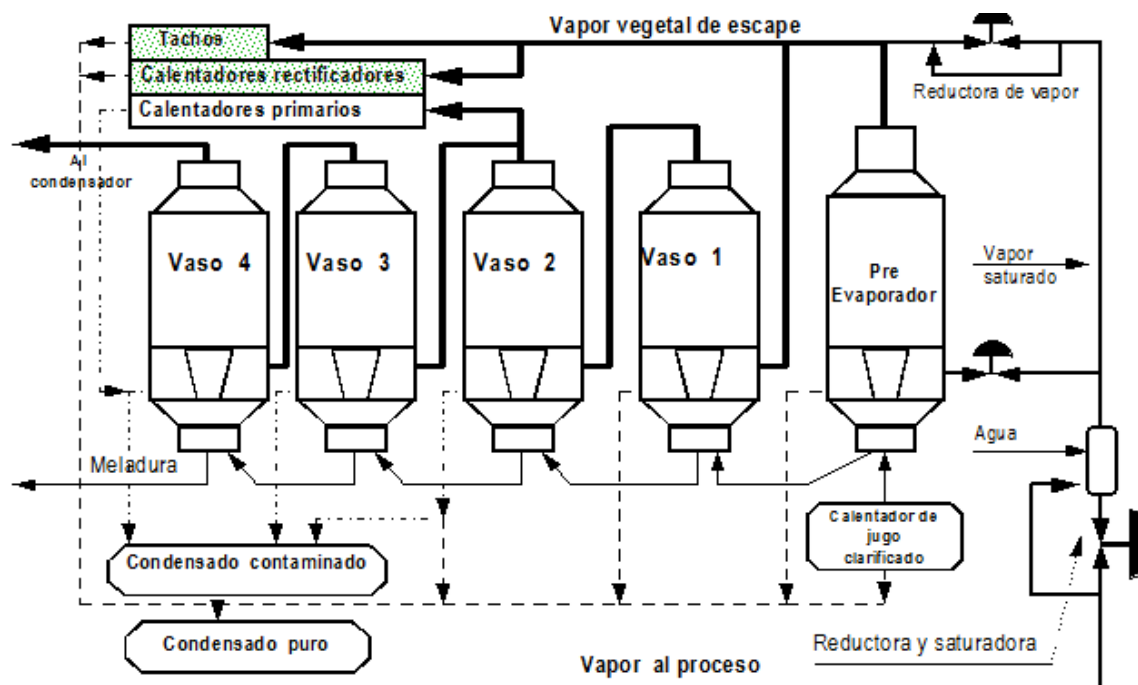


Figura 1.4. Esquema de uso del vapor en una estación evaporadora convencional, formada por preevaporador y cuádruple efecto. Fuente: (MINAZ, 1996).

1.3.1 Principios de evaporadores de múltiples efectos

La evaporación con múltiples efectos fue desarrollada por Norbert Rillieux en Luisiana y patentada hacia 1840. Ésta tecnología ha tenido un impacto significativo en la industria azucarera y en muchas otras industrias que involucran procesos. A partir de investigaciones en la industria azucarera, Rillieux desarrolló reglas generales o principios para el diseño y funcionamiento de evaporadores (Rein, 2012):

1. Primer Principio: En un evaporador a múltiple efecto por cada kg de vapor que se use, se obtendrán tantos de evaporación como vasos en serie posea el sistema.
2. Segundo Principio: Si se extraen vapores de cualquier unidad o vaso, de un evaporador de múltiple efecto para sustituir vapor en un proceso concurrente, el vapor logrado como

ahorro equivaldrá a la cantidad de vapor extraída, dividida por el número de vasos que contenga el sistema y multiplicado por la posición que ocupen el grupo en serie, de la cual se ha extraído vapor.

Por lo que dicho principio se puede representar mediante la siguiente ecuación que plantean Chen y Chou (1993):

$$Ahorro = \frac{(\text{efecto del cual se extrae vapor}) (\text{masa de vapor extraído})}{\text{numero totales de efectos}} \quad (1.1)$$

Chen y Chou (1993) también agregan un principio más a los expuestos anteriormente:

3. Tercer Principio: En todo equipo en el cual se condense vapor o evaporaciones, es necesario extraer continuamente la acumulación de gases incondensables que indefectiblemente quedaran acumulados si no se extraen, en el compartimiento donde se condensa vapor.

1.3.2 Requisitos técnicos mínimos de las estaciones evaporadoras.

Las estaciones evaporadoras deben cumplir con los requerimientos técnicos mínimos que a continuación se enumeran (Díaz, 2012; Hugot, 1986; MINAZ, 1996; Rein, 2012):

1. Todos los vasos o efectos deben tener habilitadas todas instalaciones necesarias, según requisitos de diseño.
2. Los registros en el cuerpo y fondo deben estar en perfecto estado técnico para garantizar su hermeticidad.
3. Cada vaso tendrá instalados nivelómetros de vidrio por el lado del jugo y del condensado, además se habilitará un manómetro o manovacuómetro, según su presión de operación así como un termómetro.
4. En las instalaciones con condensador central, las válvulas de comunicación con el condensador tienen que garantizar la total hermeticidad de cada uno de los utilitarios.
5. Cada estación tendrá habilitado el tomamuestra de meladura, para la comprobación de la densidad por el operador.
6. Las compensaciones de las bombas, deben estar conectadas preferentemente a una presión menor que las del punto de toma.

7. La salida de gases y condensados deben responder a las especificaciones técnicas y diámetros establecidos.
8. Las dimensiones de las tuberías de evaporación de los diferentes vasos deben responder a las dimensiones de diseño para lograr que operen a bajas velocidades y no se produzcan pérdidas por caídas de presión que afecten el funcionamiento adecuado del múltiple efecto.
9. Para la operación eficiente de la estación evaporadora el jugo alimentado al primer vaso debe tener una temperatura al menos igual a la correspondiente a la presión de operación de ese y como máximo 10 °C por encima. Temperaturas bajas afectan la eficiencia de la transferencia de calor de los equipos.
10. Las instalaciones suplementarias de vapor para la limpieza química, estarán dotadas de doble válvula y manómetro indicador de temperatura para controlar eficientemente el proceso de limpieza.
11. Los sistemas de limpieza instalados deben contar con capacidad en tanquería suficiente para reusar las soluciones de sosa cáustica en evaporadores y calentadores, de acuerdo al esquema empleado.
12. Tener posibilidad de liquidación de todos los vasos a través de la bomba de meladura, aunque la mejor opción es disponer de las instalaciones apropiadas para hacer el vaciado de los primeros vasos, exceptuando el melador, hacia el tanque de jugo clarificado.
13. Los evaporadores tendrán regulación de nivel por la vía de válvulas de control o por niveles mecánicos, internos en el tubo central o externos, para garantizar que el mismo se opere a 1/3 de la altura de la calandria. En el caso de utilizar niveles mecánicos se tendrá que ajustar el semisello del tubo central en concordancia con la alimentación a utilizar y la altura del sello hidráulico en los pases de jugo de un a otro vaso.
14. Todos los sifones invertidos de jugo o agua de retorno deberán tener válvulas o dispositivos adecuados a su liquidación.
15. El aislamiento térmico del tanque de jugo clarificado, calentadores, tuberías de conducción de vapor, condensado, jugo caliente y evaporadores en general, debe mantenerse en los espesores normados a fin de que las pérdidas de temperatura sean las mínimas.

1.3.3 Principales problemas operacionales en la estación de evaporación y sus causas.

La disminución de la densidad de la meladura es el principal problema en la operación de los evaporadores. Muchos otros se presentan en la práctica, pero todos tienen como consecuencia final esta reducción. Al apreciarse el descenso de la densidad de la meladura se debe proceder de la forma siguiente (MINAZ, 1996):

1. Como primer paso debe elevarse la presión del vapor de calentamiento en el primer vaso del evaporador hasta el nivel máximo admisible por el esquema de vapor del ingenio.
2. Verifíquese en el equipo si se cumplen los aspectos técnicos siguientes:
 - El nivel de operación de todos los vasos, especialmente el del primero, que deben estar todos al 1/3 de la calandria.
 - Acumulación de agua de retorno en las calandrias.
 - Las válvulas para la extracción de gases incondensables no deben estar excesivamente abiertas, utilizar la medición de la temperatura de los gases.
 - Las válvulas de agua para la limpieza y enjuague deben estar totalmente cerrada y deben ser además herméticas.
 - El vacío de los vasos 2 y 3 del cuádruple y 3 y 4 del quintuple se correspondan con los establecidos en el diseño; en caso contrario será indicativo de la presencia de incrustaciones en el vaso y se procederá a su limpieza.
 - Si persiste el problema de meladura floja entonces se deben revisar y ajustar los aspectos siguientes:
 - Exceso de agua en la planta moledora, que produce un efecto de dilución grande sobre el jugo, y muy dañino a la eficiencia energética y fabril.
 - Régimen de molienda horaria, que sobrepasa los límites máximos establecidos por la capacidad de la estación evaporadora.
 - Jugo clarificado de bajo brix, si es por exceso de agua en los molinos contrólese hasta llegar al punto de balance en concordancia con las disponibilidades de vapor y bagazo. En caso de que sea a causa del origen de la caña verifíquese mediante el brix de la primera extracción y contrólese el agua de imbibición hasta llegar al punto de balance.

Para aquellas fábricas que dispongan de un esquema de evaporación de preevaporador recibiendo escape de la planta eléctrica y otros equipos primarios, y se comiencen a producir de forma reiterativa llenuras del tanque de jugo clarificado, de deben revisar los aspectos siguientes (MINAZ, 1996):

1. Temperatura del vapor de escape que recibe el preevaporador, esta temperatura debe estar en los límites de saturación establecidos. El nivel máximo de sobrecalentamiento de este vapor no debe exceder de los 10 °C.
2. Temperatura del jugo clarificado a la salida de los calentadores. Esta temperatura debe estar lo más próxima posible a la de ebullición del cuerpo receptor del jugo caliente. Se admite como máximo una diferencia de hasta 5 °C por encima para que el flasheo no sea excesivamente brusco.
3. Revísese el funcionamiento del sistema de retorno existente (sifón invertido, trampa, columna hidráulica, etc.) tanto para la extracción completa de los condensados como para el sellaje efectivo del vapor.
4. Corto circuito (by pass) del vapor de escape o de la línea de inyección por la válvula reductora de alta hacia la línea de vapor vegetal. Si por cualquier razón operacional se acude a la acción incorrecta de inyectar a la línea de vapor vegetal, vapor de escape por la reductora o vapor de escape de los equipos primarios se afecta con ello la evaporación del preevaporador, reduciéndose así su capacidad evaporativa.
5. Suciedad de lo evaporadores primarios. Si aplicada en la calandria del equipo la presión máxima establecida y no se consigue una evaporación en correspondencia reflejada en la presión de la línea donde tributa su vapor, o se producen disparos en las válvulas de seguridad de la línea de escape, será indicativo de una rotura del equipo o de que el mismo está sucio y se procederá en consecuencia a su limpieza.

1.4 Evaluación de la eficiencia energética en sistemas de evaporación de ingenios azucareros.

La estación de evaporación constituye el centro de balance energético de los ingenios azucareros; y por ello su diseño y operación están estrechamente vinculadas a la eficiencia energética de esta industria. De lo anterior se desprende que uno de los aspectos más importantes, y que corresponden al tecnólogo azucarero, es evaluar el funcionamiento de la estación de evaporación, y el comportamiento energético del proceso, e introducir mejoras.

Los aspectos generales para la evaluación de la eficiencia energética en sistemas de evaporación de ingenios azucareros son:

1. Verificar el cumplimiento de los requerimientos técnicos mínimos de diseño y construcción (epígrafe 1.3.2).
2. Identificar los principales problemas operacionales en la estación de evaporación y sus causas (epígrafe 1.3.3).
3. Evaluación en planta a partir de datos operacionales reales e indicadores energéticos (Ávila, 1999; Baloh, 1995; A. Benítez, 2000; A. Benítez, & Calvo, A., 2000; Briceños, 1997; Calvo, 1981, 1991, 1994; Cárdenas, 1994; Chantasiriwan, 2016; Christodoulou, 1996; Díaz, 1998; Espinosa, 2001a; Espinosa, 2001b; Espinosa, 1999, 1990; González, 2000; M. González, et al., 2012; Gutiérrez, 2001; Hugot, 1986; Kinoshita, 1991, 1999; La Rosa, 2017; MINAZ, 1989, 1996; Palacios-Bereche, 2014; Paz, 1998; Rein, 2012; Sharan, 2016; Singh, 1999; Thompson, 1999; Valdés, 1997).

1.4.1 Cálculos Térmicos.

Los cálculos térmicos tienen como objetivo, en el caso del planeamiento de nuevas fábricas azucareras o para la reconstrucción de las existentes, diseñar las instalaciones térmicas y determinar el consumo de energía, así como proveer la documentación para el diseño de la red energética de la fábrica. En fábricas existentes se revisa, con la ayuda de los cálculos térmicos, el funcionamiento de las instalaciones térmicas, se determinan las posibles fallas y se elabora la documentación correspondiente para el mejoramiento de la economía energética y del funcionamiento de los aparatos e instalaciones térmicas (Baloh, 1995; Espinosa, 1990; Gálvez, 2000; Hugot, 1986; ICIDCA, 2000; MINAZ, 1989, 1996; Rein, 2012).

Los cálculos térmicos están basados en balances de masa, energía y exergía para cada área de balance. Los límites de las áreas de balance pueden trazarse en forma arbitraria de acuerdo al objetivo perseguido. Pueden abarcar toda la fábrica o solamente algunas estaciones (extracción, purificación del jugo, evaporación, cristalización), o pueden trazarse también alrededor de equipos aislados (evaporador, condensador, turbinas). Los principales indicadores para los cálculos térmicos son (Baloh, 1995):

1. Balance de masa.

Debido a la ley de la conservación de la masa, la cantidad de masa que entra a un área de balance debe ser igual a la que sale. El balance de masa puede abarcar todos los flujos de materia que atraviesan el área de balance, e puede abarcar algunos componentes como, por ejemplo, la materia seca en solución durante la evaporación.

Los sólidos que entran a la estación de evaporación con el jugo clarificado J_n a una concentración ε_n , deben ser igual a los sólidos que salen de la estación de evaporación con el jugo concentrado o meladura J_c y su concentración ε_c . El balance de masa de los sólidos es:

$$J_n \cdot \varepsilon_n - J_c \cdot \varepsilon_c = 0 \quad (1.2)$$

Para los valores dados de J_n , ε_n , ε_c se obtiene para el jugo concentrado:

$$J_c = J_n \cdot \frac{\varepsilon_n}{\varepsilon_c} \quad (1.3)$$

y la evaporación de agua W en la estación de evaporación está dada por:

$$W = J_n - J_c = J_n \left(1 - \frac{\varepsilon_n}{\varepsilon_c} \right) \quad (1.4)$$

2. Balance de entalpía.

El balance de entalpía es la suma de todas las energías o flujos de energía (flujos de entalpía) en un área de balance. Debido a la ley de conservación de la energía, la cantidad de energía entra a un área de balance debe ser igual a la que sale.

Por medio de balances de entalpía se pueden calcular el consumo de energía térmica (calor) en el calentamiento o en evaporación, el calor retirado durante el enfriamiento o la

condensación, la obtención de energía mecánica en la turbina, la demanda de energía para la compresión de gases, el consumo de combustible de la fábrica, etc. Junto a los balances de masa, los balances de entalpía posibilitan el diseño de los equipos e instalaciones térmicas en la fábrica.

Los balances de entalpía permiten detectar solo aquellas pérdidas que surgen en las instalaciones por la entrega de calor al medio ambiente, no así aquellas pérdidas debidas a las irreversibilidades (estrangulamiento, transferencia de calor, etc.). Los balances de entalpía no entregan información sobre el lugar ni la magnitud que puede ser mejorada la economía energética.

3. Balance de exergía.

El balance de exergía considera tanto los cambios de entalpía como los cambios de entropía en el área de balance y recién este balance descubre las pérdidas que ocurren en los procesos o en los equipos debida a las irreversibilidades. Estas son las pérdidas por estrangulamiento, por intercambio de calor, por mezclas, durante el secado, en los procesos químicos, etc.

Cada proceso técnico que ocurre a una cierta velocidad tiene pérdidas de exergía. El diagrama de flujo de exergía de un equipo a de un área de balance muestra en qué lugar ocurren las pérdidas, cuán grande son y donde es posible introducir mejoras.

4. Cálculos para la revisión de la economía térmica en fábricas existentes.

Una de las tareas a desarrollar en la fábrica por medio de cálculos térmicos son la revisión de la economía térmica, el análisis de las posibilidades de reducir el consumo energético, el control del funcionamiento de las instalaciones y los aparatos térmico, así como descubrir las fuentes de fallas en el caso que ocurran éstas (Baloh, 1995; Hugot, 1986; Rein, 2012).

Los límites de balance se fijan de acuerdo al objetivo que se persiga, ya sea alrededor de aparatos aislados o grupos de aparatos. A partir de allí se efectúan los balances de masas, energía y exergía, basados en los valores registrados.

Se calculan los flujos de masa, entalpía y exergía, se determinan las pérdidas y los parámetros de operación característicos (coeficientes de transferencia de calor, eficiencias).

La integración de las áreas de balance aisladas (evaporador), a los grupos (estación evaporadora) y de estos grupos a la planta total, ofrece un cuadro claro acerca del flujo de energía en la fábrica el que indica en qué lugar existen posibilidades de mejoramiento.

En este tipo de análisis deben usarse los valores registrados en la planta; los valores obtenidos de la experiencia deben usarse solamente como control o para comparación. La medición o el registro de los parámetros del proceso deben limitarse a aquellos períodos en los que la fábrica muestra un comportamiento continuo y uniforme. En la mayoría de los casos, es necesario revisar los instrumentos existentes o instalar instrumentos adicionales para obtener un cuadro lo más preciso posible.

Cuanto más precisa resulte la determinación del estado de la fábrica, basada en los valores medidos y en los cálculos que se desprenden de aquellos, más seguras y confiables serán las preposiciones de cambios o mejoras.

1.4.2 Métodos e indicadores más utilizado para la evaluación.

1.4.2.1 Método e indicadores de análisis energético.

El análisis energético convencional que se realiza para evaluar instalaciones térmicas normalmente está circunscrito a los balances de masa y energía cuya concepción está basada en el primer principio de la termodinámica o principio de la conservación de la energía. Este método ha sido aplicado en la industria azucarera cubana y foránea (Ávila, 1999; Baloh, 1995; Briceños, 1997; Chantasiriwan, 2016; Christodoulou, 1996; Díaz, 1998; Espinosa, 1990; González, 2000; Gutiérrez, 2001; Hugot, 1986; Jiménez, 2020; Kinoshita, 1991, 1999; La Rosa, 2017; MINAZ, 1989, 1996; Palacios-Bereche, 2014; Sharan, 2016; Thompson, 1999; Valdés, 1997).

Los principales indicadores para la evaluación energética de una estación de evaporación son:

1. Productividad o evaporación total.

La productividad o evaporación total se puede determinar a partir de balances de masa total y parcial (sólidos solubles) por efectos y en la estación (Hugot, 1986; Rein, 2012).

También es frecuente suponer, condicionalmente, que por cada kilogramo de vapor de calentamiento que se alimenta al equipo, se vaporiza un kilogramo de vapor en cada efecto; por lo que la productividad o evaporación total (W) se puede determinar por (Espinosa, 1990):

$$W = n G_{\text{evap}} = F \left(1 - \frac{Bx_e}{Bx_s} \right) \quad (1.5)$$

Siendo F la cantidad de jugo (Kg/h), Bx_e concentración de entrada ($^{\circ}\text{Bx}$), Bx_s concentración de salida ($^{\circ}\text{Bx}$), y n número de efectos.

El consumo de vapor de un múltiple efecto (G_{evap}) con n vasos y extracción de vapores secundarios, considerando el calor sensible que es necesario suministrar al jugo para elevar su temperatura, hasta la ebullición, de acuerdo con la presión en el cuerpo del primer vaso, puede calcularse por (Espinosa, 1990):

$$G_{\text{evap}} = \left[\frac{W}{n} \frac{h_{cv}}{h_v} + \frac{n-1}{n} E_1 + \frac{n-2}{n} E_2 \dots \frac{1}{n} E_{n-1} + \frac{FC(Tb - Tf)}{h_v} \right] x \quad (1.6)$$

Donde h_{cv} es calor latente del vapor en el cuerpo (kJ/kg), h_v es calor latente de vapor en la calandria (kJ/kg), F es el flujo alimentado al primer vaso (kg/h), C es la capacidad calorífica del jugo (kJ/kg $^{\circ}\text{C}$), Tb es la temperatura de ebullición ($^{\circ}\text{C}$), Tf es la temperatura de jugo alimentado ($^{\circ}\text{C}$), $E_1, E_2 \dots E_{n-1}$ la extracción de vapor secundario, y x coeficiente de pérdidas al medio ambiente (1,05-1,08).

2. Economía.

Como economía se entiende la relación existente entre el agua evaporada en un múltiple efecto y su consumo de vapor (Espinosa, 1990; Rein, 2012), es decir:

$$e = \frac{W}{G} \quad (1.7)$$

Donde W es la evaporación (kg/h) y G el vapor consumido (kg/h)

La economía tiene su basamento teórico en el primer principio de Rillieux, que expresa que, en un evaporador de múltiple efecto, con n efectos, un kilogramo de vapor evaporara un kilogramo de agua. Así, un simple efecto tiene economía teórica 1, un doble efecto 2, etc. En la práctica, el comportamiento puede variar en dependencia fundamentalmente de la temperatura del jugo alimentado y de las extracciones de vapor secundario. Los valores teóricos y prácticos de la economía para múltiples efectos se muestran en la tabla 1.1.

Tabla 1.1. Valores teóricos y prácticos de la economía para múltiples efectos.

Economía	Valores teórico	Valores prácticos
Simple efecto	1	0,95
Doble efecto	2	1,90
Triple efecto	3	2,85
Cuádruple efecto	4	3,90

Fuente: (Espinosa, 1990).

3. Eficiencia del área de evaporación.

La eficiencia del área de evaporación está relacionada con el por ciento de vapor producido por el múltiple efecto que se utiliza en el propio equipo o para otras necesidades. Si se tienen en cuenta que mientras mayor uso se haga de las extracciones de vapor secundario, mayor será la disminución en el consumo de vapor de escape para las necesidades tecnológicas, se debe optar por una utilización intensiva de las mismas, siempre que se garantice que al condensador vaya la cantidad de vapor indispensable para mantener el vacío necesario para la operación correcta del equipo. La eficiencia del área de evaporación se determina por (Espinosa, 1990):

$$Ef = \left(1 - \frac{W_{cond}}{W}\right) \cdot 100 \quad (1.8)$$

Donde Ef es la eficiencia del área evaporación, W_{cond} es la evaporación al condensador (kg/h), y W es la evaporación total (kg/h).

Espinosa, et al., (1990), mediante la simulación de algunos esquemas de evaporación empleados en la industria azucarera, determinó que las variables de operación que más influyen sobre la eficiencia del área evaporación son, por su orden, la temperatura de entrada

del jugo clarificado, el brix de la meladura y del jugo clarificado, el vacío en el último efecto, y la presión de vapor de calentamiento.

4. Coeficiente de evaporación.

El coeficiente de evaporación (C_e) se obtiene a través de la relación entre el agua evaporada y el área de transferencia de calor del equipo (Espinosa, 1990; Hugot, 1986; Rein, 2012), es decir:

$$C_e = \frac{W}{A} \quad (1.9)$$

Siendo C_e el coeficiente de evaporación (kg/h m²), W la evaporación (kg/h) y A el área de transferencia de calor (m²).

En la literatura azucarera se presentan los valores recomendados del coeficiente de evaporación para el diseño y operación (Espinosa, 1990; Hugot, 1986; MINAZ, 1996; Rein, 2012).

5. Coeficiente total de transferencia de calor:

El coeficiente total de transferencia de calor se puede obtener a través de la ecuación de diseño, conociendo la cantidad de calor transferido (Q), el área de transferencia de calor (A), y la diferencia de temperatura útil (ΔT) (Espinosa, 1990; Hugot, 1986; MINAZ, 1996; Rein, 2012), es decir:

$$U_D = Q / A \Delta T \quad (1.10)$$

Siendo U_D el coeficiente total de transferencia de calor (W/m² °C o equivalentes), Q la cantidad de calor (W), A área de transferencia de calor (m²), ΔT diferencia de temperatura útil (°C).

En la literatura azucarera se presentan los valores recomendados del coeficiente total de transferencia de calor para el diseño y operación (Espinosa, 1990; Hugot, 1986; MINAZ, 1996; Rein, 2012).

En particular el coeficiente total de transferencia de calor, si se tiene en cuenta la dinámica de formación de las incrustaciones, se podría obtener mediante:

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{\delta_D}{K_D} + \frac{\delta_{inc}}{K_{inc}} + \frac{1}{h_2}} \quad (1.11)$$

Donde h_1, h_2 son los coeficiente perpendiculares de transferencia de calor de vapor y el jugo ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$), δ_D, δ_{inc} es el espesor de la pared del tubo y las incrustaciones (m), K_D, K_{inc} es la conductividad térmica del material del tubo y las incrustaciones ($W/ m^2 \text{ } ^\circ C$).

6. Factor de Dessin.

La ecuación de Dessin, modificada por Coutanceau, incluye un factor (factor de Dessin) que integra el efecto de las incrustaciones sobre el coeficiente de evaporación y el coeficiente total de transferencia de calor; y se expresa como sigue (Hugot, 1986; Rein, 2012):

$$C = f (100 - Bx)(T - 54) \quad (1.12)$$

Donde C es el coeficiente de evaporación específica ($kg. \text{ Vapor}/m^2/^\circ C/h$), Bx el brix medio del jugo en el vaso ($^\circ Bx$), T la temperatura de vapor de calentamiento ($^\circ C$), y f el factor de Dessin.

Un factor de Dessin de 0,0007 y menores es indicativo de que los efectos o la estación evaporadora funcionan en condiciones mediocres y que se incrusta rápidamente. O sea, se puede deducir que el/los equipos trabajan al 70 % o menos de las condiciones normales correctas. (Hugot, 1986; Rein, 2012).

Hugot (1986), Baloh y Wittwer (1995), y Rein (2012) proponen un método de cálculo riguroso para la evaluación de evaporadores. Asimismo, existes softwares especializados para los cálculos térmicos, y entre los más utilizados en la industria azucarera cubana están el Software SISTEC (IPROYAZ, 1989) y el software OPTIMOS (Gil, 1998).

1.4.2.2 Método e indicadores de análisis exergético.

El método de análisis exergético es una alternativa de análisis energético relativamente nueva basada en el concepto de la exergía; definida como la medida universal del trabajo potencial o calidad de las diferentes formas de energía en relación con un medio ambiente dado (Campos, 1995; Kotas, 1985).

El balance de exergía representa un nuevo paso en el conocimiento del comportamiento térmico del proceso al vigilar muy especialmente las pérdidas de calidad de la energía al sufrir sucesivas transformaciones. Su aplicación permite cuantificar las pérdidas exergéticas por irreversibilidades, y son una medida cuantitativa de la ineficiencia de los procesos. Este método ha sido aplicado en la industria azucarera cubana y foránea (Baloh, 1995; A. Benítez, 2000; A. Benítez, & Calvo, A., 2000; Calvo, 1981, 1991, 1994; Cárdenas, 1994; Gutiérrez, 2001; Paz, 1998).

La exergía total de un sistema está compuesta por la exergía potencial, cinética, física y química. La exergía física se refiere a la cantidad máxima de trabajo que se puede desarrollar en un sistema, cuando sus fluidos pasan de una temperatura y presión inicial al equilibrio térmico y mecánico con el ambiente circundante. La exergía química se refiere al trabajo máximo posible que se puede producir, al permitir que los flujos del sistema, se estabilicen o diluyan al estado muerto con los elementos químicos que forman el ambiente circundante a la presión parcial de cada uno de ellos (Sanz, 2014).

La exergía de cada corriente en el sistema se puede calcular como la suma de la exergía física y química:

$$e = e^{PH} + e^{CH} \quad (1.13)$$

La exergía física se puede calcular por la siguiente expresión:

$$e^{PH} = (h - h_0) - T_0 (s - s_0) \quad (1.14)$$

Las condiciones estándar en el estado de referencia son 25°C y 1 atm para el cálculo de la exergía química. La exergía química se calcula mediante la siguiente expresión:

$$e^{CH} = \left(\frac{1}{M_{sol}} \right) \left[\sum_{i=1}^n y_{i*} \varepsilon_i^{-0} + RT_0 \sum_{i=1}^n y_{i*} \ln a_i \right] \quad (1.15)$$

Donde el primer término representa la exergía estándar química de los componentes puros y el segundo la destrucción de exergía del proceso de disolución. Siendo M_{sol} la masa molar (kg/kmol); y_i fracción molar; ε_i^{-0} exergía química estándar del componente puro (kJ/kg); R constante ideal de los gases (J/mol K) y a_i coeficiente de actividad.

Una de las complicaciones del método exergético es definir los estados de referencia de la exergía; denominado como aquel estado para el cual la exergía del sistema es igual a cero. Baloh y Wittwer (1995) utilizan como estado de referencia a la solución saturada a la temperatura ambiente de 20 °C y presión atmosférica para el sistema sacarosa-agua. Campos (1995) refiere este estado a las condiciones T_0 , P_0 del ambiente de referencia y una concentración de sacarosa-agua-fibra igual a la concentración de estos elementos en la caña que entra al proceso. Por su parte Benítez (2000) y Benítez y Calvo (2000) han establecido el Ambiente de Referencia (AR) para llevar a cabo los análisis exergéticos y termoeconómicos en las condiciones naturales de la industria azucarera cubana, cuyos parámetros termodinámicos son: $P_0 = 1 \text{ ata}$ ($\sim 0.1 \text{ MPa}$) y $T_0 = 25 \text{ °C}$ (298.16 °K). En los balances exergéticos la exergía de salida es igual a la exergía de entrada más los crecimientos en el sistema y más las pérdidas exergéticas ocurridas en el mismo. El balance de exergía en un sistema abierto en estado estacionario se define genéricamente como:

$$\sum \text{Exergías entrantes} = \sum \text{Exergías salientes} + \text{Exergía perdida} \quad (1.16)$$

La eficiencia exergética se define como el cociente entre $\sum \text{Exergías salientes}$ (potencialmente utilizables) y $\sum \text{Exergías entrantes}$ al sistema, es decir, el cociente entre el beneficio exergético y el gasto exergético.

Baloh y Wittwer (1995) proponen un método de cálculo riguroso para la evaluación de la eficiencia exergética de una estación de evaporación.

1.4.2.3 Método e indicadores de análisis Pinch.

La integración de procesos y la utilización del método de análisis Pinch para minimizar el consumo de masa y energía ha sido desarrollada y empleada a en la industria de procesos químicos. Su utilización ha permitido mejoras en la eficiencia de los procesos tanto en lo tecnológico, como en lo económico y lo ambiental. Con la aplicación de este método en la industria azucarera se logran ciclos termodinámicos más eficientes y disminuir los consumos de vapor a través de la transferencia de calor entre corrientes frías y calientes; asimismo brinda la posibilidad de visualizar dónde están los mayores potenciales de energía dentro del proceso y poder obtener una red de recuperación de calor con mínimos consumos de

utilidades (Espinosa, 2001a; Espinosa, 2001b; Espinosa, 1999; M. González, et al., 2012; Gutiérrez, 2001; Singh, 1999).

El método permite de una forma simple deducir el arreglo óptimo de forma muy clara y actualmente se aplica con mucha frecuencia para la detección de errores en los diseños. Cada violación de las reglas del Pinch causará al proceso un mayor gasto de energía y requerirá más área de intercambio de calor a instalar. Es importante por lo tanto en un nuevo diseño evitar estas violaciones, y en una planta existente las mismas deben ser identificadas, antes de que pueda ser desarrollado cualquier proyecto de retroajuste, para eliminar los errores. Los conceptos más conocidos en la aplicación del método de análisis “Pinch” son:

1. Las curvas de composición, Temperatura vs Entalpía (T vs H).

Las curvas de composición son construidas a partir de los datos de las corrientes (temperatura, capacidad calorífica), derivados de los balances de materiales y energía térmica del proceso. A través de la figura 1.5 se pueden predecir los focos mínimos fríos y calientes previo al diseño del proceso. Permite comprender mejor la fuerza impulsora total para la transferencia de calor del proceso y localiza la recuperación del calor en el punto “Pinch”. Estas curvas se obtienen por sobreposición de las corrientes frías (sumideros) y calientes (fuentes), en un diagrama (T vs H). Las corrientes son separadas por la mínima diferencia de temperatura (ΔT_{min}) (La Rosa, 2017).

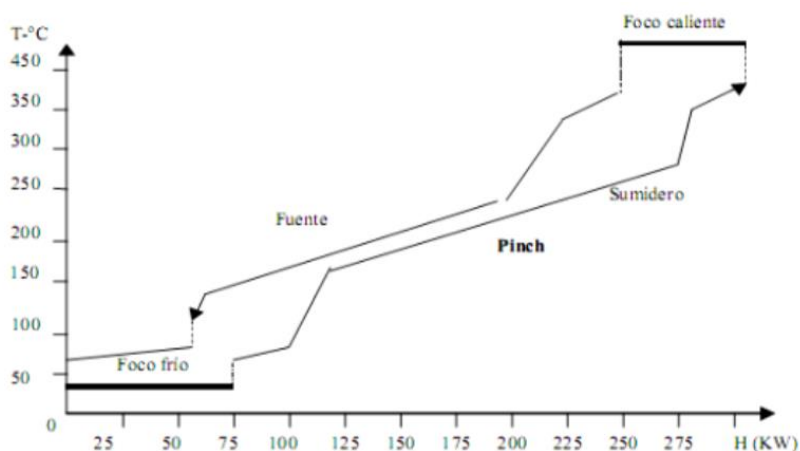


Figura 1.5. Curvas de composición simple. Fuente: (La Rosa, 2017).

2. El punto Pinch (Pellizco).

Es el menor valor de las temperaturas de las corrientes calientes por sobre el cual ningún enfriamiento utilitario puede llevarse a cabo. Es a la vez, el mayor valor de temperatura de las corrientes frías por debajo del cual ningún calentamiento utilitario puede llevarse a cabo. El diseño que usa el consumo mínimo de utilidades no puede tener intercambio de calor a través del “Pinch”. Estos valores externos pueden ser determinados por las curvas de contenido de calor o las tablas de Hoffman para la determinación de los requerimientos mínimos de las unidades. Este concepto sólo tiene sentido en aquellas redes donde se desarrollan de forma simultánea un enfriamiento con agua y un calentamiento con vapor (La Rosa, 2017).

Espinosa y Pérez (1999), Espinosa, et al., (2001a) y Espinosa, et al., (2001b) proponen el procedimiento para la aplicación del método de análisis Pinch. Asimismo, existen softwares especializados, y entre los más utilizados han sido el Software TARGET II (Linnhoff, 1998) y el software ASPEN PINCH (M. González, et al., 2012).

1.5 Aplicaciones de la Integración de Procesos en la industria azucarera.

González, et al., (2006) propusieron la integración de los procesos de fabricación de azúcar y alcohol para el desarrollo de tecnologías limpias. Desarrollaron una estrategia para la Integración de Procesos, herramienta de análisis de procesos que permite identificar las oportunidades de intercambio de recursos materiales y energéticos en los procesos que se analizan, así como las posibilidades de cambios de tecnologías con el objetivo de hacer más eficientes los procesos.

González, M., González, E., & González, V. (2009) efectuaron integración energética del proceso de fabricación de azúcar. Aplicaron herramientas de integración al proceso de fabricación de azúcar en una fábrica en cuestión, identificando las pérdidas de energía térmica. Realizaron la integración energética de la estación de evaporadores y tachos.

Higa, et al., (2009) realizaron la integración térmica de evaporador de efecto múltiple en planta azucarera. En la investigación, realizaron un estudio mediante la definición de ecuaciones que pueden ser utilizadas como referencia para proyectos de integración térmica, incluyendo el evaporador de efecto múltiple. Las ecuaciones también son útiles para elaborar

una forma sistemática de aplicar el análisis de pinch en una planta de azúcar con un algoritmo.

González, et al., (2012) realizaron la evaluación del sistema de evaporación del proceso de fabricación de azúcar en la empresa Antonio Sánchez. En el caso estudiado el uso del método de análisis Pinch contribuyó a obtener un sistema con bajos consumos de vapor de escape, por lo que significa una herramienta muy útil y de uso necesario, porque brinda la posibilidad de visualizar dónde están los mayores potenciales de energía dentro del proceso y así poder obtener una red de recuperación de calor con mínimos consumos de utilidades.

González, et al., (2013) efectuaron un análisis de factibilidad de la integración de los procesos de producción de azúcar y alcohol. En el estudio determinaron los consumos de agua y energía en las producciones de azúcar y alcohol analizando en detalle los circuitos de estos recursos con el objetivo de proponer un manejo eficiente de los mismos en los procesos integrados. Para la integración energética utilizaron el software Aspen Plus 11.1, donde se realizaron la modelación y simulación de las etapas de evaporación, cristalización y centrifugación del proceso de fabricación de azúcar y de fermentación y destilación del proceso de producción de alcohol técnico B.

Pérez, et al., (2014) realizaron integración de procesos y análisis de cogeneración en las producciones de azúcar y alcohol. Evaluaron la posibilidad de integración de los procesos de fabricación de azúcar y alcohol en una empresa que consta de una fábrica de azúcar y adena a la misma hay una destilería de alcohol. Utilizaron herramientas de integración como el análisis Pinch para el estudio de las corrientes energéticas los cuales arrojaron resultados conservadores. Tomaron como base los resultados obtenidos en cada uno de los análisis se realizaron los cálculos de consumo de vapor en los turbogeneradores, rendimiento, eficiencia exergética y otros.

Yaguaratty, et al., (2018) realizaron la evaluación de las variables de operación de evaporadores verticales por medio de una herramienta computacional. En ese sentido, desarrollaron el modelado matemático respectivo, para cuya resolución se requieren dos procesos iterativos anidados, dando lugar a un algoritmo de cálculo codificado en el lenguaje de programación Java.

Pérez y Olivera, (2019) propusieron DYEDDEM 1.0: Programa para el Diseño y Evaluación de Evaporadores de Efectos Múltiples. En este trabajo presentaron DYEDDEM 1.0, una nueva aplicación basada en el algoritmo “MGLJK” (modified and generalized Lambert/Joye/Koko) desarrollado por Jancew-Cudier y Olivera-Fuentes (2005), programada sobre la base de Matlab, pero compilada para ejecutarse en forma autónoma en cualquier ordenador con sistema operativo Windows. La herramienta resuelve problemas de diseño (cálculo del área de intercambiadores para una concentración requerida del producto) y de evaluación (cálculo de la concentración del producto para intercambiadores de áreas conocidas) con un número cualquiera de efectos.

Jiménez, et al., (2020) propusieron mejoras en el esquema tecnológico para lograr incrementos en la eficiencia energética en un central azucarero. Identificaron oportunidades de mejora con el fin de lograr un aumento en la producción eléctrica y entregar mayor energía al Sistema Electroenergético Nacional (SEN); así como disminuir el consumo de vapor de la fábrica.

Chantasiriwan, (2020) propuso una modificación del proceso de evaporación de jugo de azúcar convencional para aumentar la eficiencia energética y disminuir la pérdida de inversión de sacarosa. Este trabajo tiene como objetivo la investigación de los efectos de esta modificación del proceso. Para ello desarrolló modelos matemáticos de los procesos convencionales y modificados.

Téllez y Soler, (2021) efectuaron la evaluación energética en UEB Central Azucarero “Urbano Noris” de la provincia de Holguín. En este trabajo evaluaron el comportamiento actual de los principales parámetros energéticos en el proceso de cogeneración. Analizaron el sistema de generación de vapor y se determinó la eficiencia de generación y los diferentes renglones de pérdidas energéticas y las causas que las originan.

1.6. Conclusiones Parciales

1. La agroindustria azucarera y sus derivados es un sector estratégico para la implementación de la Política para el Desarrollo Perspectivo de las Fuentes Renovables y el Uso Eficiente de la energía 2014 – 2030. Entre sus principales proyecciones estratégicas se destacan: elevar la eficiencia industrial y energética, y contribuir a la transformación de la matriz energética del país.

2. En comparación con los sistemas termoenergéticos para la producción exclusiva de electricidad en plantas termoeléctricas, el sistema empleado en las fábricas azucareras resulta mucho más eficiente en el uso global de la energía generada. En los ingenios se logra producir calor y electricidad. Este concepto se define como cogeneración y constituye la base de la eficiencia energética en la industria azucarera.
3. Referido al ciclo total de energía, a partir de la energía química liberada por el bagazo en su combustión en las calderas, las mayores pérdidas se localizan en los gases de combustión y en la condensación al vacío. Lo anterior explica que los mayores esfuerzos en la búsqueda de mayor eficiencia energética en la industria azucarera se hayan desarrollado hacia el incremento de la eficiencia de las calderas de vapor y al mejoramiento de los esquemas de utilización del vapor en el proceso tecnológico, fundamentalmente en la estación de evaporación.
4. La estación de evaporación constituye el centro de balance energético de los ingenios azucareros; y por ello su diseño y operación están estrechamente vinculadas a la eficiencia energética de esta industria. De lo anterior se desprende que uno de los aspectos más importantes, y que corresponden al tecnólogo azucarero, es evaluar el funcionamiento de la estación de evaporación, y el comportamiento energético del proceso; e introducir mejoras.
5. Durante la evaluación de la eficiencia energética en sistemas de evaporación de ingenios azucareros es necesario verificar el cumplimiento de los requerimientos técnicos mínimos de diseño y construcción; identificar los principales problemas operacionales y sus causas; y realizar los cálculos térmicos a partir de una evaluación tecnológica y energética en planta con datos operacionales reales.
6. En la industria azucarera cubana y foránea se han implementado varios procedimientos y metodologías técnicas para estudios y diagnósticos energéticos con diferentes alcances; y que en su mayoría han sido sinérgicos. Asimismo, existen softwares especializados.
7. Los principales métodos de evaluación de eficiencia energética de los sistemas de evaporación de ingenios azucareros son los métodos de análisis energético, exergético, y Pinch. Estos incluyen indicadores de eficiencia energética, exergética, y de integración de procesos.

8. Las aplicaciones de la integración de procesos en la industria azucarera, y en particular en los sistemas de evaporación de ingenios azucareros, ha permitido mejoras en la eficiencia de energética y exergética; con beneficios tecnológicos, económicos y ambientales.

Capítulo 2

Capítulo 2: Materiales y Métodos.

En este capítulo se desarrolló el segundo objetivo específico de la investigación. Se diseñó el procedimiento metodológico utilizado para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros.

2.1 Procedimiento metodológico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros.

En el diseño del procedimiento metodológico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros se han tenido en cuentas los siguientes elementos:

1. Principios y requisitos de implementación del Sistema de Gestión de la Energía.

La Gestión Energética o la Administración de Energía es la disciplina de planear, organizar, dirigir y controlar los recursos energéticos para cumplir con los objetivos y metas propuestas. El sistema de gestión de la energía (SGEn) es un conjunto de elementos interrelacionados o en interacción de una organización para establecer la política energética y los objetivos. La organización debe establecer, implementar, mantener y mejorar continuamente un SGEn; incluyendo los procesos necesarios y sus interacciones, y mejorar continuamente el desempeño energético. El desempeño energético son los resultados medibles relacionados con la eficiencia energética, el uso de la energía y el consumo de energía (Campos, 1997; CEEMA, 2001; ONN, 2019).

La norma ISO 50001 (ONN, 2019) establece los requisitos para establecer, implementar, mantener y mejorar un sistema de gestión de la energía (SGEn). En este marco (AChEE) ha definido como requerimientos medulares aquellos que se corresponden con los procedimientos esenciales para observar y mejorar el desempeño energético; y están centrados en la gestión misma de la energía. Estos requerimientos corresponden a la revisión energética; el control operacional; y el monitoreo, medición y análisis.

En particular la revisión energética consiste en el análisis de la eficiencia energética, el uso de la energía, y el consumo de energía con base en los datos y otra información; orientada a la identificación de los usos significativos de la energía (USE) y de las oportunidades de

mejora del desempeño energético (ONN, 2019). Para desarrollar la revisión energética, la organización debe:

1. Analizar el uso y el consumo de energía con base en la medición y otros datos:
 - Identificar los tipos de energía actuales.
 - Evaluar el uso y el consumo de energía en el pasado y en la actualidad.
2. Con base en el análisis, identificar los USE.
3. Para cada USE:
 - Determinar las variables relevantes.
 - Determinar el desempeño energético actual.
 - Identificar las personas que trabajan bajo su control que influyen o afectan a los USE.
4. Determinar y priorizar las oportunidades para mejorar el desempeño energético.
5. Estimar los usos y consumos de energía en el futuro.

El proceso de revisión energética consta de las siguientes etapas (Carreño, 2012):

1. Preparación.
2. Visita a instalaciones e inspección.
3. Recogida de datos.
4. Contabilidad energética.
5. Propuestas de mejoras.
6. Informe final.

Por otra parte, la norma ISO 50002 (ONN, 2018) establece los requisitos para llevar a cabo una auditoría energética en relación con el desempeño energético. El proceso de auditoría energética consta de las siguientes etapas:

1. Planificación.
2. Reunión de apertura y recopilación de datos.
3. Plan de medición.
4. Realización de la visita al emplazamiento.
5. Análisis.
6. Informe de la auditoría energética.
7. Reunión de cierre.

La auditoría energética puede servir de apoyo a la revisión energética y facilitar el seguimiento, medición y análisis; o ser utilizada independientemente (ONN, 2018, 2019).

2. Procedimientos y metodologías técnicas para estudios y diagnósticos energéticos en la industria azucarera.

En la industria azucarera cubana y foránea se han implementado varios procedimientos y metodologías técnicas para estudios y diagnósticos energéticos con diferentes alcances; y que en su mayoría han sido sinérgicos (Ávila, 1999; A. Benítez, 2000; A. Benítez, & Calvo, A., 2000; Briceños, 1997; Calvo, 1981, 1991, 1994; Cárdenas, 1994; Chantasiriwan, 2016; Christodoulou, 1996; Díaz, 1998; Espinosa, 2001a; Espinosa, 2001b; Espinosa, 1999, 1990; González, 2000; M. González, et al., 2012; Goza, 1996; Gutiérrez, 2001; Kinoshita, 1991, 1999; La Rosa, 2017; MINAZ, 1989, 1996; Palacios-Bereche, 2014; Paz, 1998; Rein, 2012; Sharan, 2016; Singh, 1999; Thompson, 1999).

En el caso particular de la estación de evaporación se han tenido en cuentas los procedimientos de evaluación y los métodos de cálculos rigurosos propuestos por Hugot (1986), Baloh y Wittwer (1995), y Rein (2012).

3. Experiencias en la aplicación del Análisis Complejo de Procesos (ACP) en las industrias química y azucareras cubanas.

El Análisis de Procesos consiste en la aplicación de métodos científicos de reconocimiento y definición de problemas, y el desarrollo de procedimientos para su solución (Himmelblau, 1976). El Análisis Complejo de Procesos ha sido empleado con éxitos en la intensificación de los procesos de las industrias química y azucareras cubanas. Consiste en la aplicación de métodos científicamente fundamentados en la heurística, y con un amplio análisis científico-técnico y técnico-económico (Concepción, 2017; González, 1991; González, 2002; E. González, & Rabassa, G., 2012a, 2012b; Guzmán, 2019).

Basado en los elementos antes expuestos y analizados, se construyó un diagrama heurístico (figura 2.1) con el procedimiento metodológico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros. Este procedimiento se basa en el ciclo PHVA de Mejora Continua (Planificar, Hacer, Verificar y Actuar). La Mejora Continua es un proceso recurrente, en este caso para mejorar el desempeño energético.

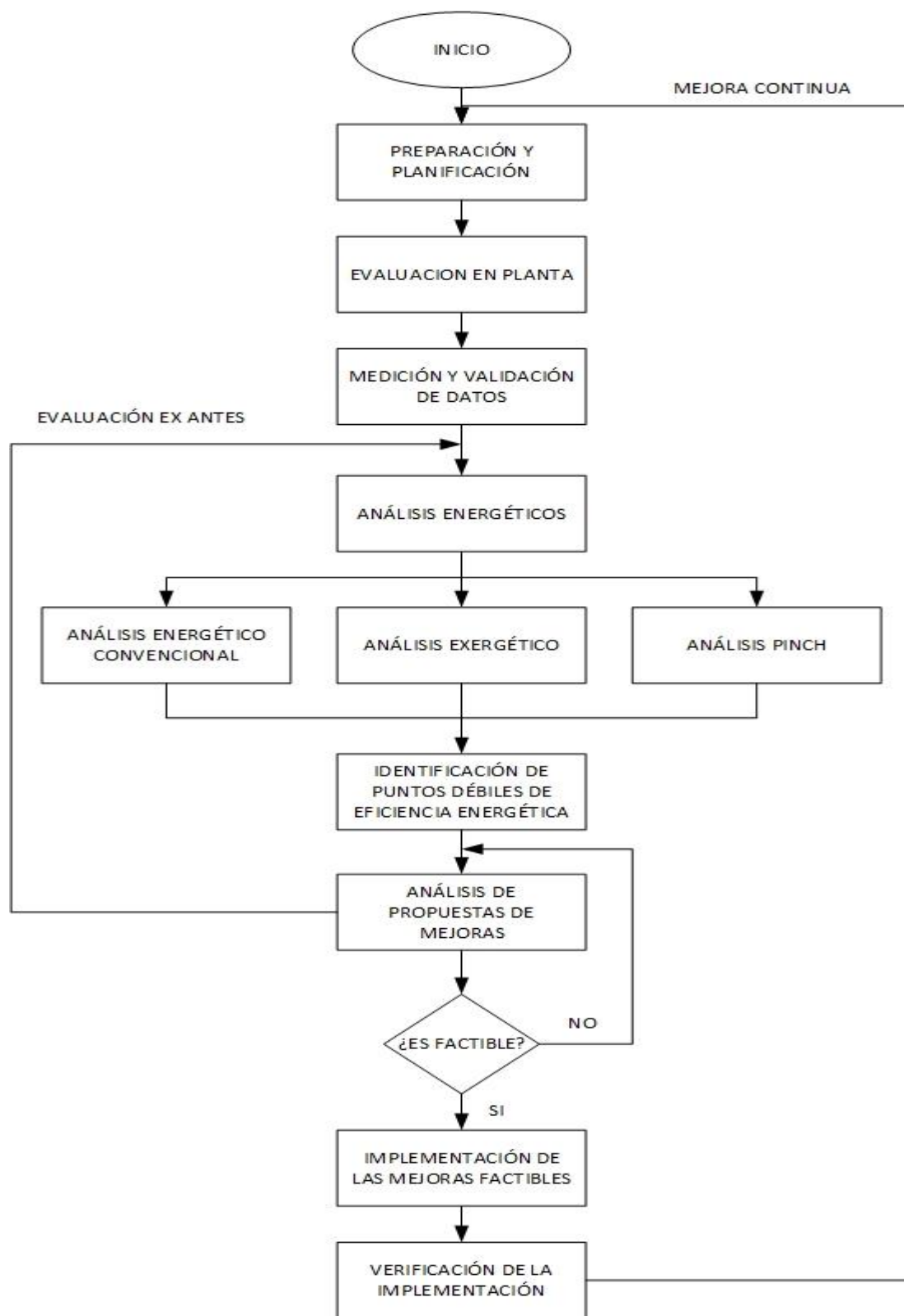


Figura 2.1. Diagrama heurístico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros. Fuente: Elaboración propia.

Seguidamente se describen los principales procesos del procedimiento metodológico:

1. Preparación y planificación:

- Integrar y capacitar un equipo multidisciplinario de trabajo, incluidos los especialistas del ingenio.
- Definir los objetivos, alcance técnico y límites físicos del estudio.
- Oficializar el procedimiento metodológico y las herramientas ingenieras a utilizar.
- Planear los recursos y el tiempo necesarios.
- Determinar y recopilar la información técnica necesaria sobre los sistemas, procesos y equipos que consumen energía en el ingenio; en particular el sistema de evaporación:
 - Documentos y datos de diseño; descripciones técnicas del proceso, etapas y equipos; y planos, diagramas de flujo y esquemas termoenergéticos.
 - Manuales de operación y mantenimiento.
 - Datos históricos del desempeño energético.
- Elaborar el plan y frecuencia de mediciones, y verificar el estado metrológico del instrumento de medición. Incluye:
 - Datos del control químico y operacional del ingenio.
 - Datos experimentales de operación del proceso y del sistema termoenergético.
- Aplicar otras recomendaciones para la planificación de auditorías energéticas establecidas en la norma ISO 50002 (ONN, 2018).

2. Evaluación en planta:

- Visitar las instalaciones e inspeccionar el estado de sistemas, procesos y equipos que consumen energía en el ingenio; en particular la estación de evaporación.
- Verificar el cumplimiento de los requerimientos técnicos mínimos de diseño y construcción de la estación de evaporación, según el Manual de Operaciones de Fabricación de Azúcar Crudo (MINAZ, 1996).
- Identificar los principales problemas operacionales en la estación de evaporación y sus causas, según el Manual de Operaciones de Fabricación de Azúcar Crudo (MINAZ, 1996).

- Aplicar otras recomendaciones para la realización de la visita al emplazamiento, establecidas en la norma ISO 50002 (ONN, 2018).
3. Medición y validación datos:
- Utilizar los datos del control químico y operacional del ingenio, con base en la contabilidad azucarera y con la confiabilidad requerida. Estos están basados en mediciones, determinaciones analíticas y cálculos.
 - Utilizar datos experimentales de operación del proceso y del sistema termoenergético. Cuanto más precisa resulte la determinación del estado del ingenio, y en particular la estación de evaporación; basada en los valores medidos y en los cálculos que se desprenden de aquellos, más segura y confiable será las proposiciones de cambios o mejoras.
 - Revisar y calibrar los instrumentos de medición existentes, e instalar adicionales de ser necesarios; para garantizar datos precisos y repetibles. Prestar especial atención a los sistemas de medidas.
 - Limitar la medición y registro de datos de los parámetros del proceso a aquellos períodos en que el ingenio muestre un comportamiento continuo y uniforme; de manera que los datos recopilados sean representativos del proceso, equipos y sistemas.
 - Realizar la validación y análisis de los datos, utilizando métodos estadísticos.
 - Aplicar otras recomendaciones para la recopilación de datos y el plan de medición, establecidas en la norma ISO 50002 (ONN, 2018).
4. Análisis energético:
- Realizar cálculos térmicos basados en balances de masa, energía y exergía; y en la aplicación de métodos de integración de procesos (Análisis Pinch).
 - Aplicar otras recomendaciones para el análisis del desempeño energético, establecidas en la norma ISO 50002 (ONN, 2018).
5. Identificación de puntos débiles de eficiencia energética:
- Evaluar los indicadores de desempeño energético.
 - Identificar puntos débiles de eficiencia energética, siguiendo la estrategia del Análisis Complejo de Procesos (Concepción, 2017; González, 1991; González, 2002; E. González, & Rabassa, G., 2012a, 2012b; Guzmán, 2019).

- Aplicar otras recomendaciones para el análisis del desempeño energético, establecidas en la norma ISO 50002 (ONN, 2018).
6. Análisis de propuestas de mejoras:
- Identificar las oportunidades de mejoras del desempeño energético a partir de las competencias del equipo de trabajo, de los estándares del equipamiento, y del benchmarking. Incluye:
 - Opciones de remodelación y/o diseño.
 - Cambios en la operación.
 - Buenas prácticas de operación y mantenimiento.
 - Evaluar el impacto del desempeño energético ex antes de las oportunidades de mejoras. Se debe rehacer el análisis energético (Paso 4), y realizar cálculos térmicos basados en balances de masa, energía y exergía; y en la aplicación de métodos de integración de procesos (Análisis Pinch).
 - Aplicar otras recomendaciones para la identificación y evaluación de las oportunidades de mejoras, establecidas en la norma ISO 50002 (ONN, 2018).
7. Análisis de factibilidad:
- Aplicar criterios técnicos, económicos y ambientales.
 - Utilizar la metodología para la elaboración de las fundamentaciones económicas financieras de proyectos (MINAZ, 1999).
8. Implementación de las mejoras factibles:
- Implementar las mejoras factibles.
9. Verificación de la implementación:
- Auditorías energéticas para el seguimiento, medición, análisis y evaluación del desempeño energético.
 - Mejora continua, nuevo proceso de evaluación (Ir a Paso 1).

El alcance de la aplicación del procedimiento en esta investigación se limitó hasta el Paso 6 “Análisis de propuestas de mejoras”. Se emplearon métodos, técnicas y herramientas de la investigación científica e ingenieriles bajo el principio de la convergencia metodológica, que se consideran complementarias y no antagónicas. En particular análisis estadístico de datos,

balances de masa y energía, balance de exergía, y análisis Pinch. Además, se emplearon softwares profesionales y se desarrollaron libros de cálculo Excel.

A continuación, se detallan algunas particularidades técnicas específicas de la aplicación del procedimiento, que complementa algunos de los pasos descritos anteriormente:

1. Se utilizaron datos del control químico y operacional del ingenio, obtenidos a partir de la contabilidad azucarera; así como datos experimentales de operación del proceso y del sistema termoenergético. Se realizó el procesamiento estadístico mediante el software Statgraphics Centurión XVI versión 16.1.18 (StatPoint Technologies, 2010). Se aplicó el procedimiento de Análisis de Una Variable, primordial para analizar datos numéricos. Se obtuvo las características numéricas y el grado de dispersión de los datos (media, desviación estándar y coeficiente de variación). Asimismo, se verificó la normalidad.
2. Análisis energético:

Análisis energético convencional:

- Balance de materiales y energía del proceso tecnológico: Con la información técnica y los datos disponibles se procedió a realizar el balance de materiales y energía del proceso tecnológico; incluida la estación de evaporación
- . En esta última basado en los procedimientos de evaluación y los métodos de cálculos rigurosos propuestos por Hugot (1986), Baloh y Wittwer (1995), y Rein (2012). Se utilizó el software SISTEC (IPROYAZ, 1989).
- Balance energético general del ingenio: A partir de los resultados del balance de materiales y energía del proceso tecnológico; y el resto de información técnica y los datos disponibles se procedió a realizar el balance energético del ingenio. Se utilizó el Software OPTIMOS (Gil, 1998).

El análisis energético convencional ha sido muy aplicado en la industria azucarera cubana y foránea (Ávila, 1999; Briceños, 1997; Christodoulou, 1996; Díaz, 1998; Espinosa, 1990; González, 2000; Goza, 1996; Gutiérrez, 2001; Kinoshita, 1991, 1999; MINAZ, 1989, 1996; Thompson, 1999; Valdés, 1997).

- Evaluación energética convencional de la estación de evaporación. Los principales indicadores utilizados para la evaluación energética de una estación de evaporación fueron detallados en el epígrafe 1.4.2.1 del Capítulo 1:

- Productividad o evaporación total (Hugot, 1986; Rein, 2012).
- Economía (Espinosa, 1990; Rein, 2012).
- Eficiencia del área de evaporación (Espinosa, 1990).
- Coeficiente de evaporación (Espinosa, 1990; Hugot, 1986; MINAZ, 1996; Rein, 2012).
- Coeficiente total de transferencia de calor (Espinosa, 1990; Hugot, 1986; MINAZ, 1996; Rein, 2012),
- Factor de Dessin (Hugot, 1986; Rein, 2012).

Análisis exergético de la estación de evaporación:

Se utilizaron los resultados del balance de materiales y energía del proceso tecnológico, y del ingenio en general. Se elaboró un libro de cálculo de Microsoft Office Excel para la realización del balance exergético; según procedimiento y método de cálculo riguroso propuesto por Baloh y Wittwer (1995) detallado en el epígrafe 1.4.2.2 del Capítulo 1; y que ha sido utilizado en la industria azucarera cubana (A. Benítez, 2000; A. Benítez, & Calvo, A., 2000; Calvo, 1981, 1991, 1994; Gutiérrez, 2001). Se elaboró el diagrama de flujo exergético (Grassmann).

Análisis Pinch de la estación de evaporación:

Se utilizaron los resultados del balance de materiales y energía del proceso tecnológico y de la estación de evaporación. Se utilizó el procedimiento propuesto por Espinosa y Pérez (1999), Espinosa, et al., (2001a) y Espinosa, et al., (2001b) la aplicación del método de análisis Pinch detallado en el epígrafe 1.4.2.3 del Capítulo 1. Se utilizó el software TARGET II (Linnhoff, 1998).

2.2 Conclusiones Parciales.

1. En el diseño del procedimiento metodológico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros se tuvo en cuentas el sistema de gestión de la energía (SGEn), y en particular la revisión energética y la auditoria energética; procedimientos y metodologías técnicas para estudios y diagnósticos energéticos en la industria azucarera; y las experiencias en la aplicación del

Análisis Complejo de Procesos (ACP) en la intensificación de los procesos de las industrias química y azucarera cubanas.

2. El procedimiento diseñado se basa en el ciclo PHVA de Mejora Continua (Planificar, Hacer, Verificar y Actuar); y permitió ordenar heurísticamente los pasos a seguir para dar respuesta a los fines de la investigación.
3. La aplicación del procedimiento requiere del empleo de métodos, técnicas y herramientas de la investigación científica e ingenieriles bajo el principio de la convergencia metodológica, que se consideran complementarias y no antagónicas. En particular análisis estadístico de datos, balances de masa y energía, balance de exergía, y análisis Pinch. Además, del uso de softwares profesionales y el desarrollo de libros de cálculo Excel.

Capítulo 3

Capítulo 3: Análisis y discusión de los resultados.

En este capítulo se desarrollaron el tercer y cuarto objetivos específicos de la investigación. Se evaluó la eficiencia energética de la estación de evaporación de un ingenio azucarero; y se propusieron soluciones de mejoras de la eficiencia energética.

3.1 Implementación del procedimiento metodológico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de un ingenio azucarero.

Se implementó el procedimiento metodológico diseñado, en Capítulo 2, para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros, cuyo diagrama heurístico se mostró en la figura 2.1. El alcance de la aplicación del procedimiento en esta investigación se limitó hasta el Paso 6 “Análisis de propuestas de mejoras”.

El ingenio objeto de estudio está ubicado en la provincia de Villa Clara, y pertenece al Grupo Azucarero AZCUBA. La evaluación en planta y la toma de datos fueron realizadas durante un período de 10 horas de operación estable del ingenio azucarero, con una frecuencia horaria; y transcurridos 5 días de la limpieza química de la estación de evaporación.

3.1.1 Preparación y planificación.

Como pasos previos para el desarrollo de la evaluación de la eficiencia energética de una estación de evaporación de un ingenio azucarero se realizaron los aspectos referidos a determinar y recopilar la información técnica necesaria sobre los sistemas, procesos y equipos que consumen energía en el ingenio; en particular el sistema de evaporación del caso de estudio; formándose y capacitándose un grupo multidisciplinario formado por varios especialistas del ingenio.

1. Un especialista de procesos – Jefe de Grupo.
2. Un especialista termoenergético.
3. Dos especialistas eléctricos.
4. Dos especialistas de control automático.
5. Un especialista mecánico.

Procediéndose posteriormente a oficializar y difundir los procedimientos metodológicos y datos requeridos para el desarrollo de la evaluación, determinándose la instrumentación necesaria y la planeación de las mediciones.

3.1.1.1 Descripción tecnológica del proceso en el ingenio azucarero (IPROYAZ, 1982).

El proceso tecnológico de fabricación de azúcar crudo de caña de azúcar está conformado por un conjunto de etapas y operaciones básicas de ingeniería que transforman la caña de azúcar en azúcar crudo y miel final. Su objetivo es separar de la caña todos los componentes que no son sacarosa, mediante una secuencia de operaciones y procesos unitarios de separación, aislando esta en forma de cristales y conseguir el máximo rendimiento de cristales de sacarosa de alta pureza.

El ingenio azucarero tiene una capacidad de molida de 287,5 t/h de caña. El proceso tecnológico se muestra en el Anexo N° 5, y se compone de las siguientes etapas principales:

1. Preparación de la caña: Es la primera operación que se realiza en la fábrica y tiene como objetivo fundamental romper la resistencia de la corteza exterior y los nudos de la caña; y abrir las células o celdas donde se encuentra contenida la sacarosa y exponer la mayor superficie de la caña para facilitar al proceso tecnológico de extracción una separación más completa de la fracción sólida (fibra) y la líquida (jugo) (MINAZ, 1996).

La caña es sometida a un proceso de preparación por medio de la acción de dos juegos de cuchillas picadoras tipo diente de sierra Vaquer, que golpean ininterrumpidamente sobre el colchón en la estera de caña.

El grado de preparación se mide por % de celdas rotas, de la masa fibrosa al salir de los equipos de preparación; se considera ya una buena preparación cuando se alcanza un 85 % de celdas rotas, y un óptimo cuando oscila en el rango de 90 a 92 %.

Estas cuchillas picadoras de caña son accionadas por motores hidráulicos que le imprimen velocidades de 600 r.p.m. y se sitúan de forma tal que la distancia libre entre la punta de la cuchilla y la estera sea en el primer alrededor de 150 mm y la segunda hasta un mínimo de 12 mm.

Posteriormente el colchón de caña así preparada se alimenta a una desmenuzadora o molino desmenuzador, culminando así el proceso de preparación.

2. Extracción del jugo: La extracción de jugo se lleva a cabo en la planta moledora. Su objetivo fundamental de extraer de la caña de azúcar un jugo con el máximo contenido de sacarosa (pol) que esta tiene, y lograr el menor contenido de sacarosa (pol) en el bagazo. El guarapo o jugo mezclado con gran contenido de impurezas es la materia prima de la

fabricación del azúcar, y el bagazo se quema en las calderas para producir vapor (MINAZ, 1996).

En la planta moledora se produce el fenómeno lixiviación o extracción de la sacarosa por la aplicación de la adición de agua de imbibición y la maceración combinada. Esta se efectúa bajo el principio de flujo a contracorriente a partir de utilizar el jugo más diluido para macerar la fibra rica. La fuerza motriz del proceso es la diferencia en la concentración de azúcar entre las celdas rotas y el jugo macerante. La acción se combina con la aplicación de altas presiones hidráulicas en los molinos de forma tal que se logre un alto grado de extracción.

La planta moledora dispone de un molino desmenuzador y cinco molinos en serie tipo Hamilton; con alimentadores forzados o cuarta masa, y tolvas Donnelly alimentadas por conductores de arrastre para buscar de una mayor eficiencia en la operación del tándem. Asimismo, para el trasiego de las maceraciones y del jugo mezclado se utilizan bombas intupibles.

El tándem es accionado por motores eléctricos individuales de 630 KW para cada unidad de molida, con reductores de alta tipo Flender.

3. Purificación de jugos: Tiene por objetivo fundamental alcanzar la mayor separación posible de impurezas presentes en el jugo, logrando que en su mayoría salgan en forma de cachaza seca (MINAZ, 1996). En esta etapa se logra neutralizar y eliminar impurezas y otros no azúcares presentes en el jugo mezclado o guarapo mediante el proceso de defecación convencional; con el mínimo de pérdidas de sacarosa. Las principales subetapas:

- Tamizado o colado del jugo mezclado: El guarapo o jugo mezclado extraído con gran contenido bagacillo y otras impurezas es enviado una etapa de tamizado con el objetivo de eliminar el bagacillo hasta valores de 5 g/l de bagacillo en suspensión, como máximo. Se utiliza un colador rotatorio con tela de barra de 0.75 mm de separación.
- Alcalización y calentamiento del jugo mezclado: La alcalización del jugo tiene la función de añadir lechada de cal diluida de 2- 4 °Baumé al jugo mezclado, con el objetivo de neutralizar el jugo y de aportar el calcio necesario para la reacción química de defecación. El calentamiento del jugo incrementa la velocidad de las reacciones

químicas para la separación de los no azúcares, y además contribuye a la eliminación de microorganismos presentes en el jugo.

Este proceso de encalamiento se puede realizar de una vez, en frío o en caliente o en dos etapas, una prealcalización en frío con la rectificación en caliente. Esta forma se denomina fraccionada y es por sus resultados la más utilizada por los ingenios. Este proceso se conoce como cal-calor-cal, por la aplicación sucesiva de las operaciones que se expresan en la secuencia siguiente: pre alcalización, hasta un pH de 6.5 - 6.8, en frío; un calentamiento escalonado del jugo utilizando primero vapores de extracciones de la estación de evaporación y vapor de escape hasta llegar a una temperatura de 103-106 °C; y una rectificación de la alcalización hasta un pH de 7.8 - 8.0. Luego de éste procedimiento el jugo pasa al tanque flash, donde iguala su temperatura a 100 °C, para posteriormente ingresar al clarificador a temperatura constante.

El calentamiento del jugo mezclado se efectúa en dos etapas. La primera etapa se efectúa con vapor de extracción del segundo vaso del cuádruple efecto elevando la temperatura desde los 35 °C hasta los 70 - 75 °C, mediante un banco de calentadores tipo Webbre con un área de 230 m² s.c. La segunda etapa se efectúa con vapor del preevaporador elevando las temperaturas hasta los 103-106 °C, mediante dos bancos en serie de calentadores tipo Webbre con un área de 230 m² s.c. cada uno.

- Decantación del jugo mezclado: Es la operación de ingeniería a la que se somete el jugo en los clarificadores, después de calentando y alcalizado, para completar la reacción de formación y sedimentación de los flóculos de fosfato tricálcico. En la clarificación se resumen todas las operaciones de calentamiento y alcalización, con la separación en dos corrientes; la de los lodos que serán reprocesados y tratados en la estación de filtros al vacío, y la de jugo clarificado que se calienta y envía hacia la estación evaporadora para su concentración. La estación de clarificadores está compuesta por tres clarificadores en paralelo de una sola bandeja y bajo tiempo de residencia (45 min en cada uno), tipo BTR. Para lograr lo anterior se requiere añadir al jugo alcalizado a 100 °C llega a los clarificadores una solución de floculante aniónico, en concentraciones y cantidades establecidas.
- Filtración de la cachaza: En la estación de filtros de cachaza se lleva a cabo el tratamiento de los lodos del clarificador con el objetivo de extraerles la mayor

proporción de la sacarosa que contienen y completar así la purificación de jugos de caña. Los lodos del clarificador son llevados a un mezclador donde se le adiciona bagacillo como medio filtrante, en proporción suficiente como para formar una torta con buenas propiedades físico mecánicas. El proceso de agotamiento de la torta se lleva a cabo en los filtros rotatorios al vacío. En el filtro se le adiciona agua condensada contaminada caliente, alrededor de los 75 °C, para agotar lo más posible a la torta de cachaza. De esta operación se obtiene, una torta de cachaza que se extrae del ingenio, y jugo filtrado que retorna al tanque de mezclado directamente. El bagacillo para el filtro es recolectado en un sistema de cernidores estáticos de agujeros de 6 y 8 mm de diámetros y 8 m² s.f pasando a una tolva de 25 m³, transportado mediante un ventilador tipo CP 920 hasta un separador ciclónico C-1500, y mezclándose con el lodo en el mezclador. Se dispone de tres filtros en paralelo, tipo Door – Oliver de 57 m² s.f. cada uno.

- Tamizado o colado del jugo clarificado: Tiene la función de eliminar el bagacillo del jugo clarificado, que no sobrepase el límite de 0.3 a 0.5 g/l. El jugo clarificado pasa por un colador estático con malla perforada de acero inoxidable de 100 Mesh y 15 m² s.f.
 - Calentamiento del jugo clarificado: Se realiza para elevar la temperatura del jugo clarificado desde aproximadamente los 95-98 °C hasta la temperatura más próxima a la temperatura de ebullición en el cuerpo del primer equipo de evaporación. Se utiliza un banco de calentadores tipo Webbre conformado por dos unidades en paralelo de 230 m² s.c. Se utiliza vapor de escape.
4. Evaporación de jugos: El objetivo fundamental es evaporar la mayor cantidad posible de agua presente en el jugo y convertirlo en meladura con el mínimo consumo de energía (vapor). En esta operación del proceso se lleva a cabo la evaporación del 73 al 75 % del agua presente en evaporadores a simple y múltiple efecto, lográndose concentrar el jugo desde 15.5 hasta 65 °Brix (MINAZ, 1996). La estación de evaporación está compuesta por tres preevaporadores tipo CECA Hamillton en paralelo de 1004 m² s.c cada uno, y un cuádruple efecto en serie tipo CECA de 3532 m² s.c. La estación opera como un quintuple efecto con extracción de vapor de jugo en el primer vaso hacia una línea de vapor de baja presión que entrega a los calentadores secundarios de jugo mezclado y tachos. Se hace

una segunda extracción de vapor de jugo en el tercer vaso del quintuple hacia los calentadores primarios de jugo mezclado. La superficie calórica total es de 6544 m² s.c. Se utiliza vapor de escape en el primer efecto.

5. **Cristalización del azúcar:** El objetivo fundamental es continuar la evaporación de la meladura hasta alcanzar un punto de sobresaturación en el cual la sacarosa cristaliza en forma de granos. Los tachos reciben la meladura concentrada por los evaporadores y a partir de una secuencia de operaciones básicas de ingeniería producen la semilla necesaria para la fabricación del azúcar granulado. Estas operaciones en los tachos tienen como fin: concentrar los materiales que se les alimentan hasta un nivel de sobresaturación tal que permita un rápido crecimiento de los granos, agotar progresivamente los materiales mediante una operación por etapas, y lograr como producto final un azúcar granulado de tamaño tal que cumpla los requisitos normados. El área tecnológicamente es compleja, pues a pesar de que las operaciones básicas de ingeniería que la componen son cíclicas, estas deben ejecutarse en una forma tal que el resultado final de ello sea la continuidad del flujo de producción (MINAZ, 1996). Se utiliza el esquema básico de producción de doble semilla, para producir azúcares de calidad según normas. En este esquema de producción se emplea el magma "C" para producir la masa cocida "B" y el magma "B" para la masa cocida "A", que es la comercial. Las cristalizaciones se realizan por el método de semillamiento completo; utilizando un material para cristalizar con una pureza en el rango de 78 a 82 %, usando como medio de semillamiento el cristal 600. El magma de semilla se prepara con jugo clarificado o agua. Las masas cocidas de agotamiento se enfrían hasta una temperatura de 42 a 45 °C en los cristalizadores de agotamiento para obtener el máximo de agotamiento posible, y antes de ser purgadas o centrifugadas se calientan hasta 52 a 55 °C para facilitar la operación. Se dispone de cinco tachos comerciales y tres tachos de agotamiento, todos tipos BECA Hamillton de 56 m³ y 308 m² s.c.
6. **Centrifugación del azúcar:** Es la última operación básica de ingeniería del proceso de producción de azúcar crudo, en los casos en que se comercializa sin secarse. El área recibe la masa cocida de los tachos, la acondiciona en los mezcladores para posteriormente someterla a un proceso de centrifugación para separar los granos de azúcar producidos de su licor madre. La masa cocida "A" que produce azúcar comercial se centrifugan en máquinas por batch, con posibilidades de lavarlas a dos velocidades diferentes, con un

tiempo total de centrifugación que permita un secado adecuado a las especificaciones de calidad que debe cumplir el ingenio. Las masas cocidas de agotamiento se centrifugan en máquinas continuas, a las que se le han realizado algunas adaptaciones para mejorar su operación e incrementar las posibilidades de producción de una semilla de alta calidad (MINAZ, 1996). Las centrifugas retornan hacia los tachos además del azúcar “B” y “C”, las mieles “A” y “B” libres de granos para continuar su proceso de agotamiento escalonado. También y como producto agotado las mieles finales hacia los tanques de almacenamiento o hacia otras plantas de producciones derivadas. Esta área tecnológica está enmarcada en la cadena de producción, en una función compleja pues la entrega azúcar y la miel final como productos aptos para la comercialización y además retorna al proceso aquellos productos intermedios que pueden ser agotados aún, de forma que si su operación no es la adecuada entonces se rompe este equilibrio y se puede afectar todo el trabajo del proceso descrito anteriormente. Se dispone de seis centrifugas comerciales tipo ASEA CK 1300, cíclicas y automáticas, de 1000 kg/ciclo. También se dispone de 12 centrifugas de agotamiento para masas cocidas “B” y “C” tipo ACWW 1000-A, continuas, de 5-8 t/h.

3.1.1.2 Descripción energética del ingenio azucarero.

La principal característica energética del ingenio azucarero es que está completamente electrificado. Según el diseño de su esquema energético para una operación normal la generación de energía eléctrica es del orden de 41,74 kW-h/TC y entrega al SEN unos 12,17 kW-h/TC, y tiene un excedente de bagazo de alrededor de un 23,5%.

El sistema termoenergético del ingenio está formado básicamente por los bloques de generación, fuerza y consumo. Las características principales de los esquemas tecnológicos y térmicos, así como las especificaciones técnicas de los equipos principales se muestran en el Anexo N° 6.

1. Bloque de generación. Este bloque está formado por:

- Generadores de vapor.
- Sistemas auxiliares:
 - Sistema de agua de alimentación.
 - Sistema de manipulación y alimentación de bagazo.

- Sistema de extracción de cenizas.
- Sistema de gases de combustión.
- Sistema de aire de combustión.
- Sistema de aire comprimido.
- Sistema de purga y expansión.

Generadores de vapor:

La planta de vapor dispone de cuatro generadores de vapor EKE, de parrilla basculante, de 45 t/h cada uno, utilizando bagazo de caña como combustible, a una presión de 28 kg/cm² manométrica y una temperatura de 400 °C. El funcionamiento de los generadores de vapor es controlado desde una sala de control automatizada.

Sistema de agua de alimentación: Este sistema consta de tres partes:

1. Tratamiento Químico Externo (Planta de Tratamiento de Agua).
2. Tratamiento Térmico: Es una instalación de desgasificación térmica para la liberación del Oxígeno (O₂) y el Dióxido de Carbono (CO₂) disuelto en el agua de alimentación a los generadores de vapor, lo cual se efectúa mediante el contacto directo con vapor de escape. Tiene además como función el almacenamiento de reserva de agua de alimentación y el calentamiento del agua de alimentación hasta una temperatura igual o inferior en 5 °C como máximo a la temperatura de saturación correspondiente a la presión del equipo y la extracción de gases incondensables en valores de 1-2 kg por toneladas de agua desaireada.
3. Tratamiento Químico Interno.

Sistema de manipulación y alimentación de bagazo:

El sistema de manipulación de bagazo es capaz de dar respuesta a las interrupciones que ocurren en la fábrica, está concebido por un sistema de conductores dentro de la casa de bagazo que garantiza la operación anterior. La casa de bagazo tiene una capacidad máxima aproximada de 1000 t. Existe instalado además un molino de paja de 240 t/día de capacidad para procesar los Residuos Agrícolas de Cosecha (RAC), que alimenta directamente a la casa de bagazo.

2. Bloque de fuerza:

La planta eléctrica dispone de tres turbogeneradores de contrapresión de 4000 kW cada uno. El vapor procedente de la planta de vapor llega a la planta eléctrica a través de redes exteriores mediante un colector, desde el cual será suministrado a cada máquina en particular. El funcionamiento de la planta eléctrica es controlado desde una sala de control automatizada.

El vapor de contrapresión de los turbogeneradores se incorporará a la línea general de escape del ingenio el cual es atemperado previamente para alcanzar las condiciones de saturación de acuerdo a lo requerido por el proceso tecnológico. Para suplir la demanda de vapor del proceso está instalada una estación reductora atemperada de directo-escape que asume las fluctuaciones normales del proceso y puede suplir el déficit de vapor que origina las paradas de un turbogenerador.

No obstante, lo anterior, existe instalado un regulador automático de carga de los turbogeneradores que permite un equilibrio entre la entrega de vapor de escape de este bloque de fuerza y la demanda de este vapor por el bloque de consumo, de manera que se evita la inestabilidad en el suministro de vapor de escape al proceso y el sobrante de este vapor a la atmósfera. Solo en el caso que se llegue al tope de máxima generación eléctrica posible y se demande aún más vapor de escape es que se inyectará vapor adicional por la estación de reductora-atemperada antes mencionada.

Paralelamente opera una estación reductora-atemperadora de directo a una línea de 10 Kg/cm² para satisfacer las necesidades de vapor de escobas y limpieza.

La planta cuenta además con las instalaciones auxiliares necesarias incluidos los sistemas eléctricos correspondientes de control, distribución eléctrica y de interconexión con el SEN.

3. Bloque de Consumo:

El bloque de consumo está formado por las superficies de intercambio de calor de los equipos tecnológicos que conforman el proceso de fabricación de azúcar, así como por la desaireación térmica del agua de alimentación que en este caso se realiza con vapor de escape.

El vapor de escape procedente de los turbogeneradores, una vez atemperado, se suministra al proceso tecnológico (estación de evaporación y calentadores de jugo clarificado), y en la desaireación térmica del agua de alimentar.

El sistema de evaporación es a quíntuple efecto con superficie diferenciada y extracciones de vapor de jugo en el primer y tercer vasos. La extracción del primer vaso es hacia una línea de baja presión que entrega vapor a los calentadores secundarios de jugo mezclado y tachos. La extracción del tercer vaso es hacia los calentadores primarios de jugo mezclado. El funcionamiento de la estación de evaporación es controlado desde una sala de control automatizada.

Tanto el sistema de evaporación como los tachos evacuan la evaporación final hacia condensadores individuales tipo MECA, de cascada y contracorriente, de 2286 mm de diámetro. A estos se les suministra agua de inyección (utilidad fría) procedente del sistema un enfriamiento atmosférico, en circuito cerrado y centralizado. La presión de vacío necesaria se logra mediante un sistema general de vacío formado por bombas Nash de sello líquido.

Sistema de condensados:

Los condensados del proceso tecnológico son las aguas calientes producto de las condensaciones de los vapores en las calandrias de calentadores, evaporadores y tachos.

En los calentadores se utiliza un sistema de columnas hidrodinámicas, conduciendo todos los condensados al tanque de condensado contaminado. Este condensado se envía mediante una bomba a un tanque en la nave de la casa de calderas y se utiliza para la imbibición y otros usos tecnológicos.

En los evaporadores las condensaciones de cada vaso se envían a un colector que mediante dos tuberías llevan estas aguas al tanque de condensados contaminados y al tanque de condensados puros según sea la calidad de estos. La garantía de la seguridad de la calidad de estas aguas se tiene mediante un sistema automático y analítico de control que permite en caso de faltar condensados enviar hacia este lugar otros condensados tales como los de tachos sin riesgo alguno de contaminaciones.

El tanque de condensado puro es expansionado hasta la línea de vapor de los calentadores primarios por lo que este opera a la presión de vapor del cuerpo del tercer vaso del múltiple

efecto. Estos condensados son enviados directamente a la planta de desaireación térmica según la demanda y el resto a un tanque de reserva. En la operación normal del ingenio son enviados hacia el tanque de condensados puros las aguas procedentes del primer y segundo vasos del múltiple efecto y unas 2/3 parte de tachos.

3.1.2 Evaluación en planta.

Se realizó una inspección visual de la fábrica y sus instalaciones energéticas y tecnológicas, en todos aquellos lugares donde la energía es usada en cualquiera de sus formas y se caracterizó el estado actual de equipos e interconexiones.

Se verificó que la estación de evaporación cumple con los índices de capacidades (área de transferencia de calor) establecidos para el arreglo energético; y asimismo se verificó el cumplimiento de requerimientos técnicos mínimos de diseño y construcción de la estación de evaporación, según el Manual de Operaciones de Fabricación de Azúcar Crudo de AZCUBA (MINAZ, 1996).

El aislamiento térmico de las redes de vapor directo, vapor de escape, condensados, aguas de uso tecnológico, fluidos de proceso y equipos tecnológicos (tanque de jugo clarificado, calentadores, tuberías de conducción de vapor, condensado, jugo caliente y evaporadores en general), no cumple con los espesores normados (MINAZ, 1972), a fin de que las pérdidas de energía térmica sean las mínimas. Ejemplos de la situación del estado del aislamiento térmico en tuberías y equipos del ingenio se muestra en el Anexo N° 7.

La mala calidad de los materiales aislantes y de las formulaciones realizadas en la preparación “in situ”; la carencia de recursos básicos como forros, mallas, alambres, y otros; y la práctica generalizada de no cubrir las tuberías y equipos insulados con forros metálicos, papel de aluminio u otros que protejan el aislamiento son entre otros la causa fundamental del mal estado general del aislamiento térmico en el ingenio.

Durante la evaluación en planta también se detectaron varias anomalías operacionales que afectan la eficiencia de la transferencia de calor de los equipos y la operación eficiente de la estación evaporadora, en particular:

1. La temperatura del jugo clarificado alimentado al primer vaso no cumple con el requerimiento de ser al menos igual a la correspondiente a la presión de operación de ese y como máximo 5-10 °C por encima.
2. Inestabilidad en la presión del vapor de escape de calentamiento en el primer vaso del evaporador.
3. Deficiencia en el sistema de control automático para garantizar que los vasos o efectos operen de manera estable con un nivel de jugo equivalente a un 1/3 de la altura de la calandria.
4. Acumulación de agua de retorno en las calandrias.
5. Exceso de agua en la planta moledora, que produce un efecto de dilución grande sobre el jugo, y muy dañino a la eficiencia energética y fabril.
6. Sobrecalentamiento del vapor de escape que recibe el evaporador por encima del nivel máximo de los 10 °C establecidos.
7. Malas prácticas e incumplimientos de las normas operacionales.

También se corroboraron otros aspectos con incidencia negativa y directa en la eficiencia energética del ingenio, tales como:

1. El aprovechamiento de la capacidad potencial de molida, si bien la molida horaria se comporta en el rango normal de ± 5 % de la molida nominal, fue entre el 65 y el 70 % debido fundamentalmente a la falta de materia prima y a interrupciones operativas de la fábrica, afectando la existencia de bagazo.
2. Fugas en tuberías y válvulas principalmente en el sistema de condensados y en algunos casos de vapor de escape.
3. Alta temperatura en los condensados de uso tecnológico que hace necesario usar agua fría en la imbibición para reducir esta temperatura hasta los valores requeridos.
4. En los condensados recuperados puros para alimentar los desaireadores se logra solo una temperatura promedio de unos 95-100 °C, cuando existe un potencial energético superior.
5. No existe un control sistemático de la combustión y del coeficiente de exceso de aire en los generadores de vapor.

6. Dificultades en el control sistemático de los parámetros de operación y de las incidencias por carecer de las cartillas registradoras en el equipamiento automático de regulación y control en todas las áreas del ingenio.
7. Dificultades con la programación y ejecución de los mantenimientos desde el punto de vista energético.
8. Altas capacidades de existencia de materiales de proceso en el área de fabricación de azúcar.
9. Limitado aprovechamiento de los Residuos Agrícolas Cañeros (RAC) como combustible adicional, contando con la infraestructura para ello.
10. No se dispone de un módulo completo de equipos de medición portátiles para el diagnóstico energético.

3.1.3 Medición y validación datos.

Las mediciones y monitoreo de los datos requeridos se ejecutaron en las áreas de proceso tecnológico durante el periodo de evaluación de forma simultánea. Se utilizaron datos del control químico y operacional del ingenio, obtenidos a partir de la contabilidad azucarera; así como datos experimentales de operación del proceso y del sistema termoenergético. Los principales parámetros medidos fueron:

1. Flujo másico de caña molida.
2. Porcentaje de fibra en caña.
3. Flujo volumétrico de agua imbibición.
4. Brix, pol y pureza de los fluidos del proceso, y productos finales (azúcar, miel final, bagazo y torta de cachaza).
5. Flujo másico productos finales (azúcar, miel final, bagazo y torta de cachaza).
6. Presión y temperatura del vapor de directo.
7. Presión y temperatura del vapor de escape.
8. Temperatura de entrada y salida del jugo mezclado y clarificado en la etapa de calentamiento.
9. Presión y temperatura del vapor en cada cuerpo de la estación de evaporación.
10. Brix del jugo de entrada y salida de cada cuerpo de la estación de evaporación.
11. Temperatura del agua de inyección y rechazo de la condensación.

12. Presión y temperatura de las calderas.
13. Temperatura de condensados y del agua de alimentación de las calderas.
14. Temperatura de los gases de la chimenea.
15. Energía eléctrica generada.

Los resultados del procesamiento estadístico de los datos, utilizando el Software Statgraphics Centurión XVI versión 16.1.18 (StatPoint Technologies, 2010) permitió determinar los estadísticos, incluidas las medidas de tendencia central, medidas de variabilidad y medidas de forma. De particular interés aquí fueron el sesgo estandarizado y la curtosis estandarizada, las cuales pueden utilizarse para determinar si la muestra proviene de una distribución normal. En el Anexo N° 8 se muestra el ejemplo de la variable presión de vapor de escape.

Se corroboró que el sesgo estandarizado y el valor de curtosis estandarizada de todas las variables analizadas se encuentran dentro del rango esperado para datos provenientes de una distribución normal; validándose el supuesto de la normalidad de los datos.

Asimismo, los coeficientes de variación fueron inferiores a 20 %, lo que validó la estabilidad en la operación del ingenio durante la corrida experimental y la fiabilidad de los datos utilizados.

3.1.4 Análisis energético.

3.1.4.1 Análisis energético convencional.

1. Balance de materiales y energía del proceso tecnológico.

Para la realización del balance energético del ingenio primeramente con la información disponible se procedió a realizar los balances de materiales y energía del proceso tecnológico mediante el Software SISTEC (IPROYAZ, 1989), mostrándose en el Anexo N° 9 los resultados principales.

A continuación, en la Tabla 3.1 y 3.2 se presenta un resumen de los resultados:

Tabla 3.1. Consumos de vapor en el proceso tecnológico. Fuente: Elaboración propia.

Equipos consumidores	Consumo de vapor (kg/h)		
	Escape	Ext. Vaso N° 1	Ext. Vaso N° 3
Múltiple	108932,80	-	-
Primarios	-	-	15343,00
Secundarios	-	27042,30	-
Clarificado	10078,10	-	-
Tachos	-	48170,00	-
Pérdidas	5663,10	-	-
Total	124634,00	75212,30	15343,00

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.2. Consumos específicos de vapor en el proceso tecnológico.

Equipos consumidores	Consumo de vapor (kg/TC)		
	Escape	Ext. Vaso N° 1	Ext. Vaso N° 3
Múltiple	378,90	-	-
Primarios	-	-	53,37
Secundarios	-	94,06	-
Clarificado	34,90	-	-
Tachos	-	167,55	-
Pérdidas	19,70	-	-
Total	433,50	261,61	53,37

Fuente: Elaboración propia.

Del análisis de los resultados del balance de masa y energía se pueden plantear los siguientes aspectos:

1. En el balance de masa del proceso tecnológico se constata que los resultados obtenidos se corresponden con buena aproximación a los reales de fábrica, aspectos estos importantes para enfrentar el balance energético del proceso.
2. Los consumos de vapor específico de los equipos tecnológicos referidos a kg/TC están dentro de los rangos aceptables para este esquema térmico, y se muestran en la tabla 3.3.

Tabla 3.3. Consumos específicos de vapor en los equipos tecnológicos.

Equipos tecnológicos	Resultados
Calentadores primarios	53,37 kg de vapor/TC
Calentadores secundarios	94,06 kg de vapor/TC
Calentadores de jugo clarificado	34,90 kg de vapor/TC
Múltiple efecto	378,90 kg de vapor/TC
Tachos	167,55 kg de vapor/TC
Pérdidas	19,70 kg de vapor/TC
Subtotal del proceso tecnológico	433,50 kg de vapor/TC
Desaireador térmico	22,60 kg de vapor/TC
Total	456,10 kg de vapor/TC

Fuente: Elaboración propia.

El consumo de vapor de escape del proceso tecnológico de 43,35 % caña y existen potencialidades de reducción de este consumo con la introducción de mejoras en el esquema de calentamiento-evaporación-cocción, el calentamiento del jugo clarificado en dos etapas y la reducción de las pérdidas que representan un 5 % del total, teniendo en cuenta la disponibilidad de equipos en este ingenio. Este nivel de pérdidas estimadas provoca además en el área de procesos en general malas condiciones del medio ambiente laboral por efecto de los agentes físicos que disminuyen el rendimiento y afectan el bienestar de los operarios.

El consumo de vapor de escape en el desaireador térmico es elevado siendo de 22,60 kg de vapor/TC motivado por la baja temperatura de alimentación de los condensados puros a este sistema. Igualmente existen condiciones objetivas para reducir este consumo de vapor con un mejor aprovechamiento de las condiciones energéticas de los condensados puros mediante un sistema presurizado de colección. Todos estos elementos permitirán reducir el consumo general de vapor del proceso que es de unos 45,61 % caña.

3. Los indicadores energéticos globales e individuales de la estación de evaporación se muestran en las tablas 3.4 y 3.5.

Tabla 3.4. Indicadores energéticos globales de la estación de evaporación.

Indicadores	Resultados
Productividad	223586,76 kg de agua evaporada/h
Economía	2,05 kg de agua evaporada/kg de vapor
Coefficiente de evaporación	34,16 kg/h-m ²
Eficiencia del área de evaporación	88,28 %

Fuente: Elaboración propia.

En este caso se corresponden con los valores recomendados en la literatura (MINAZ, 1996) para este tipo de esquema de evaporación, aunque se reconoce:

1. La economía está afectada por la temperatura del jugo alimentado y de las extracciones de vapor secundario.
2. La eficiencia del área de evaporación está afectada por el elevado el flujo de vapor al condensador con su correspondiente incidencia en el consumo de la utilidad fría y en el mantenimiento del vacío en la estación y la capacidad requerida de bombas de vacío.

Tabla 3.5. Indicadores energéticos individuales de la estación de evaporación.

Indicadores	Resultados				
	Pre (Vaso N°1)	Vasos N°2	Vasos N°3	Vasos N°4	Vasos N°5
Productividad (kg/h)	105207,79	33071,90	35765,58	23341,65	26199,84
Coefficiente de evaporación (kg/h/m ²)	34,93	32,84	35,62	30,63	34,38
Coefficiente total de transferencia de calor (kcal/h/m ² /°C)	1650,00	2583,70	1575,07	1000,57	914,04
Factor de Dessin	0,00051	0,0010	0,00075	0,00075	0,0013

Fuente: Elaboración propia.

El coeficiente de evaporación del preevaporador (vaso 1) se encuentra dentro del límite inferior según los valores recomendados (MINAZ, 1996), que en condiciones de funcionamiento normal podría alcanzar valores de hasta 44 kg/h/m². De acuerdo a este indicador los restantes vasos pertenecientes al cuádruple efecto trabajan en condiciones aceptables, ya que están en el rango recomendado de 24-33,5 kg/h/m² (MINAZ, 1996).

El coeficiente total de transferencia de calor del preevaporador (vaso 1) se comporta muy por debajo del recomendado por Hugot (1986), que establece un valor de 3000 kcal/h/m²/°C. El resto de los vasos trabajan dentro del rango de valores recomendados (Hugot, 1986; Rein, 2012).

El Factor de Dessin resaltó que el preevaporador (vaso 1), y los vasos 3 y 4 trabajan en condiciones mediocres o anormales, pues sus valores están alrededor de 0,0007, incluso por debajo según lo recomendado; sin embargo, los vasos 2 y 5 se encuentran en condiciones normales y optimas de trabajo de acuerdo a lo establecido por la literatura. (Hugot, 1986; Rein, 2012).

Las desviaciones en los indicadores analizados están asociadas a las anomalías operacionales detectadas y detalladas en el epígrafe 3.1.2 Evaluación en planta; así como a las incrustaciones en esos equipos (Hugot, 1986; Rein, 2012).

2. Balance energético general.

Con la información anterior se procedió a la culminación del balance energético mediante el Software OPTIMOS (Gil, 1998) que utiliza el AZCUBA para el análisis energético de los ingenios azucareros, mostrándose los resultados en el Anexo N° 10.

Los principales resultados de este balance de energía y los consumos específicos de vapor se resumen en las tablas 3.5 y 3.6.

Tabla 3.5. Resultados globales del balance energético del ingenio.

Resultados	U/M	Valores
Eficiencia generación de vapor	%	77,00
Índice de generación	kgv/kgb	2,16
Consumo de vapor de T/G	kg/TC	434,00
Índice de consumo específico de T/G	kgv/kW-h	10,40
Índice de generación eléctrica	kW-h/TC	41,74
Índice de consumo propio	kW-h/TC	29,57
Índice de entrega al SEN	kW-h/TC	12,17
Consumo de vapor del desaireador	kg/TC	22,60
Consumo de vapor proceso tecnológico	% caña	43,35
Consumo de vapor total escape	% caña	45,61
Consumo global de vapor	% caña	47,90
Inyección por reductora	%	2,76
Bagazo sobrante	%	21,84
Relación calor-electricidad	kW _{TERM} /kW _{ELEC} .	6,61

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.6. Consumos específicos del vapor directo y de escape del ingenio.

Consumos	kg/TC	kg/TC	kg/TAzúcar	kg/TAzúcar
<u>Vapor Directo:</u>				
Producción de vapor	478,89		4160,64	
Turbogeneradores		434,00		3770,63
Válvula reductora		13,22		114,85
Otros		17,39		151,09
Pérdidas		14,28		124,07
Total		478,89		4160,64
<u>Vapor de escape:</u>				
Consumo total	456,10		3962,64	

Múltiple efecto	378,90	3291,92
Calentador J. Clarificado	34,90	303,22
Pérdidas casa de calderas	19,70	171,16
Subtotal proceso tecnol.	433,50	3766,30
Desaireadores	22,60	196,35
Total	456,10	3962,64

Fuente: Elaboración propia.

3. Balance de condensados.

A partir de los resultados anteriores se procede a realizar el balance de condensados, según el esquema de colección y utilización usados, mostrándose en el Anexo N° 11. El resumen de estos balances de condensados se muestra a continuación en la Tabla 3.7.

Tabla 3.7. Balances de condensados del ingenio.

Balances de condensados	Resultados
Producción de condensados puros	162237,30 kg/h
Consumo de condensados puros	151310,00 kg/h
Sobrante de condensados puros	10927,30 kg/h
Temperatura potencial condensados puros	115 °C
Temperatura obtenida condensados puros	100 °C
Producción de condensados contaminados	138303,11 kg/h
Consumo de condensados contaminados	134373,80 kg/h
Sobrante de condensados contaminados	3929,31 kg/h
Temperatura de condensados contaminados	96 °C

Fuente: Elaboración propia.

4. Distribución de la energía térmica.

El balance de calor y la distribución de la energía se presentan a continuación Tabla 3.8.

Tabla 3.8. Balance de calor y distribución de la energía.

Distribución	kJ/Ton Azúcar	KJ/TC	%	% Recomendado (Espinosa, 1990)
Potencia:				
Turbogeneradores	1452116,40	167138,60		
Total	1452116,40	167138,60	10,79	10-12
Proceso:				
Equipos tecnológicos	8198158,10	943608,00		
Desaireadores	427401,40	49193,90		
Total	8625560,40	992802,00	64,07	70-78
Otras necesidades	425635,00	48990,70	3,16	0,1-7
Condensados	1792651,60	206334,20	13,32	9,7-13
Pérdidas	1165888,60	134193,80	8,66	0,1-7,3
Prod. Gen. de vapor:	13462917,00	1549581,70	100	100

Fuente: Elaboración propia.

De los resultados se pueden hacer los siguientes análisis:

1. En el área de Planta Eléctrica el análisis energético muestra un consumo de vapor de los turbogeneradores de 434,0 kg de vapor/TC y un índice de consumo específico de 10,40 kg de vapor/kW-h, muy próximo al consumo específico según las curvas características de consumo de vapor de este tipo de turbogeneradores (VEB, 1980) que es de 10,31 kg de vapor/kW-h y que evidencia el buen estado técnico de estos equipos.

Una generación eléctrica a razón de 41,74 kW-h/TC ubica a este ingenio dentro de un grupo reducido de fábricas de azúcar que en Cuba logran índices de generación superiores a los 30,0 kW-h/TC, permitiéndole además una entrega de energía al SEN de unos 12,17 kW-h/TC. Estos índices se comportan según el proyecto energético original de este ingenio.

2. El balance de la planta de vapor muestra una eficiencia de los generadores de vapor del 77 % y un índice de generación de 2,16 kg de vapor/kg de bagazo valores inferiores a los recomendados por los fabricantes de este tipo de calderas (VEB, 1980). Los aspectos de mayor incidencia en estos indicadores son la temperatura del agua de alimentación inferior en unos 7 °C, un incremento en el coeficiente de exceso de aire estimado de un 10-20 % y un aumento en las pérdidas por incombustión mecánica debido a la alta preparación de caña en este ingenio que opera normalmente con una relación fibra-meollo en el bagazo menor o igual a la unidad. Como norma general el ingenio opera con solo tres generadores de vapor, los cuales mantienen el rango de operación entre un 100 y 105 % de su capacidad nominal. Las pérdidas por incombustión mecánica tienen además un impacto negativo sobre el medio ambiente ya que las partículas sólidas emitidas y que abandonan la chimenea son arrastradas por los vientos a largas distancias, cayendo más tarde sobre núcleos poblacionales. Los métodos de su reducción más comunes son los cambios en el diseño o en la operación de los sistemas de combustión, bajo niveles de exceso de aire, mayor granulometría del bagazo y la utilización de separadores de partículas entre otros.
3. El balance energético general muestra un consumo global de vapor del ingenio de 478,89 kg de vapor/TC equivalente a 47,88 % caña y un 21,84 % de bagazo sobrante que le permite al ingenio enfrentar un 35,8 % de tiempo perdido sin consumir combustible

adicional, no obstante, estos indicadores de eficiencia son inferiores a los reportados en el proyecto energético original del ingenio (IPROYAZ, 1989).

Para las condiciones del balance es preciso inyectar 2,76 % de vapor directo por reductora, valores normales para este tipo de ingenio, si se tiene en cuenta el equilibrio entre la entrega de vapor de escape y la demanda se logra normalmente mediante una regulación automática de la carga de los turbogeneradores.

El balance de condensados muestra que con un buen manejo de los mismos es posible satisfacer las demandas tanto de condensados puros como de contaminados y acumular reservas para las paradas de la fábrica. No obstante, subsiste con las condiciones instaladas actuales un bajo aprovechamiento del potencial energético de los condensados puros con una pérdida de unos 15-20 °C que provoca un incremento en el consumo de vapor y una disminución de la eficiencia de los desaireadores térmicos. Igualmente se manifiesta una alta temperatura potencial en los condensados contaminados que precisa del uso de agua fría en la imbibición para lograr la temperatura requerida. Esto provoca además en ocasiones derrames de condensados calientes excedentes que se incorporan con el resto de las aguas residuales incrementando las cantidades totales de vertimientos con su correspondiente carga sobre el sistema de tratamiento.

La distribución de energía térmica expresada en % de la producida en los generadores de vapor se mantiene en rangos aceptables según la literatura (Hugot, 1986), no obstante, los valores en pérdidas y condensados están sobre los rangos superiores.

4. La relación calor-electricidad del sistema de cogeneración de este ingenio es de 6,607 $\text{kW}_{\text{TERM.}}/\text{kW}_{\text{ELEC}}$; valor dentro del rango recomendado para los sistemas de cogeneración con turbogeneradores de contrapresión (CONAE, 1995). La alta capacidad de generación eléctrica de este ingenio y por ende la satisfacción casi plena de las necesidades de vapor de proceso con vapor de escape de los turbogeneradores determinan que la relación calor-electricidad sea próximo al valor mínimo.

A partir de los resultados globales del balance energético se decide profundizar en los estudios energéticos de las áreas de evaporación mediante métodos basados en la segunda ley de la termodinámica al ser estas áreas las de mayores oportunidades de incremento de la eficiencia energética.

3.1.4.2 Análisis exergético de la estación de evaporación.

La aplicación del balance global de exergía en la estación de evaporación es una herramienta más que permite valorar la eficiencia energética de este equipo tecnológico y que nos brinda la información del grado de pérdidas por irreversibilidades y pérdidas totales que incluye pérdidas en la corriente de vapor al condensador y con ello la eficiencia exergética de la instalación.

Para el cálculo exergético (balance global) partimos del balance de materiales y energía de este sistema realizado previamente y de la metodología propuesta por (Baloh, 1995) que establece las siguientes consideraciones:

1. El sistema multicomponente sacarosa-agua forma un equilibrio estable entre la solución saturada y la sacarosa cristalizada a la temperatura del ambiente de referencia de 20 °C. Ya que una solución no saturada o agua tienen la propiedad de disolver azúcar, poseen también a la temperatura ambiente una cierta exergía, si se le otorga el valor cero de exergía al estado de equilibrio más estable que corresponde a la solución saturada. Para el agua que está en interacción con sacarosa cristalina a una temperatura ambiente de 20 °C el cálculo de la exergía lleva el valor de 27,55 kJ/kg.

Sobre estas concepciones técnicas se propone un diagrama de exergía para soluciones técnicas de sacarosa-agua a una pureza verdadera de 94,3 % (pureza aparente 85 %) y temperatura ambiente de 20 °C en función de la temperatura y concentración que permite conocer las exergías específicas.

2. Para la exergía del agua y del vapor saturado se usa la temperatura de 20 °C como estado de referencia; debido a que el agua forma un sistema binario con la sacarosa, tiene a la temperatura ambiente una exergía de 27,55 kJ/kg. Se disponen de tablas para los valores característicos de la exergía específica para el agua y vapor saturado en función de la temperatura en la literatura referida.

Para la aplicación de la metodología anteriormente propuesta asumimos la siguiente consideración: La pureza aparente de los materiales azucarados en el evaporador están en el orden del 85 %, lo que permite el uso del diagrama de exergía para soluciones técnicas sacarosa-agua propuesto en la mencionada referencia bibliográfica.

El balance global y el diagrama de flujos exergéticos (Grassmann) de la estación de evaporación actual se muestran en el Anexo N° 12 presentándose a continuación un resumen de los resultados Tabla 3.9.

Tabla 3.9. Balance global exergético de la estación de evaporación.

Balance global exergético	Resultados
Pérdidas por irreversibilidades	13,94 %
Pérdidas en vapor al condensador	8,01 %
Pérdidas totales	21,95 %
Eficiencia exergética	78,05 %

Fuente: Elaboración propia.

El análisis exergético del sistema de evaporación actual muestra la distribución de los flujos exergéticos, las pérdidas por irreversibilidades y las pérdidas totales que incluyen la corriente de vapor al condensador y con ello la eficiencia exergética de la instalación. Las pérdidas por irreversibilidades representan el 13,94 % del flujo exergético de entrada y las pérdidas por la corriente de vapor al condensador el 8 % de este; representando las pérdidas totales un 21,95 % y por ende una eficiencia exergética del 78,05 %. El Diagrama de Grassmann ofrece una visión general de la distribución de flujo exergético en este sistema.

Las pérdidas exegéticas del flujo de vapor al condensador son altas y estos resultados se corresponde con el resultado del indicador de eficiencia obtenido en el análisis energético de la estación de evaporación.

Los resultados obtenidos de la eficiencia exergética son muy superiores a otros reportes de la literatura (Calvo, 1981) que han estudiado un cuádruple efecto sin extracciones lo que evidencia el incremento de la eficiencia exergética en la medida que se aprovechan un mayor número de extracciones y se logra reducir la corriente de vapor al condensador. En tal sentido (Baloh, 1995) reporta una eficiencia exergética del 90 % en un cuádruple efecto con extracciones en todos los vasos y reduciendo a cero la corriente de vapor al condensador. No obstante, se considera alto el valor de pérdidas de exergía en la corriente de vapor al condensador la cual se puede disminuir si se reduce por alguna vía el flujo de esta corriente.

3.1.4.3 Análisis Pinch de la estación de evaporación.

Con los resultados de los balances de materiales y energía de la estación de evaporación obtenidos anteriormente se procedió a conformar la información necesaria para la aplicación del método de análisis Pinch según Espinosa y Pérez (1999), Espinosa, et al., (2001a) y Espinosa, et al., (2001b) a este sistema mediante el Software TARGET II (Linnhoff, 1998), obteniendo los consumos mínimos de utilidades, el punto Pinch, las curvas de composición y las curvas de composición grande, que permiten estudiar energéticamente este equipo tecnológico; mostrándose en el Anexo N° 13 estos resultados.

La aplicación del método de análisis Pinch en la estación de evaporación indica que:

1. Las curvas de composición muestran una buena verticalidad entre las corrientes que conforman los perfiles de temperaturas calientes y frías, existiendo un buen aprovechamiento de las áreas de transferencia de calor instaladas.
2. En la curva de composición grande existe un solapamiento entre el primer vaso que funciona como preevaporador y el segundo vaso aspectos estos relacionados con la distribución de presiones y temperaturas con que opera este sistema.
3. El punto Pinch se encuentra a los 114,3 °C pinchando las corrientes de jugo de entrada y de evaporación del vaso 2. Estas violaciones provocan un mayor uso de la energía en forma de utilidades.
4. El consumo de utilidad caliente (vapor de escape) se corresponde con el obtenido mediante el balance energético en la estación evaporadora, siendo de unos 109 000 kg/h.
5. El consumo de utilidad fría (agua de inyección) arroja un valor de 1 459 573 kg/h equivalente a 55,71 kg de agua/kg de vapor al condensador. Este resultado se corresponde con otros cálculos realizados para determinar la relación agua/vapor en los condensadores a contracorriente en el rango de temperaturas usados (Hugot, 1986) y es considerado como un alto consumo de agua, que se corresponden con el resultado del indicador de eficiencia obtenido en el análisis energético de la estación de evaporación.

3.1.5 Identificación de puntos débiles de eficiencia energética.

A partir del análisis hasta aquí realizado se detectan los principales puntos débiles y otras potencialidades que se pueden explotar para el incremento de la eficiencia energética y de la cogeneración del ingenio estudiado, destacándose entre ellos los siguientes:

1. Puntos débiles de la estación de evaporación a partir de los indicadores de evaluación:
 - Deficiente aislamiento térmico y pérdidas de energía.
 - Anomalías operacionales que afectan la eficiencia de la transferencia de calor de los equipos y la operación eficiente de la estación evaporadora.
 - Régimen de formación de incrustaciones debido a una deficiente limpieza o mantenimiento en algunos equipos de la estación de evaporación.
 - Bajo aprovechamiento del potencial energético de los condensados puros y contaminados con un sistema de recuperación de condensado poco apropiado.
 - Falta de una administración de energía, con una obligación, control y responsabilidad única.
2. Otras potencialidades detectadas para el incremento de la eficiencia energética:
 - Disponibilidad de equipos en el área de evaporación que permiten arreglos energéticos que brindan mejoras en su eficiencia energética y exergética.
 - Índices de generación de vapor y eficiencia de los generadores de vapor por debajo de los parámetros de diseño de estos equipos.
 - Limitado aprovechamiento de los RAC como fuente de combustible adicional contando con la infraestructura para ello.
 - Un generador de vapor de 45 t/h normalmente de reserva y que pudiera utilizarse.

3.1.6 Análisis de propuestas de mejoras.

Para el mejoramiento de la eficiencia energética de la fábrica y potenciar las posibilidades de cogeneración proponemos un escenario de menores inversiones a corto plazo y que se sustenta en los siguientes aspectos deducidos de los puntos débiles detectados en el análisis energético del escenario actual y de otras potencialidades que se pueden explotar. En correspondencia con el alcance de investigación, la propuesta de mejoras se realiza en el bloque de consumo y el proceso tecnológico en sí mismo.

3.1.6.1 Identificación de las oportunidades de mejoras del desempeño energético.

1. Rearreglos energéticos en el bloque de consumo:
 - Calentador líquido-líquido: La introducción de un calentador como intercambiador de agua caliente de uso tecnológico y jugo mezclado es factible permitiendo un incremento promedio de unos 10 °C en la temperatura del jugo sin uso de vapor,

mientras que se reduce la temperatura del agua hasta unos 70-75 °C lográndose la eliminación del uso de agua cruda fría y permite un aumento de la eficiencia del tándem.

- Modificación de los calentadores Webre: Esta modificación incorpora algunos elementos aplicados en el calentador Vampiro permitiendo incrementar el coeficiente de transferencia de calor en un 200 % respecto a los tipificados cuando se usa como agente calefactor vapores de presiones medias y bajas, lográndose una racionalización en el equipamiento necesario y permitiendo el uso de equipos racionalizados en el calentamiento líquido-líquido (Leal, 1997).
- Pasar a un esquema de evaporación a pre, doble y cuádruple efecto que entrega vapores del preevaporador para el calentamiento primario de jugo clarificado, el cuádruple efecto y los tachos comerciales, el doble efecto calentando todo el jugo mezclado y dando vapores a su vez hacia los tachos de agotamiento. El consumo de vapor de escape se concentra en el preevaporador, el doble efecto y en una segunda etapa de jugo clarificado.
- Aplicación del sistema presurizado de condensados: Esto permite la recuperación independiente de los condensados puros con la mayor temperatura posible acuerdo a la presión de escape disponible, se reduce la posibilidad de contaminaciones y se logran temperaturas para las presiones de trabajo de 125-129 °C de estos condensados que incluidas las pérdidas y la reposición de agua con los condensados puros de temperaturas inferiores permite lograr temperaturas entre 115-120 °C del agua de alimentar a la entrada de los desaireadores térmicos con la reducción correspondiente en el consumo de vapor y el incremento de la eficiencia de estos equipos (Cuesta, 1989).

En el Anexo N° 14 se muestra el esquema térmico de las mejoras propuestas.

2. Intensificación del proceso de producción de azúcar:

Con la introducción de la compactación tecnológica dirigida hacia la aceleración del proceso y la reducción del tiempo de retención de los materiales, aspecto justificado económicamente por una mayor recuperación de azúcar, un incremento en la eficiencia general de la fábrica y en la calidad del azúcar se logra además una mejor integración

energética al reducirse las capacidades de almacenamiento intermedio de estos materiales con las consiguientes reducciones en las pérdidas de calor.

Otros de los aspectos que se introduce en el empleo de los magnetizadores en el área de evaporación de jugos, lo cual debe revertirse en reducción del grado de incrustaciones en estos equipos con el consiguiente incremento de su eficiencia energética.

3. Mejoramiento del aislamiento térmico general en el ingenio:

La situación actual del ingenio requiere de acciones inmediatas en el mejoramiento del aislamiento térmico para reducir las pérdidas que actualmente ocurren y que son factibles a ser reducidas a partir de una correcta política de reparaciones y mantenimiento.

4. Mejoramiento de la disciplina de operación y mantenimiento de la fábrica:

En la búsqueda de mayor eficiencia energética hay que considerar un sistema donde la precisión y el rigor de la operación y el mantenimiento del ingenio resulta un complemento esencial y que dependiente principalmente de factores subjetivos se precisa tanto de una labor didáctica como de una supervisión sistemática. En este sentido se necesita de la preparación y capacitación de todo el personal de operación y mantenimiento, incluido el personal de dirección, técnico y de supervisión, dirigidos hacia todos aquellos elementos que inciden directamente en el mejoramiento de la eficiencia energética de la fábrica.

3.1.6.2 Análisis energético de las propuestas de mejoras.

En sentido general se pueden establecer los siguientes aspectos en el análisis de este escenario:

1. Incremento de la eficiencia de los generadores de vapor hasta un 80 %, un incremento en el índice de generación y una reducción del exceso de aire hasta 40 %.
2. Incremento de la temperatura del jugo mezclado hasta 48 °C con la introducción del calentador líquido-líquido, resultado obtenido a partir de la disponibilidad de condensados contaminados calientes.
3. Incremento de la temperatura del jugo clarificado a la salida de los clarificadores hasta los 98 °C debido a los bajos tiempos de residencia (Pérez, 1998).
4. Incrementos en los coeficientes de transferencia de calor de los calentadores Webre modificados.

5. Adaptación al sistema de evaporación-calentamiento-cocción descripto anteriormente.
6. Incremento de la temperatura de los condensados recuperados para la alimentación de los generadores de vapor hasta unos 120 °C con el correspondiente incremento de la eficiencia de los desaireadores térmicos y de la temperatura del agua de alimentar hasta 125 °C.
7. Reducción de las pérdidas energéticas debidas a las deficiencias en el aislamiento térmico.
8. Mejoramiento en la disciplina de operación y mantenimiento de la fábrica.
9. Se realizaron todos los análisis considerando la molienda de 6900 t/día y 120 días zafra y un 85 % de aprovechamiento.

Teniendo en cuenta las consideraciones anteriormente expuestas y siguiendo la metodología aplicada en el Capítulo 2, se debe evaluar el impacto del desempeño energético ex antes de las oportunidades de mejoras, es decir, rehacer el análisis energético (Paso 4), y realizar cálculos térmicos basados en balances de masa, energía y exergía; y en la aplicación de métodos de integración de procesos (Análisis Pinch) del escenario propuesto, mostrándose los resultados a continuación.

3.1.6.3 Evaluación energética ex antes de las propuestas de mejoras.

1. Análisis energético convencional.

- Para la realización del balance energético de las propuestas de mejoras en el ingenio se procedió a realizar los balances de materiales y energía del proceso tecnológico mediante el Software SISTEC (IPROYAZ, 1989), mostrándose en el Anexo N° 15 los resultados principales.
- Los consumos específicos de vapor en los equipos tecnológicos luego de los rearrreglos energéticos propuestos se muestra a continuación en la Tabla 3.10 un resumen de los resultados:

Tabla 3.10. Consumos específicos de vapor en los equipos tecnológicos.

Equipos tecnológicos	Resultados
Calentadores de jugo mezclado	126,02 kg de vapor/TC
Calentadores de jugo clarificado 1 ^{ra} etapa	21,73 kg de vapor/TC
Calentadores de jugo clarificado 2 ^{da} etapa	14,70 kg de vapor/TC
Múltiple efecto	205,41 kg de vapor/TC
Doble efecto	166,20 kg de vapor/TC
Tachos comerciales	127,12 kg de vapor/TC
Tachos de agotamiento	40,43 kg de vapor/TC
Pérdidas	11,59 kg de vapor/TC

Subtotal proceso tecnológico	397,90 kg de vapor/TC
Desaireadores	13,91 kg de vapor/TC
Total	411,81 kg de vapor/TC

Fuente: Elaboración propia.

Como se muestra, se aprecian reducciones en el consumo de vapor respecto a la situación actual manifestándose de la siguiente forma:

1. Reducción de un 15 % en el consumo de vapor para el calentamiento de jugo mezclado.
2. Incremento en el consumo total de vapor para el calentamiento de jugo clarificado de un 4,38 %, sin embargo, el consumo de vapor de escape se reduce en un 58 %.
3. Reducción de las pérdidas en un 41,16 % y equivalente a un 2 % respecto al vapor total del proceso tecnológico.
4. Reducción del consumo de vapor del proceso tecnológico en un 8,2 %.
5. Reducción del consumo de vapor de los desaireadores en un 38,5 %.
6. Reducción del consumo total de vapor de escape en un 9,7 %.

Del análisis anterior se comprueba lo acertado de estos arreglos energéticos, logrando índices de consumo de vapor de escape en el proceso tecnológico de 39,79% caña y un consumo de escape general de 41,18 % caña, resultados que coinciden con los reportados en la literatura (MINAZ, 1996).

Los indicadores energéticos globales de la estación de evaporación se muestran en la tabla 3.11.

Tabla 3.11. Indicadores energéticos globales de la estación de evaporación.

Indicadores	Resultados
Productividad	223591,88 kg de agua evaporada/h
Economía	2,09 kg de agua evaporada/kg de vapor
Coeficiente de evaporación	29,62 kg/h-m ²
Eficiencia	90,18 %

Fuente: Elaboración propia.

O sea que con un incremento en un 15 % del área de evaporación este arreglo logra incrementar un 1,95 % en economía, un 1,90 % en eficiencia y disminuye el coeficiente de

evaporación en un 13,5 %. Estos arreglos permiten disminuir el flujo de vapor al condensador.

De los resultados del balance energético general (Anexo N° 16) se pueden hacer los siguientes análisis:

1. En el área de Planta Eléctrica el consumo de vapor de los turbogeneradores decrece en un 6,66 %, debido a igual decrecimiento en la generación eléctrica que es reducida a 38,95 kW-h/TC, sin embargo, la entrega de energía eléctrica al SEN se incrementa hasta 12,87 kW-h/TC o sea un 5,75 %.
2. El balance de la planta de vapor muestra que a partir del 3 % de incremento supuesto de la eficiencia hay un incremento en el índice de generación del 4,6 %, coincidente con reportes de la literatura (Consuegra, 1997). El rango de operación se reduce al 93 % de su capacidad nominal, lo que le da mayor flexibilidad de operación a esta área sin afectar las curvas de eficiencias de los generadores de vapor, estando dentro del rango de explotación recomendado en la literatura (Quiroga, 1999) que se establece de 80-100 %.
3. El balance energético general muestra un consumo global de vapor del ingenio de 43,32 % caña reducido en un 9,54 % respecto a las condiciones actuales; el bagazo sobrante se incrementa en un 10,63 % que le permite ahora enfrentar un tiempo perdido de 49 % sin consumir combustible adicional y es precisamente lo que da la posibilidad de incrementar la cogeneración en esta fábrica.
4. Se garantiza satisfacer las demandas de condensados puros y contaminados y se aprovecha el contenido energético de los mismos tanto en la alimentación a calderas como en el calentamiento del jugo mezclado, reduciendo los riesgos de derrames hacia las corrientes de residuales líquidos.
5. La distribución de la energía térmica se mantiene dentro del rango establecido reduciéndose el índice de pérdidas.
6. La relación calor-electricidad decrece ligeramente siendo ahora de $6,39 \text{ kW}_{\text{TERM}}/\text{kW}_{\text{ELEC}}$
7. En sentido general se prevé que mejoren las condiciones del ambiente laboral en todas las áreas del ingenio.

2. Análisis exergético de la estación de evaporación.

Los resultados obtenidos del análisis exergético de la estación de evaporación muestra un incremento de la eficiencia exergética de un 1,66 %, motivado por una reducción de las pérdidas de vapor al condensador en un 1,26 % y una reducción de las pérdidas por irreversibilidades en un 0,4 %. Se muestra en el Anexo N° 17 el Diagrama de Grassmann para este arreglo, ofreciéndose una visión general de la distribución de los flujos exergéticos de la estación.

3. Análisis de Pinch de la estación de evaporación.

La aplicación del método de análisis de Pinch de la estación de evaporación muestra en su curva de composición verticalidad entre las corrientes que conforman los perfiles de temperaturas calientes y frías. La curva de composición grande muestra solapamientos entre el pre-evaporador y el doble efecto, aspectos estos relacionados con la distribución de presiones y temperaturas con que opera este sistema; mostrándose en el Anexo N° 18 estos resultados.

El punto Pinch se incrementa a 116,1 °C pinchando las corrientes de jugo de entrada y de evaporación del vaso 2 del doble efecto. Estas violaciones provocan un mayor uso de la energía en forma de utilidades.

De igual modo el consumo de utilidades caliente y fría se corresponden a los cálculos energéticos realizados tanto para el consumo de vapor como para el agua de inyección al condensador; siendo esta última corriente menor que la necesaria en las condiciones actuales.

3.2 Conclusiones parciales.

1. Se validó la pertinencia del procedimiento metodológico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros y herramientas ingenieriles aplicadas.
2. Los indicadores energéticos globales e individuales del sistema de evaporación muestran que la estación no trabaja en las condiciones normales y buenas de un aparato que funciona relativamente limpio, lo que incrementa el consumo de vapor de escape del proceso tecnológico. Las desviaciones en los indicadores analizados están asociadas a las anomalías operacionales; así como a las incrustaciones.

3. Las anomalías en el funcionamiento de la estación de evaporación inciden en que los indicadores de eficiencia energética del ingenio sean inferiores a los reportados en el proyecto energético original.
4. Los resultados del análisis exergético y del análisis Pinch en la estación de evaporación corroboran y complementan los resultados del análisis energético convencional. Se reitera la incidencia de las anomalías operacionales y en la eficiencia del área de evaporación sobre la eficiencia exergética y el consumo de la utilidad fría.
5. Las propuestas de mejoras dieron solución a los puntos débiles identificados en la eficiencia energética de la estación de evaporación y del ingenio.
6. La evaluación ex antes de las propuestas de mejoras validó que es posible incrementar la eficiencia energética de la estación de evaporación y del ingenio.

Conclusiones

Conclusiones Generales.

1. La estación de evaporación constituye el centro de balance energético de los ingenios azucareros; y por ello su diseño y operación están estrechamente vinculadas a la eficiencia energética. Le compete al tecnólogo azucarero evaluar su funcionamiento e introducir mejoras.
2. La integración de elementos del Sistema de Gestión de la Energía, de metodologías técnicas de la industria azucarera, y de las experiencias en la aplicación del Análisis Complejo de Procesos en la intensificación de procesos robusteció y complementó el diseño del procedimiento metodológico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros.
3. Se validó la pertinencia de la aplicación del procedimiento metodológico diseñado para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros. Se integraron métodos, técnicas y herramientas de la investigación científica e ingenieriles bajo el principio de la convergencia metodológica; en particular análisis estadístico de datos, balances de masa y energía, balance de exergía, y análisis Pinch. Además, del uso de softwares profesionales y el desarrollo de libros de cálculo Excel.
4. Los indicadores energéticos convencionales de la estación de evaporación confirmaron que la estación no trabaja en condiciones normales, lo que incrementó el consumo de vapor del proceso tecnológico. Las desviaciones en los indicadores fueron asociadas a las anomalías operacionales y a las incrustaciones; incidiendo negativamente en los indicadores de eficiencia energética del ingenio.
5. Los resultados del análisis exergético y del análisis Pinch complementaron y corroboraron los resultados del análisis energético convencional. Se reiteró la incidencia de las anomalías operacionales y de la eficiencia del área de evaporación sobre la eficiencia exergética y el consumo de las utilidades caliente y fría.
6. Las propuestas de mejoras dieron solución a los puntos débiles identificados. La evaluación ex antes corroboró su pertenencia para el incremento de la eficiencia energética de la estación de evaporación y del ingenio.

7. Se validó que es posible incrementar la eficiencia energética de la estación de evaporación de un ingenio azucarero, a partir de su evaluación y la introducción de mejoras en su diseño y operación; y con ello la hipótesis de la investigación.

Recomendaciones

Recomendaciones.

1. Socializar los resultados de la investigación en diferentes espacios científicos, académicos y empresariales.
2. Introducir el procedimiento metodológico para la evaluación de la eficiencia energética de la estación de evaporación de ingenios azucareros en el sistema de gestión de la energía (SGEn) de AZCUBA.

Bibliografía.

- AChEE. (2013). Guía de Implementación de Sistema de Gestión de la Energía basada en la ISO 50001. *Agencia Chilena de Eficiencia Energética (AChEE)*.
- Ávila, L. (1999). *Guía para el diagnóstico energético*. La Habana, Cuba.
- AZCUBA. (2018). Inversión y Desarrollo. *Proyección Estratégica*.
<https://www.azcuba.cu/es/proyeccion-estrategica>
- Baloh, E., & Wittwer, T. (1995). *Energy manual for sugar factories*. Berlin.
- Benítez, A. (2000). Método termoeconómico aplicado a nuevas soluciones energéticas para la industria azucarera” (Tesis Doctoral) .*Universidad de Matanzas*.
- Benítez, A., & Calvo, A. (2000). "Ambiente de referencia y exergía: Definición para una fábrica de azúcar crudo”. *Revista Centro Azúcar*, (2).
- Briceños, C., et al. (1997). Auditorías energéticas en ingenios colombianos. *Revista International Sugar Journal*, 99(1183).
- Calvo, A., et al. (1981). Análisis exergético del proceso de producción de azúcar crudo. *Revista Centro Azúcar*, XII, 2.
- Calvo, A., et al. (1991). Aplicación de los métodos de diseños sistemáticos de esquemas térmicos a la Industria Azucarera. *Revista Ingeniería Energética*, XII (1).
- Calvo, A., et al. (1994). Valoración exergética de la Industria Azucarera. *Revista Ingeniería Energética*, 15(3).
- Campos, J. (1995). Diplomado de Ahorro de Energía: Fundamentos de gerencia exergética. *México*.
- Campos, J. C., et al. (1997). La Eficiencia Energética en la Gestión Empresarial. *Universidad de Cienfuegos, Cuba*.
- Cárdenas, G. (1994). "Análisis energético y exergético de un sistema caldera-secadero de bagazo”. *Revista International Sugar Journal*, 96 (1146).
- Carreño, A. (2012). Sistemas de gestión de eficiencia energética ISO 50001:2011: La contribución a la eficiencia energética de los sistemas de gestión y las auditorías energéticas. *Ministerio de Industria, Energía y Turismo, Madrid, España*.
- CEEMA. (2001). Gestión Energética Empresarial. *Centro de Estudios de Energía y Medio Ambiente (CEEMA)*. *Universidad de Cienfuegos*. (Impreso por el Programa de Ahorro de Electricidad en Cuba, Unión Eléctrica, Ministerio de Industria Básica, Cuba.)
- CEPAL. (2016). Agenda 2030 y los Objetivos de Desarrollo Sostenible. *Una oportunidad para América Latina y el Caribe*. *Santiago de Chile: Comisión Económica para América Latina y el Caribe*. <http://www.un.org/sustainabledevelopment/es>
- Chantasiriwan, S. (2016). Simulation of Quadruple-Effect Evaporator with Vapor Bleeding Used for Juice Heating. *International Journal of Food Engineering*, 2(1).
- Chantasiriwan, S. (2020). Modificación del proceso de evaporación de jugo de azúcar convencional para aumentar la eficiencia energética y disminuir la pérdida de inversión de sacarosa. *Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Thammasat, Pathum Thani 12121, Tailandia*, 8 (7).
<https://doi.org/10.3390/pr8070765>
- Chen, J. C., & Chou, C. C. (1993). Cane Sugar Handbook. 12th Ed. *John Wilcy & Sons*.
- Christodoulou, P. A. (1996). Energy economy optimixation in separation processes. *Revista Internatinal Sugar Journal*, 98 (1172).

- CITMA. (2020). Reorganización del sistema de programas y proyectos. *Ministerio de Ciencia, Tecnología y Medio Ambiente (CITMA)*.
- CONAE. (1995). Esquema de cogeneración. *Amacalli, SA*
- Concepción, D. N., González, E., & Miño J. E. (2017). Aplicaciones de la gestión de ciencia e innovación en la industria química y fermentativa. *Editorial Universitaria, Universidad Nacional de Misiones, Posadas. , 1ª edición especial, impreso en Argentina*.
- Consuegra, R. (1997). Automatización del proceso azucarero. *47 Congreso de la ATAC, La Habana, Cuba*.
- Cuesta, O. M. (1989). Ahorro de combustible por el aprovechamiento óptimo de los sistemas presurizados de condensados. *MINAZ, Las Tunas, Cuba*.
- Díaz, E. (1998). *Energía: elemento básico para la operación eficiente del ingeni*, 17 (1). La Habana, Cuba.
- Díaz, E. (2012). Evaporación. *Instituto Cubano de Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA), La Habana, Cuba*.
- Espinosa, P., et al. (2001a). Análisis de la integración energética en los procesos tecnológicos de la industria azucarera. *Fijóo*.
- Espinosa, P., et al.,. (2001b). La tecnología Pinch en el marco de la industria Química. *Fijóo*.
- Espinosa, R., & Pérez, R. (1999). La tecnología Pinch en la industria azucarera cubana. *Revista Centro Azúcar*,3, UCVL, Villa Clara, Cuba.
- Espinosa, R., et al. (1990). *Sistemas de utilización de calor en la industria azucarera*. La Habana, Cuba.
- Gálvez, L., et al. (2000). *Manual de Derivados de la Caña de Azúcar*. La Habana, Cuba.
- Gil, D., et al. (1998). *Manual de usuario, software OPTIMOS*. MINAZ, Villa Clara, Cuba.
- González, E. (1991). Utilización del análisis de proceso en la intensificación de la producción en las distintas industrias de Cuba. (Tesis Doctoral). *Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas*.
- González, E. (2002). Aplicación del análisis de procesos en la intensificación de distintas industria de procesos químicos. (Tesis de Maestría). *Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas*.
- González, E., & Rabassa, G. (2012a). El Análisis Complejo de Procesos en países en vías de desarrollo. *Revista Centro Azúcar. Facultad de Química – Farmacia, Universidad Central "Martha Abreu" de las Villas, Facultad de Química, Universidad de Camagüey*, 39, <http://centroazucar.qf.udv.edu.cu>
- González, E., & Rabassa, G. (2012b). El Análisis Complejo de Procesos. Su lugar en la Industria Química Actual. *Revista Centro Azúcar. Facultad de Química – Farmacia, Universidad Central "Martha Abreu" de las Villas, Facultad de Química, Universidad de Camagüey*, 39, <http://centroazucar.qf.udv.edu.cu>
- González, F., et al. (2000). Remodelación para la cogeneración de un ingenio azucarero de la provincia de Cienfuegos. *Revista Centro Azúcar*, 2 (1).
- González, M., et al. (2006). Integración de los procesos de fabricación de azúcar y alcohol para el desarrollo de tecnologías limpias. *Revista Cubana de Química*, XVIII, (1), 212.
- González, M., et al. (2012). Evaluación del sistema de evaporación del proceso de fabricación de azúcar en la empresa Antonio Sánchez. *Tecnología Química*
- González, M., et al. (2013). Análisis de factibilidad de la integración de los procesos de producción de azúcar y alcohol. *Centro de Análisis de Procesos*. (tesis de Maestría). Universidad Central "Marta Abreu" de las Villas.

- González, M., González, E., & González, V. (2009). Integración energética del proceso de fabricación de azúcar. *Revista Centro Azúcar*, 36(4). http://centroazucar.uclv.edu.cu/index.php/centro_azucar/article/view/482
- Goza, O. (1996). Estrategia de análisis para lograr un uso más eficiente de la energía en los centrales azucareros (Tesis Doctoral). *Universidad de La Habana*.
- Gutiérrez, O. (2001). La auditoría energética como vía para la intensificación de la eficiencia energética y la cogeneración de ingenios azucareros (Tesis de Maestría). *Revista Centro Azúcar*.
- Guzmán, M., González, E., & Morales, M. (2019). Metodología para Gestionar la Innovación Tecnológica con Integración del Análisis Complejo de Proceso en la Industria Ronera Cubana. *Tecnología Química*, 39(2).
- Higa, M., et al. (2009). Integración térmica de evaporador de efecto múltiple en planta azucarera. *Applied Thermal Engineering*, 29, Issues 2(3), 515-522.
- Himmelblau, D., & Bischoff, K. (1976). El análisis y simulación de procesos. *Editorial Reverté S.A.*
- Hugot, E. (1986). *Handbook of Cane Sugar Engineering* (Third, completely revised edition ed.). Elsevier Science Publishers B. V. Amsterdam, The Netherlands.
- ICIDCA. (2000). *La Energía en el proceso azucarero*. La Habana. <https://www.researchgate.net/publication/340487435>
- IROYAZ. (1982). Informe general de ingenios. *Instituto de Proyectos Azucareros (IROYAZ)*, V 1(Primera parte).
- IROYAZ. (1989). "Manual de usuario, software SISTEC". In IROYAZ, La Habana, Cuba.
- Jiménez, R., et al. (2020). Mejoras en el esquema tecnológico para lograr incrementos en la eficiencia energética en un central azucarero. *SciComm, Universidad Autonoma de Chile*, 1 (1). <https://revistas.uaautonoma.cl>
- Kinoshita, C. M. (1991). Potential for cane energy. *International Conference: Energy from sugar cane*.
- Kinoshita, C. M. (1999). A universal sugar factory energy efficiency index. *Revista International Sugar Journal*, 101(1203).
- Kotas, T. J. (1985). "The exergy method of thermal plant analysis". *Butter-Whorths, London, England*.
- La Rosa, A. I. (2017). Integración de procesos para la reducción de energía y agua en la UEB "Panchito Gómez" (Trabajo de Diploma). *Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Cuba*.
- Leal, D., et al. (1997). Evaluación del calentador Webre modificado. *Encuentro Nacional de J' de Fabricación, La Habana*.
- Linnhoff, B. (1998). Software TARGET II for heat recoverg networks. *Manchester, England*.
- Mann, G. I. (1989). *A practical aproach to energy managment in a sugar factory*, 91 (1081).
- MEP. (2020). Cuba y su desafío económico y social. Síntesis de la Estrategia Económico-Social para el impulso de la economía y el enfrentamiento a la crisis mundial provocada por la COVID-19. https://www.mep.gob.cu/sites/default/files/Documentos/Archivos/tabloide_estrategia.pdf
- MINAZ. (1972). Norma Técnica 600-16 sobre aislamiento térmico en la Industria Azucarera. *Ministerio de Azucar, La Habana*.

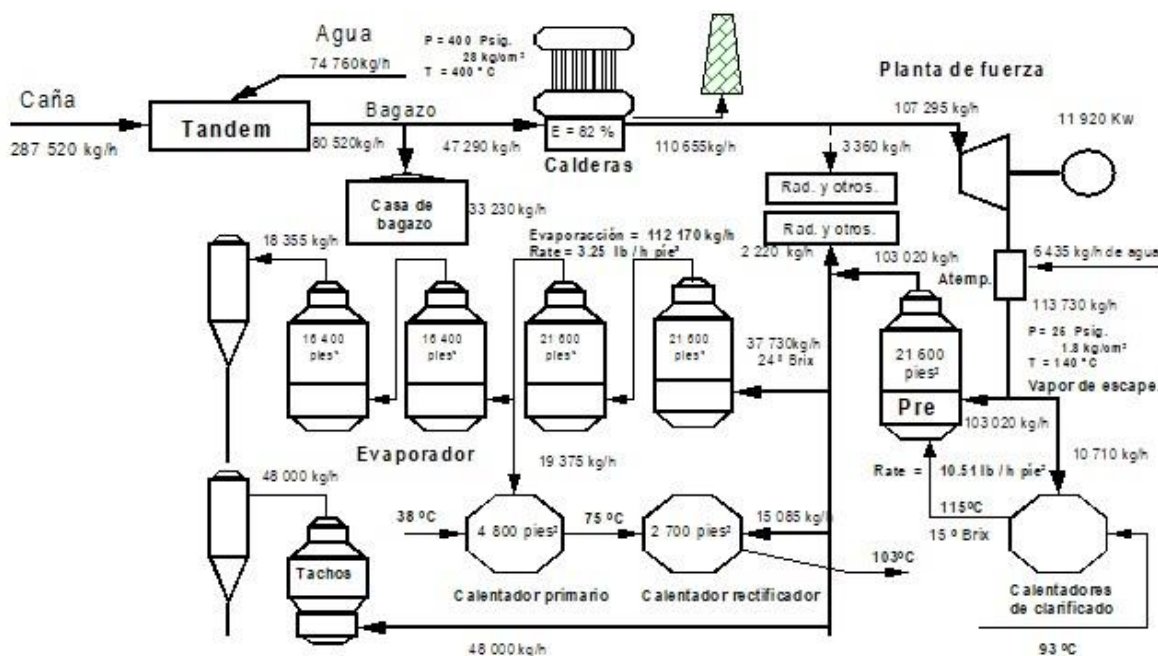
- MINAZ. (1989). Metodología para la determinación del consumo de vapor y combustible en los Complejos Agroindustriales. *Ministerio de la Industria Azucarera (MINAZ), La Habana, Cuba.*
- MINAZ. (1996). Manual de Operaciones de Fabricación de Azúcar Crudo. *Ministerio del Azúcar (MINAZ), La Habana, Cuba.*
- MINAZ. (1999). Metodología actualizada para la elaboración de las fundamentaciones económicas financieras de los proyectos de inversión y negocio. *Dirección de Economía y Planificación, Ministerio del Azúcar (MINAZ), La Habana, Cuba. Inédito.*
- MINEM. (2021). Políticas, Programas y Proyectos *Energías Renovables*. <https://www.minem.gob.cu/energias-renovables>
- ONN. (2018). Auditorías energéticas- Requisitos con orientación para su uso (NC ISO 50002: 2018). *Norma Cubana, La Habana, Cuba: Oficina Nacional de Normalización (ONN).*
- ONN. (2019). Sistemas de gestión de la energía- Requisitos con orientación para su uso (NC ISO 50001: 2019). *Norma Cubana.*
- Palacios-Bereche, R. (2014). Mechanical Vapour Recompression Incorporated to the Ethanol Production from Sugarcane and Thermal Integration to the Overall process Applying Pinch Analysis. *Chemical Engineering Transactions*, 39, 397- 402.
- Payne, J. H. (1991). "Cogeneration in the cane sugar industry". *Sugar Serie*, 12.
- Paz, D., & Cárdenas, G. (1998). Análisis de exergía de operaciones térmicas en la industria de la caña de azúcar. *Revista International Sugar Journal*, 100 (115).
- PCC. (2017). La Conceptualización del modelo económico y social cubano de desarrollo socialista y los Lineamientos de la política económica y social del Partido y la Revolución para el período 2016-2021. <http://www.granma.cu/file/pdf/gaceta/%C3%BAltimo%20PDF%2032.pdf>.
- PCC. (2021). La Conceptualización del modelo económico y social cubano de desarrollo socialista y los Lineamientos de la política económica y social del Partido y la Revolución para el período 2021-2026. *Partido Comunista de Cuba (PCC), 2021.* https://www.presidencia.gob.cu/media/filer/public/2021/06/18/conceptos_lineamientos.pdf.
- Pérez, L. D., et al. (2014). Integración de procesos y análisis de cogeneración en las producciones de azúcar y alcohol. *Revista Centro Azúcar*, 41. <http://centroazucar.qf.uclv.edu.cu>
- Pérez, M. C. (1998). Clarificador de bajo tiempo de retención *Boletín Panorama Azucarero, MINAZ, La Habana.*
- Pérez, P. M., & Olivera, C. G. (2019). *DYEDEM 1.0: Programa para el Diseño y Evaluación de Evaporadores de Efectos Múltiples.* <https://www.researchgate.net/publication/335989103>
- Quiroga, D. (1999). Caminos para buscar la excelencia técnica en la generación de vapor. *MINAZ, Villa Clara, Cuba.*
- Rein, P. (2012). *Cane Sugar Engineering*. Berlín, Alemania
- Sanz, D. (2014). Análisis y optimización exergética de una planta de cogeneración para la industria azucarera (Tesis de Maestría) *Universidad Tecnológica de Pereira.*
- Sharan, P. (2016). Integration of thermo-vapor compressor with multiple-effect evaporator. *Applied Energy*, 184, 560-573.

- Singh, Y., et al. (1999). Using Pinch Technology to optimise evaporator and de vapor bleed configuration at Malelane mill.
- StatPoint Technologies, I. (2010). STATGRAPHICS. Centurion XVI (Version 16.1.18).
- Téllez, Y. V., & Soler, S. (2021). Evaluación energética en UEB Central Azucarero “Urbano Noris” de la provincia de Holguín. *Tecnología Química*, 41 (2).
<https://orcid.org/0000-0002-7650-3160>
- Thompson, P. (1999). Reducing energy consumption in factories. *Revista International Sugar Journal*, 101 (1208).
- UN. (2017). Transforming our world: The 2030 agenda for sustainable development New York, United States of American. *United Nations (UN)*.
<http://www.sustainabledevelopment.un.org>
- Valdés, A. (1997). Cogeneración de energía eléctrica en la Industria Azucarera cubana: Importancia actual y perspectiva. 57 (2).
- VEB. (1980). Catalogo de turbinas de vapor a contrapresión, construcción en cámaras 1-6 MW. *Fabricante VEB Bergmann-Borsig/Gorlitzae Maschinenbau, Berlín, Alemania*.
- Yaguaratty, J., et al. (2018). Evaluación de las variables de operación de evaporadores verticales por medio de una herramienta computacional. *Revista Ingeniería UC*, 25 (2), 149-157.

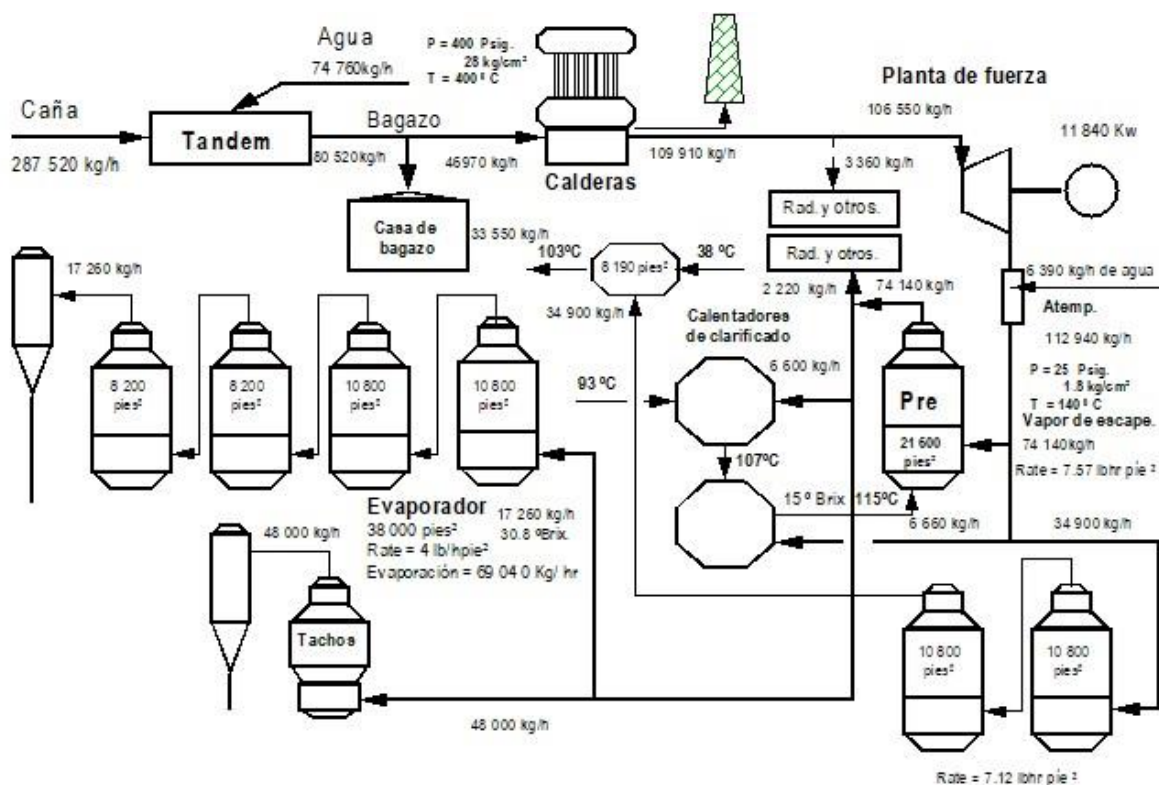
Anexos

Anexos.

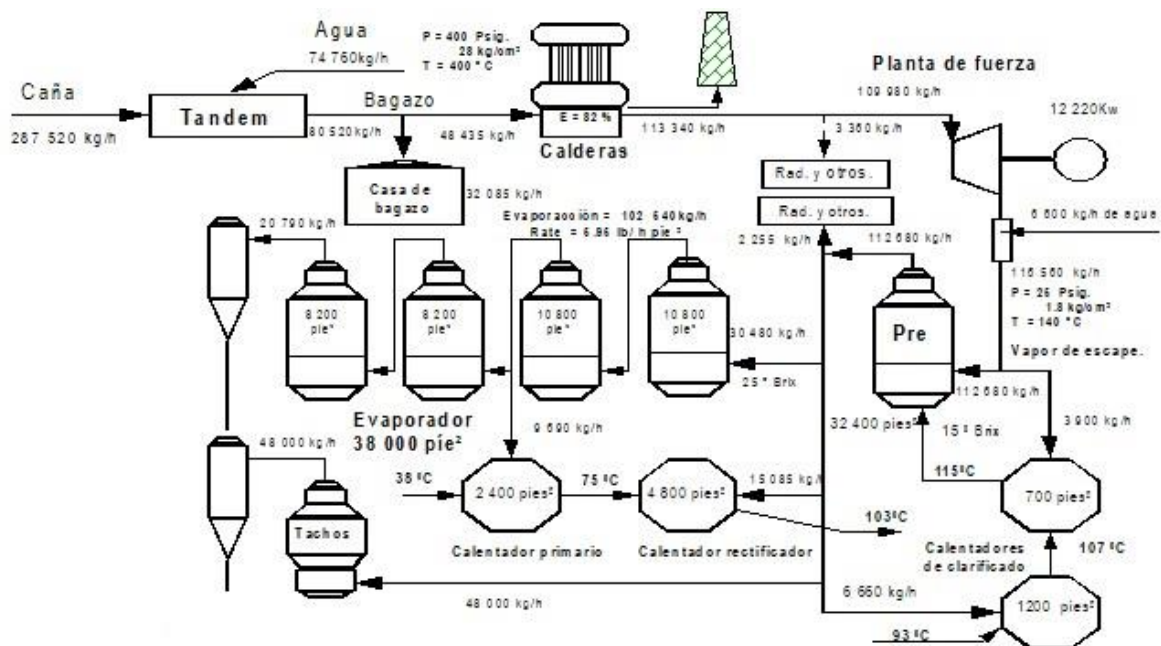
Anexo N° 1. Esquema energético de un central azucarero con preevaporador y extracciones en el 2do vaso a calentadores. Fuente: (MINAZ, 1996).



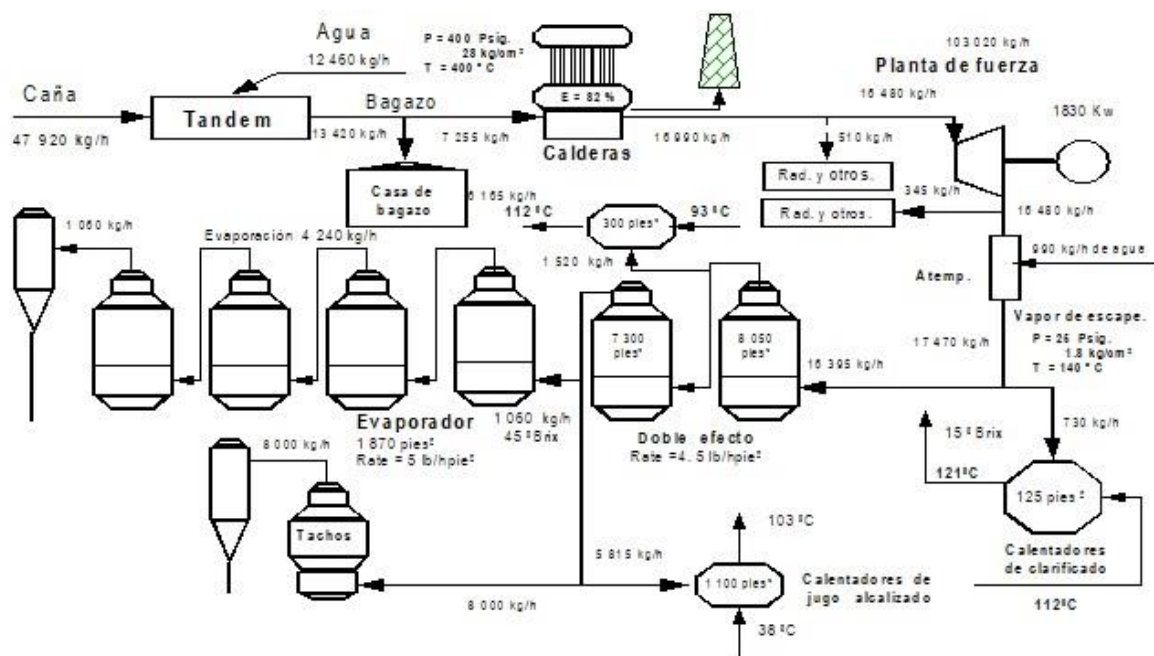
Anexo N° 2. Esquema energético de un central azucarero con preevaporador, doble efecto y cuádruple efecto. Fuente: (MINAZ, 1996).



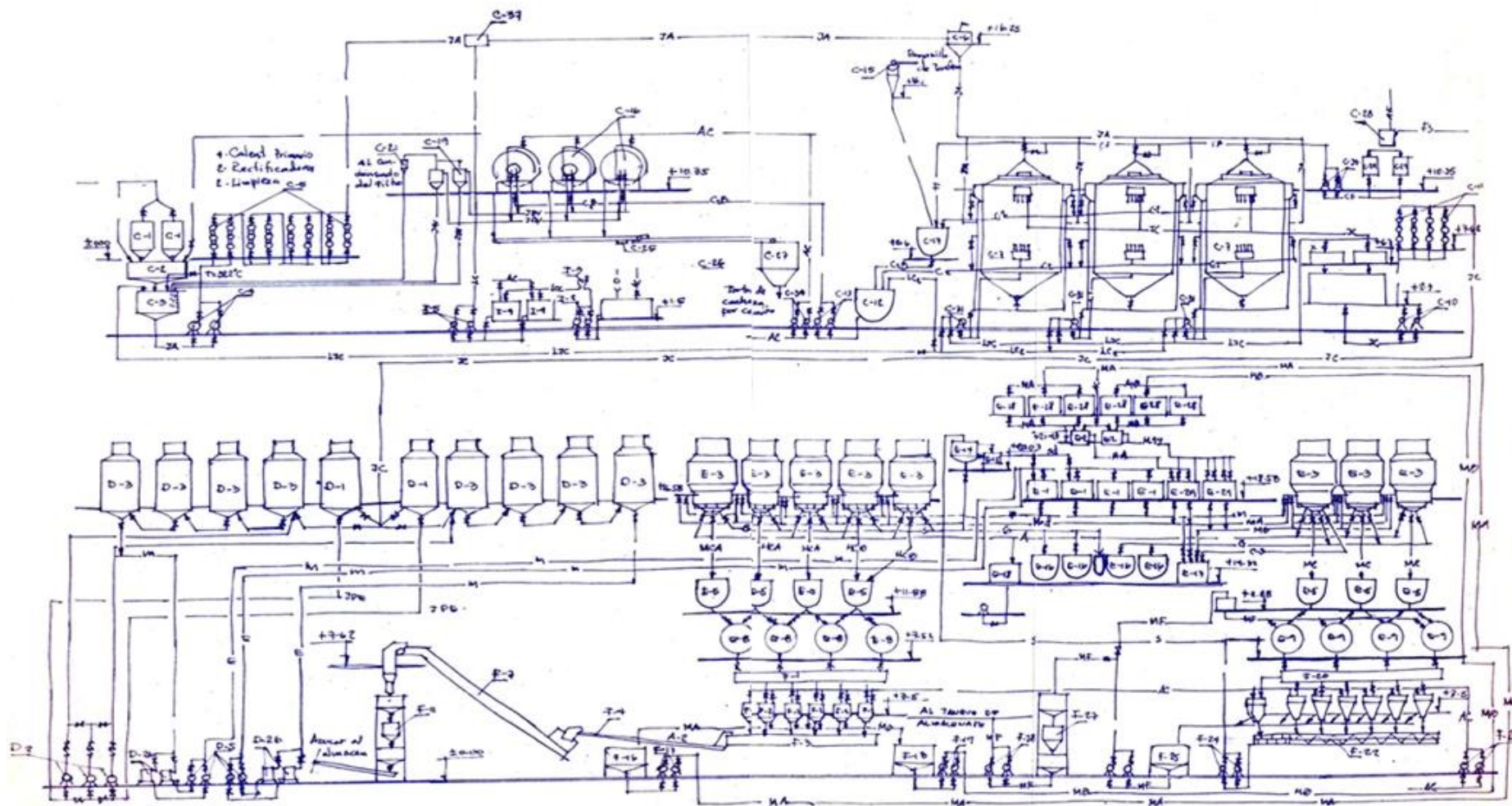
Anexo N° 3. Esquema energético de un central azucarero con cuatro preevaporadores, cuádruple efecto y extracciones en el 2do vaso a calentadores. Fuente: (MINAZ, 1996).



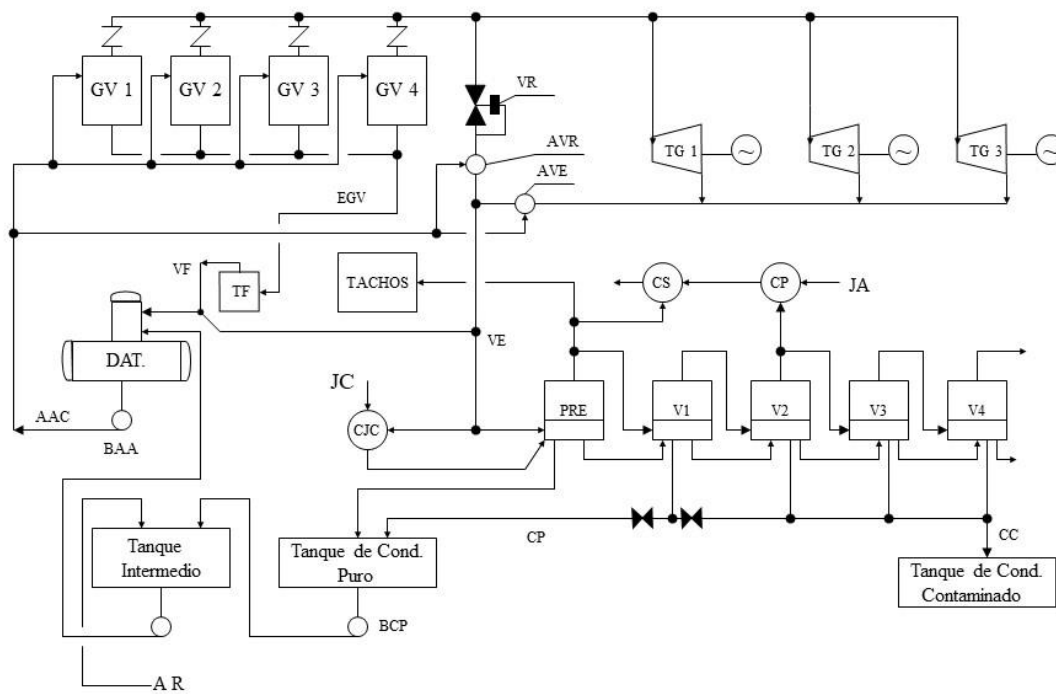
Anexo N° 4. Esquema energético de un central azucarero con preevaporador a doble efecto y cuádruple efecto. Fuente: (MINAZ, 1996).



Anexo N° 5. Esquema tecnológico de un ingenio azucarero. Fuente: Elaboración propia.



Anexo N° 6. Esquema térmico actual del ingenio azucarero. Fuente: Elaboración propia.



LEYENDA

GV: Generadores de vapor

TG: Turbogeneradores de contrapresión.

VR: Válvula reductora.

AVD: Atemperadora de vapor directo.

AVE: Atemperadora de vapor de escape.

AR: Agua de reposición.

BAA: Bomba de agua de alimentar.

AAC: Agua de alimentar.

DAT: Desaireador térmico.

TF: Tanque flash.

VF: Vapor Flash.

EGV: Extracciones continuas de los generadores de vapor.

VE: Vapor de escape.

CS: Calentadores secundarios.

CP: Calentadores primarios.

JA: Jugo mezclado.

JC: Jugo clarificado.

CJC: Calentador de jugo clarificado.

V1: Vaso 1 quintuple efecto.

V2: Vaso 2 quintuple efecto.

V3: Vaso 3 quintuple efecto.

V4: Vaso 4 quintuple efecto.

V5: Vaso 5 quintuple efecto.

CC: Condensado contaminado.

CP: Condensado puro.

BCP: Bomba de condensado puro.

Especificaciones técnicas de los generadores de vapor. Fuente: (VEB, 1980).

Tipo	EKE.
País	Alemania.
Fecha de fabricación	1978.
Fecha de puesta en marcha	1985.
Caudal máximo de vapor	45000 kg/h.
Presión máxima permitida	34 kg/cm ² .
Presión de salida del vapor recalentado	28 kg/cm ² .
Temperatura del vapor recalentado	400 °C.
Temperatura del agua de alimentación	127 °C.
Bagazo consumido	19250 kg/h.
Gases producidos	79500 m ³ eN/h.
Cantidad de aire necesario	55040 m ³ eN/h.
Temperatura del gas: - Después de la cámara de fuego - Después de la parrilla - Después del recalentador - Después del pre-calentador de aire	960 °C. 910 °C. 732 °C. 215 °C.
Temperatura del aire caliente:	220 °C.
Pérdidas: - Gases - Inquemados - Radiación	14,22 %. 3,00 %. 0,74 %
Rendimiento:	82,00 %.
Superficie de calefacción: - Tuberías de la cámara de fuego - Tuberías de la pared - Lío de evaporación - Recalentador - Pre-calentador de aire	360 m ² . 105 m ² . 936 m ² . 249 m ² . 1480 m ² .
Estado técnico - Calderas 2, 3 y 4 - Caldera 1	Bueno Rep. capitalizable

Especificaciones técnicas de los desariadores térmicos. Fuente: (VEB, 1980).

Tipo	DCA 150/75
País	Alemania
Fecha de fabricación	1978.
Fecha de puesta en marcha	1985.
Flujo de agua	41,67 kg/s
Presión nominal:	0,25 Mpa
Diámetro de la columna	1,4 m
Altura de la columna	2,11 m
Número de platos	1
Volumen del tanque acumulador	50 m ³
Temperatura de saturación	127 °C
O ₂ de entrada	Saturado
O ₂ de salida	0,03 p.p.m.
CO ₂ de salida	3 p.p.m.
Calentamiento incompleto	Menor de 5 °C
Estado técnico	Bueno

Especificaciones Técnicas de los turbogeneradores. Fuente: (VEB, 1980)

Tipo	SG 49/5/6-S1
País	Alemania
Fecha de fabricación	1975
Fecha de puesta en marcha	1985
Potencia nominal	4000 kW
Presión de vapor vivo	26.5 kg/cm ² .
Contrapresión	1.76 kg/cm ²
Temperatura de vapor vivo	400 °C
Estado técnico	Bueno

Especificaciones técnicas de la estación reductora-atemperadora. Fuente: (VEB, 1980)

Capacidad	45000 kg/h
Presión del vapor directo	26,5-28 kg/cm ²
Temperatura del vapor directo	390-400 °C
Presión del vapor de escape	1,76 kg/cm ²
Temperatura del vapor de escape	135 °C

Especificaciones Técnicas de los equipos tecnológicos. Fuente: (IPROYAZ, 1982)

Calentadores Primarios:

Tipo	WEBRE 500 mm D.I, 3 envolventes.
País	Cuba
Fecha fabricación	1976
Fecha puesta en marcha	1985
Cantidad	1banco de 2 unidades en paralelo.
Longitud de los tubos	4950 mm
Diámetro de los tubos	32 mm
Cantidad de pases por unidad	6
Cantidad de tubos por pase	43
Superficie calórica total	230 m ²
Temperatura de entrada de jugo	35-38 °C
Temperatura de salida de jugo	63-68 °C
Presión de vapor	0,1-0,2 kg/cm ²
Estado técnico	Bueno

Calentadores Secundarios:

Tipo	WEBRE 500 mm D.I, 3 envolventes.
País	Cuba
Fecha fabricación	1976
Fecha puesta en marcha	1985
Cantidad	2 bancos de 2 unidades en paralelo c/uno.
Longitud de los tubos	4950 mm
Diámetro de los tubos	32 mm
Cantidad de pases por unidad:	6
Cantidad de tubos por pase:	43
Superficie calórica total:	460 m ²
Temperatura de entrada de jugo:	63-68 °C
Temperatura de salida 1 ^{er} banco:	90-95 °C
Temperatura de salida 2 ^{do} banco:	103-106 °C
Presión de vapor:	0,8-0,9 kg/cm ²
Estado técnico	Bueno

Calentadores de jugo clarificado:

Tipo	WEBRE, 500 mm D.I, 3 envolventes.
País	Cuba
Fecha fabricación	1976
Fecha puesta en marcha	1985
Cantidad	1 Bancos de 2 unidades en paralelo.
Longitud de los tubos	4950 mm
Diámetro de los tubos	32 mm
Cantidad de pases por unidad	6
Cantidad de tubos por pase	43
Superficie calórica total	230 m ²
Temperatura de entrada	96 °C
Temperatura de salida	115 °C
Presión de vapor	1,4-1,76 kg/cm ²
Estado técnico	Bueno

Quíntuple efecto:

	V1	V2	V3	V4	V5
Tipo	CECA	CECA	CECA	CECA	CECA
País	Cuba	Cuba	Cuba	Cuba	Cuba
Fecha fabricación	1978	1978	1978	1978	1978
Fecha puesta en marcha	1985	1985	1985	1985	1985
Superficie calórica (m ²)	3012	1004	1004	762	762
Diámetro cuerpo (Himmelblau)	4267	4267	4267	4267	4267
Diámetro de tubos (Himmelblau)	38	38	38	45	45
Estado técnico	Bueno	Bueno	Bueno	Bueno	Bueno

Tachos comerciales:

Tipo	BECA, diseño Hamillton.
País	Cuba
Fecha fabricación	1980
Fecha puesta en marcha	1985
Cantidad	5
Diámetro	4267 mm
Volumen útil	52 m ³
Volumen total	56 m ³
Superficie calórica	308 m ²
Estado técnico	Bueno

Tachos de agotamiento:

Tipo	BECA, diseño Hamillton.
País	Cuba
Fecha fabricación	1980
Fecha puesta en marcha	1985
Cantidad	5
Diámetro	4267 mm
Volumen útil	48 m ³
Volumen total	56 m ³
Superficie calórica	308 m ²
Estado técnico	Bueno

Descripción del sistema eléctrico.

La descripción general del sistema de fuerza y alumbrado permite señalar los datos más importantes acerca de las demandas máximas tanto por áreas como total, el número de motores, las cargas que no deben sufrir interrupciones en el suministro de energía ya sea momentáneo o temporal, las características de los distintos locales, el sistema de alumbrado, etc.

El sistema de fuerza está compuesto por los siguientes equipos:

1. Tres turbogeneradores de 4000 kW; 6,3 kV; 60 Hz.
2. Veintiún paneles de alto voltaje.
3. Un cuarto de control donde se opera y distribuye la energía por medios de paneles de mando y control.
4. Un excitatriz acoplado a cada generador.
5. Un excitatriz de reserva.
6. Diez subestaciones de 1000 kVA de 6,3/0,48 kV para la distribución de la energía a los distintos centros de carga del ingenio.

Todas las cargas de alto voltaje se alimentan directamente desde la planta eléctrica de 6,3 kV a los máximos consumidores de la fábrica, siendo estos:

1. Una desmenuzadora de 500 kW.
2. Seis molinos de 630 kW cada uno.
3. Un primer juego de cuchilla de 630 kW.
4. Un segundo juego de cuchilla de 800 kW.
5. Tres bombas de vacío de 310 kW cada una.
6. Cuatro bombas de inyección de 267 kW cada una.
7. Cuatro ventiladores de tiro inducido de 200 kW cada uno.
8. Dos bombas de alimentar calderas de 450 kW cada una.

Anexo N° 7. Ejemplos sobre el estado de aislamiento térmico en tuberías y equipos. Fuente: (MINAZ, 1972).

Nº	Tubería o equipo	Espesor norma (mm)	Espesor real (mm)	Observaciones
1	Tubería exterior vapor directo a planta eléctrica,	90	60-80	Mal recubrimiento exterior.
2	Tubería de vapor de escape entre casa de calderas y desaireadores térmicos.	50	35-40	Sin recubrimiento exterior.
3	Tubería de vapor de escape salida de turbogeneradores.	50	20-25	Sin recubrimiento exterior.
4	Tubería de vapor de escape casa de calderas.	60	30	Zonas sin aislar y otras en mal estado, sin recubrimiento exterior.
5	Tuberías de condensados varias.	35-50	10-20	Zonas sin aislar y otras en mal estado, sin recubrimiento exterior.
6	Equipos tecnológicos varios.	50	40-50	Algunas zonas en mal estado. No hay recubrimientos exteriores.

Anexo N° 8. Análisis y procesamiento de los datos mediante el software Statgraphics Centurión XVI. Fuente: (StatPoint Technologies, 2010).

Datos Ordenados:

Corridas	Presión de vapor de escape (kg/cm ² abs.)
1	2.577
2	2.577
3	2.623
4	2.682
5	2.717
6	2.717
7	2.788
8	2.788
9	2.788
10	2.823

Resumen Estadístico para Presión de vapor de escape:

Resumen	Resultados
Recuento	10
Promedio	2.708
Varianza	0.00831222
Desviación Estándar	0.0911714
Coeficiente de Variación	3.36674%
Mínimo	2.577
Máximo	2.823
Rango	0.246
Sesgo Estandarizado	-0.489657
Curtosis Estandarizada	-0.885434

Esta tabla muestra los estadísticos de resumen para Presión de vapor de escape. Incluye medidas de tendencia central, medidas de variabilidad y medidas de forma. De particular interés aquí son el sesgo estandarizado y la curtosis estandarizada, las cuales pueden utilizarse para determinar si la muestra proviene de una distribución normal. Valores de estos estadísticos fuera del rango de -2 a +2 indican desviaciones significativas de la normalidad, lo que tendería a invalidar cualquier prueba estadística con referencia a la desviación estándar. En este caso, el valor del sesgo estandarizado se encuentra dentro del rango esperado para datos provenientes una distribución normal. El valor de curtosis estandarizada se encuentra dentro del rango esperado para datos provenientes de una distribución normal.

Gráfico de probabilidad normal:

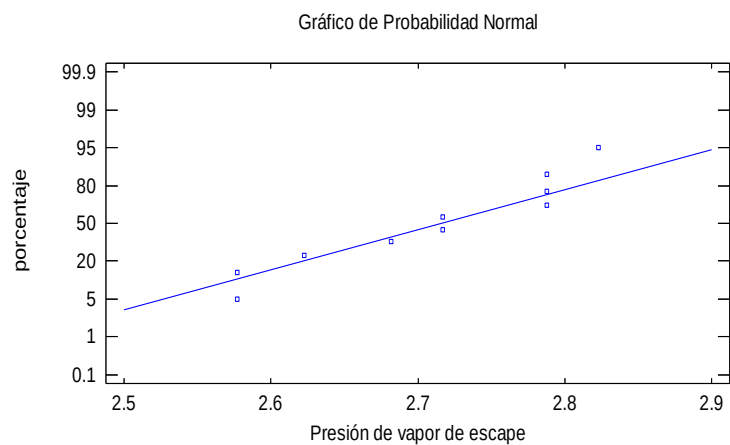


Gráfico de Caja y Bigotes:

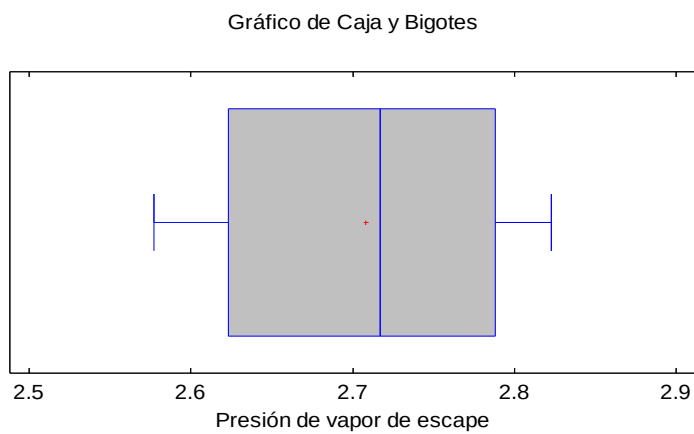
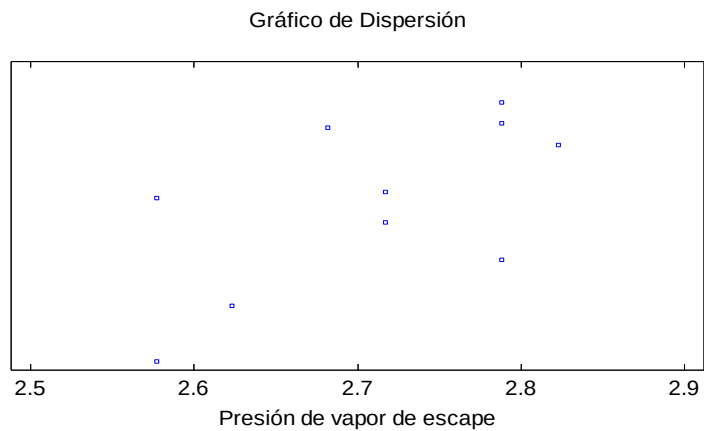


Gráfico de Dispersión:



Anexo N° 9. Balance de materiales y energía en el ingenio azucarero mediante el Software SISTEC. Fuente: (IPROYAZ, 1989).

Balance de materiales en la sección de purificación:

Corrientes	Material	Pol	Sólidos	Brix	Pureza	Flujos	
*****	% Caña	kg/h	kg/h	****	****	kg/h	m3/h
*****	*****	*****	*****	****	****	*****	*****
Caña	100.00	38093.75	45087.64	15.68	84.49	287500.00	0.00
Agua de imbibición	29.00	0.00	0.00	0.00	0.00	83375.00	83.38
Bagazo Producción	29.48	1580.84	2132.34	2.51	74.17	84762.69	662.21
Bagacillo A filtros	0.70	37.53	50.60	0.00	0.00	2012.50	8.75
Bagazo a Calderas	28.78	1543.36	2080.73	7.51	74.17	82250.19	646.49
Jugo Mezclado	99.52	36512.86	42956.38	15.01	35.00	286112.32	269.30
Lechada de cal	2.16	0.00	215.63	3.47	0.00	6206.28	6.23
Jugo Alcalizado	121.74	42122.93	50054.64	14.3	84.15	350004.91	330.76
Lodos Clarificador	20.98	6654.82	8751.44	14.51	76.04	60324.72	56.96
Agua Lavado Filtros	3.50	0.00	0.00	0.00	0.00	10062.50	10.06
Jugo	28.86	5610.08	6882.71	11.93	83.51	57686.34	55.84
Cachaza	5.12	342.1	1919.35	17.02	17.82	14713.37	18.39
Jugo Clarificado	186.76	35466.11	41303.2	14.26	85.87	284680.14	273.88
Evaporación	22.22	0.00	0.00	0.00	0.00	223595.09	223.68
Meladura	22.44	154668.11	41303.20	62.50	85.87	66083.13	50.74

Balance de materiales en la sección de cristalización:

Corrientes	Material	Pol	Sólidos	Brix	Pureza	Flujos	
*****	% Caña	kg/h	kg/h	*****	*****	kg/h	m3/h
*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****
Templa A							
Meladura	18.54	28607.93	33315.39	62.5	85.87	53304.63	40.93
Semilla C	0.84	1893.96	2176.96	90.00	87.00	2410.03	1.63
Semilla C sobrante	1.21	2731.57	3139.74	90.00	87.00	3488.6	2.36
Guarapo disolucion Semilla C	1.81	637.66	742.58	14.23	85.87	5207.46	5.21
Semilla C disuelta	2.08	3369.23	3882.32	65.00	86.78	5972.8	4.53
Total	21.46	33871.11	39374.6	63.02	86.02	61696.28	47.07
Evaporación	6.76	0.00	0.00	0.00	0.00	19426.04	19.43
Consumo de vapor	2.92	0.00	0.00	0.00	0.00	22922.29	20630.51
Masa cocida A	24.7	33871.11	39374.6	93.15	86.02	42278.18	28.18
Agua Lavado cent	0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	211.35	0.21
Azucar A	8.24	22715.66	23039.8	99.62	48.57	23177.69	15.00
Miel A espesa	6.73	11155.46	16334.88	84.4	68.32	19353.85	13.41
Agua a disolución	2.36	0.00	0.00	0.00	0.00	6781.95	6.78
Miel A diluida	9.09	11155.46	16334.88	62.50	68.32	26135	20.07
Templa B							
Semilla C	0.86	1940.25	2230.17	90.00	87.00	2477.97	1.67
Miel A diluida	8.00	9821.73	14375.05	62.50	68.32	23000.08	17.36
Meladura	3.54	5466.08	6365.53	62.50	85.87	10184.84	7.82
Total	12.4	17228.06	22970.75	64.41	75.00	35662.89	27.15
Evaporación	3.95	0.00	0.00	0.00	0.00	11355.22	11.36
Consumo de vapor	4.74	0.00	0.00	0.00	0.00	13626.27	12263.64
Masa cocida B	8.45	17228.06	22970.75	94.5	75.00	24307.67	16.11
Agua Lavado cent	0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	194.46	0.19
Azucar B	3.47	4798.88	9946.44	99.62	98.57	4984.38	6.48
Miel B espesa	5.05						

Balance de materiales en la sección de cristalización:

Corrientes	Material	Pol	Sólidos	Brix	Pureza	Flujos	
*****	% Caña	kg/h	kg/h	*****	*****	kg/h	m3/h
*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****
Cristalización							
Meladura	0.49	755.39	879.69	62.50	85.87	1487.51	1.00
Miel A diluida	0.25	302.19	442.29	62.50	68.32	707.67	0.54
Total	0.74	1057.59	1321.99	62.50	80.00	2115.18	1.62
Evaporación	0.22	0.00	0.00	0.00	0.00	646.3	0.65
Consumo de vapor	0.29	0.00	0.00	0.00	0.00	840.19	756.18
Mat. de cristalar	0.51	1057.59	1321.99	90.00	80.00	1468.87	0.99
Mat. de cristalar	0.51	1057.59	1371.99	48.00	88.00	1468.87	0.99
Miel A diluida	0.04	1036.85	1517.53	62.5	38.32	2428.05	1.86
Miel B diluida	7.25	7423.86	13024.31	62.5	57.00	20438.89	16.00
Total	8.60	9518.30	15863.83	64.13	60.00	24735.32	10.86
Evaporación	2.89	0.00	0.00	0.00	0.00	8296.67	8.30
Consumo de vapor	3.75	0.00	0.00	0.00	0.00	10785.61	2707.05
Masa cocida C	5.72	9518.30	15863.83	96.5	60.00	16439.28	10.00
Miel final	3.23	2952.52	8316.96	48.00	35.50	9292.69	6.29
Azucar C	2.66	6565.78	7546.87	48.00	87.00	7700.89	5.03
Agua para minglar	0.24	0.00	0.00	0.00	0.00	684.52	0.38
Semilla C	2.42	6565.78	7546.87	48.00	87.00	8385.41	5.67

Balance de materiales y energía en la sección de evaporación:

	Pre (Vaso Nº 1) *****	Vaso Nº 2 *****	Vaso Nº 3 *****	Vaso Nº 4 *****	Vaso Nº 5 *****
Presión vapor de entrada	2.71	1.90	1.50	0.95	0.49
Temperatura vapor de entrada	129.57	118.12	110.90	97.75	80.40
Presión vapor en cuerpo	1.90	1.50	0.95	0.49	0.16
Temperatura vapor en cuerpo	118.12	118.40	97.75	80.40	54.89
Vapor alimentado	108932.7	31438.35	33338.55	20932.13	23763.52
Evaporación	105207.79	33071.90	35765.58	23341.65	26199.84
Vapor extraído	752112.00	0.00	15343.00	0.00	0.00
Vapor flasheo condensado	0.00	1442.56	266.64	509.55	421.86
Flujo de condensado	107490.20	31171.71	32829.00	20510.27	23763.52
Flujo de jugo entrando	289600.19	184472.41	151400.50	115634.92	42293.52
Brix del jugo entrando	14.26	22.39	27.28	35.72	44.76
Temp del jugo entrando	115.00	118.41	111.34	98.68	82.13
Flujo de jugo saliendo	184472.41	151400.50	115634.92	92293.27	66023.43
Brix del jugo saliendo	22.39	27.28	35.22	44.36	62.50
Temp del jugo saliendo	118.41	111.34	98.68	82.13	59.30
Superficie calórica	3011.96	1004.00	1004.00	762.85	762.07
Coef. transf. de calor	1650.00	2583.70	1575.07	1000.57	914.04
Rate de evaporación	34.93	32.84	35.62	30.63	34.38
Factor de Dessin	0.000507	0.001008	0.000745	0.000747	0.001331

RESUMEN DE LOS CONSUMOS DE VAPOR DE LA CASA DE CALDERAS

EQUIPOS QUE SUMINISTRAN VAPOR

Equipos *****

Consumidores	Escape	Vaso No 1	Vaso No 3
*****	*****	*****	*****

Múltiple	108932.80		
Primarios			15343.00
Secundarios		27042.30	
Clarificado	10038.10		
Tachos		48170.00	
Pérdidas	5663.10		
*****	*****	*****	*****
TOTALES	124634.00	75212.30	15343.00

Anexo N° 10. Balance energético para un ingenio azucarero mediante el Software OPTIMOS. Fuente: (Gil, 1998).

Variante: actual

Molida (Ton/hr): 287.50

Bagazo % en caña: 29.48 % agua de imbibición: 29

Humedad del bagazo: 50 % de Jugo a Filtros: 20.06

DATOS

Caldera #	Eficiencia	Capacidad (Ton/hr)	Presión directo (lbs/plg2)	Vapor	Temp de sobrecal (°C)
1	0.77	45	390	Sobrecal	398
2	0.78	45	394	Sobrecal	400
3	0.76	45	385	Sobrecal	390

RESULTADOS

Caldera #	Indice de Generación Ton vapor/Ton bagazo	Eficiencia de la Caldera
1	2.16	0.77
2	2.19	0.78
3	2.14	0.76

INDICE DE GENERACION TOTAL: 2.16 Ton vapor/Ton bagazo

EFICIENCIA TOTAL: 0.77

Consumo de vapor del deareador: 6.497 Ton/hr

DATOS

Turbo #	Potencia Instalada	Demanda Máxima	Presión (lbs/plg2)		Vapor	Temp del vapor
	(Kw)	(Kw)	Directo	Escape		(°C)
1	12000	12000	377	25	Sobrecal	390

RESULTADOS

Turbo #	Consumo de vapor (Ton/hr)
1	124.8

CONSUMO DE VAPOR TOTAL: 124.8 Ton/hr

CAPACIDAD TOTAL: 12000 kW

GENERACION TOTAL: 12000 kW

DEMANDA INDUSTRIAL: 8500 kW

CONSUMO AL SEN: 0 Kw

RESULTADOS DEL BALANCE

----->
Consumo general de vapor -----> 137.68 Ton/hr
Capacidad de la Planta de Vapor -----> 180 Ton/hr
Generación máxima con bagazo -----> 176.16 Ton/hr
Condensados -----> 162.23 Ton/hr
Necesidad de agua -----> 0 Ton/hr

BALANCE DE BAGAZO

Bagazo Producido -----> 84.755 Ton/hr
Bagazo de uso no combustible -----> 3.284 Ton/hr
Bagazo disponible -----> 81.471 Ton/hr
Consumo de bagazo -----> 63.677 Ton/hr
% de tiempo perdido sin consumir combustible adicional -----> 35.853
Horas perdidas sin consumir combustible adicional -----> 8.605

BALANCE DE VAPOR

Escape -----> Inyectar por reductora 3.8016 Ton/hr
Bagazo -----> Sobrante 427.07 Ton/día
% de Inyección por reductora -----> 2.76
% de bagazo sobrante -----> 21.842

GENERACION ELECTRICA

Generación Total -----> 12000 kW
Consumo del S.E.N. -----> 0 kW
Entrega al S.E.N. -----> 3500 kW

INDICES

Kwh/Ton de caña generado: 41.74
Kwh/Ton de caña consumido: 29.57
Kwh/Ton de caña entregado: 12.17

Distribución de la energía térmica. Fuente:Elaboración propia.

	kJ/Ton Azucar	kJ/TC	%	% Recomendado (Espinosa, 1990)
<u>Potencia:</u>				
Turbogeneradores.	1452116,40	167138,6		
Total	1452116,40	167138,6	10,79	10-12
<u>Proceso:</u>				
Equipos tecnológicos	8198158,1	943608,0		
Desaireadores	427401,4	49193,9		
Total	8625560,4	992802,0	64,07	70-78
Otras necesidades	425635,0	48990,7	3,16	0,1-7
Condensados	1792651,6	206334,2	13,32	9,7-13
Pérdidas	1165888,6	134193,8	8,66	0,1-7,3
Producida en el generador de vapor	13462917,0	1549581,7	100	100

Consumos de vapor de la fábrica. Fuente:Elaboración propia.

Consumos	kg/TC	kg/TC	kg/TAzúcar	kg/TAzúcar
<u>Vapor Directo:</u>				
Producción de vapor	478,89		4160,64	
Turbogeneradores		434,00		3770,63
Válvula reductora		13,22		114,85
Otros		17,39		151,09
Pérdidas		14,28		124,07
Total		478,89		4160,64
<u>Vapor de escape:</u>				
Consumo total	456,10		3962,64	
Múltiple efecto		378,90		3291,92
Calentador de jugo clarificado		34,90		303,22
Pérdidas casa de calderas		19,70		171,16
Subtotal proceso tecnológico		433,50		3766,30
Desaireadores		22,60		196,35
Total		456,10		3962,64

Consumo de vapor del proceso tecnológico: 43,35 % caña

Consumo de vapor de escape: 45,61 % caña

Consumo global de vapor ingenio: 47,90 % caña

% Bagazo sobrante: 21,842 %

Relación calor-electricidad: 6,607 Kw_{TERM}/Kw_{ELEC}

Anexo N° 11. Balance de condensados a partir de los resultados anteriores. Fuente: Elaboración propia.

Balance de condensados:

Procedencia	T (°C)	Puros (kg/h)	Contaminados(kg/h)
Calentadores primarios	97,75		15343,00
Calentadores secundarios	118,12		27042,30
Calentadores de jugo clarificado	129,00		10038,90
Tachos	97,00	32114,00	16056,00
Vaso 1 Múltiple	118,20	107490,20	
Vaso 2 Múltiple	110,90	31171,90	
Vaso 3 Múltiple	97,75		32829,00
Vaso 4 Múltiple	80,40		20510,00
Vaso 5 Múltiple	72,00		23763,00
Subtotal		170776,10	145582,22
Pérdidas		8539,00	7279,00
Total		162237,30	138303,11

Consumo de condensados puros:

	Kg/h	% caña
Gen. de vapor, incluido extracciones (3%)	141810,00	49,32
Atemperamientos	2400,00	0,83
Pérdidas y otros	7090,00	2,50
Total	151310,00	52,63

Consumo de condensados contaminados:

Centros de utilización	Kg/h	% caña
Agua de imbibición.	83375,00	29,00
Agua de lavado de centrifugas comerciales incluido lavado de telas.	3000,00	1,05
Agua de lavado torta de filtro de cachaza.	10000,00	3,50
Dilución de mieles, semilla, etc.	8300,00	2,88
Agua de cocción en tachos.	3300,00	1,15
Preparación de lechada de cal.	10000,00	3,50
Limpiezas varias y otros.	10000,00	3,50
Pérdidas.	6399,00	4,76
Total	134373,80	46,70

Resumen de condensados:

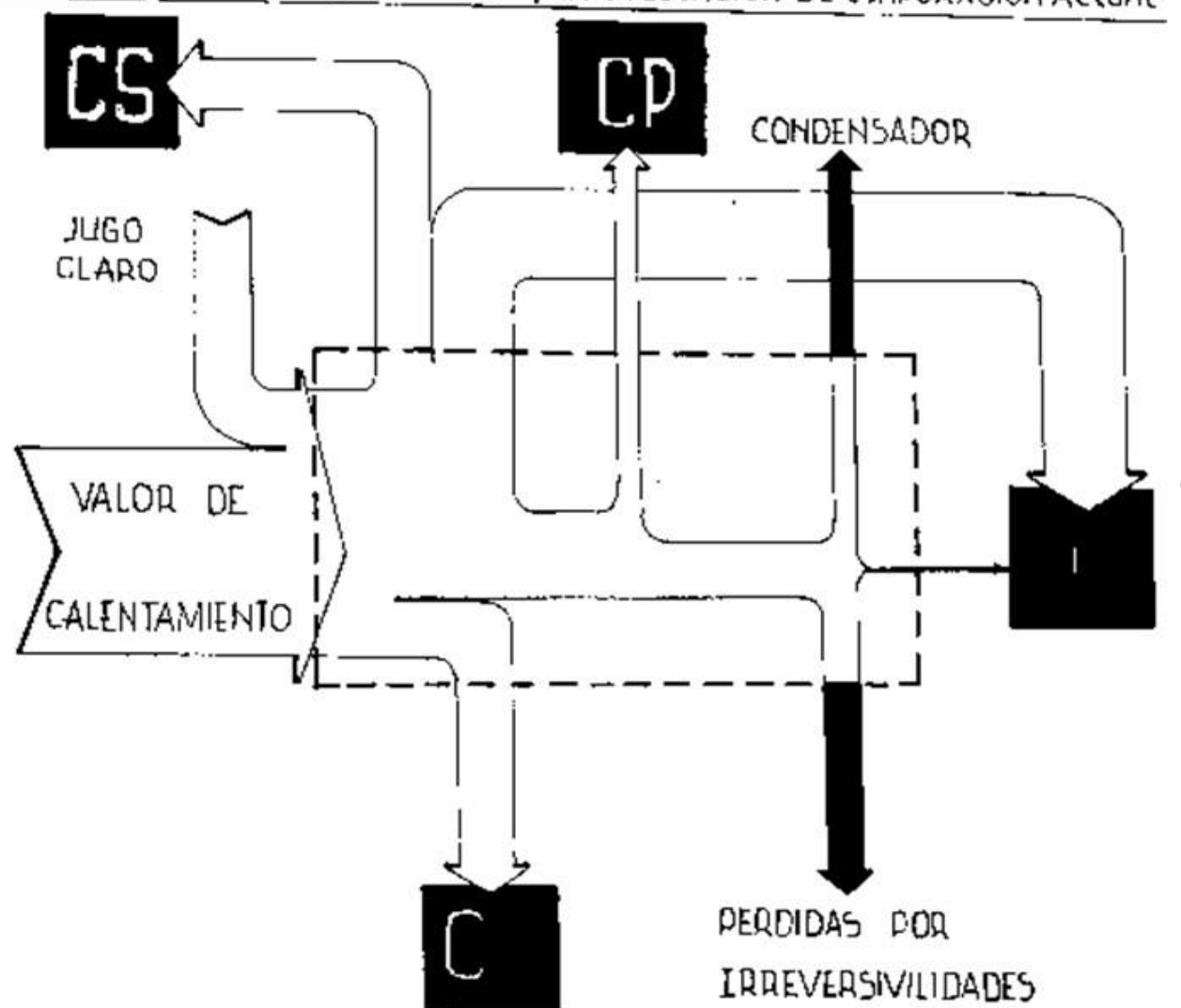
Resumen	Rsultados
Consumo global promedio	293414,00 kg/h
Sobrante global promedio	7126,41 kg/h
Producción de condensados puros	162237,30 kg/h
Consumo de condensados puros	151310,00 kg/h
Sobrante de condensados puros	10927,30 kg/h
Producción de condensados contaminados	138303,11 kg/h
Consumo de condensados contaminados	134373,80 kg/h
Sobrante de condensados contaminados	3929,31 kg/h
Temperatura potencial condensados puros	115 °C
Temperatura obtenida condensados puros	100 °C
Temperatura obtenida condensados contaminados.	96 °C

Anexo N° 12. Balance global y el diagrama de flujos exergéticos (Grassmann) del sistema de evaporación actual. Fuente: Elaboración propia.

Balance global de exergía en la estación de evaporación actual.

Corrientes	F(kg/s)	C (° Bx)	T (°C)	e (kJ/kg)	E (MW)	%
<u>Entrada:</u>						
Jugo clarificado	80,467	14,260	115,000	66,140	5,322	20,300
Vapor Alimentado	30,260	-	129,600	690,700	20,901	79,700
Total	-	-	-	-	26,223	100,000
<u>Salida:</u>						
Vapor extraído V-1	20,900	-	118,200	636,270	13,298	50,712
Vapor extraído V-3	4,262	-	97,750	539,900	2,301	8,775
Vapor al condensador	7,278	-	54,890	288,500	2,100	8,007
Meladura	18,360	62,500	59,100	7,520	0,138	0,527
Condensado V-1	29,850	-	125,100	92,100	2,749	10,484
Condensado V-2	8,659	-	115,400	80,870	0,700	2,670
Condensado V-3	9,120	-	106,000	71,920	0,656	2,501
Condensado V-4	5,697	-	91,500	59,000	0,336	1,282
Condensado V-5	6,600	-	71,880	44,100	0,291	1,110
Total	-	-	-	-	22,569	86,068
Pérdidas	-	-	-	-	3,656	13,943
Pérdidas totales	-	-	-	-	5,756	21,952
Eficiencia exergética	-	-	-	-	-	78,048

DIAGRAMA DE FLUJOS EXERGÉTICOS (GRASSMANN) EN LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN ACTUAL



Anexo N° 13. Análisis Pinch de la estación de evaporación mediante el Software TARGET II. Fuente: (Linnhoff, 1998).

TARGET II		Copyright Linnhoff March			Serial No: LM-PC MAST	
Stream Data - File actual.dat						
Stream	Specific heat & mass flow (CP)	Enthalpy Change	Supply Temp	Target Temp	Contri- bution to MAT	Name
1 Cold	309.93000	1056.86000	115.0	118.4	3.5	jugo entrada vaso 1
2 Cold	.64482E+06	.64481E+05	118.1	118.2	3.5	evaporacion vaso 1
3 Hot	187.60400	-1326.36000	118.4	111.3	3.5	jugo entrada vaso 2
4 Hot	.19267E+06	-.19267E+05	118.1	118.0	3.5	vapor entrada vaso 2
5 Cold	.20452E+06	.20452E+05	110.9	111.0	3.5	evaporacion vaso 2
6 Hot	149.16600	-1888.44000	111.3	98.7	3.5	jugo entrada vaso 3
7 Hot	.20617E+06	-.20617E+05	110.9	110.8	3.5	vapor entrada vaso 3
8 Cold	.22483E+06	.22483E+05	97.8	97.8	3.5	evaporacion vaso 3
9 Hot	107.99100	-1787.25000	98.7	82.1	3.5	jugo entrada vaso 4
10 Hot	.13159E+06	-.13159E+05	97.8	97.7	3.5	vapor entrada vaso 4
11 Cold	.14956E+06	.14955E+05	80.4	80.5	3.5	evaporacion vaso 4
12 Hot	80.41700	-1852.00000	82.1	59.1	3.5	jugo entrada vaso 5
13 Hot	.15223E+06	-.15223E+05	80.4	80.3	3.5	vapor entrada vaso 5
14 Cold	.18552E+06	.17068E+05	54.9	55.0	3.5	evaporacion vaso 5
15 Hot	.17068E+06	-.17068E+05	54.9	54.8	3.5	evapor. vaso 5 cond.
16 Hot	30.46100	-182.76600	54.9	48.9	3.5	cond. evapor. vaso 5

TARGET II

Copyright Linnhoff March

Serial No: LM-PC NAST

Energy Target Report - File actual.dat

Minimum hot utility = 66607.15000

Minimum cold utility = 18481.36000

Global minimum approach temperature = 6.9

There is 1 pinch

Pinch at interval temperature = 114.3

Hot stream 3 pinched at 117.8

Cold stream 5 pinched at 110.9

←[1;1H
COPY
←[1;1HL30

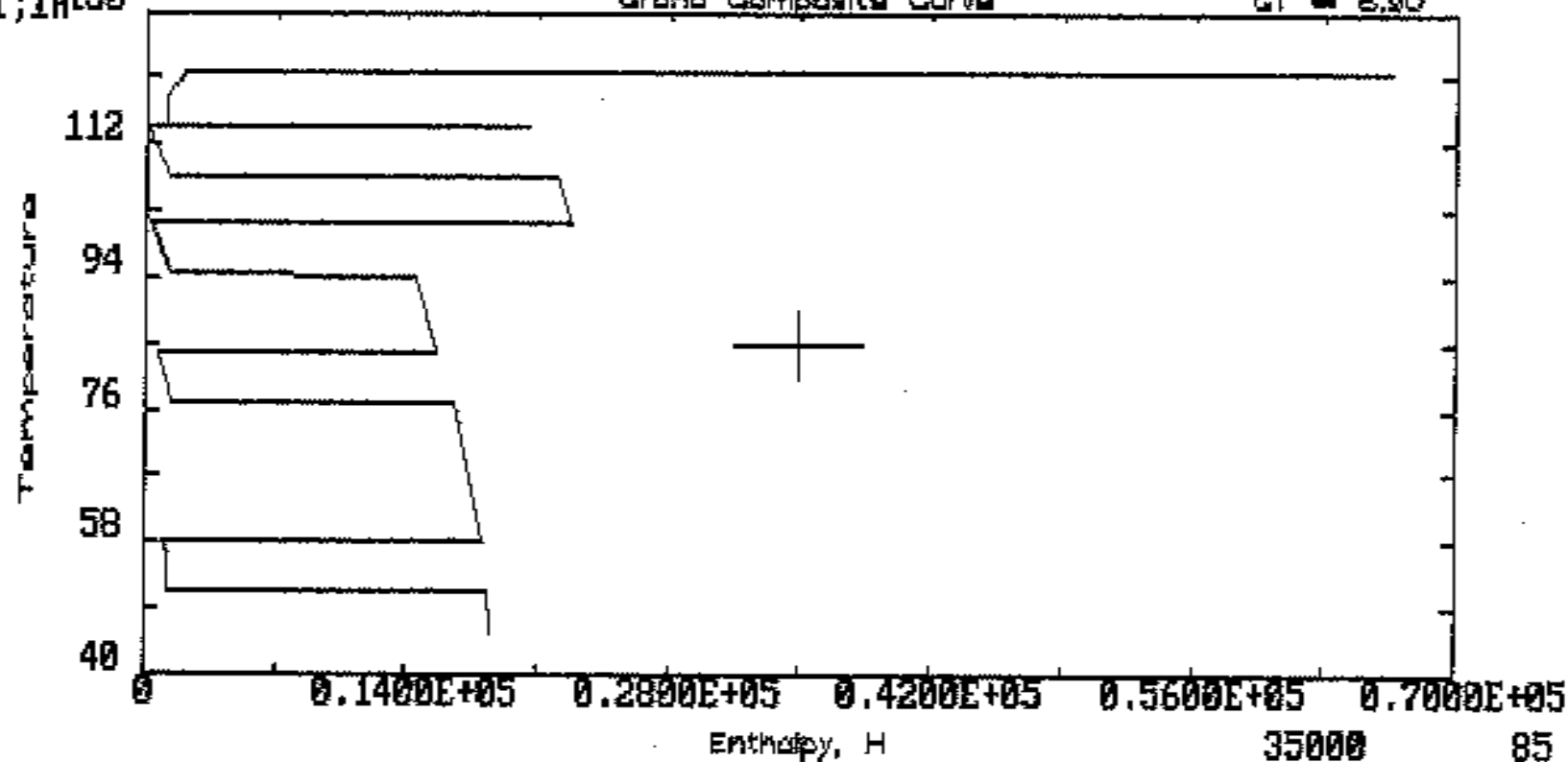
TARGET1

Copyright Linhoff March

Serial: LM-PC NAST

Grand Composite Curve

GT = 8.90



*[1;1H
copy
*[1;1H130

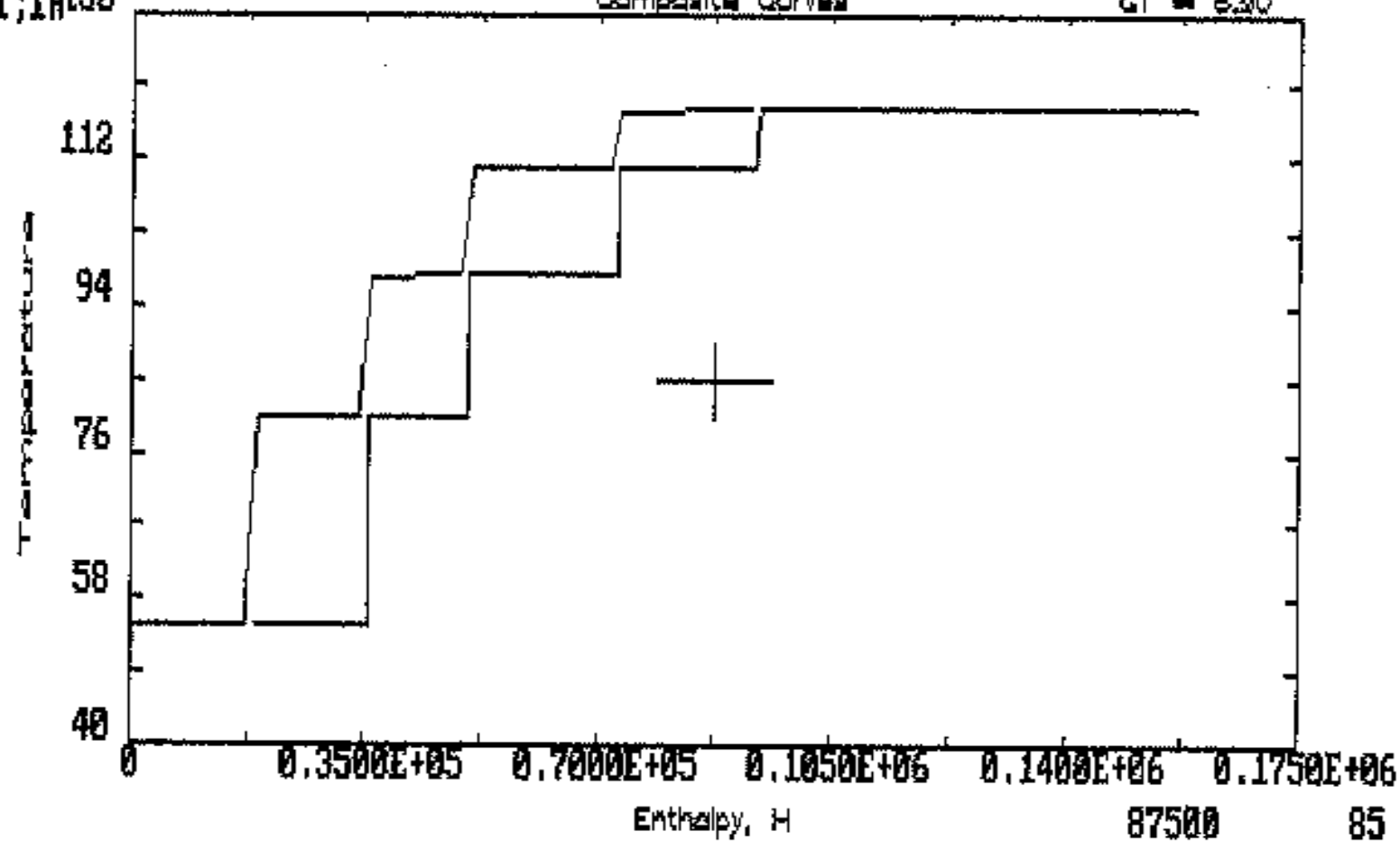
TARGET1

Copyright Linhoff March

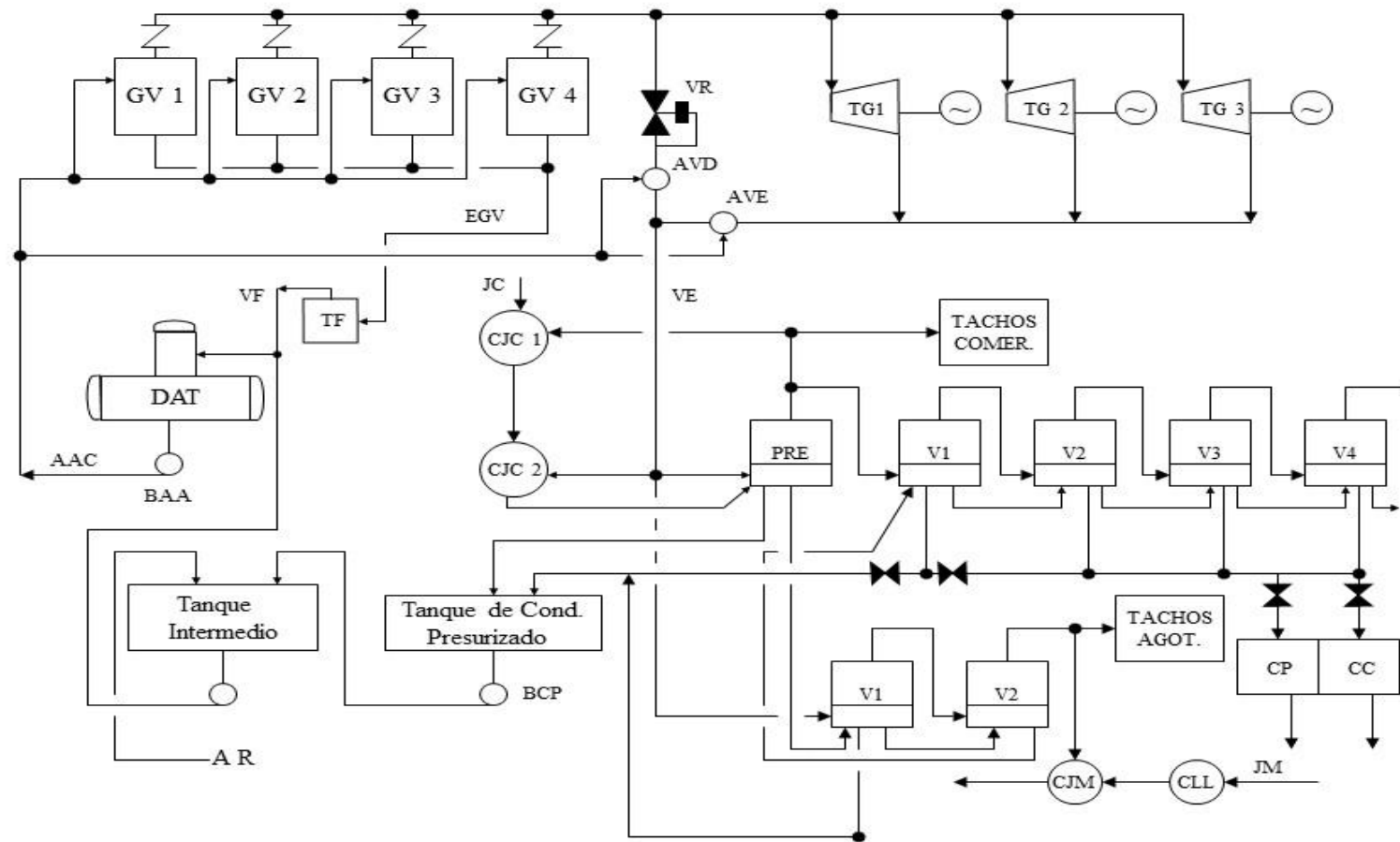
Serial: LM-PC NAST

Composite Curves

GT = 8.30



Anexo N° 14. Esquema térmico propuesto del ingenio azucarero. Fuente: Elaboración propia.



LEYENDA

GV: Generadores de vapor

TG: Turbogeneradores de contrapresión.

VR: Válvula reductora.

AVD: Atemperadora de vapor directo.

AVE: Atemperadora de vapor de escape.

AR: Agua de reposición.

BAA: Bomba de agua de alimentar.

AAC: Agua de alimentar.

DAT: Desaireador térmico.

TF: Tanque flash.

VF: Vapor Flash.

EGV: Extracciones continuas de los generadores de vapor.

VE: Vapor de escape.

V1: Vaso 1 doble efecto.

V2: Vaso 2 doble efecto.

Pre: Pre evaporador.

V1: Vaso 1 cuádruple efecto.

V2: Vaso 2 cuádruple efecto.

V3: Vaso 3 cuádruple efecto.

V4: Vaso 4 cuádruple efecto.

CLL: Calentador líquido-líquido.

CJM: Calentadores de jugo mezclado.

JC: Jugo clarificado.

CJC1: Calentador de jugo clarificado primario.

CJC2: Calentador de jugo secundario.

CP: Tanque de condensado puro.

CC: Tanque de condensado contaminado.

Anexo N° 15. Balance de materiales y energía del esquema térmico propuesto en el ingenio azucarero mediante el Software SISTEC. Fuente: (IPROYAZ, 1989).

Balance de materiales y energía en la sección de evaporación del esquema térmico propuesto:

	Pre *****
Presión vapor de entrada	2.71
Temperatura vapor de entrada	129.57
Presión vapor en cuerpo	1.90
Temperatura vapor en cuerpo	118.12
Vapor alimentado	59054.20
Evaporación	57787.50
Vapor extraído	57787.50
Vapor flasheo condensado	0.00
Flujo de condensado	59054.20
Flujo de jugo entrando	289600.19
Brix del jugo entrando	14.26
Temp del jugo entrando	118.00
Flujo de jugo saliendo	231892.69
Brix del jugo saliendo	17.81
Temp del jugo saliendo	118.34
Superficie calórica	2008.00
Coeficiente de transferencia de calor	1150.00
Coeficiente de evaporación	28.78
Coeficiente de Dessin	0.000404

Doble Efecto		

	Vaso Nº 1	Vaso Nº 2
	*****	*****
Presión vapor de entrada	2.71	2.16
Temperatura vapor de entrada	129.57	122.01
Presión vapor en cuerpo	2.16	1.50
Temperatura vapor en cuerpo	122.01	112.65
Vapor alimentado	47701.99	45853.00
Evaporación	45429.62	47855.00
Vapor extraído	0.00	47855.20
Vapor flasheo condensado	0.00	423.09
Flujo de condensado	47358.41	45853.20
Flujo de jugo entrando	231892.70	186463.09
Brix del jugo entrando	17.81	22.15
Temp del jugo entrando	118.35	122.29
Flujo de jugo saliendo	186463.89	138600.09
Brix del jugo saliendo	22.15	29.80
Temp del jugo saliendo	122.15	113.21
Superficie calórica	1004.00	1004.00
Coeficiente de transferencia de calor	3256.41	2876.70
Coeficiente de evaporación	45.75	47.66
Coeficiente de Dessin	0.00101	0.00108

****Cuatrúple Efecto****

	Vaso Nº 1	Vaso Nº 2	Vaso Nº 3	Vaso Nº 4
	*****	*****	*****	*****
Presión vapor de entrada	1.90	1.50	0.95	0.49
Temperatura vapor de entrada	118.12	110.90	97.75	80.40
Presión vapor en cuerpo	1.50	0.95	0.49	0.16
Temperatura vapor en cuerpo	118.90	97.75	80.40	54.89
Vapor alimentado	14419.61	14662.08	17017.49	19598.90
Evaporación	14537.15	16791.02	19245.05	21946.54
Vapor extraído	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor flasheo condensado	0.00	125.73	226.48	345.92
Flujo de condensado	14293.87	14436.41	16671.57	19590.98
Flujo de jugo entrando	138608.09	124070.95	107279.93	80034.08
Brix del jugo entrando	29.80	33.29	38.50	46.92
Temp del jugo entrando	113.21	111.66	98.98	82.37
Flujo de jugo saliendo	124070.00	107279.93	60034.88	66088.34
Brix del jugo saliendo	33.39	38.50	46.92	62.50
Temp del jugo saliendo	111.66	98.90	82.33	59.10
Superficie calórica	1003.95	1004.25	762.18	762.83
Coeficiente de transferencia de calor	1191.39	752.78	884.62	765.69
Coeficiente de evaporación	16.77	16.72	25.25	20.80
Coeficiente de Dessin	0.00051	0.00038	0.00065	0.00113

RESUMEN DE LOS CONSUMOS DE VAPOR DE LA CASA DE CALDERAS

EQUIPOS CONSUMIDORES *****	EQUIPOS QUE SUMINISTRAN VAPOR *****		
	Escape *****	Pre *****	Doble *****
Múltiple		14420.00	
Primarios y secundarios			36230.00
Clarificados		6247.50	
1ra etapa			
Clarificados	4226.60		
2da etapa			
Tachos			11625.00
Agotamiento			
Tachos		36540.0	
Comerciales			
Doble efecto	47782.00		
Preevaporador	59054.20		
Pérdidas	3332.20		
*****	*****	*****	*****
TOTALES	114395.00	57787.50	47855.00

Anexo N° 16. Balance energético de esquema térmico propuesto para un ingenio azucarero mediante el Software OPTIMOS. Fuente: (Gil, 1998).

Variante: Esquema térmico propuesto

Molida (Ton/hr): 287.50

Bagazo % en caña: 29.48 % agua de imbibición: 29

Humedad del bagazo: 48 % de Jugo a Filtros: 20.06

DATOS

Caldera #	Eficiencia	Capacidad (Ton/hr)	Presión directo (lbs/plg2)	Vapor	Temp de sobrecal (°C)
1	0.80	45	400	Sobrecal	400
2	0.80	45	400	Sobrecal	400
3	0.80	45	400	Sobrecal	400

RESULTADOS

Caldera #	Índice de Generación Ton vapor/Ton bagazo	Eficiencia de la Caldera
1	2.26	0.80
2	2.26	0.80
3	2.26	0.80

INDICE DE GENERACION TOTAL: 2.26 Ton vapor/Ton bagazo

EFICIENCIA TOTAL: 0.80

Consumo de vapor del desaireador: 3.999 Ton/hr

DATOS

Turbo #	Potencia Instalada (Kw)	Demanda Máxima (Kw)	Presión (lbs/plg2)		Temp del vapor (°C)
			Directo	Escape	Vapor
1	12000	11200	390	25	Sobrecal
					395

RESULTADOS

Turbo #	Consumo de vapor (Ton/hr)
1	116.5

CONSUMO DE VAPOR TOTAL: 116.5 Ton/hr

CAPACIDAD TOTAL: 12000 kW

GENERACION TOTAL: 11200 kW

DEMANDA INDUSTRIAL: 7500 kW

CONSUMO AL SEN: 0 Kw

RESULTADOS DEL BALANCE

----->
Consumo general de vapor -----> 124.57 Ton/hr
Capacidad de la Planta de Vapor -----> 180 Ton/hr
Generación máxima con bagazo -----> 184.47 Ton/hr
Condensados -----> 135.2 Ton/hr
Necesidad de agua -----> 0 Ton/hr

BALANCE DE BAGAZO

Bagazo Producido -----> 84.755 Ton/hr
Bagazo de uso no combustible -----> 3.2838 Ton/hr
Bagazo disponible -----> 81.471 Ton/hr
Consumo de bagazo -----> 55.016 Ton/hr
% de tiempo perdido sin consumir combustible adicional -----> 49.025
Horas perdidas sin consumir combustible adicional -----> 11.766

BALANCE DE VAPOR

Escape -----> Sobra escape 0.1931 Ton/hr
Bagazo -----> Sobrante 634.92 Ton/día
% de Inyección por reductora -----> 0
% de bagazo sobrante -----> 32.472

GENERACION ELECTRICA

Generación Total -----> 11200 kW
Consumo del S.E.N. -----> 0 kW
Entrega al S.E.N. -----> 3700 kW

INDICES

Kwh/Ton de caña generado: 38.96
Kwh/Ton de caña consumido: 26.09
Kwh/Ton de caña entregado: 12.87

Consumos de vapor de la fábrica. Fuente:Elaboración propia.

Consumos	kg/TC	kg/TC	kg/TAzúcar	kg/TAzúcar
<u>Vapor Directo:</u>				
Producción de vapor	433,17		3763,42	
Turbogeneradores		405,22		3520,57
Otros		17,39		151,09
Pérdidas		10,56		91,75
Total		433,17		3763,42
<u>Vapor de escape:</u>				
Consumo total	411,87		3577,85	
Múltiple efecto		205,41		1784,59
Doble efecto		166,20		1443,95
Calentador de jugo clarificado		14,70		127,73
Pérdidas casa de calderas		11,59		100,70
Subtotal proceso tecnológico		397,90		3456,96
Desaireadores		13,91		120,90
Total		411,87		3577,85

Consumo de vapor del proceso tecnológico: 39,79 % caña

Consumo de vapor de escape: 41,18 % caña

Consumo global de vapor ingenio: 43,32 % caña

% Bagazo sobrante: 32,47 %

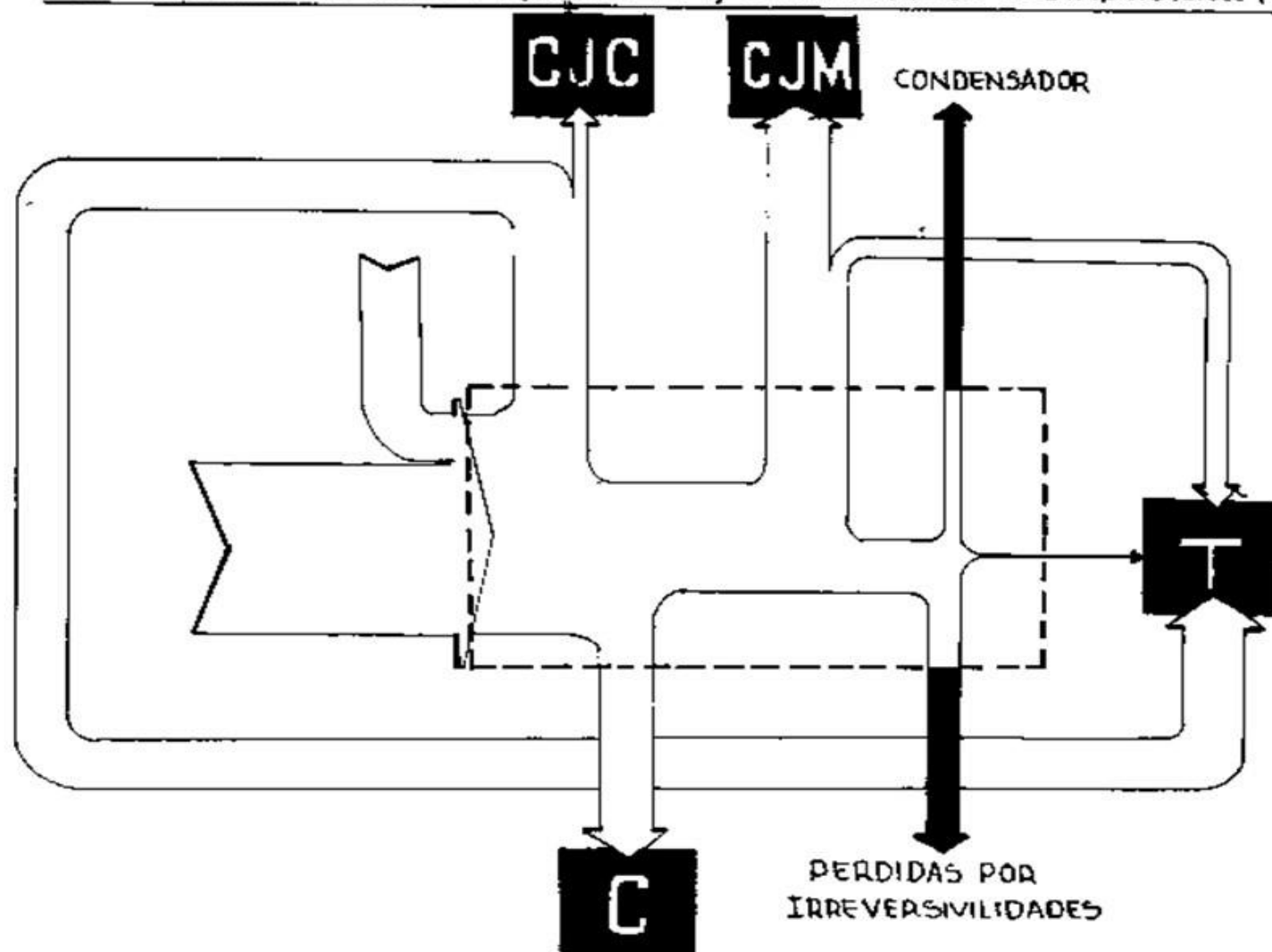
Relación calor-electricidad: $6,39 \text{ kW}_{\text{TERM}}/\text{kW}_{\text{ELEC}}$

Anexo N° 17. Balance global y el diagrama de flujos exergéticos (Grassmann) del sistema de evaporación propuesta. Fuente: Elaboración propia

Balance global de exergía en la estación de evaporación propuesta:

Corrientes	F(kg/s)	C (° Bx)	T (°C)	e (kJ/kg)	E (MW)	%
Entrada:						
Jugo clarificado	80,467	14,260	118,000	69,487	5,591	21,440
Vapor Alimentado	29,676	-	129,600	690,700	20,497	78,560
Total	-	-	-	-	26,089	100,000
Salida:						
Vapor extraído al P.E.	11,885	-	118,170	636,276	7,562	28,986
Vapor extraído al D.E.	13,393	-	112,650	611,800	8,133	31,173
Vapor al condensador	6,096	-	3,000	288,500	1,759	6,741
Meladura	18,360	62,500	59,100	7,520	0,138	0,529
Condensado P.E.	16,404	-	125,100	92,100	1,511	5,791
Condensado V-1 D.E.	13,155	-	126,700	93,933	1,236	4,737
Condensado V-2 D.E.	12,737	-	118,500	84,850	1,081	4,143
Condensado V-1 C.E.	3,971	-	115,500	81,600	0,324	1,242
Condensado V-2 C.E.	4,010	-	106,100	72,100	0,289	1,108
Condensado V-3 C.E.	4,631	-	91,600	59,000	0,273	1,047
Condensado V-4 C.E.	5,442	-	71,880	44,100	0,240	0,920
Total	-	-	-	-	22,545	86,418
Pérdidas	-	-	-	-	3,535	13,550
Pérdidas totales	-	-	-	-	5,294	20,291
Eficiencia exergética	-	-	-	-	-	79,709

DIAGRAMA DE FLUJOS ENERGÉTICOS (GRASSMANN) EN LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN PROPUESTA.



Anexo N° 18. Análisis Pinch de la estación de evaporación propuesta mediante el Software TARGET II. Fuente: (Linnhoff, 1998).

TARGET II Copyright Linnhoff March Serial No: LM-PC MAST

Stream Data - File altern.dat

Stream	Specific heat & mass flow (CP)	Enthalpy Change	Supply Temp	Target Temp	Contri- bution to MAT	Name
1 Cold	309.93000	105.37500	118.0	118.3	3.5	jugo ent. p.e
2 Cold	.29514E+06	.35418E+05	118.1	118.2	3.5	evaporacion p.e
3 Cold	242.76000	956.47500	118.3	122.3	3.5	jugo ent. v - 1 d.e
4 Cold	.27703E+06	.27703E+05	120.0	120.1	3.5	evaporacion v - 1 d.e
5 Hot	189.94000	-1728.46000	122.3	113.2	3.5	jugo ent. v - 2 d.e
6 Cold	.29566E+06	.29566E+05	112.7	112.8	3.5	evaporacion v - 2 d.e
7 Hot	.27960E+06	-.27960E+05	122.0	121.9	3.5	vapor alim. v - 2 d.e
8 Hot	134.26700	-208.11300	113.2	111.7	3.5	jugo ent. v - 1 c.e
9 Cold	89906.40000	8990.50000	110.9	111.0	3.5	evaporacion v - 1
10 Hot	117.36000	-1497.51000	111.7	98.9	3.5	jugo ent. v - 2 c.e
11 Hot	90616.40000	-9061.50000	110.9	110.8	3.5	vapor alim. v - 2 c.e
12 Cold	.10556E+06	.10556E+05	97.8	97.8	3.5	evaporacion v - 2 c.e
13 Hot	97.85000	-1617.46000	98.9	82.4	3.5	jugo ent. v - 3 c.e
14 Cold	.12330E+06	.12330E+05	80.4	80.5	3.5	evaporacion v - 3 c.e
15 Hot	.10699E+06	-.10699E+05	97.8	97.7	3.5	vapor alim. v - 3 c.e
16 Hot	75.46000	-1755.95000	82.4	59.1	3.5	jugo ent. v - 4 c.e
17 Hot	.12551E+06	-.12551E+05	80.4	80.3	3.5	vapor alim. v - 4 c.e
18 Cold	.14299E+06	.14299E+05	54.8	54.9	3.5	evaporacion v - 4 c.e
19 Hot	.14299E+06	-.14299E+05	54.8	54.7	3.5	evapor. v - 4 cond.
20 Hot	25.52000	-153.12000	54.8	48.8	3.5	cond. evap. v - 4 c.e
21 Hot	91789.40000	-9178.80000	118.1	118.0	3.5	vapor alim. v - 1 c.e

TARGET II

Copyright Linnhoff March

Serial No: LM-PC MAST

Energy Target Report - File altern.dat

Minimum hot utility = 65266.22000

Minimum cold utility = 16052.18000

Global minimum approach temperature = 6.9

There is 1 pinch

Pinch at interval temperature = 116.1

Hot stream 5 pinched at 119.5

Cold stream 6 pinched at 112.7

4[1;1H
COPY
4[1;1H130

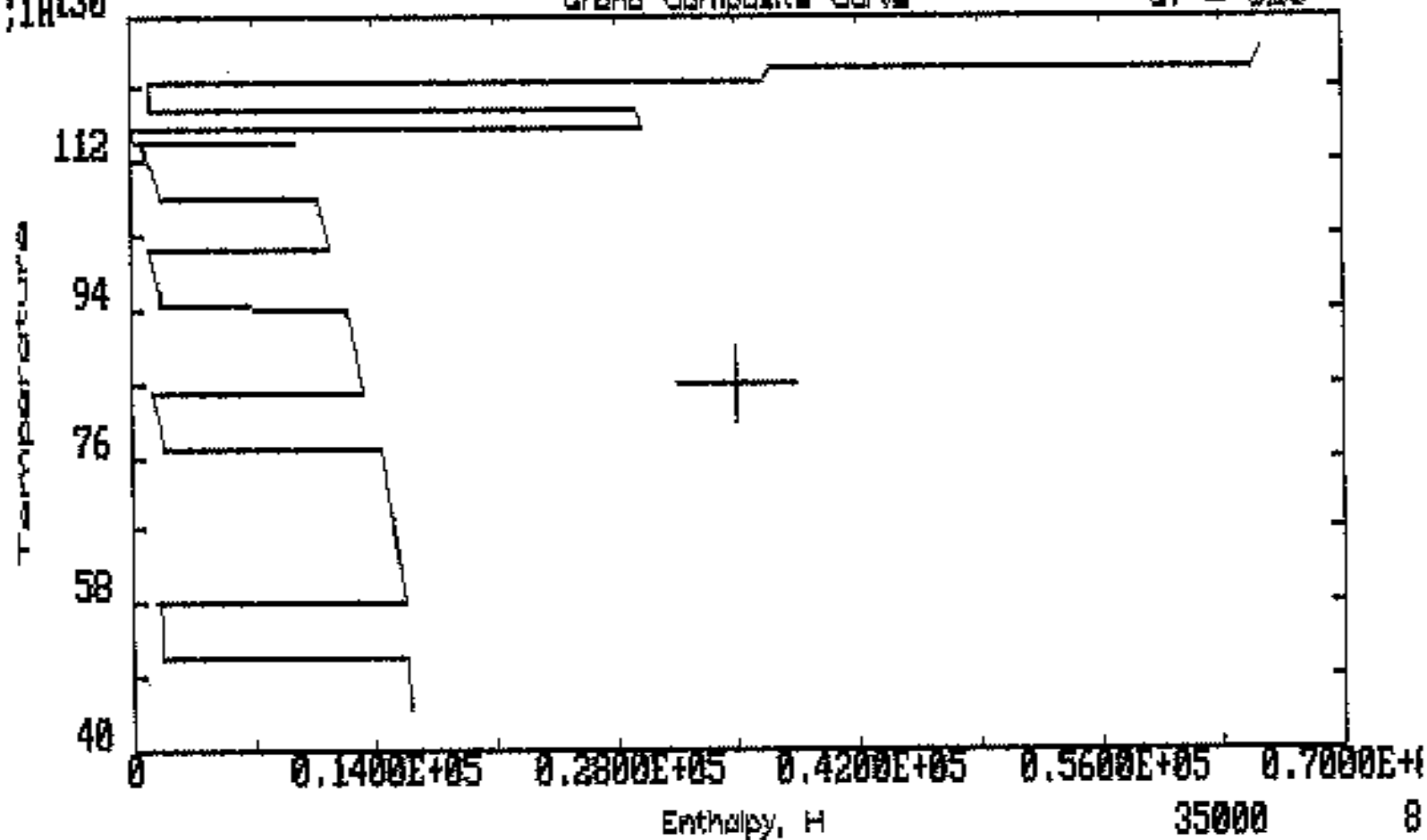
TARGET1

Copyright Linhoff March

Serial LU-PC NABT

Grand Composite Curve

GT = 0.90



4[1;1H
copy
4[1;1H130

TARGET

Copyright Linhoff March

Serials LN-PC NAST

Composite Curves

GT = 6.90

