

**UNIVERSIDAD CENTRAL “MARTA ABREU” DE LAS VILLAS**



**Facultad de Química y Farmacia  
Departamento de Ingeniería Química**

**Estrategia para la recuperación de la energía térmica en central azucarero y  
destilería**

**Tesis en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas  
Especialidad Ingeniería Química**

**Autor: M. Sc. Jorge Guevara Rodríguez**

**Tutor: Dr. C. Juan Pedro Hernández Tousef**

**2025**

## RESUMEN

El central azucarero y la destilería, presentan deficiencias tecnológicas y operacionales que provocan el incremento de los consumos de energía primaria y agua, desaprovechamiento de corrientes de proceso para la recuperación de la energía térmica e insuficiente medición de los indicadores de desempeño. El objetivo de la investigación es proponer una estrategia que permita la evaluación del desempeño energético, la determinación del potencial de modificaciones tecnológicas para la recuperación del calor y la evaluación de la factibilidad de inversiones de la base energética en el central azucarero y destilería. Se aplica un procedimiento que incluye las metodologías de análisis del uso de la energía basado en la revisión energética según norma ISO 50001 y de integración de procesos. La estrategia permitió identificar posibles deficiencias en el diseño térmico de la base energética del central azucarero y la destilería, lo cual contribuye a la reducción del consumo de energía primaria, agua, vertimientos acuosos y emisiones al medio ambiente. Las modificaciones tecnológicas permitieron disminuir el consumo de energía primaria en el central azucarero y la destilería con el incremento del bagazo sobrante, lo que hace posible la generación eléctrica a plena condensación. El análisis de la red de recuperación del calor permitió la identificación de las oportunidades de recuperación del calor en el central azucarero y la destilería, con la cual se recupera el 100 % de la energía y la corrección de las deficiencias que existen en los diseños actuales de los esquemas de evaporación, que tienen una marcada influencia en la disminución de los consumos de energía primaria y agua, hasta ahora no reportados. La entrega de vapor a la destilería, la disminución del 34 % del consumo de vapor en tachos y el incremento de la concentración de la meladura es posible lograrlo mediante un esquema de cuádruple efecto evaporador, no reportado en la industria azucarera cubana. Las modificaciones realizadas en la base energética, estimadas en 274 400 CUP son de inmediata recuperación económica, dado que se ahorran 12 000 000 CUP de bagazo en el central y de combustible en la destilería, sin requerimiento de agua de reposición, lo que constituyen fuentes de ingreso para la propuesta de un proyecto de inversión en la etapa de generación de vapor y planta eléctrica, factible de recuperar en 4 años.

## **ABSTRACT**

The sugar mill and distillery present technological and operational deficiencies that lead to increased primary energy and water consumption, underutilization of process streams for thermal energy recovery, and insufficient measurement of performance indicators. The objective of this research is to propose a strategy for evaluating energy performance, determining the potential for technological modifications for heat recovery, and assessing the feasibility of energy-based investments at the sugar mill and distillery. A procedure is applied that includes energy use analysis methodologies based on energy review according to ISO 50001 and process integration. The strategy identified potential deficiencies in the thermal design of the sugar mill and distillery's energy base, which contributes to reducing primary energy and water consumption, water effluents, and environmental emissions. Technological modifications made it possible to reduce primary energy consumption at the sugar mill and distillery by increasing the amount of surplus bagasse, enabling full condensation electricity generation. Analysis of the heat recovery network identified opportunities for heat recovery at the sugar mill and distillery, which allows for 100% energy recovery and the correction of deficiencies in current evaporation scheme designs, which have a significant impact on the previously unreported reduction in primary energy and water consumption. The delivery of steam to the distillery, the 34% reduction in steam consumption in pans, and the increase in molasses concentration are all achieved through a quadruple evaporator effect scheme, which has not been reported in the Cuban sugar industry. The modifications made to the energy base, estimated at 274,400 CUP, are of immediate economic recovery, given that \$11,064,120 of bagasse are saved in the central and fuel in the distillery, without the need for replacement water, which constitute sources of income for the proposal of an investment project in the stage of steam generation and electric plant, feasible to recover in 4 years.

## ÍNDICE

	Página
INTRODUCCIÓN	5
CAPITULO I. ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO	8
1.1 Sostenibilidad energética y la industria azucarera	8
1.2 Análisis del uso de la energía	11
1.3 Sistemas de gestión de la energía	14
1.4 Integración de energía	16
1.4.1 Aplicación de la integración de energía en centrales azucareros	16
1.4.2 Integración energética total	19
1.5 Recuperación del calor residual	20
1.6 Uso del agua en el central	22
Conclusiones parciales	25
CAPTITULO II. ANÁLISIS ACTUAL DEL USO DE LA ENERGÍA Y EL AGUA EN EL CENTRAL AZUCARERO.	26
2.1 Fundamentación de estrategia para la evaluación del desempeño energético en el central azucarero.	26
2.2 Descripción del proceso de fabricación	29
2.3 Diagnóstico inicial	30
2.3.1 Identificación de las fuentes de energía actuales	31
2.3.2 Evaluación del uso y consumo pasados y presentes de la energía.	31
2.3.3 Identificación de las instalaciones, equipamiento, sistemas, procesos y variables que afecten significativamente al uso y al consumo de la energía.	33
2.4 Descripción del esquema térmico	34
2.5 Determinación del desempeño energético actual	35
2.6 Análisis del uso de la energía en la destilería	39
2.6.1 Descripción del proceso de obtención de alcohol extrafino	

2.6.2 Resultados del balance de materiales y energía	
2.7 Modificaciones en el esquema termoenergetico	41
2.8 Estimación de la factibilidad proyectos de inversión.	42
2.8.1 Determinación del ahorro de recursos energéticos	42
Conclusiones parciales	45
CAPITULO III. ANÁLISIS DE LA RECUPERACIÓN DEL CALOR EN EL CENTRAL AZUCARERO.	46
3.1 Determinación de los objetivos energéticos de la red de intercambiadores de calor (RIC).	46
3.2 Diseño de la red de intercambiadores actual	50
Conclusiones parciales	52
Conclusiones	54
Recomendaciones	55
Bibliografía	56
Anexos	63

## INTRODUCCIÓN

En el año 2011 se aprueba por el AC-251 de la Comisión Económica Financiera (CEF) la estrategia de producción cañera azucarera hasta el 2020 conocido como Programa de acercamiento de la caña a los centrales y se introducen varias medidas para fortalecer la agroindustria. Hasta el 2017 el Programa tuvo como principales resultados duplicar la producción de caña.

A partir de 2017 no se pudo sostener este crecimiento, por la combinación de los efectos del clima (grandes sequías en el periodo mayo agosto, exceso de lluvia en las zafras y el paso del ciclón Irma que afectó el 50 % de las plantaciones), con la reducción de las importaciones a menos del 40 % de insumos y recursos, la pérdida del esquema cerrado de financiamiento del Grupo y el déficit de combustible, lo que provocó el éxodo y falta de motivación de los trabajadores y agudizó los problemas de dirección y administración.

En las condiciones actuales de la agroindustria, agravada por el recrudescimiento del bloqueo y la crisis mundial provocada por la Covid 19, la estrategia elaborada para el 2030 no es viable desde el punto de vista financiero. Uno de los problemas identificados en la industria azucarera es la deficiente gestión de la ciencia e innovación, así, en las proyecciones del grupo azucarero Azcuba hasta el año 2024 se declara elevar la eficiencia industrial y energética y disminuir la carga contaminante al medioambiente<sup>1</sup>.

El Grupo Temporal de Trabajo realizó la identificación de los principales problemas del sector, sus causas y las propuestas de solución, partiendo del análisis de los diagnósticos y recomendaciones. Los principales problemas internos identificados que le corresponden a la industria son: (1) pobre revalorización de los coproductos y derivados, (2) alta obsolescencia y mal estado técnico de la maquinaria agroindustrial, y en particular en las bases energéticas, (3) deficiente administración y falta de modelos de gestión que garanticen eficiencia económica, calidad e inocuidad, (4) incumplimiento de las tecnologías establecidas en los instructivos técnicos, (5) insuficiente uso de la automatización e informatización, (6) deficiente gestión de la ciencia e innovación, (7) insuficiente preparación y motivación del personal.

<sup>1</sup>Grupo Azucarero AZCUBA. <https://www.azcuba.cu/proyeccion-estrategica/#>

Para contrarrestar estas deficiencias, se proponen para el central, entre otras medidas: (1) Organizar y fortalecer la red de servicios de ingeniería, asistencia técnica, capacitación, mantenimiento, reparación y montaje de equipos a la agroindustria con empresas de servicios de Azcuba, otras entidades y formas de gestión y (2) Asegurar los recursos y garantizar el funcionamiento de la instrumentación, que asegure el muestreo y caracterización de los flujos principales, y de los lazos automáticos, así como aplicar el control de proceso a través de salas de control central (RS-845-21).

La base energética actual del central azucarero presenta deficiencias tecnológicas en la generación, con altos consumos de biomasa y agua, lo cual crea inestabilidad en los parámetros de operación de los equipos primarios y la vez incrementa los consumos de vapor y parámetros de calidad de la meladura.

Por otra parte, el central azucarero tiene corrientes de proceso, vapor secundario, vapor residual y condensados que apropiadamente combinadas mediante la aplicación de la integración de procesos y de calor constituye un potencial que permite la identificación de fuentes de recuperación de la energía térmica, para la reducción de los consumos de energía primaria y agua, la reducción de los residuales líquidos y la emisión de gases de combustión con efectos apreciables en la reducción de la contaminación ambiental.

#### **Problema de investigación:**

El central azucarero y la destilería, presentan deficiencias tecnológicas y operacionales en la base energética lo que provoca el incremento del consumo de energía primaria y agua, y desaprovechamiento de la energía en corrientes del proceso, vertimientos de residuales líquidos y emisiones de gases contaminantes con efectos notables en el medio ambiente.

#### **Hipótesis:**

Es posible disminuir los consumos energía primaria y agua, recuperar la energía en corrientes del proceso, disminuir el vertimiento de residuales líquidos y emisiones de gases contaminantes al medio ambiente, mediante una estrategia que permita identificar el potencial de recuperación de la energía térmica y realizar transformaciones tecnológicas en la base energética del central azucarero y la destilería.

#### **Objetivo general**

Proponer una estrategia que permita la evaluación del desempeño energético, la determinación del potencial de modificaciones tecnológicas para la recuperación del calor y la evaluación de la factibilidad de inversiones de la base energética en el central azucarero y destilería.

### **Objetivos específicos:**

1. Identificar las deficiencias tecnológicas en la base energética del central azucarero y destilería.
2. Determinar el potencial de modificaciones tecnológicas, mediante el análisis del uso de la energía y la integración de procesos.
3. Evaluar la factibilidad de proyectos de inversión a partir de la cuantificación de los ahorros de energía primaria y agua.

### **Novedad**

Concepción e implementación de una estrategia para la identificación del potencial de recuperación de la energía y la definición de las modificaciones tecnológicas en la base energética de un central azucarero y destilería que contribuyan al incremento de eficiencia térmica.

### **Aportes**

- Identificación y corrección de las deficiencias que existen en los diseños actuales de los esquemas de evaporación.
- Identificación de las oportunidades de recuperación del calor en el central y destilería, basadas en métodos de integración de energía.
- Definición de parámetros de operación (temperaturas, concentraciones, niveles de jugo) con alta seguridad y mínima incertidumbre y la distribución de vapores secundarios, con marcada influencia en la disminución de los consumos de combustible y de los costos de producción.
- El incremento de la concentración de la meladura superior a 65 ° Bx, disminución del consumo de vapor en un 34% en el área de tacho, la entrega de vapor vegetal a la destilería (10 t/h) para la producción de alcohol, sin reposición de agua a la caldera, es posible a partir de un cuádruple efecto evaporador.

## **CAPITULO I. ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO**

### **1.1 Sostenibilidad energética y la industria azucarera**

Desarrollo sostenible ha sido definido por la Comisión Brundtland como el desarrollo que satisface las necesidades del presente sin comprometer la capacidad de las generaciones futuras de satisfacer sus propias necesidades. Un suministro de energía adecuado y asequible ha sido clave para el desarrollo económico y la transición de las economías agrícolas de subsistencia a las modernas economías industriales y de servicios. La energía es para mejorar el bienestar social y económico, y es indispensable para la mayor parte de la generación de riqueza industrial y comercial. Es clave para aliviar la pobreza, mejorar el bienestar humano y elevar el nivel de vida. Pero por muy esencial que sea para el desarrollo, la energía es sólo un medio para alcanzar un fin. El fin es la buena salud, un alto de vida, una economía sostenible y un medio ambiente limpio. Ninguna forma de energía - carbón, solar, nuclear, eólica o cualquier otra - es buena o mala en sí misma, y cada una sólo es valiosa en la medida en que pueda alcanzar este objetivo.

Para lograr un desarrollo económico sostenible a escala mundial será necesario de los recursos, la tecnología, los incentivos económicos apropiados y la planificación estratégica a nivel local y nacional. También requerirá un seguimiento periódico de las políticas y estrategias seleccionadas para comprobar si fomentan el desarrollo sostenible o si deben adaptarse. Es importante poder medir el estado de desarrollo de un país y supervisar su progreso o falta de progreso hacia la sostenibilidad.

En primer lugar, los gobiernos deben conocer la situación actual de su país en lo que respecta a la sostenibilidad energética y económica y como estas mejoras se pueden lograr. En segundo lugar, es importante que las implicaciones de los programas, políticas y planes energéticos, medioambientales y económicos seleccionados, y sus repercusiones en la configuración del desarrollo y en la viabilidad de hacer que este desarrollo sea sostenible. Tercero, inevitablemente habrá contradicciones. En resumen, existe una necesidad inminente de tomar decisiones informadas y equilibradas sobre políticas, inversiones y medidas correctoras (IAEA, 2005).

La energía producida y utilizada de forma que apoye el desarrollo humano a largo plazo, en todas sus dimensiones sociales, económicas y medioambientales, es lo que se

entiende por el término energía sostenible. En otras palabras, este término no se refiere simplemente a un suministro continuo de energía, sino a la producción y el uso de los recursos energéticos de forma que promuevan o al menos sean compatibles con el bienestar humano y el equilibrio ecológico a largo plazo. Muchas prácticas energéticas actuales no se ajustan a esta definición. Como se señala en la Agenda 21 "...gran parte de la energía mundial... se produce y consume actualmente de formas que no podrían sostenerse si la tecnología se mantuviera constante y si las cantidades globales aumentaran sustancialmente..." (UNDP, 2000)

En la industria azucarera, las partes interesadas internas incluyen a los agricultores, los clientes, los empleados y la gerencia. Por otro lado, las partes interesadas externas abarcan al gobierno, que establece las políticas y el marco regulatorio, los proveedores, los acreedores, la comunidad local y la sociedad. Tanto las partes interesadas internas como las externas desempeñan un papel integral en las organizaciones, ya que ayudan a la empresa a alcanzar sus objetivos mediante el suministro de sus finanzas, otros recursos, materiales, esfuerzos y perspectivas. Kumar et al. (2021) advirtieron que, a menos que las organizaciones encuentren la manera de construir relaciones saludables y equilibradas con todas sus partes interesadas, pueden convertirse en un obstáculo para el logro del objetivo de la empresa. La participación activa de las partes interesadas es vital para que las organizaciones determinen las necesidades y demandas y establezcan los medios para satisfacerlas. Al mismo tiempo, la participación de las partes interesadas permite convertir los desafíos en impulsores de una mayor productividad (Wetsakhulia, 2024).

Dovi (2009), citado por Friedler (2010) señala que, aunque están surgiendo nuevos conocimientos sobre algunos problemas relacionados con la energía, que parecen ser bastante sencillos, la mayoría de ellos aún no se han resuelto satisfactoriamente. Algunos de estos problemas son: (1) diversificación de fuentes de energía y cadenas de suministro; (2) el almacenamiento masivo de energía; (3) la actitud de aceptar la eficiencia energética y el ahorro energético como una prioridad por la sociedad; (4) el cambio del enfoque social para dejar de desperdiciar energía; (5) soluciones energéticas sostenibles para el transporte - tecnología, gestión y aceptación social; (6) soluciones energéticas sostenibles para países en desarrollo; (7) energía sostenible para asegurar el agua para el crecimiento de la población humana del mundo.

La caña de azúcar es una biomasa importante para la generación de bioelectricidad en comparación con otras fuentes de biomasa (da Silva et al, 2017). La caña de azúcar se

considera como un cultivo energético significativamente económico con una alta relación energía/volumen.

Como resultado de los factores climáticos y fisiológicos, la producción de caña de azúcar se

concentra en las regiones tropicales y subtropicales del mundo. La producción de caña de azúcar también tiene importancia económica y se utiliza en la producción de azúcar y muchos otros subproductos, lo que la convierte en un cultivo muy importante en la transición económica y energética de muchos países (Arshad, et al, 2016) (Kabeyi, 2022).

Las fábricas de azúcar producen azúcar como producto principal, mientras que el bagazo es un coproducto rico en energía con importantes beneficios económicos y técnicos con un importante potencial económico y técnico para la generación de electricidad (Arshad, et al, 2016). La industria azucarera actual está muy integrada y diversificada que produce una amplia gama de productos (azúcar, melaza, etanol, electricidad y otros) para que sea sostenible y competitiva (Kabeyi, 2020).

Los ingenios azucareros tradicionales sin exportación de la energía eléctrica a la red generan generalmente 10-20 kWh energía/tc y consumen 480-550 kg vapor/tc. Los ingenios azucareros modernos con instalaciones eficientes del sistema de cogeneración generan energía eléctrica en el rango de 115-120 kWh/tc (Kamate et al, 2009). Otra forma de aumentar el excedente de energía es adoptar técnicas de ahorro de vapor en los procesos. Los estudios demuestran que la reducción del consumo de vapor de 500 a 350 kg/tc aumenta la potencia excedente en un 24% (Birru, 2016).

Un central azucarero típico tiene una demanda de electricidad de unos 20-30 kWh/tc. Por lo general una tonelada de caña (tc) proporciona 150 kg de azúcar y 90 kg de bagazo (base seca). Las necesidades térmicas para refinar el azúcar se cubren fácilmente con el bagazo generado, por lo que la cogeneración es la opción preferida. Los ingenios poco eficientes generan vapor de 21 bar y producen unos 60-70 kWh/tc para la exportación, mientras que las inversiones más recientes han sido en vapor de 88 bar con capacidad para exportar 130 kWh/tc (World Energy Council, 2007). Se puede producir más electricidad si el bagazo utilizado se seca y se peletiza, y si se entrega a la fábrica biomasa adicional como hojas y cogollos de caña para generar energía (Kabeyi, 2022). Los estudios han demostrado que la cogeneración con bagazo es tan competitiva como la energía producida a partir de combustibles fósiles (Schlindwein, 2017). El desarrollo satisfactorio de la cogeneración con bagazo basada en la red requiere el esfuerzo de muchos actores, una inversión masiva en tecnología y capital, y el desarrollo de un

entorno político y legislativo propicio, como demuestran las lecciones aprendidas de países como Brasil, India y Mauricio, que cuentan con centrales de cogeneración con bagazo de éxito (Kabeyi, 2020).

La cogeneración con bagazo proporciona un sustituto sostenible de combustibles fósiles como el gas natural, el carbón y el gasóleo en la generación de electricidad, además de aumentar la competitividad de la industria azucarera, que se encuentra en dificultades (Mashoko et al, 2008). Dado que el bagazo es un recurso local en los países productores de azúcar, la cogeneración con bagazo mejora la seguridad del suministro energético y reduce las emisiones de gases de efecto invernadero (Mashoko, 2013). La cogeneración puede ayudar a estabilizar la red complementando las energías renovables variables, como la solar y la eólica, al tiempo que genera otros beneficios socioeconómicos, como la creación de empleo (Kabeyi et al, 2022).

## **1.2 Análisis del uso de la energía**

El uso eficiente de la energía es una necesidad imperativa para mejorar la competitividad y la rentabilidad en las industrias de procesos (Ray et al, 2021).

Existen dos tecnologías principales que pueden emplearse para la generación de electricidad mediante el uso de biomasa. La primera se basa en el ciclo Rankine tradicional, y la segunda emplea las turbinas de ciclo combinado, más sofisticadas. La forma más sencilla de aumentar la eficiencia de la utilización del bagazo es adoptar plantas de ciclo Rankine configuradas para maximizar la generación de electricidad excedente. Esto es posible mediante la introducción de calderas con mayor temperatura y presión y la sustitución de la contrapresión por turbinas de condensación-extracción. De hecho, estas medidas representan un avance en una trayectoria tecnológica ya existente (Dantas et al, 2013).

Las medidas de mejora de la eficiencia energética en ingenios azucareros han sido y continúan siendo críticas tanto para la cogeneración como en las unidades de procesamiento de azúcar/etanol. En la práctica, se ha prestado mayor atención a la cogeneración, aunque varios estudios han ilustrado claramente los beneficios de las medidas en el lado del proceso. Algunas de las posibles mejoras incluyen la siguientes: reducción del consumo de vapor en los cristalizadores, instalación de tachos continuos, instalación de difusores de caña en lugar de rodillos de molino, aumento en el número de efectos de evaporadores múltiples, y uso de máxima extracción de vapor en múltiple efecto evaporador (Birru et al, 2019). Los ingenios azucareros tradicionales tienen un

mayor consumo de vapor debido a la baja eficiencia de las turbinas de vapor mecánicas que se pueden mejorar mediante el reemplazo con accionamientos eléctricos. El tamaño de un ingenio azucarero y el consumo de energía mecánica no son necesariamente proporcionales. La modernización de la unidad de cogeneración de un ingenio azucarero con el fin de producir excedentes de energía no siempre puede ser factible debido, entre otros, a la estacionalidad de la producción de caña de azúcar y los mayores costos asociados con los equipos modernos (Raghu, 2003). Teniendo en cuenta el menor costo de producción de electricidad de bagazo que de otras fuentes de energía, debe haber una clara motivación para producir electricidad a partir de la caña de azúcar para exportar a la red nacional (Birru et al, 2019).

Las centrales eléctricas de cogeneración, también conocidas como sistemas combinados de calor y potencia, ofrecen la ventaja de producir electricidad y reutilizar el calor residual al mismo tiempo, optimizando así la eficiencia energética. Teniendo en cuenta la importancia de parámetros de diseño y condiciones de funcionamiento efectivas, el estudio realizado por Sumanraju et al (2023) adopta un enfoque analítico para medir el desempeño de una central de cogeneración que funcione con un caudal másico constante de vapor. Aunque se realizan numerosos estudios sobre el análisis de la exergía y la eficiencia para mejorar el desempeño de las centrales de cogeneración, sigue siendo necesario realizar evaluaciones exhaustivas del desempeño en condiciones variables.

Para que la cogeneración tenga éxito, según Kabeyi (2020) son necesarias las siguientes condiciones: (1) la necesidad de calor debe coincidir con la necesidad de electricidad; (2) a menos que la economía sea contundente, no debe considerarse la posibilidad de reequipamiento. Los equipos de ciclo de recuperación suelen ser muy pesados y pueden requerir una renovación sustancial de los cimientos de los edificios. Para definir ésta y otras instalaciones, conviene realizar un estudio de viabilidad detallado. También es obvio pero notable que una instalación diseñada para producir electricidad además del calor de proceso que ahora se suministra o viceversa será necesariamente mayor que la actual. Este aumento de escala suele ser caro; (3) cualquier venta de electricidad prevista en la economía debe basarse en documentos jurídicamente vinculantes, y las condiciones bajo las que se puede vender la electricidad. Una empresa eléctrica no está obligada a comprar electricidad de forma que se produzcan pérdidas netas. Una empresa eléctrica no está obligada a pagar tarifas superiores por la electricidad suministrada cuando la empresa tiene excedentes, y la empresa no está obligada a tratar con una fuente eléctrica que tenga una diferencia de fase o diferencia de frecuencia que pueda dañar el sistema

eléctrico; (4) la fuente de combustible para el del motor principal. Cuando la electricidad se vende a la a la compañía eléctrica, el precio se basa en parte en la fiabilidad de la fuente de cogeneración, lo que supone una mayor carga para el inversor en cogeneración; (5) el cogenerador debe estar preparado para adquirir o suministrar calor y/o electricidad para cuando la unidad de cogeneración esté fuera de servicio. Esta es una consideración económica importante (Thurmann, 1984).

Broadfoot (2001) describe procedimientos para establecer configuraciones prácticas de plantas para minimizar el consumo vapor de baja presión y apunta que la viabilidad económica de las fábricas de azúcar crudo se puede mejorar generando ingresos adicionales de otras fuentes. Una ventaja económica sustancial de usar vapor o electricidad generados en las fábricas de azúcar crudo a partir del bagazo, en otras industrias in situ, son los créditos de energía renovable asociados a esta energía a través del desplazamiento de combustibles fósiles que de otro modo se habrían consumido. Hodgson (2003) desarrolla una auditoría del vapor y evaluación de las opciones para reducir el consumo de vapor de alta y baja presión para incrementar la cogeneración.

Lavarack et al. (2004) han realizado estudios para mejorar la eficiencia de la energía de fábricas de azúcar donde prioriza reducciones del consumo de vapor de baja presión y examina la mejora de la eficiencia energética de las fábricas de azúcar para una mayor diversificación de productos, en concreto para: (1) aumentar la producción de vapor para exportarlo a una instalación de producción adyacente (una destilería); (2) aumentar la producción de bagazo (suministro a central adyacente); y (3) aumento de la cogeneración de electricidad.

El problema del uso de subproductos de la caña de azúcar para producir productos de valor agregado, la reducción del consumo de energía y el alto costo de producción se puede simplificar con el uso de actividades de cogeneración y la reducción de la demanda de vapor de proceso (Abatneh, 2013).

La eficiencia energética es también un asunto importante en una reconstrucción de la fábrica como biorrefinería dado que el costo del combustible está en el orden del 10 % del costo total de producción y la quema del combustible es responsable de la mayor parte de las emisiones atmosféricas (Urbaniec, 2000).

El Consumo Energético de Referencia (CER) es la cantidad de energía que debería consumirse durante el mismo período o el mismo volumen de producción. Por su parte, el Consumo Específico de Energía (CEE) es la relación entre la cantidad de energía y la cantidad de producción, lo que indica la cantidad de energía necesaria para producir una

unidad de producto. Además, el límite de evaluación también es importante. En este caso, tanto el CER como el CEE se basan en el rendimiento de la planta.

Se desarrollan en forma de ecuaciones de correlación con factores influidos en lugar de utilizar un valor medio o constante. El consumo energético de la industria azucarera depende en gran medida de las estaciones. Por lo tanto, el CER y CEE se desarrollan para una estación específica. Los pasos a seguir son los siguientes: (1) los datos de la fábrica y de las mediciones se analizan utilizando el concepto de balance de masa y energía para indicar las posibles variables independientes que influyen en el CER y el CEE. Las variables deben recogerse regularmente; (2) se determinan las variables independientes y dependientes. En este caso, CEE y CER son variables dependientes; (3) el análisis de correlación examina la correlación entre variables por la cual las variables independientes son realmente independientes y no hay colinealidad o multicolinealidad entre ellas; (4) determinar la relación entre las variables independientes y dependientes que puede ser lineal o no lineal; (5) utilización de una herramienta estática para determinar las ecuaciones de regresión CER y CEE adecuadas ( Assawamartbunlue et al., 2018).

### **1.3 Sistemas de gestión de la energía**

Según algunos estudios de casos, la implantación de la norma ISO 50001 aumentó los indicadores de rendimiento energético. Los competidores estarán aún más motivados para adoptar la norma debido a estos resultados positivos (Marimon et al, 2017).

El principal objetivo de la norma ISO 50001 sobre sistemas de gestión de la energía es permitir que las empresas sean más eficientes desde el punto de vista energético. Sin embargo, la integración de la gestión energética en el proceso de toma de decisiones industriales ha recibido poca atención. En consecuencia, es fundamental investigar el ámbito de la gestión energética para ayudar a los responsables de la toma de decisiones industriales a identificar las acciones específicas necesarias para reducir los retrasos en la gestión de la energía (Hasan et al, 2020).

En el contexto de la gestión y conservación de la energía Yan et al (2022) han expresado que, el mantenimiento y la programación de sistemas de redes inteligentes y las predicciones de consumo energético son importantes áreas de estudio. Para el análisis de patrones de consumo de energía, las tecnologías de inteligencia artificial (IA), como el aprendizaje automático (ML) y el aprendizaje profundo integrado (DL), son cada vez más relevantes (El Maghraoui et al., 2022).

La colaboración en la cadena de suministro puede mejorar la eficiencia energética, sin embargo, la mayoría de las empresas siguen prestando una atención secundaria a si sus socios emplean sistemas de gestión de la energía, incluida la eficiencia energética, incluida la previsión energética, en sus procesos comerciales. La cooperación entre los socios de la cadena de suministros mejorará el valor para cada socio y para la cadena de suministro en la función de un sistema, ya que se podrán evitar costes, dividir los riesgos y mejorar la capacidad de respuesta en un entorno comercial en constante evolución.

Además, el término demanda de energía denota, en general, cualquier tipo de energía necesaria para satisfacer las necesidades de los consumidores individuales o sectoriales. Por lo tanto, la energía se puede agrupar en varias divisiones a través de los usuarios finales.

La gestión de la energía es fundamental para el éxito económico y la seguridad medioambiental, ya que la energía está conectada a muchos sectores, como la fabricación

industrial, la producción agrícola, el acceso al agua, la educación, la salud, la población, la calidad de vida, etc. Además, la industria y los gobiernos deben seguir simultáneamente estas tres cuestiones:

- Seguridad energética (consistencia de las infraestructuras energéticas y capacidad de los proveedores de energía para hacer frente a la demanda actual y futura).
- Equidad energética (disponibilidad y asequibilidad del suministro energético para la población).
- Sostenibilidad (productividad energética y mejora de la energía suministrada por fuentes renovables y otras fuentes con bajas emisiones de carbono).

No cabe duda de que el consumo excesivo de energía tiene una repercusión importante y perjudicial para la salud. Por lo tanto, para un país, y sobre todo para el resto del mundo, el consumo excesivo de energía tiene un impacto negativo en el medio ambiente. Por ello, la demanda energética es una de las principales preocupaciones de los países en desarrollo, en el desarrollo de estrategias energéticas (Roozbeh, 2021).

La optimización de la estructura industrial y el fomento de la conservación de la energía y la reducción de las emisiones son medidas importantes para que la industria manufacturera logre una reducción de costes, un aumento de la eficiencia y un desarrollo ecológico sostenible. El suministro de energía en función de la demanda es una de las medidas importantes para promover continuamente la conservación de la energía y la reducción de las emisiones, reducir los costes y aumentar la eficiencia y el desarrollo

ecológico sostenible de las empresas. Mediante series temporales, ajuste de datos, agrupación y otros algoritmos, basándose en la planificación de la producción, los requisitos del proceso y otros datos, Qian et al. (2021) construyeron el modelo de predicción del consumo de energía de vapor para realizar la predicción continua de la estrategia de puesta en marcha de la caldera de vapor, a fin de lograr el objetivo de suministro de energía de vapor según la demanda, la conservación de la energía y la reducción de las emisiones.

La auditoría energética, también llamada estudio energético, análisis energético o evaluación energética, examina las formas en que se utiliza actualmente la energía en esa instalación e identifica algunas alternativas para reducir los costes energéticos. Los objetivos de la auditoría son: (1) identificar claramente los tipos y costes del uso de la energía, (2) entender cómo se utiliza esa energía y, posiblemente, cómo se desperdicia, (3) identificar y analizar alternativas, como la mejora de las técnicas operativas y/o nuevos equipos que podrían reducir sustancialmente costes energéticos, y (4) realizar un análisis económico de esas alternativas y determinar cuáles son rentables para la empresa o industria en cuestión.

Uno de los principales usos del combustible en muchas instalaciones es la generación de vapor que se utiliza para suministrar calor al entorno, al proceso y energía mecánica.

Se pueden encontrar muchas oportunidades significativas de reducción de costes energéticos en los sistemas de generación y distribución de vapor en edificios e industrias. En primer lugar, se calcula la cantidad de energía que entra en un sistema de generación de vapor y, a continuación, determina a dónde va la energía. Estas estimaciones proporcionan una

y otras formas de mejorar la eficiencia de una caldera y pueden utilizarse para evaluar las posibilidades de aislamiento de las líneas de distribución de vapor (Capehart et al, 2003).

## **1.4 Integración de energía**

### **1.4.1 Aplicación de la integración de energía en centrales azucareros**

La implantación de la tecnología de pellizco en una planta real rara vez se realiza debido a, por ejemplo, la limitación de las licencias de planta o las operaciones de garantía.

El concepto de Análisis del Pellizco (AP) es sencillo pero potente para estimar el ahorro energético en el diseño de RIC. El Pellizco se basa en la 1ª y 2ª leyes termodinámicas. La 1ª ley de la termodinámica establece que el calor liberado por las corrientes calientes será igual al calor absorbido por las corrientes frías, mientras que según la 2ª ley no es

posible que ningún proceso tenga transferencia de calor de corrientes frías a corrientes calientes.

La idea de ahorrar energía utilizando el análisis de pellizcos es maximizar el proceso de intercambios de calor y evitar cualquier exceso de consumo. El AP describe la línea base del objetivo energético de cualquier proceso mediante trazando la energía disponible (entalpía) y los agregados de flujos calientes y fríos, lo que posteriormente se conoce como curvas. Estas curvas describen todo el proceso y las necesidades de energía. La región en la que las curvas se solapan, indica el máximo potencial de recuperación de calor que se puede aprovechar de los flujos del proceso. Mientras tanto, el punto más cercano entre la superposición de las curvas caliente y fría se denomina Pellizco. Esta temperatura de pellizco limitará la recuperación de calor. La necesidad de energía externa (servicios) aumenta en función de la parte creciente de  $\Delta T_{min}$  elegido. Hay tres reglas de oro que se han convertido en un consenso en la aplicación del Pellizco: (1) El calor transferido a través del pellizco está prohibido, (2) No se recomienda la colocación incorrecta de servicios, dado que debajo del pellizco sólo se necesitan servicios fríos frío, mientras que por encima del pinzamiento sólo se necesitan calientes, (3) No se permite una transferencia de calor inferior al valor  $\Delta T_{min}$  determinada (Mandalagiri et al., 2021).

El AP se ha convertido en una técnica aceptada para identificar oportunidades óptimas de recuperación de calor y también como un medio de desarrollar opciones de bajo coste para eliminar los cuellos de botella en las plantas y reducir las emisiones. El análisis del Pellizco se ha aplicado anteriormente al procesamiento del azúcar y ha sido útil para identificar algunas oportunidades de ahorro energético y ha aportado nuevos conocimientos sobre la integración de evaporadores y la extracción de vapor. Estos estudios también han confirmado que la industria azucarera está muy avanzada en la curva de aprendizaje en materia de eficiencia energética. Sin embargo, la principal ventaja aún no se ha aplicado ampliamente en la fabricación de azúcar, es el uso de la tecnología para ayudar a optimizar sistemáticamente los diseños de modernización para ahorrar energía en las plantas existentes, principalmente mediante la integración de evaporadores y la extracción de vapor (Singh et al, 1997).

La extracción de datos es una actividad crítica que requiere mucho tiempo, ya que la calidad y el realismo de las soluciones de diseño dependen en gran medida de que los datos sean correctos. En este caso también se aplica el dicho de que «basura entra, basura sale». El autor refiere que los principales retos de la extracción de datos para un proyecto de integración térmica son : (1) establecer el conjunto más correcto de datos

relacionados con los flujos y las condiciones termodinámicas de los flujos de proceso utilizados como entrada para el análisis y el diseño de la recuperación de calor, (2) representar las necesidades de calentamiento, enfriamiento, evaporación y condensación de los flujos de proceso de tal manera que los grados de libertad .se mantengan abiertos para el diseño de la red.

Para la extracción manual de datos, pueden ser útiles las siguientes directrices: (a) no copie todas las características de la hoja de cálculo conceptual o de un diseño existente, (b) no mezclar flujos a diferentes temperaturas. (b) no incluya los servicios auxiliares como datos del flujo, (d) no acepte los prejuicios de sus colegas contra la integración del calor, (e) no ignore las verdaderas limitaciones prácticas, (f) distinguir entre datos de corrientes blandas y duras (Klemeš, 2013).

Espinosa (2013) realiza un estudio de integración de potencia y proceso en un ingenio productor de azúcar crudo, pero no incluye la evaluación del potencial de recuperación de la energía térmica. Riadi et al (2022) evalúan el efecto de las condiciones de funcionamiento del vapor a baja presión (LPS) en una fábrica de azúcar; en el cual realiza la optimización de la demanda energética, la búsqueda de la condición óptima del vapor de baja presión y la elección de la mejor configuración del múltiple efecto evaporador mediante el análisis del Pellizco. Se determinó que el máximo ahorro potencial de energía que puede adquirirse fue de 30% con el vapor de baja presión a 0,9 - 1,1 kg/cm<sup>2</sup>.

González y col (2013) efectúan un análisis de factibilidad de la integración de los procesos de producción de azúcar y alcohol, mediante el cual concluye que existe un manejo inadecuado del agua y energía lo cual repercute de manera negativa en los procesos de obtención de azúcar y alcohol; el vapor generado en el área de evaporación no es aprovechado eficientemente lo que trae consigo un sobreconsumo de vapor de escape y un mal funcionamiento del central y por ende de la destilería y mediante el AP se demostró que pueden existir otras combinaciones en el proceso que contribuyan a disminuir el consumo de vapor y el mejor aprovechamiento del área de evaporación, lo cual conduciría a un sistema de mayor fiabilidad en cuanto al envío de vapor para la destilería.

Lavarack et al (2004) examinan la mejora de la eficiencia energética de las fábricas de azúcar para una mayor diversificación de productos, en concreto para: (1) aumentar la producción de vapor para exportarlo a una instalación de producción colindante (p. ej. destilería); (2) aumentar la producción de bagazo (p. ej, una fábrica de pasta de papel); y (3) aumento de la cogeneración de electricidad.

La optimización termoeconómica presentada por Ensinas et al (2006) demostró ser muy útil para analizar la generación de costos en el diseño de la red de calentadores y sistema de evaporación azucarera, buscando los mínimos costos de inversión y costos de inversión y operación, eligiendo así, la mejor alternativa para la integración térmica de la fábrica.

Un estudio de Pratap et al (2019) aplica la tecnología de pellizco a un proceso de producción de azúcar para calcular los objetivos mínimos de energía en el que el jugo de cada etapa de evaporación se considera una corriente caliente, pero las corrientes disminuyen su temperatura por acción del vacío y no por enfriamiento. Por lo tanto, el requisito mínimo de refrigeración es elevado. Se trata de corrientes blandas que no deben tomarse para el AP.

Rosales y col (2020) refieren que, en la mayoría de los centrales cubanos, aún es insuficiente la aplicación de las técnicas de integración de procesos vinculadas al manejo del agua y la energía y proponen modificaciones en el esquema de evaporación mediante la aplicación del método de AP. En la extracción de datos incorpora corrientes calientes, las cuales se enfrían por efecto del vacío y no por enfriamiento con servicio externo, constituyendo corrientes blandas que no deben ser consideradas en la aplicación del método de AP.

#### **1.4.2 Integración energética total**

La integración del calor en varias plantas ofrece una serie de oportunidades de recuperación de calor fuera de los límites de las plantas individuales. Ante las crecientes exigencias de desarrollo sostenible y conservación del medio ambiente, la integración del calor en varias plantas es muy necesaria para reducir el consumo de energía.

La integración del calor entre plantas se consigue inicialmente mediante diferentes niveles de vapor. El calor de alto grado se utiliza para generar vapor y, a continuación, el vapor se transporta a otras plantas para suministrar calor. Un sistema de vapor es un sistema de suministro convencional ampliamente utilizado en las industrias, y las tuberías para los distintos niveles de vapor están bien establecidas. Por este motivo, es relativamente sencillo lograr la integración del calor entre plantas basándose en el sistema de vapor existente. Los primeros estudios sobre la integración del calor en varias plantas se basaban prácticamente en un sistema de vapor. Se ha descrito la integración térmica de varias plantas con un sistema de suministro centralizado y se introdujo el concepto de integración térmica total. Fue una ampliación del análisis de pellizcos, y se propusieron

perfiles de fuentes y sumideros para determinar los distintos niveles de vapor que podían generarse para encontrar el objetivo energético entre plantas. Se ha definido el método de integración del calor utilizando un fluido intermedio para la integración indirecta del calor. Se propuso una metodología de Integración Total de Calor en planta para determinar la transferencia de calor entre procesos utilizando diferentes niveles de vapor. Se ha desarrollado además el perfil total del emplazamiento y la gran curva compuesta de servicio del emplazamiento para evaluar el potencial de recuperación de calor total del emplazamiento (Wang et al., 2015)

Las redes de intercambiadores de calor (RIC) se han utilizado ampliamente para la recuperación de energía en la industria de procesos. Sin embargo, el problema de la flexibilidad no se ha tenido en cuenta en el diseño de estas redes, por lo que carecen de la capacidad suficiente para hacer frente a las fluctuaciones del proceso. Por otro lado, la síntesis de RICs entre plantas ha recibido una atención creciente en los últimos años debido a su potencial de ahorro energético total. Las RIC entre plantas tendrán más problemas de operabilidad debido a las fuertes interacciones entre las plantas, por lo que es de gran importancia lanzar síntesis flexible de las RIC entre plantas, un reto que hasta ahora no se había abordado. El análisis de la flexibilidad es la base y el proceso esencial de la síntesis flexible (Tao et al., 2020).

La integración térmica entre plantas puede ahorrar aún más energía una vez realizada la integración térmica de cada planta. Song et al. (2016) proporcionan un procedimiento para seleccionar plantas y corrientes frías/calientes para la integración de calor entre tres plantas, que puede reducir el número de corrientes frías/calientes participantes antes de la integración, mientras que los objetivos energéticos prácticamente no cambian.

Los agentes intermedios desempeñan un papel en la integración indirecta del calor entre plantas. Cada uno de ellos tiene un desempeño único en la recuperación de calor, sin embargo, rara vez se emplean conjuntamente, lo que simplifica el problema, pero limita el alcance de la recuperación de calor (Liu et al, 2020).

### **1.5 Recuperación del calor residual**

Las fuentes de calor residual y sus usos pueden clasificarse convenientemente por la temperatura a la que se expulsa el calor. El uso de calor residual para calentar una corriente de fluido debe considerarse si: (1) la fuente de calor residual está lo suficientemente cerca de la corriente de fluido como para que la temperatura del fluido sea lo más baja posible;

(2) la fuente de calor residual está lo suficientemente cerca de la corriente de fluido siga siendo lo suficientemente alta como para ser útil, incluso después de tener en cuenta todo el calor perdido en el transporte del fluido desde la fuente hasta la corriente; (3) el uso del calor residual de la fuente no creará problemas en la fuente, y (4) la transferencia de calor de la fuente al flujo es técnicamente viable.

El primer paso en el análisis de un proceso industrial para una posible recuperación de calor residual es la recopilación de datos suficientes para describir el proceso mediante un balance térmico. El siguiente paso es encontrar todas las fuentes puntuales de uso o escape de calor, determinar la energía (MJ) anual y la temperatura media de cada una, y mostrar esta información en un diagrama de entrada-salida de la instalación. Si es posible, el calor residual de un proceso debe utilizarse para mejorar la eficiencia de ese mismo proceso en su fuente de calor. Esta práctica evita las pérdidas por transporte y ayuda a mantener cada proceso lo más independiente posible de otro (Capehart et al, 2003).

La integración del calor de proceso incluye el aprovechamiento del calor de las aguas residuales liberadas por las operaciones industriales. Según la teoría termodinámica, la recuperación de calor residual puede aplicarse a cualquier escala, siempre que exista un gradiente térmico entre las dos corrientes y se utilice un buen conductor de calor para separarlas. La capacidad calorífica y el caudal influyen en la idoneidad del intercambio de calor de las aguas residuales. Las perspectivas más significativas para la recuperación de energía pueden materializarse mediante aplicaciones integradas planificadas para el aprovechamiento del calor residual mediante el análisis del Pellizco (Gbadeyan et al., 2024).

El calor residual es el calor que se genera en un proceso mediante combustión de combustible o reacción química, y que luego se vierte al a pesar de que podría reutilizarse para algún fin

algún fin útil y económico. La cualidad esencial del calor no es su cantidad, sino su valor. La estrategia para recuperar este calor depende en parte de la temperatura de los gases de calor residual y de los aspectos económicos. La recuperación del calor residual tiene un efecto directo en la eficiencia del proceso y los costes del proceso (Ranjit et al, 2017).

El agua condensada de escape directo inyectada al tanque desaireador elimina el tanque de agua de alimentación. Se elimina la intermitencia del agua en el tanque de alimentación y la bomba de transferencia de agua de alimentación, al hacerlo, aumenta la temperatura del agua en el desaireador para eliminar los gases no condensables,

conservación del vapor hasta 2.057 TPH, aumento del ritmo de molienda adicional, aumento del rendimiento de la caldera, elimina la intermitencia del agua en el depósito de alimentación, pérdida de vapor.

Para ahorrar energía en el funcionamiento de la bomba eliminando el depósito de agua de alimentación, ahorro del combustible primario que alimenta el horno. La función principal del desaireador es eliminar los gases disueltos como el oxígeno y el dióxido de carbono del agua de alimentación para prevenir corrosión en las tuberías, el economizador y la caldera.

La desaireación se consigue mediante vapor, que actúa como agente depurador en el desaireador y ayuda a ventilar los gases a la atmósfera. Para eliminar los gases del agua de alimentación, la temperatura debe elevarse hasta el punto de ebullición porque la solubilidad de los gases depende de la temperatura del agua y presión parcial del gas en contacto con ella (Kerakalamatti, 2017)

### **1.6 Uso del agua en el central**

El uso del agua en los ingenios azucareros depende de varios factores, y los más importantes son los vinculados con su disponibilidad, calidad y temperatura. De esta forma los estudios que se han realizado en este sentido han permitido establecer las categorías siguientes para el uso del agua: agua vinculada directamente al proceso productivo, agua vinculada indirectamente con el proceso productivo, agua no vinculada al proceso productivo (González, 2015).

Todas las necesidades de agua de proceso de las fábricas, es decir, el agua agregada al proceso, debieran suministrarse generalmente por un excedente de condensado. Asumiendo que todo condensado de salida del primer efecto de la evaporación sea retornado a las calderas como agua de alimentación, únicamente una pequeña proporción de condensados provenientes de otras unidades será requerido para la reposición en la alimentación de calderas y el resto estará disponible para uso como agua de proceso. Esta cantidad está afectada por la cantidad condensada en el último efecto, la cual no está disponible para uso en el proceso, es decir, está afectada por la economía de vapor de la fábrica. Mientras mayor sea la eficiencia del vapor de la fábrica, mayor será la cantidad de condensado disponible (Rein, 2012).

Los condensados son una de las sustancias de la industria azucarera con más vastas cantidades, se puede decir que sobrepasa por mucho a todos los otros materiales utilizados. Las contaminaciones de los condensados son uno de los principales problemas

en el ingenio sean por azúcar o aceite por lo que es necesario tomar medidas durante el proceso para evitarlas a toda costa.

El condensado siempre será utilizado como primera opción para agua de alimentación de calderas. La cantidad del condensado producido es mucho mayor que la cantidad requerida por las calderas y el excedente debiera utilizarse para consumos de agua en los procesos en la fábrica. Las cantidades de los diversos tipos de condensado son dependientes de la configuración de evaporadores y del grado en que se presenten las extracciones de vapor.

La selección de la mejor calidad de condensado para alimentación de calderas requiere generalmente utilizar el condensado de vapor de escape lo más que se pueda, ya que éste es el más limpio. El vapor y posteriores condensados algunas veces están contaminados con compuestos volátiles, los que se evaporan con el agua en los evaporadores y tachos, y adicionalmente estos condensados pueden estar potencialmente contaminados por arrastre de jugo azucarado durante la ebullición.

Adicional al azúcar, estos condensados también pueden contener pequeñas cantidades de etanol, ácidos orgánicos volátiles tales como los ácidos fórmico y acético, así como amoníaco. El etanol y los ciclos orgánicos ingresan a la fábrica en el jugo crudo y generalmente son formados por reacciones de degradación en la caña antes de la molienda y/o en el área de molienda. Estos se volatilizan, en los evaporadores y en casos severos los vapores ácidos pueden ocasionar corrosión en las calandrias y en las tuberías de condensados.

El condensado vegetal puede ser contaminado o no contaminado. Los provenientes de los vasos 1 y 2, de los pre-evaporadores y los tachos son condensados no contaminados o condensados puros como también se les suele llamar en la industria y son utilizados como agua de alimentación de las calderas; para el enfriadero de bombas de vacío, la maceración y como agua de reposición a compresores mientras que los obtenidos en los vasos 3 y 4 y en los calentadores son condensados contaminados o condensados de uso tecnológico, los cuales son usados como agua de imbibición en los molinos, para la preparación de la lechada de cal, la dilución de las mieles y en la limpieza de equipos como el lavado de los filtros y de las centrífugas, spray de los filtros. De esta forma todos los condensados son recuperados y almacenados según su clasificación.

El uso de aguas de alimentación sin calidad para las calderas provoca trastornos gravísimos, como son las roturas en los equipos de generación, disminución de eficiencia, desbalance térmico, etc., siendo estos trastornos realmente fatales en los ingenios cuyas

plantas de generación son más modernas. la calidad de las mismas depende en esencia de dos cuestiones: buen mantenimiento mecánico y estado físico correcto, con las instalaciones que sean necesarias en los equipos productores de agua de la casa de caldera. (Coakled, 2010)

Algunos aspectos frecuentes en las fábricas de azúcar son los fallos de hermeticidad en los intercambiadores de calor y el incumplimiento de la disciplina tecnológica, lo cual causa la contaminación de los condensados con sacarosa; no siendo aptos para la alimentación de los generadores de vapor, y expulsadas hacia la zanja cuando han sido cubiertas otras necesidades del proceso productivo (Rodríguez y col, 2010).

La característica más común en todos estos estudios relacionados con el consumo de agua en las fábricas de azúcar es el enfoque parcial hacia alguno de los aspectos del proceso, por ejemplo: el porcentaje del agua de imbibición, o la visión de algunos de los aspectos del subsistema, como es el caso del sistema de condensado. (González, 2015).

El ingreso del agua a la fábrica puede ser mediante el agua presente en el cuerpo de la caña además del agua cruda agregada o en forma de agua de servicio. Es decir, existen dos vías fundamentales de consumo de agua en un ingenio azucarero: agua vegetal, que es aquella que entra al ingenio formando parte de la estructura de la caña de azúcar, alcanzando el 70% del peso de la caña; y el agua cruda, que entra al ingenio procedente de fuentes externas tales como pozos, ríos, presas, etc. (Coakled, 2010)

Los condensados clasificándose según su uso en condensados puros, condensados impuros y aguas contaminadas.

Los condensados puros son los que se deben aprovechar en la alimentación de las calderas por ser las que más fácilmente se contaminan. Esta agua, aunque se aprovechan correctamente, normalmente no alcanzan para la alimentación total de las calderas, por lo que se hace necesario el aprovechamiento al máximo de los condensados vegetales, sobre todo los procedentes de los segundos vasos de cuádruples o quíntuples.

Los condensados impuros son aquellos procedentes de la evaporación del jugo de la caña y pueden contaminarse debido a malas operaciones y desperfectos mecánicos de los equipos, roturas e errores de diseño. Para su uso como agua de alimentación a las calderas es necesario estar previamente seguros mediante un control analítico estricto de que no tienen contaminaciones.

Las aguas contaminadas son las procedentes del proceso tecnológico que se contaminan con más frecuencia ya sea por azúcar o por aceite siendo ambas muy perjudiciales cuando se encuentran presentes en el agua de alimentación. (Ingaramo, 2004).

### **Conclusiones parciales**

1. La industria azucarera actual está muy integrada y diversificada, la cual produce una amplia gama de productos (azúcar, melaza, etanol, electricidad y otros) para que sea sostenible y competitiva
2. Las medidas de mejora de la eficiencia energética en ingenios azucareros han sido y continúan siendo críticas tanto para la cogeneración como en las unidades de procesamiento de azúcar/etanol; con mayor atención a la cogeneración, aunque varios estudios han ilustrado claramente los beneficios de las medidas en el lado del proceso.
3. El Método de Análisis del Pellizco se ha aplicado al procesamiento del azúcar y ha sido útil para identificar algunas oportunidades de ahorro energético y para aportar nuevos conocimientos sobre la integración de evaporadores y la extracción de vapor.
4. La extracción de datos es una actividad crítica que requiere mucho tiempo, ya que la calidad y el realismo de las soluciones de diseño dependen en gran medida de que los datos sean correctos.

## **CAPTITULO II. ANÁLISIS DEL USO DE LA ENERGÍA Y EL AGUA EN EL CENTRAL AZUCARERO.**

### **2.1 Fundamentación de estrategia para la evaluación del desempeño energético en el central azucarero y destilería.**

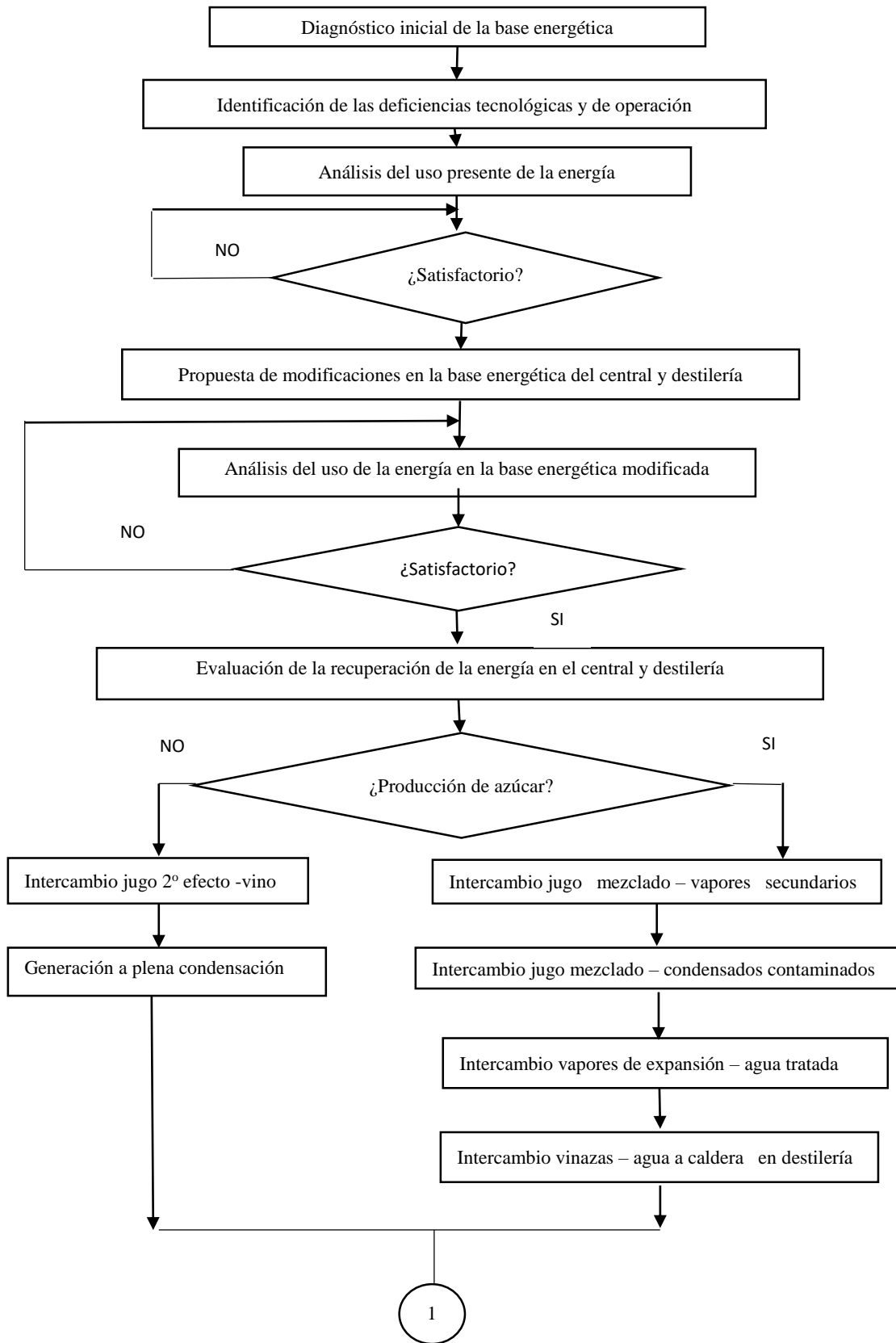
La evaluación del desempeño energético del central se sustenta en la implementación de las actividades de la revisión energética según la norma cubana ISO 50001:2019 para los sistemas de gestión de la energía.

Se aplican las metodologías del balance termoenergético (Espinosa y col., 2019) y el procedimiento de análisis del uso de la energía (Hernández y col., 2021), que constituyen las principales actividades de la revisión energética, con el objetivo de determinar, analizar y comparar evaluativamente los indicadores de desempeño energético (IDEns).

Se fundamenta, además, en la metodología de integración de calor, las experiencias industriales y el análisis de la literatura.

Las principales actividades realizadas en la revisión energética fueron: (1) análisis del uso y consumo actual de la energía, (2) evaluación del desempeño energético actual. El estudio incluye, además, (3) la determinación del ahorro de recursos energéticos para mejorar el desempeño energético y (4) la evaluación técnica y económica de la factibilidad de modificaciones en el esquema termoenergético.

Basado en las consideraciones anteriores se propone una estrategia para la definición de modificaciones en el esquema energético que propicien la disminución de los consumos específicos de energía y el incremento de la eficiencia térmica en la producción de azúcar y etanol mediante la aplicación de métodos de análisis del uso de la energía y de integración de procesos. La estrategia se aplica primeramente en el central azucarero, cuyos resultados son de importancia para la toma de decisiones en el análisis del uso de la energía y la integración de calor en el central y en la destilería.



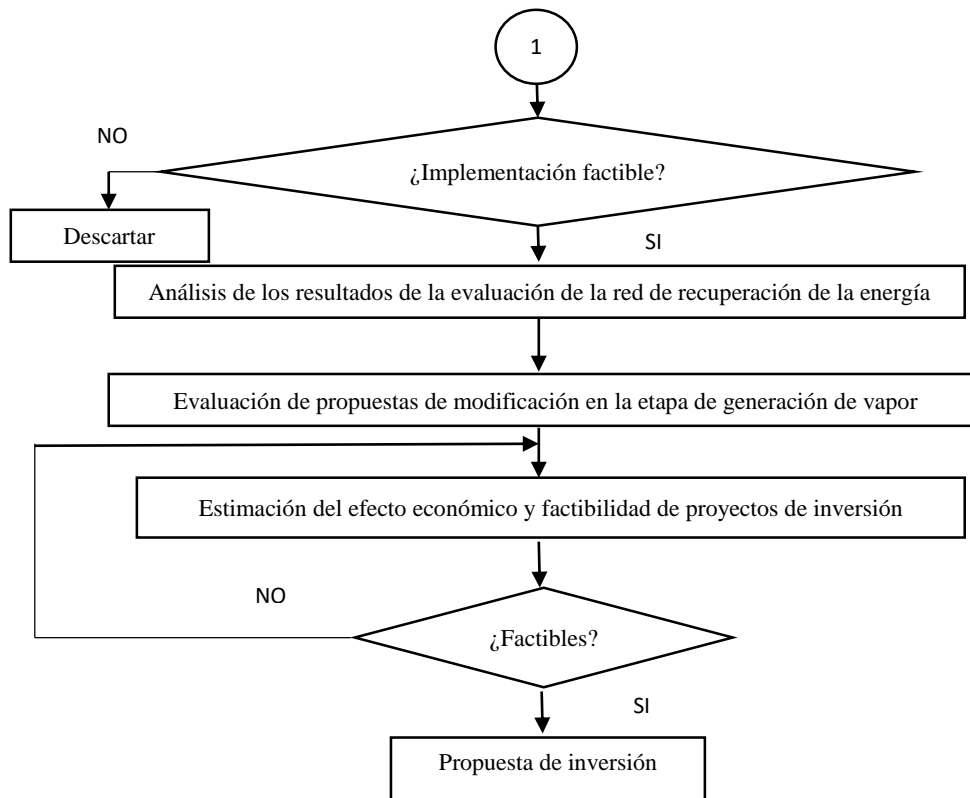


Figura 2.1 Estrategia para la evaluación de la base energética del central azucarero y destilería.

La estrategia comienza con el registro de los reportes de zafra y la verificación del estado técnico del equipamiento, que incluye generador de vapor, motores primarios y equipos consumidores de vapor. A partir de los reportes se realiza el análisis del comportamiento de los indicadores de eficiencia. A continuación, se identifican las deficiencias tecnológicas y de operación y se aplica la metodología para el uso actual de la energía, que incluye los balances de materiales, vapor, agua y calor para el esquema térmico actual. Como resultado se obtienen las demandas de vapor y calor, agua a caldera, consumo de bagazo, flujos de condensados y vapores secundarios, corrientes de proceso, pérdidas de calor y los indicadores de desempeño energético.

En correspondencia con los resultados se rectifican los cálculos. A continuación, se definen las modificaciones al esquema térmico actual y se aplica la metodología para el análisis del uso de la energía.

A continuación, se evalúa la recuperación de la energía en el central y destilería para dos escenarios de producción.

Un escenario consiste en la producción de meladura de baja densidad a partir del segundo efecto evaporador de 25 a 30 °Bx. En este escenario ocurren dos intercambios entre corrientes de procesos: (1) intercambio de meladura de baja densidad con servicio de enfriamiento con agua o vino en la destilería, con el objetivo de disminuir la temperatura en la meladura para la batición; (2) al concluir la producción de meladura de baja densidad se produce un intercambio entre el vapor de escape y agua de enfriamiento en el primer efecto con el objetivo de lograr la condensación a plena generación en el primer efecto con el bagazo sobrante de la molienda.

Otro escenario consiste en la producción de azúcar crudo, donde ocurren cuatro intercambios: (1) jugo mezclado con vapor de jugo, con el objetivo de calentar el jugo para la clarificación, (2) jugo mezclado con condensados de uso tecnológico, con el objetivo de disminuir su temperatura para ser utilizados como agua de imbibición y calentar el jugo, (3) vapores de expansión y gases incondensables con el agua tratada para su calentamiento, (4) vinaza residual con agua de alimentar calderas en la destilería.

Se determina la factibilidad de implementación práctica en la industria de todos los intercambios propuestos. Se descartan los que no son posibles de implementar.

A continuación de se analizan los resultados de la aplicación de la metodología de integración de energía para la definición de la magnitud de la recuperación de calor en los intercambios evaluados.

Si lo resultados son satisfactorios se definen las corrientes calientes y frías para la aplicación del Método del Análisis del Pellizco.

Los resultados del análisis del uso de la energía constituyen la base para la estimación del efecto económico de las modificaciones al esquema termoenergético.

## **2.2 Descripción del proceso de fabricación**

La producción de azúcar crudo obedece a un esquema general que a continuación se expone:

La materia prima se pesa para su control en cuanto a los gastos de producción y la contabilidad azucarera, posteriormente se prepara mediante un sistema de cuchillas permitiendo una eficiente extracción del jugo en la planta moledora, donde se le adiciona agua de imbibición para un mayor agotamiento del bagazo en cantidad correspondiente a

un 200 % del peso de la fibra. Como desecho se obtiene bagazo con 1,5 – 3 % de pol y aproximadamente 50 % de humedad. En esta sección se obtiene el jugo mezclado cuyas características son: 13-18 % °Brix, 78 - 85 de pureza. Estas características varían en correspondencia con la madurez, estado fisiológico de la caña, condiciones meteorológicas y época del año.

El bagazo constituye el combustible básico de la fábrica, generándose aproximadamente 2 toneladas de vapor por una tonelada de bagazo.

La purificación del jugo comprende las siguientes operaciones:

- Adición de lechada de cal al jugo al jugo mezclado en proporción de 400 - 900 gramos de Oxido de Calcio/ t de caña.
- Calentamiento del jugo alcalizado hasta una temperatura de 103 – 105°C.
- La clarificación del jugo se realiza por decantación en el clarificador, donde se obtiene cachaza líquida mezclada con una proporción de jugo que se recupera por filtración. En la clarificación se obtiene jugo clarificado con brix aproximadamente igual al del jugo mezclado. Se alcanza una pureza de uno a tres unidades superior a la del jugo mezclado y un pH entre 6,8 y 7.
- La filtración de la cachaza líquida se realiza en el filtro rotatorio al vacío. Aquí se le adiciona bagacillo como medio filtrante en proporción de 7 a 8 kg/t de caña. En esta etapa del proceso se obtiene cachaza agotada con una concentración de sacarosa de 2-2,5 % pol y una humedad de 74-76 % y jugo filtrado aproximadamente de un 10 a 15 % del jugo mezclado con una pureza inferior a este. El jugo filtrado se incorpora al tanque de jugo mezclado.
- La evaporación (concentración del jugo) jugo clarificado se realiza en evaporadores de múltiple efecto, donde se separa aproximadamente el 75 % de agua del jugo. Se obtiene una meladura con una concentración de 65 °brix.
- La cristalización y cocción se realiza en los tachos al vacío mediante un esquema de tres masas cocidas A, B, y C para pureza en el jugo iguales o mayores de 80 y un esquema de dos masas cocidas cuando la pureza es inferior a 80.

En la actualidad, con vistas a producir una azúcar comercial de calidad superior a 99 % pol se ha establecido un sistema de doble semilla para satisfacer las demandas del mercado y la competitividad mundial.

La masa cocida A se fabrica con pie de semilla B y meladura. La masa cocida B se fabrica con pie semilla C y miel A. La masa cocida C se fabrica con pie de grano mejorado

(cristalización) y miel B. En el caso de la doble semilla, la masa cocida B se produce con un pie de grano mejorado (cristalización) y miel A.

La centrifugación de las masas cocidas se realiza con centrifugas continuas para las masas cocidas B y C y en las masas cocidas A con centrifugas discontinuas. En esta operación se separan los cristales de las mieles.

### 2.3 Diagnóstico inicial

El diagnóstico inicial se corresponde con las actividades definidas en la NC ISO 50001:2019 para la revisión energética que comprende el análisis el uso y el consumo de la energía basándose en mediciones y otro tipo de datos. En el Anexo 1 se muestran los datos de operación de los equipo y reportes de zafra.

#### 2.3.1 Identificación de las fuentes de energía actuales

El central tiene instaladas dos calderas alemanas de 25 t/h cada una sin uso en la actualidad. Presentan deficiencias tecnológicas que requirieren rehabilitación. Actualmente, el vapor se genera con una caldera de 60 t/h del tipo Retal modificada.

La destilería cuenta con una caldera de 15 t/h alimentada con fuel oil, con un consumo de 500 L/h que garantiza las producciones de alcohol de diversas calidades.

#### 2.3.2 Evaluación del uso y consumo pasados y presentes de la energía.

En la Figura 2.2 se observa el comportamiento inestable de la molienda en los cinco primeros meses del año 2024. La molienda promedio es de 1001 t/d que representa el 37 % de la norma potencial (2700 t/d).

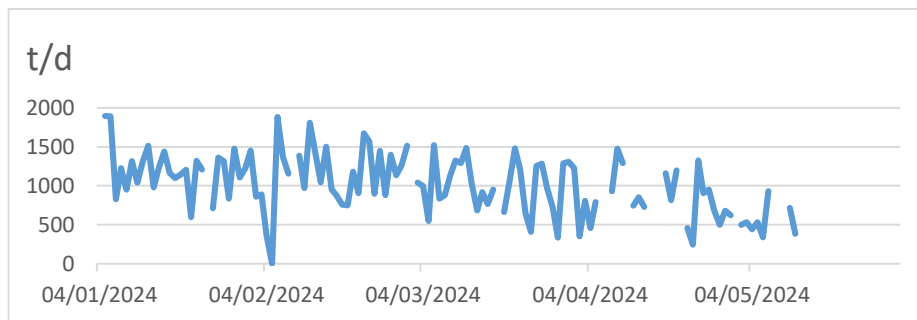
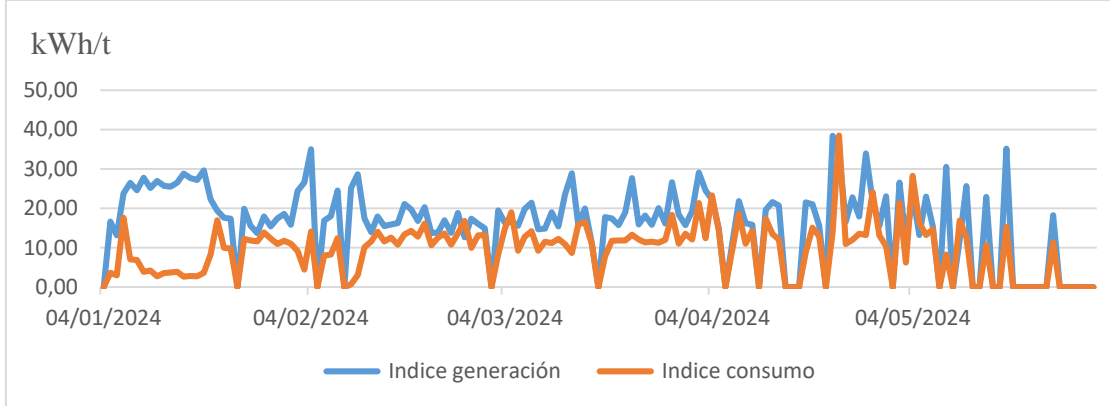


Figura 2.2

Comportamiento de la molienda en cinco meses de zafra.

En la Figura 2.3 se muestran los índices de generación y consumo de electricidad, donde se observa que a partir el mes de febrero, la demanda de electricidad está muy cercana a



la generación y en varios días, es superior; afectado esto por la ausencia del turbogenerador de 2,5 MW que se encuentra fuera de servicio.

Figura 2.3 Índices de generación y consumo de electricidad

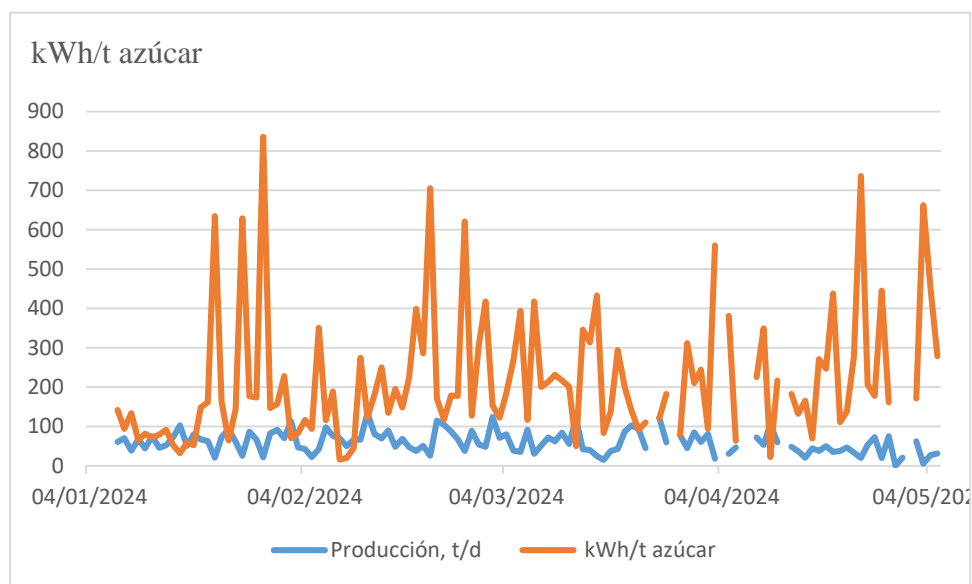


Figura 2.4 Consumo específico, kWh/t azúcar en cinco meses de zafra

En la Figura 2.4 se observan un comportamiento irregular entre la producción y los consumos específicos. Se han obtenido consumos específicos bajos (ej. 33 kWh/t azúcar) con molienda superior a las 1000 t y una producción superior a 100 t azúcar; lo cual muestra que el central puede alcanzar un punto de equilibrio entre producción y consumo de corriente con moliendas cercanas a los valores planificados. La variabilidad de los consumos específicos está determinada por la inestabilidad en la molienda y la alta retención del proceso, que significa reportes de producción de azúcar que no se corresponden con la molienda diaria.

Para lograr consumos específicos confiables, donde exista correspondencia real del consumo de energía con la producción diaria, es necesario alcanzar niveles de molienda estables, iguales o superiores a los planificados (65 % de la norma potencial). A partir de este análisis es comprensible que no se puede definir actualmente una línea base

energética que caracterice el comportamiento de la eficiencia basada en los consumos específicos de energía eléctrica.



(a)



(b)

Figura 2.5 (a) Presión del vapor de escape y (b) Nivel del tanque y flujo de jugo mezclado. La figura 2.5a muestra el comportamiento de la presión de escape en lb/pulg<sup>2</sup> manométricas y la figura 2.5b el flujo de jugo mezclado en m<sup>3</sup>/h; de los cuales se toma el

valor medio, que se obtienen del sistema de supervisión y control de procesos EROS, utilizados para la aplicación de los balances de materiales y energía (Hernández, 2023).

### 2.3.3 Identificación de las instalaciones, equipamiento, sistemas, procesos y variables que afecten significativamente al uso y al consumo de la energía.

El esquema termoenergético actual opera con deficiencias tecnológicas y de operación que provocan disminución de la recuperación del calor de corrientes de vapor vegetal, incrementos en el consumo de bagazo y de agua de alimentación a calderas y por tanto de los costos de producción. Las deficiencias identificadas y afectación al proceso de fabricación se muestran en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1 Deficiencias tecnológicas y de operación

Deficiencias	Afectaciones que provocan
1. Sistema de extracción del condensado en la etapa de evaporación con deficiencias en las columnas hidrodinámicas	Extracción, temperatura y presión.
2. Deficiente intercambio térmico en el calentador de aire a la caldera.	Disminución de la temperatura del aire
3. Incremento de presión en el horno de la caldera por filtraciones en el conducto de aire de tiro inducido.	Incremento del consumo de bagazo con combustión incompleta.
4. Baja distribución y flujo de bagazo en el horno de la caldera.	Incremento del consumo de bagazo con combustión incompleta.
5. Deficiente sistema de circulación interna del jugo en los evaporadores.	Altos consumos de vapor en tachos por baja concentración de la meladura.
6. Insuficiente extracción de vapor del segundo efecto.	Disminución de la eficiencia de la evaporación y de la concentración de la meladura
7. Ausencia de control de nivel de jugo en el primer efecto.	Contaminación del agua de alimentación a caldera y disminución de la eficiencia de la evaporación
8. Ausencia de sistema de muestreo del jugo en los evaporadores.	Deficiente control de los efectos evaporadores.
9. Ausencia de sello barométrico en el tanque de alimentación de agua a calderas.	Disminución de la temperatura del agua de alimentación a caldera.
10. Ausencia de calentador de aire en la destilería.	Incremento del consumo de combustible
11. Ausencia de un turbogenerador en la destilería.	Desaprovechamiento de la energía primaria para la generación de electricidad
12. Desaprovechamiento de la energía	Incremento del consumo de vapor en la

térmica de la vinaza residual	caldera de la refinería
13. Alta temperatura del jugo de segundo efecto a destilería	Retención del jugo para su enfriamiento natural
14. Desaprovechamiento de los vapores de expansión y gases incondensables de la evaporación	Pérdidas de calor en corrientes residuales
15. Desaprovechamiento de las corrientes de condensado contaminado	Incremento de corrientes residuales con alta carga de energía recuperable
16. Inestabilidad en el flujo y presión de vapor a destilería	Afectación en el proceso de destilación

Como se observa en la tabla el esquema energético actual presenta varias deficiencias, factibles de suprimir, mediante modificaciones.

#### **2.4 Descripción del esquema térmico**

El central azucarero cuenta con una caldera de vapor. Como se observa en la Figura 2.5 el vapor se produce en un generador de vapor sobrecalentado a 1,34 MPa y 318 °C del tipo acuotubular de 60 t/h, modelo Retal modificada (Cuba). El combustible utilizado es el bagazo producido en la molienda de la caña. El vapor se envía a dos turbogeneradores de 2,5 MW y 1,5 MW, cuyo escape se envía a el primer efecto evaporador (dos pre - evaporadores) en condición de vapor saturado a una presión de 0,218 MPa.

El vapor de escape se entrega solo al primer efecto evaporador (2 pre evaporadores). La evaporación de este efecto se distribuye hacia segundo efecto evaporador, calentador de jugo mezclado, calentador de jugo clarificado, tachos y destilería. El mayor porcentaje de agua de alimentación a calderas proviene del primer y segundo efecto.

La planta de tratamiento de agua con una capacidad de 40 t/h, garantiza la reposición del agua de alimentación a calderas, siempre que no alcance la incorporación de los condensados del primer, segundo efecto y dos tachos.

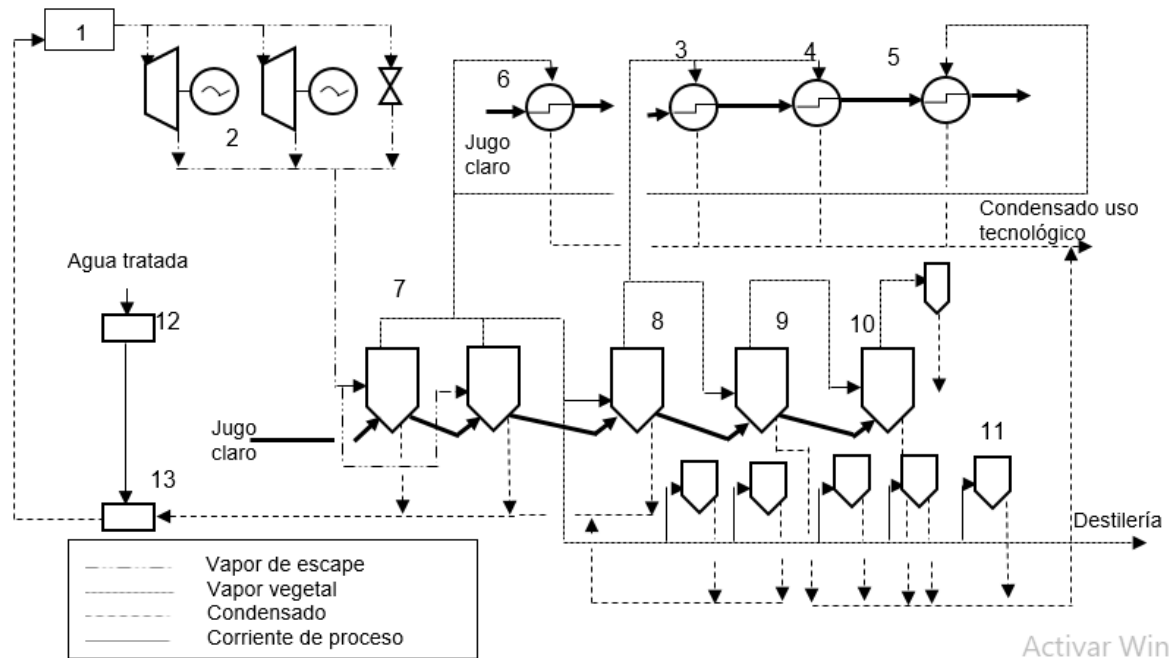


Figura 2.6 Sistema de generación, distribución y uso del vapor

## 2.5 Determinación del desempeño energético actual en el central azucarero

La evaluación del desempeño energético actual incluyó la aplicación de los balances de materiales en etapas de molienda, purificación, evaporación y cristalización. La ecuación (1) representa el balance total en los molinos. Se determina el flujo de jugo(J), bagazo (B), a partir de la información de zafra que incluye: caña molida (C), bagazo % caña, % de extracción en los molinos, agua de imbibición (A), % de fibra en caña. El flujo de jugo clarificado(JC) está dado por la ecuación (2) determinado por la suma de jugo mezclado (JM), jugo de los filtros (JF) y lechada de cal (LC) en la proporción de 2 % del JM.

La evaluación del desempeño energético actual incluyó la aplicación de los balances de materiales en etapas de molienda, purificación, evaporación y cristalización. La ecuación (1) representa el balance total en los molinos. Se determina el flujo de jugo(J), bagazo (B), a partir de la información de zafra que incluye: caña molida (C), bagazo % caña, % de extracción en los molinos, agua de imbibición (A), % de fibra en caña. El flujo de jugo clarificado(JC) está dado por la ecuación (2) determinado por la suma de jugo mezclado (JM), jugo de los filtros (JF) y lechada de cal (LC) en la proporción de 2 % del JM.

$$C+A=B+J$$

$$(2.1)$$

$$JC=JM+LC+JF \quad (2.2)$$

El balance de vapor se aplica en equipos consumidores (turbogenerador, evaporadores, calentadores y tachos). El flujo de vapor por la válvula reductora ( $D_{VR}$ ) está dado por la ecuación (3) que se obtiene por la diferencia del consumo de vapor de los equipos de baja presión ( $D_{NT}$ ) y de los motores primarios, que en este caso son dos turbogeneradores ( $D_{TG}$ ). Otros consumos de vapor de alta presión ( $D_{otros}$ ) se estiman por la ecuación (4). La demanda de vapor ( $D_{cald}$ ) se determina por la ecuación (5).

$$D_{VR}=D_{NT}-D_{TG} \quad (2.3)$$

$$D_{otros}=0,03 \cdot D_{TG} \quad (2.4)$$

La demanda de vapor requerida por el proceso ( $D_{proceso}$ ), expresada en kg/h, está dada por la ecuación (8).

$$D_{proceso} = (D_{VR}+D_{TG}+D_{otros}) \cdot 1,05 \quad (2.5)$$

En el balance de agua se asume que  $D_{cald}$  es igual a la cantidad vapor condensado ( $G_{acald}$ ). La disponibilidad de condensados puros ( $D_{apuros}$ ) solo se obtiene del primer efecto evaporador ( $G_{efecto1}$ ) y los flujos de condensados contaminados  $D_{acont}$  provienen de los calentadores ( $G_{proceso}$ ), segundo, tercer y cuarto efecto evaporador y tachos ( $D_{atachos}$ ). El agua de reposición ( $D_{aguarep}$ ) está dada por la ecuación (2.6).

$$D_{aguarep}=D_{acald}-D_{apuros} \quad (2.6)$$

Mediante el balance de calor se determina la potencia térmica requerida por el proceso ( $Q_{proceso}$ ), expresada en kW y dada por la ecuación (2.7), en la cual intervienen el calor del turbogenerador ( $D_{TG}$ ), calor de las necesidades tecnológicas ( $Q_{NT}$ ), otros calores de vapor de alta presión ( $Q_{otros}$ ) y el calor del condensado recuperado ( $Q_{cond}$ ). Por tanto, de esta ecuación se obtienen las pérdidas de calor ( $Q_{perd}$ ).

$$Q_{proceso}=D_{cald} \cdot i_0 = (Q_{TG} + Q_{NT} + Q_{otros} + Q_{cond}) + Q_{perd} \quad (2.7)$$

Tabla 2.2 Información general de zafra

Caña molida t/zafra	% agua imbibición	Bagazo cana	% Cachaza caña	% Lechada de cal $m^3/h$	% fibra en caña
127 409	20	34,85	3,7	2,05	16,8

El consumo de combustible está dado por la ecuación (2.8), donde VCN es el valor calórico neto del bagazo con un valor de 6900 kJ/kg. La eficiencia térmica general y la eficiencia de la generación están dada por las ecuaciones (9) y (10)., donde Gcald es la capacidad de diseño de la caldera, con un valor de 60 t/h.

$$\text{Consumo de combustible} = \frac{Q_{\text{proceso}}}{VCN_{\text{comb}}} \quad (2.8)$$

$$\text{Eficiencia térmica} = \frac{Q_{\text{proceso}} - Q_{\text{perd}}}{Q_{\text{proceso}}} \cdot 100 \quad (2.9)$$

$$\text{Eficiencia de generación} = \frac{D_{\text{proceso}}}{G_{\text{cald}}} \cdot 100 \quad (2.10)$$

La Tabla 2.3 muestra los resultados de los balances (masa, vapor, agua, calor). Como se observa, existe un sobrante de bagazo potencial que se entrega a un central azucarero cercano, sin embargo, el excedente real es menor debido al gasto de bagazo asociado a las pérdidas de calor. Además, en el cálculo del bagazo sobrante real no se consideran las perdidas en transportación interna, inestabilidad en la molida y en cachaza, valor que puede alcanzar hasta el 60 % de bagazo sobrante potencial, con un valor de 9 t/h o 20 420 t/zafra.

Tabla 2.3 Resultados de los balances de materiales, vapor, agua y calor en esquema actual

Balance de materiales	
Flujo de jugo clarificado, t/h	106,984
Bagazo disponible, t/ zafra	94114
Bagazo quemado, t/zafra	60080
Bagazo sobrante, t/zafra	34034
Bagazo consumido por pérdidas de calor, t/zafra	13808
Bagazo sobrante real, t/zafra	20225
Balance de vapor	
Consumo de vapor del turbogenerador, t / h	51,82
Consumo de vapor equipos tecnológicos, t/h	45,72
Demanda total de vapor, t / h	54,41
Balance de agua	
Condensados de escape, t / h	45,72

Condensados disponibles al proceso, t / h	35,8
Agua de reposición, t / h	8,7
Balance de calor	
Demanda de potencia térmica, MW	46,6
Pérdidas de calor, MW	5,5

La demanda total de vapor es de 54,41 t/h y una potencia térmica requerida por el proceso de 46,6 MW. El consumo de vapor está muy cercano al valor nominal de la caldera, sin embargo, satisface el consumo en necesidades tecnológicas, sin disponibilidad para otros usos.

Según el balance de agua, se requiere reponer 8,7 t/h de agua a caldera, ya que el consumo de vapor de escape en equipo tecnológicos es 45,72 t/h, que no satisface la demanda en caldera. En la práctica no es necesario reponer agua, ya que se incorporan los condensados provenientes del segundo efecto evaporador y dos tachos.

En la Tabla 2.4 se muestran el comportamiento del vapor de la evaporación del primer y segundo efectos y las demandas de vapor en equipos tecnológicos.

Tabla 2.4 Producción y demandas de vapor vegetal en equipos tecnológicos en esquema energético actual.

Producción de vapor		Demandas de vapor	
		Calentador de jugo clarificado	2,7
Preevaporador, t/h	45,2	2do efecto evaporador	16,63
		Calentador de jugo secundario (rectificador)	3,2
		Tachos	21,3
		Demanda total	43,94
		Entrega a destilería	1,22
Vapor producido por segundo efecto evaporador, t/h	15,4	Calentador de jugo mezclado primario 1	6,25
		Calentador de jugo mezclado primario 2	2,47
		Tercer efecto evaporador	6,72
Demanda total			15,45

Como se observa en la Tabla 2.4, no hay disponibilidad de vapor secundario para entrega a destilería (1,22 t/h); solo se satisface la entrega de vapor a tachos y calentadores.

En la Tabla 2.5 se muestran los indicadores de eficiencia calculados y reportados.

Tabla 2.5 Indicadores de desempeño energético

Indicadores	Calculado	Reportado
Consumo específico de vapor, t vapor / t caña	0,48	0,48-0,55 (Birru, 2019)
Consumo específico de vapor, t vapor / t bagazo	2,24	
Consumo de vapor de baja presión % caña	40,64	
Consumo específico de vapor de turbogeneradores, tv / MWh	13,9	
Consumo específico de bagazo t bagazo / MWh	6,23	
Generación electricidad kWh / tc	34,7	
Consumo específico de energía térmica, MJ / tc	1490,7	
Vapor por válvula reductora, %	0	≤15
Agua de reposición, %	13,47	≤15
Pérdidas de calor, %	9,56	5
Eficiencia térmica, %	90,43	90-95
Eficiencia de la generación, %	90,69	95-100

Como se observa en la tabla 2.5, las pérdidas de calor son superiores a los valores reportados, lo cual influye en la baja eficiencia térmica general. Solo se recuperan los condensados del primer efecto evaporador. El análisis termoenergético realizado coincide con el estudio del ICIDCA mediante la aplicación de balances LERB.

Se definen 12 IDEns que actualmente no se reportan por la fábrica, los cuales se pueden tener en cuenta en el establecimiento de una línea base energética para la evaluación sistemática del desempeño energético por los productores.

## 2.6 Análisis del uso de la energía en la destilería

### 2.6.1 Descripción del proceso de obtención de alcohol extrafino (AEF)

El proceso se basa en tres etapas fundamentales: preparación de la materia prima o Prefermentación, fermentación y destilación-rectificación.

En la Prefermentación se diluye la miel con agua en el disolutor hasta que alcance el brix deseado para alimentar los pre-fermentadores y a los fermentadores,

conociéndose esta mezcla como colchón. Posteriormente se realiza el cultivo de las levaduras en los pre-fermentadores por medio de tres fases:

- Primera fase: adicionar el 20% del volumen total de los pre-fermentadores de colchón proveniente del disolutor y se le adiciona  $H_2SO_4$  hasta regular el pH de 4 a 5, además se agrega la cantidad necesaria de urea, fosfato y levadura.
- Segunda fase: añadir el colchón hasta la mitad de la capacidad total, adicionando nuevamente urea,  $H_2SO_4$  y fosfato en las mismas proporciones.
- Tercera fase: llenado total de los pre-fermentadores terminando el brix en un rango de 10-11, repitiendo la misma dosis de los compuestos anteriormente adicionados.

Se le realizan muestreos cada dos horas y cuando la medida del brix sea la mitad del valor inicial entonces está listo para ser transferido a un fermentador dejando en dicho pre-fermentador el 20% del volumen para semilla. En esta etapa se deben tener presentes determinados parámetros que son necesarios para un adecuado crecimiento y desarrollo de las levaduras como son: temperatura (30-38°C), acidez (pH de 3,8 - 4,2), alimentos como hidratos de carbono y nutrientes (nitrógeno, fósforo, calcio y magnesio), aire y densidad del medio. En ausencia de  $O_2$  la multiplicación de las levaduras es lenta, por esta razón hay que lograr un correcto suministro de oxígeno para que se desarrolle esta biomasa. Mientras menos denso sea el medio mejor se desarrollan las levaduras, esta densidad se regula por medio de la dilución de las mieles, en esto se basa la selección del brix de las baticiones.

Una vez que el pre-fermentador está en óptimas condiciones se transfiere al fermentador, en el cual se llevará a cabo la fermentación alcohólica donde las levaduras, en ausencia de  $O_2$ , convierten los azúcares de la miel en alcohol y  $CO_2$ . Esta etapa es la parte más importante del proceso ya que es donde se produce el alcohol, por lo que es necesario que se realice con la calidad requerida y de forma eficiente.

En la fábrica existen nueve fermentadores de 100 m<sup>3</sup> que garantizan la continuidad de la etapa de destilación, así como otros cuatro de 70 m<sup>3</sup> destinados a la producción de aguardiente exclusivamente. Los fermentadores se alimentan todos de un golpe con varias combinaciones de sustratos, agua y miel según se disponga. Al romper la fermentación se eleva la temperatura (40-45°C) y es necesario pasar la batición por intercambiadores de calor que disipen este aumento de temperatura o morirían las levaduras encargadas de la fermentación. De los análisis de brix que se realizan en los

fermentadores se considera que cuando el mismo valor se repite el fermentador está muerto, o sea listo para pasar a la etapa de destilación.

Esta industria tiene como característica que puede emplear el jugo de los filtros procedente del central aledaño para realizar el proceso fermentativo. Esta operación está diseñada para realizarla en tiempo de zafra y se alimenta directamente el jugo a los fermentadores, completando el volumen de trabajo de los mismos una vez que se le ha añadido el colchón obtenido en la prefermentación. Con el mosto preparado ocurre la fermentación y al finalizar la etapa se alimenta el vino obtenido al proceso de destilación.

Al finalizar la fermentación el mosto obtenido se alimenta a la columna destiladora en un rango entre 35 y 40 m<sup>3</sup>/h. Este valor depende del grado alcohólico alcanzado en la etapa precedente y es el que debe garantizar una producción de 500 hL/d de AEF.

La batición fermentada antes de llegar a la columna destiladora pasa por el intercambiador de calor de donde sale con una temperatura de 77°C aproximadamente. Este intercambiador se conoce como calienta vinos y utiliza como medio de calentamiento las vinazas que se recogen por el fondo de la columna destiladora.

El sistema de destilación del alcohol etílico rectificado consta de tres condensadores en la columna rectificadora. El primero, conocido como calienta vinos, utiliza como medio de enfriamiento el mosto procedente de la fermentación y los otros emplean agua como medio de enfriamiento. Por otra parte, las cuatro columnas del sistema de alcohol extrafino (lavadora, rectificatriz, desmetilizadora y recuperadora) tienen instalados dos condensadores en cada una, empleando agua para enfriar las corrientes de vapores alcohólicos que salen por el tope de las columnas.

El esquema de destilación instalado consta de dos columnas para la destilación y obtención de alcohol etílico rectificado (destiladora y rectificadora), así como de cuatro columnas para la obtención de alcohol extrafino (lavadora, rectificatriz, desmetilizadora y recuperadora). Existiendo una columna independiente para la producción de aguardiente.

La batición se alimenta a la columna destiladora de 22 platos por el plato 20, interactuando con el vapor que se alimenta por el fondo a contracorriente a través de los platos perforados. Por el tope se obtienen los vapores alcohólicos que se alimentan

a la columna rectificadora y en el fondo quedan separadas las vinazas, las que representan el principal residual del proceso.

Los vapores alcohólicos se alimentan por la base de la columna rectificadora compuesta por 45 platos de cazoletas, donde los vapores más ligeros llegan a la parte superior de la columna y los más pesados (alcoholes superiores y agua residual) descienden por tener un punto de ebullición más elevado (100-130°C). Esta columna tiene tres condensadores, un condensador primario, uno secundario y un condensador de cabezas. El primero es el encargado de calentar el vino utilizando como medio de calentamiento los propios vapores alcohólicos de esta columna, el segundo condensa parte de los vapores y los reflujos a la columna y en el último se obtienen alcoholes de cabezas que luego son enviados a la columna recuperadora. Una parte del alcohol producido, 49% aproximadamente, se almacena y comercializa como alcohol etílico rectificado y la otra parte pasa al sistema de rectificación donde se obtiene el alcohol extrafino.

El alcohol etílico rectificado para su concentración a alcohol extrafino se alimenta a la columna lavadora. En esta columna se le disminuye su grado alcohólico hasta un rango de 19-20 °GL, al ponerse en contacto directo con vapor y ser lavado a su vez con agua, despojándolo de las impurezas de alto peso molecular, conocidas también como tasas de cabeza o alcoholes de mal gusto. Esta columna tiene dos condensadores, un condensador primario que refluja a la columna y uno secundario donde se condensan los vapores de cabezas separados, conocidos como alcoholes de mal gusto.

El alcohol lavado se alimenta por el plato diez a la columna rectificatriz de 68 platos, la misma es la encargada de elevar el grado alcohólico de este hasta 96,4°GL para alcohol extrafino. Para ello se alimenta vapor por el fondo, el cual se pone en contacto directo con el alcohol lavado, siendo esta columna, en el proceso de extrafino, la mayor consumidora de vapor. Tiene dos condensadores: un condensador primario donde se condensan parte de los vapores que salen por el tope de la columna y se refluja nuevamente y un condensador secundario donde se condensan el resto de los vapores, extraídos como alcoholes de cabezas.

En esta columna se obtiene el alcohol fino y se realizan una serie de extracciones en diferentes platos para la eliminar impurezas de mal gusto, conocidas como alcoholes amílicos (aceite fusel constituido por los amílicos altos, medios y bajos) que son enviadas a la columna recuperadora.

El alcohol fino es enviado a la columna desmetilizadora de 24 platos que tiene como objetivo separar el alcohol metílico presente en este. A diferencia de las otras columnas en esta el vapor se alimenta a la calandria y obtiene como producto principal del proceso el alcohol extrafino. Esta columna también tiene dos condensadores en el tope, un condensador primario que es el encargado de condensar parte de los vapores que salen por el tope de la columna, cuyo condensado se refluja a esta y un condensador secundario que condensa los vapores metílicos separados en la columna. Las tasas de cabeza de las columnas rectificadora, lavadora y rectificatriz, así como las extracciones realizadas en esta última, se alimentan a la columna recuperadora. Esta columna tiene el objetivo de elevar el grado alcohólico de las impurezas mediante la adición de vapor por el fondo. De esta columna se obtiene un alcohol recuperado, que, dependiendo de su calidad, puede ser destinado como alcohol etílico rectificado o para la elaboración de alcohol combustible.

### 2.6.2 Resultados del balance de materiales y energía

Al finalizar la fermentación el mosto obtenido se alimenta a la columna destiladora en un rango entre 35 y 40 m<sup>3</sup>/h. Este valor depende del grado alcohólico alcanzado en la etapa precedente y es el que debe garantizar una producción de 500 hL/d de AEF. Los resultados se muestran en la tabla 2.6, reportados por Carrazana y col. (2021). Los flujos de mosto a destilar y de vinaza constituyen datos para la aplicación posterior de la integración energética del central y la destilería. Se observa que el consumo de vapor máximo cuando operan todas las columnas es de 20 t/h; que no se satisface con la actual base energética, mediante la cual el central solo suministra 1,2 t/h (figura 2.4).

Tabla 2.6 Resultados de los balances de materiales y energía en la destilería.

Corriente	Valor
Miel en fermentación, t/d	187,71
Agua en fermentación, m <sup>3</sup> /d	770,56
Vino a destilación, kg/h	37275
Vinaza residual, kg/h	45888
Alcohol extrafino, hL/d	1 224
Agua de lavado, kg/h	8667

Alcohol extrafino, hL/d	500
Consumo total de vapor, t/h	19,5
Agua enfriamiento total, m <sup>3</sup> /h	303,1

Se observa que el alto consumo de vapor para la producción de alcohol extrafino no se satisface con el vapor secundario procedente del preevaporador.

## 2.7 Modificaciones en el esquema termoenergético

De forma paralela a la evaluación de uso de la energía en el central, se identificaron mejoras tecnológicas que aportan beneficios a la eficiencia energética, aunque se mantienen las pérdidas de calor, que significan consumos adicionales de bagazo. En la tabla 2.6 se muestran las modificaciones, la mayoría ya ejecutadas y los costos, donde los elementos de costo son gastos en materiales y mano de obra, estimados a precios actuales.

### 2.7.1 Restauración de las columnas hidrodinámicas en el sistema de condensado del primer y segundo efecto evaporador

Las toberas de dichas columnas fueron diseñadas y construidas por presentar problemas en su diseño mecánico, esto provocaba afectaciones en la extracción de condensado en el primer efecto, tales como acumulaciones, deficiente transferencia de calor en la calandria, deficiente condensación del vapor, disminución en la evaporación, lo que afectaba la concentración de la meladura y el agua de alimentar caldera.

El diámetro ( $D_5$ ) de las toberas de las columnas hidrodinámicas está dado por la ecuación (2.11), donde  $Q_c$  es el flujo,  $\rho_c$  es la densidad y  $v_c$  es la velocidad del condensado.

Tabla 2.7 Datos y resultados del diseño de las toberas

Efecto	$Q_c$ , kg/s	$\rho_c$ kg/m <sup>3</sup>	$v_c$ kg/m <sup>3</sup>	T °C	P MPa	$D_5$ mm
Primer	11,11	777	2	118	0,113	95
Segundo	3,61	385	2	112	0,068	77

$$D_5 = 1,13 \sqrt{\frac{Q_c}{\rho_c \cdot v_c}} \quad (2.11)$$

En el Anexo se muestra la tarea de proyección, datos y esquemas del proyecto de modificación de las columnas.

### **2.7.2 Diseño e instalación de sifa hidráulica para sello barométrico de presión y nivel en el tanque de agua de alimentación a caldera.**

La modificación consistió en el diseño e instalación de una sifa barométrica en el tanque de alimentar caldera con el objetivo de mejorar el control de la presión y la temperatura del agua a caldera. Esto permitió la regulación del punto crítico de nivel en el tanque, con el cual se logra un mejor aprovechamiento de los condensados puros. Ver anexo foto

### **2.7.3 Modificaciones en los sistemas de distribución de vapor vegetal en el primer y segundo efecto evaporador.**

Las extracciones existentes en estos efectos no eran lo suficientemente necesarias para lograr la máxima evaporación e incrementar la concentración del jugo, así como alcanzar la temperatura de 105 °C en la salida de los calentadores jugo. La modificación consiste en incrementar las extracciones para equipos que demandan vapor secundario (V1 y V2). Como resultado se disminuyeron las contrapresiones cuerpo-calandria, incremento de la concentración el jugo evaporado y mayor aporte de agua a caldera.

### **2.7.4 Rehabilitación del sistema de circulación interna de evaporadores**

El sistema de circulación interna instalado en el esquema de evaporación, presentaba deficiencia y deterioro en su diseño, así como en la forma en que se realizaba la circulación y en algunos equipos no existía la circulación adecuada. El sistema se sustituye por uno que permite la recirculación del jugo evaporado en un 15 a 20 %; como resultado se logra una concentración del jugo de la meladura superior a 65 °Bx disminuyendo en un 34 % el consumo de vapor en tachos, así como una disponibilidad de vapor para otras producciones en la destilería.

### **2.7.5 Reajuste del dispositivo de alimentación de bagazo al horno**

Mediante la variación de la velocidad en la distribución de bagazo sobre la parrilla permitió una distribución uniforme, estabilidad en la presión de vapor y disminución del consumo de bagazo.

### **2.7.6 Eliminación de las zonas frías en el calentador de aire a caldera mediante deflectores.**

Esta modificación permitió el incremento de la temperatura del aire a la caldera a 160 °C, la mejora de la combustión y la disminución del consumo de bagazo.

#### **2.7.7 Instalación de tuberías y válvulas para separación de condensados contaminantes de pre evaporadores.**

Este sistema de sifas de extracción de condensados contaminados de los preevaporadores fueron separadas una del otro, permitiendo que cuando existe una contaminación en los condensados de un preevaporador puede ser separado de forma independiente, logrando un mayor aprovechamiento de los condensados puros.

#### **2.7.8 Rehabilitación del sistema de muestreo del jugo para determinación de concentración (°Bx) en múltiple efecto evaporador.**

Esta toma muestras fueron sustituidos o incorporados, lo que permitió obtener muestras reales acumulativas y no puntuales para la evaluación de la operación del esquema de evaporación.

#### **2.7.9 Instalación del sistema de control de nivel de jugo en primer efecto.**

La ausencia de control de nivel en el primer efecto provocaba arrastres de jugo con posibilidad de contaminación de los vapores secundarios y condensados, además, los altos niveles de jugo afectan la transferencia de calor por el alto nivel piezómetro en los tubos de la calandria, lo que disminuye el coeficiente pelicular de transferencia de calor.

#### **2.7.10 Eliminación de filtraciones en el conducto de tiro inducido con las calderas adyacentes.**

La presión del horno de la caldera estaba afectada por la caída de vacío, debido a filtraciones en el conducto de tiro inducido, al estar conectada con las calderas adyacentes. Esta afectación se elimina mediante separadores en el conducto, con lo cual se logra disminuir la presión en 2-3 plg Hg permitiendo la combustión del bagazo en suspensión. De esta forma mejora la combustión y disminuye el consumo de bagazo.

#### **2.7.11 Conexión de tubería de vapor de escape con la tubería de vapor secundario del preevaporador para suministro a destilería.**

La presión del vapor secundario del preevaporador, en ocasiones disminuye por inestabilidad en la molida, lo que provoca que el vapor no llegue con la presión requerida a la destilería. Esta deficiencia se mejora mediante la conexión de la tubería de vapor de

escape desde la línea principal con la tubería de vapor secundario del preevaporador a la destilería mediante una tobera.

Tabla 2.6 Modificaciones en la base energética de la industria y costos

Modificaciones	Costos, CUP
1. Restauración de las columnas hidrodinámicas en el sistema de condensado del primer y segundo efecto evaporador.	20 000
2. Diseño e instalación de sifa hidráulica para sello barométrico de presión y nivel en el tanque de agua de alimentación a caldera	30 500
3. Desmontaje del sistema de bombeo de tanques intermedios de condensados de segundo efecto y tachos,	18 000
4. Instalación de tuberías y válvulas para separación de condensados contaminantes de pre evaporadores.	36 000
5. Rehabilitación del sistema de muestreo del jugo para determinación de concentración (°Bx) en múltiple efecto evaporador.	1 800
6. Instalación de sistema de conexión de agua tratada de bombas de vacío a enfriadero.	30 900
7. Modificaciones en los sistemas de distribución de vapor vegetal en el primer y segundo efecto evaporador.	30 900
8. Eliminación de las zonas frías en el calentador de aire a caldera mediante deflectores	10 000
9. Rehabilitación del sistema de circulación interna de evaporadores	20 000
10. Instalación de tuberías y válvulas para separación de condensados contaminantes de pre evaporadores.	4 000
11. Instalación del sistema de control de nivel de jugo en primer efecto.	50 000
12. Reajuste del dispositivo de alimentación de bagazo al horno	4 000
13. Eliminación de filtraciones en el conducto de tiro inducido con las caldera adyacentes	4000
14. Conexión de tubería de vapor de escape con la tubería de vapor secundario del preevaporador para suministro a destilería.	14000
Gastos totales	274 400

La tabla 2.7 muestra los resultados de los balances de materiales, vapor, agua y calor en el esquema modificado

Tabla 2.7 Resultados de los balances de materiales, vapor, agua y calor en el esquema modificado

Balance de materiales	
Flujo de jugo clarificado, t/h	107
Bagazo disponible, t/ zafra	69174
Bagazo quemado, t/zafra	48873
Bagazo sobrante, t/zafra	26301
Bagazo consumido por pérdidas de calor, t/zafra	4100
Bagazo sobrante real, t/zafra	22201
Balance de vapor	
Consumo de vapor del turbogenerador, t / h	51,82
Demanda total de vapor, t / h	54,41
Balance de agua	
Condensados puros, t / h	47,00
Condensados disponibles al proceso, t / h	35,8
Agua de reposición, t / h	7,33
Balance de calor	
Demanda de potencia térmica, MW	46,6
Pérdidas de calor, MW	4,45

En la Tabla 2.8 se muestran los indicadores de eficiencia calculados y reportados en esquema modificado

Tabla 2.8 Indicadores de desempeño energético para esquema modificado		
Indicadores	Calculado	Reportado
Consumo específico de vapor, t vapor / t caña	0,48	
Consumo específico de vapor, t vapor / t bagazo	2,24	
Consumo de vapor de baja presión % caña	41,85	
Consumo específico de vapor turbogeneradores tv / MWh	13,95	
Consumo específico de bagazo t bagazo / MWh	6,23	
Generación electricidad kWh / tc	34,7	
Consumo específico de energía térmica, MJ / tc	1490,67	
Vapor por válvula reductora, %	0	≤15
Agua de reposición, %	13,47	≤15
Pérdidas de calor, %	9,56	5
Eficiencia térmica, %	90,43	90-95
Eficiencia de la generación, %	90,7	95-100

## 2.8 Determinación del desempeño energético basado en las modificaciones en el esquema energético.

Los resultados de los balances (masa, vapor, agua, calor) en el esquema modificado son similares a los obtenidos en el esquema actual, excepto en el esquema de evaporación, donde se logra una concentración de la meladura en el cuarto efecto, superior a los 65 °Bx, lograda con las mejoras realizadas en la recirculación interna de los evaporadores, distribución de los vapores vegetales y control de nivel en el primer efecto. Estas modificaciones logran que se disminuya el consumo de vapor en los tachos en 34 % como se observa en la Tabla 2.9.

Tabla 2.9 Producción y demandas de vapor vegetal en equipos tecnológicos en esquema energético modificado.

Producción de vapores secundarios		Demandas de vapor	
		Calentador de jugo clarificado	2,7
Vapor producido por el pre evaporador, t/h	46,51	Segundo efecto evaporador	15,38
		Calentador de jugo secundario (rectificador)	3,25
		Tachos	14,92
		Demanda total	36,3
		Entrega destilería	10,2
Vapor producido por 2do efecto evaporador, t/h	14,10	Calentador de jugo mezclado primario 1	6,26
		Calentador de jugo mezclado primario 2	2,46
		Tercer efecto evaporador	5,7
		Demanda total	14,1

Las modificaciones incrementan la entrega de 10,2 t/h de vapor secundario a la destilería, no alcanzada anteriormente. Como se observa en la Tabla 2.9, el vapor producido por el primer efecto (46,51 t/h) satisface las demandas de los equipos consumidores de este vapor (36,3 t/h); de forma similar ocurre en el segundo efecto donde la producción de vapor vegetal satisface la demanda de los equipos consumidores de este vapor.

## 2.9 Estimación de la factibilidad proyectos de inversión.

La estimación de la factibilidad técnica y económica de proyectos de inversión en el área energética se propone a partir del ahorro (biomasa, estimada a les por pérdidas evitadas de calor en el proceso y el consumo de fuel oil en la destilería), que se considera ingreso, logrado como resultado de las modificaciones. En cuanto a inversión se consideran los gastos en las modificaciones. Teniendo en cuenta la magnitud de los ahorros y los gastos en las modificaciones es evidente una recuperación inmediata de los recursos financieros destinados a las modificaciones.

### 2.9.1 Determinación del ahorro de recursos energéticos

Los ahorros de recursos energéticos y financieros están dados por el bagazo sobrante real (diferencia del bagazo disponible y el consumido por perdidas de calor, que la vez están dadas por el desaprovechamiento del calor sensible en el condensado, purgas, fugas y ausencia de aislamiento) y el fuel oil sustituido por vapor secundario.

Se han realizado varias operaciones de suministro de vapor secundario a la destilería, a partir de las mejoras tecnológicas realizadas en el esquema de evaporación; lo que ha permitido disminuir el costo total de producción por concepto de ahorro de fuel oil.

Como caso de estudio se muestra el efecto económico de las modificaciones en la producción de alcohol técnico A y B, en un periodo de 20 días, durante la zafra (febrero/2024).

Durante este periodo, se entregó vapor secundario 12 h/d durante 20 días en un mes. Esta entrega permitió ahorrar 500 L de fuel oil/ h, con un precio de 14 CUP/L.

En el análisis económico se asume un valor calórico neto del bagazo de 6900 kJ/kg y precios del bagazo de 120 CUP/t. Para la determinación del ahorro de bagazo (bagazo sobrante real) se consideran 126 días de zafra y 14 horas de operación por día.

En la Tabla 2.10 muestran los ahorros potenciales de bagazo, por pérdidas de calor y ahorros netos de fuel oil por entrega de vapor secundario a la destilería durante 5 meses de zafra.

Tabla 2.10 Ahorros potenciales de combustible

Bagazo sobrante real (t/zafra)	Fuel Oil (L)	CUP/zafra
22 201	-	2 664 120
-	600 000	8 400 000
Total		11 064 120

### **Conclusiones parciales**

1. La determinación de 12 indicadores de desempeño energético, actualmente no reportados para esta industria, contribuyen a la definición de una línea base energética y a la medición sistemática de la eficiencia en la industria para propósitos de mejora continua.
2. La eficiencia térmica general, con un valor de 91 % está afectada por las pérdidas de calor en el proceso, asociadas recuperación del calor de corrientes calientes, fugas y aislamiento, las cuales se pueden reducir con integración energética para la identificación del potencial de recuperación del calor.
3. La aplicación de una estrategia de evaluación del desempeño energético, permitió incrementar hasta de 10 t/h de vapor secundario a la destilería, incrementar el bagazo sobrante y la concentración de la meladura; además, se redujo el consumo de vapor en tachos y disminuyen los costos de producción por concepto de ahorro de fuel oil en destilería, mediante las modificaciones tecnológicas realizadas.
4. Las modificaciones realizadas en el esquema termoenergético, estimadas en 274 400 CUP son de inmediata recuperación económica, dado que se horran 11 064 120 CUP de bagazo en el central y de combustible en la destilería, sin requerimiento de agua de reposición, lo que constituyen fuentes de ingreso para la propuesta de proyectos de inversión en el área energética.

### **CAPITULO III. ANÁLISIS DE LA RECUPERACIÓN DEL CALOR EN CENTRAL Y DESTILERIA.**

La aplicación de la integración de la energía en el central tiene tres propósitos: (1) la verificación del diseño térmico de la RIC y con modificaciones en la base energética en el central y la destilería, (2) la identificación de posibles violaciones de la segunda ley de la termodinámica y (3) la corrección de las temperaturas hasta valores de diferencias de temperaturas superiores a la diferencia de temperatura mínima, para alcanzar la máxima recuperación de la energía.

Se aplica tanto en periodo de molienda estable o periodo de zafra y en el periodo sin zafra

#### **3.1 Determinación de los objetivos energéticos de la red de intercambiadores de calor (RIC) actual del central.**

La integración de calor (IC) se aplica para la determinación de los objetivos de desempeño energético de la red de intercambio térmico, tales como los requerimientos mínimos de servicios de calentamiento y de enfriamiento, la máxima energía recuperable (MER), el número mínimo de unidades de transferencia de calor y el área mínima mediante la aplicación de métodos gráficos y numéricos combinados del Metodo de Analisis del Pellizco (Klemeš, 2013), (Smith,2015), y para el diseño de la red de intercambio de calor (RIC) o red de recuperación de calor; con el uso el uso del recurso informático Aspen Energy Analyzer (Aspen Technology Inc, 2017)

Los flujos y datos térmicos de las corrientes que intervienen en el proceso se obtuvieron de los balances de materiales y energía en el capítulo II.

En la Figura 3.1 se muestra el diagrama simplificado del proceso del central donde existe intercambio térmico y en la Tabla 3.1 los flujos másicos (m) y datos térmicos de las corrientes.

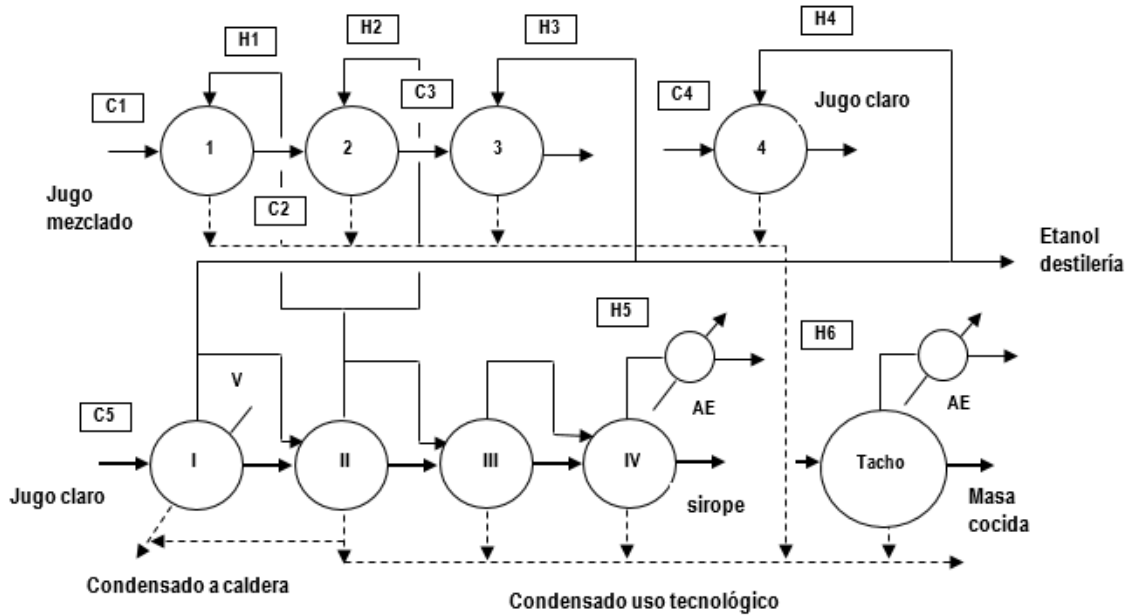


Figura 3.1 Diagrama de flujo

Los flujos considerados en el análisis son: Flujo de vapor vegetal a calentador primario 1 de jugo mezclado (H1); Flujo de vapor vegetal a calentador primario 2 de jugo mezclado (H2); Flujo de vapor vegetal a calentador secundario o rectificador; Flujo de vapor vegetal a calentador de jugo clarificado (H4); Jugo mezclado a calentador primario 1 (C1); Jugo mezclado a calentador primario 2 (C2); Jugo mezclado a calentador rectificador (C3); Jugo mezclado a calentador de jugo clarificado; Jugo clarificado a primer efecto evaporador (C5).

Las corrientes de servicios de calentamiento y enfriamientos son: vapor (V), agua de enfriamiento(AE). Los equipos son: calentador primario 1 de jugo mezclado (1), calentador de primario 2 de jugo mezclado (2), calentador secundario de jugo mezclado, calentador de jugo clarificado (4), evaporadores (I-IV) Las variables son  $T_i$  = temperatura inicial,  $T_f$  = temperatura , final,  $m$  = flujo masico,  $c_p$  = calor especifico,  $CP$  = flujo de capacidad calorífica, variación de entalpia ( $\Delta H$ ),  $h$ =coeficiente pelicular de transferencia de calor.

Los coeficientes pelliculares para vapor que condensa y jugo/agua son  $10000\text{W/m}^2\text{C}$  y  $4000\text{W/m}^2\text{C}$ , respectivamente (Smith, 2016).

En el analisis no se consideran las corrientes de vapor vegetal porcentes del cuarto efecto evaporador y de tacho, ya según regla del metodo de Analisis de Pellizco, el numero de corrientes calientes tiene que ser igual o menor que el numero de corrientes frias y si se consideran, es necesario hacer la división de las corrientes frias, lo cual no es posible tecnológicamente, según el algoritmo para la division de corrientes (Ver anexo).

Tabla 3.1 Datos de las corrientes

Corriente	Tipo	Ti (°C)	Tf (°C)	m (kg/h)	cp (kJ/kg°C)	CP=m·cp (kJ/h°C)	ΔH (kJ/h)	h (kJ/m <sup>2</sup> °C)
H1	Caliente	105	104	6260	2250	14087065	14087065,8	36000
H2	Caliente	105	104	2466	2250	5549313,78	5549313,78	36000
H3	Caliente	112	111	3246	2221	7208262,36	7208262,36	36000
H4	Caliente	112	111	2742	2221	6089049,72	6089049,72	36000
C1	Fría	42	75	101619	3,82	388184,58	12810091,14	14000
C2	Fría	75	88	101619	3,82	388184,58	5046399,54	14000
C3	Fría	88	105	101619	3,82	388184,58	6599137,86	14000
C4	Fría	90	105	106984	3,82	408678,88	6130183,2	14000
C5	Fría	105	112	106984	3,82	408678,88	2860752,16	36000

La  $\Delta T_{\min}$  en este caso se establece en  $7\text{ }^{\circ}\text{C}$ , como suposición inicial y basada en la menor  $\Delta T$  entre las corrientes del proceso. Ninguna  $\Delta T$  del proceso puede ser menor de  $7\text{ }^{\circ}\text{C}$  en ningún extremo de una unidad de intercambio térmico.

En la Figura 3.2 se muestra el diagrama de las curvas compuestas generado por el software Aspen Energy Analyzer que define las demandas mínimas de servicios de enfriamiento ( $Q_{\text{cmin}}$ ) y de calentamiento ( $Q_{\text{Hmin}}$ ) y la MER.

La Figura 3.3 constituye la gran curva compuesta, la cual muestra la ubicación del punto de pellizco en  $108,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ , los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento y los intercambios entre corrientes de proceso (cuatro intercambios). En este caso  $Q_{\text{Hmin}}$  coincide con la demanda mínima de calentamiento del preevaporador, lo cual es lógico y el equipo que determina el servicio mínimo de calentamiento con vapor de escape.

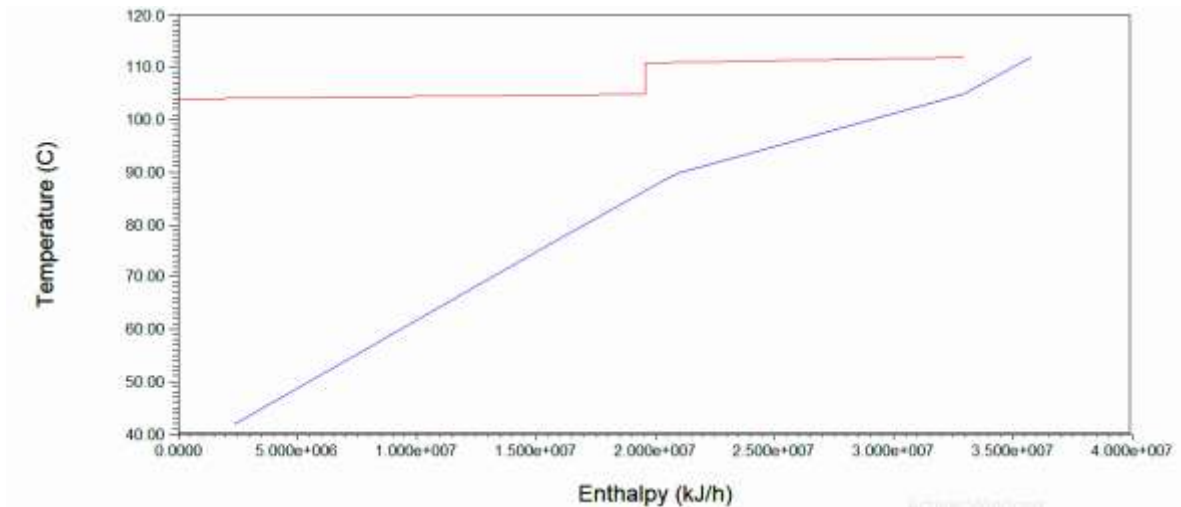


Figura 3.2 Curvas compuestas fría y caliente

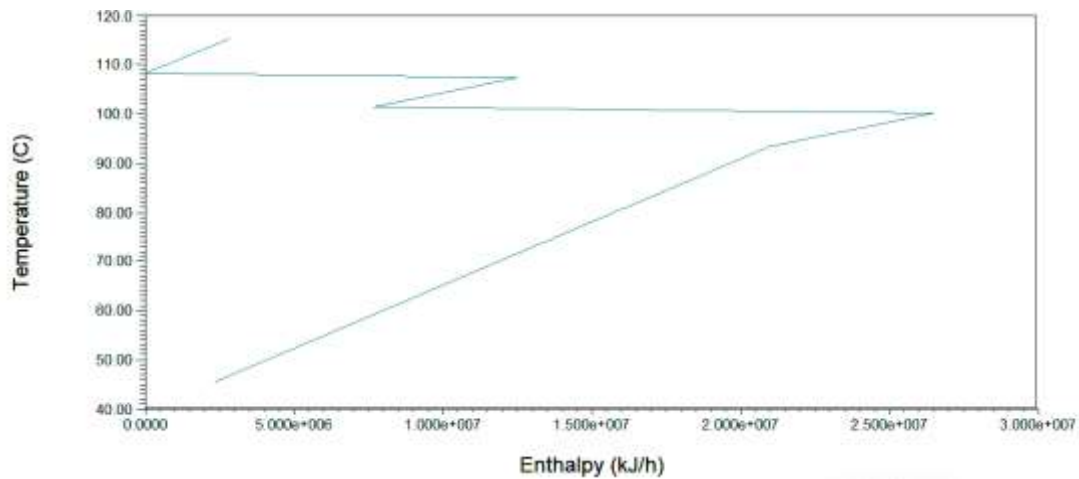


Figura 3.3 Curva compuesta combinada

La Figura 3.4 muestra el diagrama de energía, el cual se representa el comportamiento de los servicios de calentamiento y de enfriamiento con la  $\Delta T_{\min}$ .

Se observa que para cualquier  $\Delta T_{\min}$  hay incremento de los servicios de calentamiento y de enfriamiento a partir de la  $\Delta T_{\min}$  de este proceso.

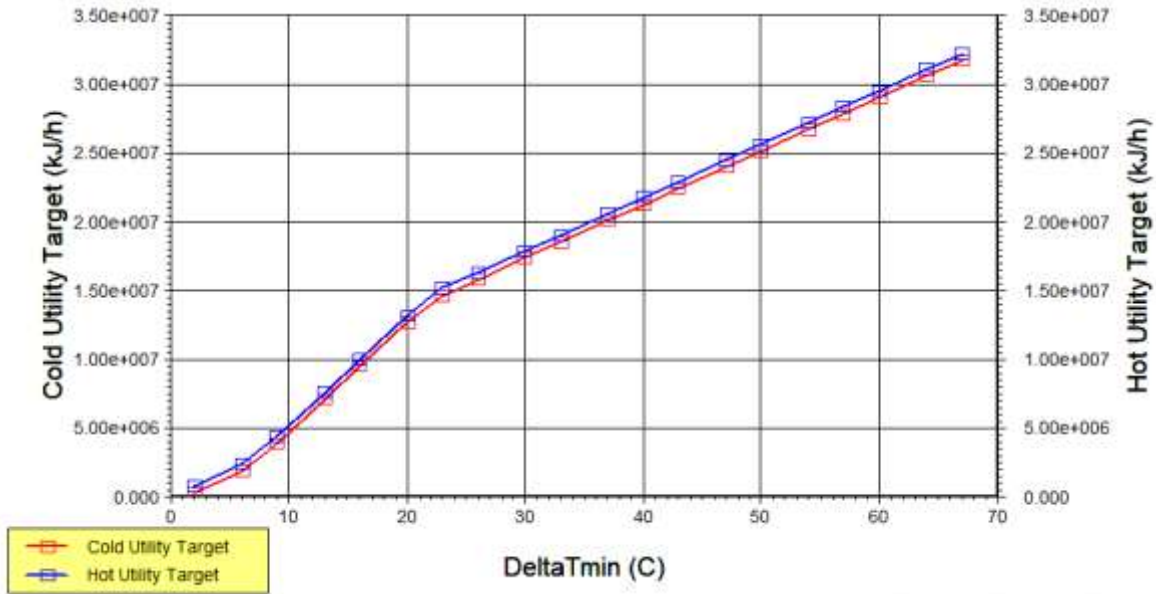


Figura 3.4 Diagrama de energía

Se obtiene un  $Q_{Hmin}$  de 2 860 752,16 kJ/h, un  $Q_{cmin}$  = 2 347 879,92 kJ/h y una MER de 30585691 kJ/h. El punto de Pellizco ( $T_p$ ) se localiza en 108,5 °C, con una temperatura caliente del pellico de 112 °C y una temperatura fría del pellico de 105 °C. La máxima recuperación de energía, gráficamente, es la región entre  $Q_{cmin}$  y  $Q_{hmin}$  y se determina

mediante la diferencia de la energía disponible acumulada de las corriente calientes (251 249,24 kJ/h) y  $Q_{cmin}$  (2 347 879,92 kJ/h), mediante la ecuación 3.1; esto define un potencial energético recuperable (MER) mediante intercambio de calor entre corrientes del proceso.

$$Q_{MER} = Q_{ACUM} - Q_{Cmin} \quad (3.1)$$

### 3.2 Diseño de la red de intercambiadores actual

La Figura 3.5 muestra la representación de las corrientes y las combinaciones factibles en un diagrama de rejillas.

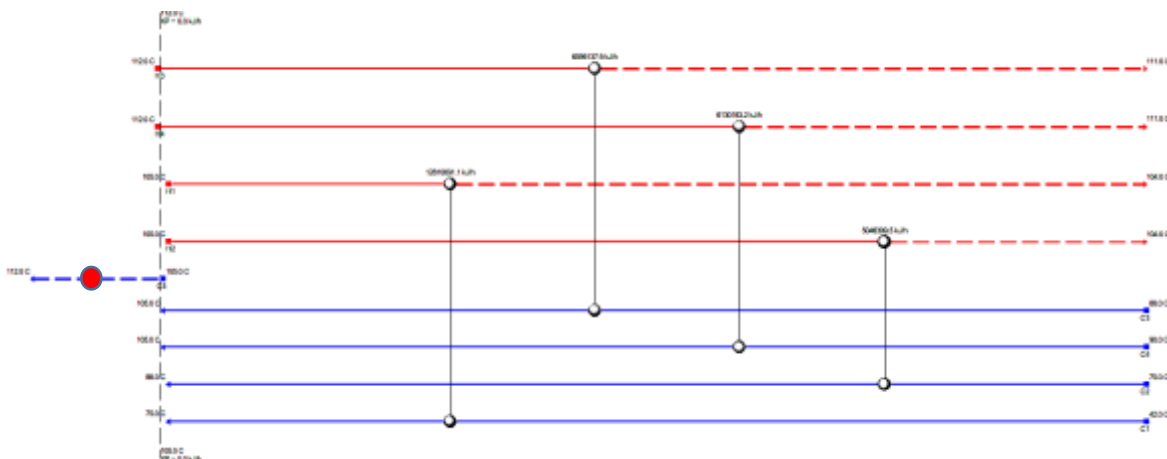


Figura 3.5 Red de intercambiadores en el central

En la figura 3.5 se observa por encima de punto de pellizco solo existe una corriente fría que requiere servicio de vapor (jugo clarificado al pre evaporador). Por debajo del pellizco existen cuatro combinaciones factibles en unidades de intercambio térmico, donde el número de corrientes calientes es igual al número de corrientes frías y los CP de estas corrientes son superiores a los CP de las corrientes frías.

La tabla 3.2 es el resultado del diseño actual de la RIC, donde se muestran los datos térmicos de cada intercambiador de calor (áreas mínimas de transferencia de calor,  $\Delta T_{min}$  en cada extremo de los intercambiadores), las cuales no pueden ser inferiores a la  $\Delta T_{min}$  fijada, para la aplicación del método de AP (7 °C).

En cuanto a las áreas de transferencia de calor; el área de transferencia de calor real de diseño es superior en 1, 5 a 3,9 veces el área de transferencia de calor mínima, lo que demuestra que el diseño térmico es apropiado.

El número mínimo de unidades de intercambio de calor ( $U_{min}$ ) depende fundamentalmente del número total de corrientes de proceso y servicios (N) implicados en el intercambio de calor y se determina mediante ecuación 3.2.

$$U_{min} = N-1 \quad (3.2)$$

Por tanto, se determina que el  $U_{min}$  para este proceso es 4, considerando 4 corrientes de proceso y el servicio de vapor, siendo 5 el número de intercambiadores de calor de este proceso (4 calentadores y un preevaporador).

Por otro lado, el análisis y diseño de la RIC aporta las metas energéticas mínimas para la realización de un diseño de una estación de calentadores en un central de este tipo.

Tabla 3.2 Diseño de la RIC

IC	Corriente fría	T <sub>ci</sub> °C	T <sub>cf</sub> °C	Corriente caliente	T <sub>Hi</sub> °C	T <sub>Hf</sub> °C	Q kJ/h	Área m <sup>2</sup>	$\Delta T_H$ min °C	$\Delta T_C$ min °C
E-100	C1	42	75	H1	105	104	12810091	28,9	30	62
E-102	C3	88	105	H3	112	111	6599137,86	49	7	23
E-103	C4	90	105	H4	112	110	6130183,2	48	7	21
E-101	C2	75	88	H2	105	104	5046399,54	22	17	29
Calor recup.							30585811,7			

La codificación de los intercambiadores de calor es la siguiente: Calentador primario 1 (E-100), calentador primario 2 (E: 101), calentador rectificador (E-102), calentador de jugo clarificado (E-103)

El porcentaje de recuperación de la energía térmica se determina mediante la ecuación 3.3, donde  $Q_{\text{recuperado}}$  es la suma de la demanda de calor para calentamiento/enfriamiento en cada unidad de intercambio térmico, mostrado en la Tabla 3.2. El resultado de la aplicación

$$\% Q_{\text{recuperado}} = \frac{Q_{\text{recuperado}}}{Q_{\text{MER}}} \cdot 100 \quad (3.3)$$

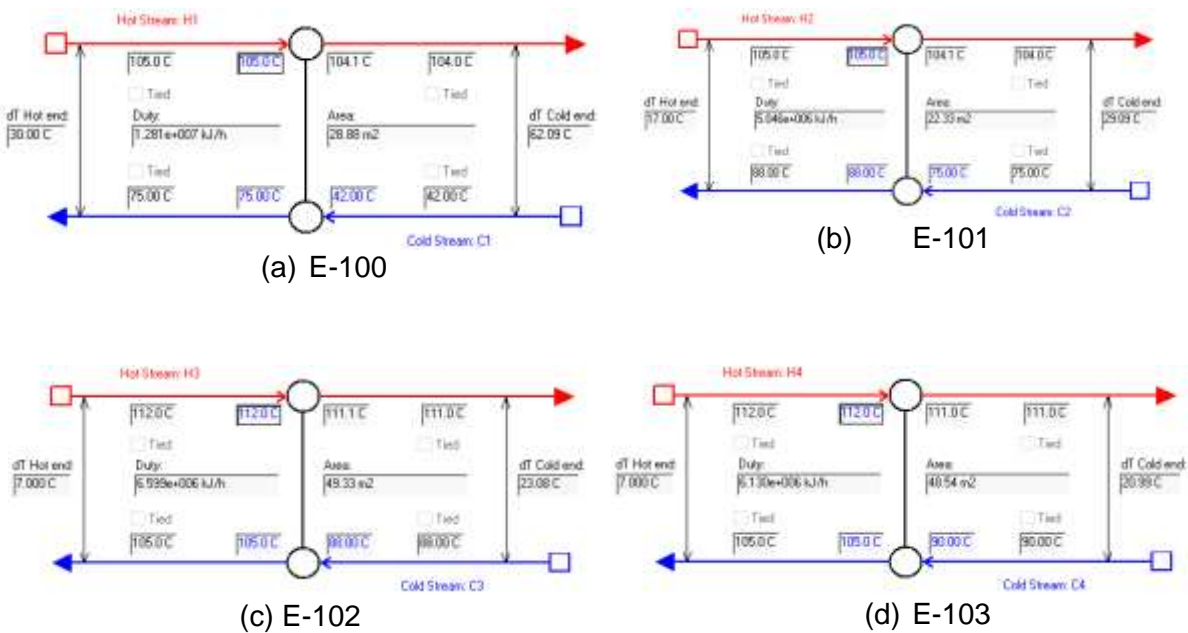


Figura 3.6 Conectividad de la RIC (a) E-100, (b) E-101, (c) E-102, (d) E-103

La combinación de corrientes mostrada en las figuras 3.6a, 3.6b, 3.6c y 3.6d definen una recuperación de calor de 30585811,74 kJ/h, lo que equivale a la MER o 100 % de recuperación. La maximización de la recuperación de energía minimiza necesidades externas de calentamiento y enfriamiento y minimiza el consumo de energía.

El análisis de la red de intercambiadores de calor, demuestra que la red de intercambiadores (calentadores y preevaporador) presenta un diseño térmico apropiado.

### 3.3 Evaluación de posibles intercambios entre corrientes de proceso para el incremento de la recuperación del calor en la biorrefinería.

- Enfriamiento de la extracción de jugo del segundo efecto.

En condición de no zafra, donde se produce la extracción de jugos después del segundo efecto, con temperaturas superiores a los 90 °C, para la producción de alcohol, se evalúa la factibilidad de un intercambio térmico entre el jugo caliente y el jugo mezclado frío.

El jugo caliente a 90 ° C se combina con la corriente de jugo mezclado a una temperatura de 40 ° C. Como resultado del intercambio se obtiene un jugo frío a una determinada temperatura que se utiliza en la fermentación.

- Enfriamiento de condensados contaminados para agua de imbibición.

El objetivo es enfriar el condensado contaminados de calentadores y tachos para ser utilizado como agua de imbibición. El condensado a una temperatura de 90 °C, intercambia con el jugo mezclado a 40 ° C. Como resultado se obtiene agua de imbibición a una temperatura de 75 °C. Actualmente se enfría con agua cruda a 30 ° C .

Se propone la operación en serie de los dos intercambios en un intercambiador de dos secciones, dos pases para el jugo y dos pases para el condensado.

- Calentamiento del agua tratada con los vapores de expansión e incondensables del esquema de evaporación.

Los gases de expansión con los incondensables, con temperatura promedio de 80 ° C intercambia con agua tratada a 30 ° C. Como resultado se obtiene agua tratada a una temperatura entre 40 y 50 ° C y el condensado se incorpora al tanque de agua tratada.

### **3.4 Diseño de modificación de la red de recuperación de calor.**

Los resultados de la evaluación del diseño actual mostraron que existe un potencial para la recuperación del calor y por tanto se realiza el análisis para identificar cuáles son las posibles combinaciones que cumplen las reglas del método. En la figura 3.7 se muestra el esquema con los intercambios para la recuperación del calor de corrientes residuales.

Existen dos escenarios en la producción del central azucarero: (1) Producción de azúcar crudo, (2) producción de meladura de baja densidad.

En el escenario 1 se pueden definir cuatro posibles intercambios:

- Jugo mezclado y vapor vegetal. Este intercambio tiene el objetivo de incrementar la temperatura del jugo mezclado para la purificación
- Jugo mezclado y condensados de uso tecnológicos (contaminados). Este intercambio tiene el objetivo de disminuir la temperatura del condensado para su uso como agua de imbibición en los molinos.

- Vapores de expansión y agua tratada. El objetivo del intercambio es incrementar la temperatura del agua tratada a la caldera.
- Vinaza residual y agua de alimentación a caldera en destilería. El objetivo es enfriar la vinaza e incrementar la temperatura de alimentación a caldera.

En el escenario 2 se identifican dos intercambios:

- Meladura de baja densidad y vino para destilación. Este intercambio tiene el objetivo de disminuir la temperatura de la meladura e incrementar la temperatura del vino para la destilación.
- Vapor de escape y agua. Este intercambio tiene el objetivo de condensar el vapor de escape para la permitir la generación de electricidad a plena condensación, a partir el bagazo sobrante de la producción.

Para ambos escenarios se aplica el Método de Análisis del Pellizco. En la tabla 3.3 se muestran los datos de las corrientes frías y calientes .

Los flujos considerados en el análisis son: Flujo de vapor vegetal a calentador primario 1 de jugo mezclado (H1); Flujo de vapor vegetal a calentador primario 2 de jugo mezclado (H2); Flujo de vapor vegetal a calentador secundario o rectificador; Flujo de vapor vegetal a calentador de jugo clarificado (H4); Jugo mezclado a calentador primario 1 (C1); Jugo mezclado a calentador primario 2 (C2); Jugo mezclado a calentador rectificador (C3); Jugo mezclado a calentador de jugo clarificado (C4); Jugo clarificado a primer efecto evaporador (C5); jugo mezclado (C6); vino a columna de destilación (C7); agua tratada (C8); agua tratada a caldera (C9); condensado contaminado (H5); jugo del 2º. efecto (H6); vapores de expansión (H7); vinaza residual (H8).

Los equipos son: calentador primario 1 de jugo mezclado (3), calentador de primario 2 de jugo mezclado (4), calentador secundario de jugo mezclado (5), calentador de jugo clarificado (6), evaporadores (7-10), tachos (11), tanque de agua reposición (12), tanque de alimentar caldera (13), intercambiador vinaza-agua (14), intercambiador vino- jugo 2º. efecto (15), intercambiador jugo mezclado- condensado contaminado (16).

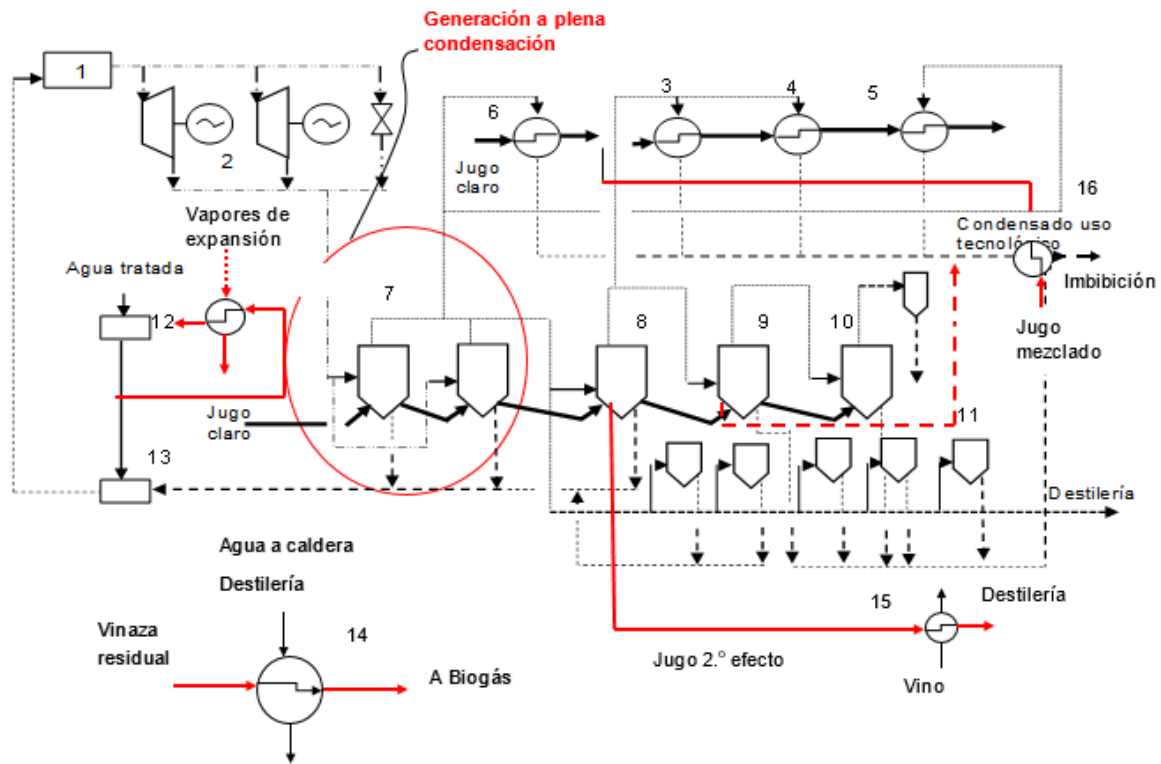


Figura 3.7 Diagrama de flujo de la red de recuperación de calor modificada

Tabla 3.3 Datos de las corrientes

Corriente	Tipo	Ti (°C)	Tf (°C)	m (kg/h)	cp (kJ/kg°C)	CP=m·cp (kJ/h°C)	ΔH (kJ/h)	h (kJ/m²°C)
H1	Caliente	105	104	6260	2250,33	14087065,8	14087065,8	36000
H2	Caliente	105	104	2466	2250,33	5549313,78	5549313,78	36000
H3	Caliente	112	111	3246	2220,66	7208262,36	7208262,36	36000
H4	Caliente	112	111	2742	2220,66	6089049,72	6089049,72	36000
C1	Fría	42	75	101619	3,82	388184,5	12810091,14	14000
C2	Fría	75	88	101619	3,82	388184,58	5046399,54	14000
C3	Fría	88	105	101619	3,82	388184,58	6599137,86	14000
C4	Fría	90	105	106984	3,82	408678,88	6130183,2	14000
C5	Fría	105	112	106984	3,82	408678,88	2860752,16	14000

H5	Caliente	90	75	30881	4,19	129394,74	1940921,13	36000
C6	Fría	40	45	101619	3,82	388184,58	1940922,9	14000
C7	Fría	35	50	37260	4,13	153883,8	2308257	14000
H6	Caliente	80	42	16873	3,6	60743,52	2308253,76	36000
C8	Fría	30	60	40000	4,19	167600	5028000	14000
H7	Caliente	80	79	1451,4	2308	3349831,2	3349831,2	36000
C9	Fría	30	60	16000	4,19	67040	2011200	14000
H8	Caliente	80	40	26000	4	104000	4160000	36000

La  $\Delta T_{min}$  en este caso se establece en 7 °C, como suposición inicial y basada en la menor  $\Delta T$  entre las corrientes del proceso. Ninguna  $\Delta T$  del proceso puede ser menor de 7 °C en ningún extremo de una unidad de intercambio térmico.

En la Figura 3.8 se muestra el diagrama de las curvas compuestas generado por el software Aspen Energy Analyzer que define las demandas mínimas de servicios de enfriamiento ( $Q_{cmin}$ ) y de calentamiento ( $Q_{Hmin}$ ) y la MER.

La Figura 3.9 constituye la curva compuesta combinada, la cual muestra la ubicación del punto de pellizco en 108,5 °C, los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento y los intercambios entre corrientes de proceso (cuatro intercambios). En este caso  $Q_{Hmin}$  coincide con la demanda mínima de calentamiento del preevaporador, lo cual es lógico y el equipo que determina el servicio mínimo de calentamiento con vapor de escape.

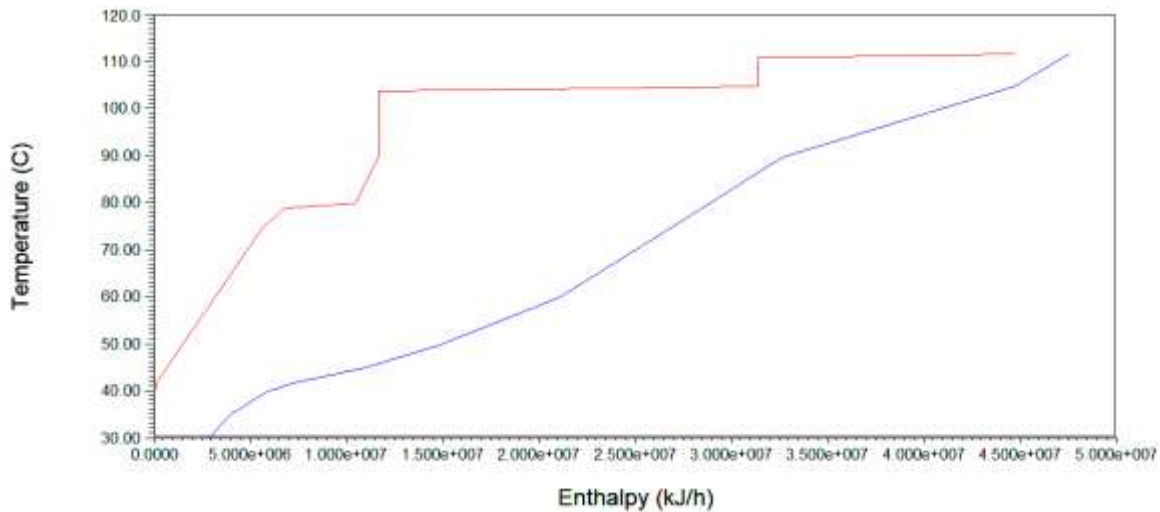


Figura 3.8 Curvas compuestas fría y caliente

Se obtiene un  $Q_{Hmin}$  de 2 860 752.16 kJ/h, un  $Q_{cmin}$  = 2 818 506,1 kJ/h y una MER de 39055191,65 kJ/h. El punto de Pellizco ( $T_p$ ) se localiza en 108,5 °C, con una temperatura caliente del pellico de 112 °C y una temperatura fría del pellicco de 105 °C. La máxima recuperación de energía, gráficamente, es la región entre  $Q_{cmin}$  y  $Q_{hmin}$  y se determina mediante la diferencia de la energía disponible acumulada de las corriente calientes ( 41 873 697,75 kJ/h) y  $Q_{cmin}$  ( 2 818 506,1 kJ/h), mediante la ecuación 3.1; esto define un potencial energético recuperable (MER) mediante intercambio de calor entre corrientes del proceso.

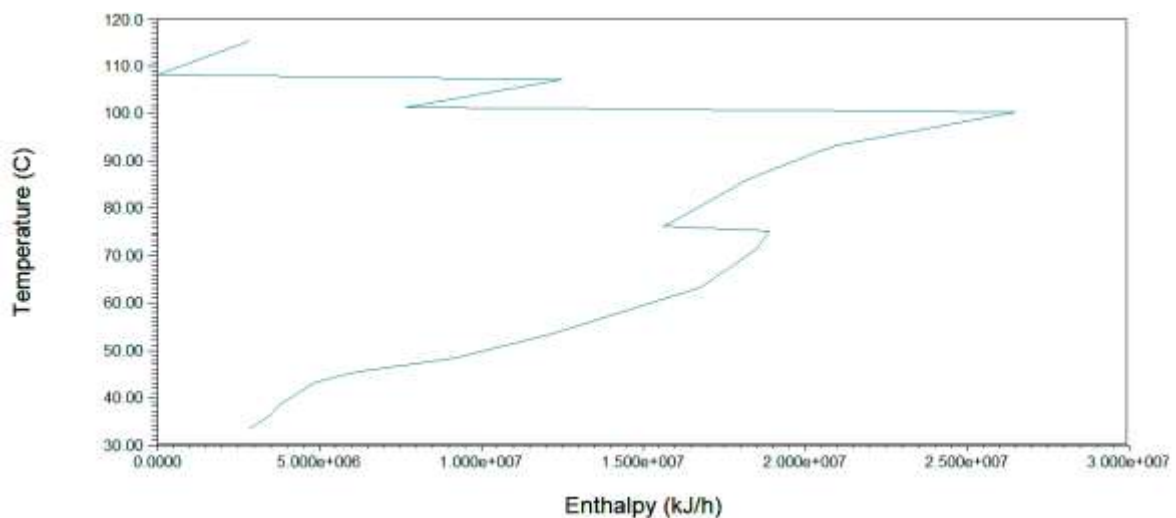


Figura 3.9 Curva compuesta combinada

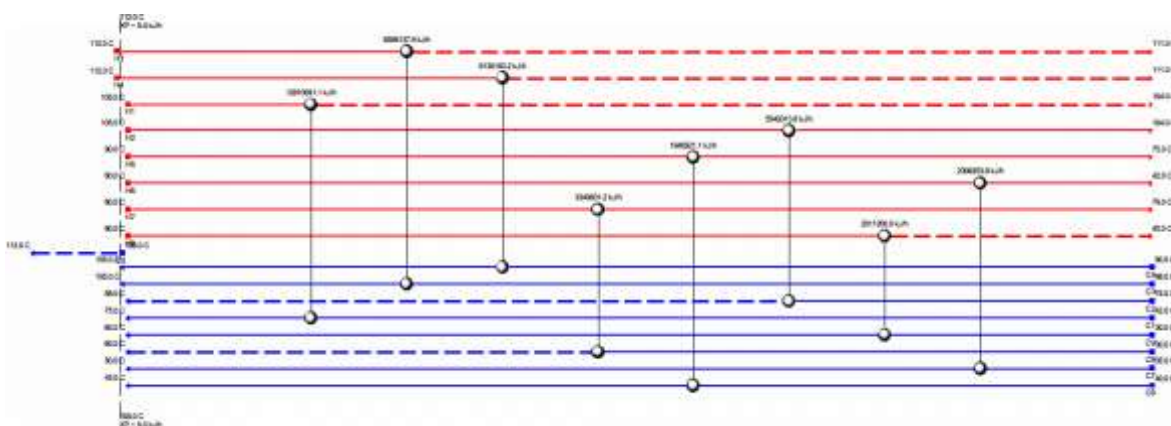


Figura 3.10 Red de intercambiadores de calor

En la figura 3.10 se observa por encima de punto de pellizco solo existe una corriente fría que requiere servicio de vapor (jugo clarificado al pre evaporador). Por debajo del pellizco existen ocho combinaciones factibles en unidades de intercambio térmico, donde el número de corrientes calientes es igual al número de corrientes frías y los CP de estas corrientes son superiores a los CP de las corrientes frías.

La tabla 3.8 es el resultado del diseño actual de la RIC, donde se muestran los datos térmicos de cada intercambiador de calor (áreas mínimas de transferencia de calor,  $\Delta T_{\min}$  en cada extremo de los intercambiadores), las cuales no pueden ser inferiores a la  $\Delta T_{\min}$  fijada, para la aplicación del método de AP (7 °C).

Tabla 3.8 Diseño de la RIC

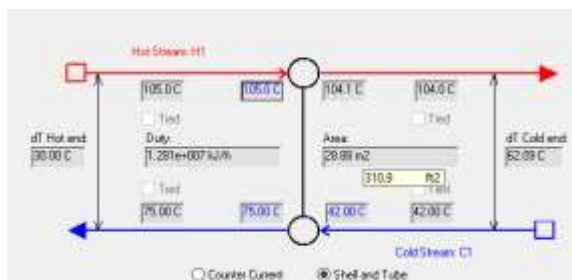
IC	Corriente fría	T <sub>ci</sub> °C	T <sub>cf</sub> °C	Corriente caliente	T <sub>hi</sub> °C	T <sub>hf</sub> °C	Q kJ/h	Área m <sup>2</sup>	$\Delta T_H$ min °C	$\Delta T_C$ min °C
E-100	C1	42	75	H1	105	104	12810091	28.8	30	62
E-102	C3	88	105	H3	112	111	6599137	49.3	7	23
E-103	C4	90	105	H4	112	111	6130183	48.5	7	21
E-106	C8	30	50	H7	80	79	3349831	8.5	30	49

E-104	C6	40	45	H5	90	75	1940921	4.8	45	35
E-101	C2	75	89	H2	105	104	5549314	25.	15.7	29.
E-107	C9	30	60	H8	80	60	2011200	9.8	20	30.6
E-105	C7	35	50	H6	8	42	2308254	17.3	30	7

40698932

El porcentaje de recuperación de la energía térmica se determina mediante la ecuación 3.3, donde  $Q_{\text{recuperado}}$  es la suma de la demanda de calor para calentamiento/enfriamiento en cada unidad de intercambio térmico, mostrado en la Tabla 3.8.

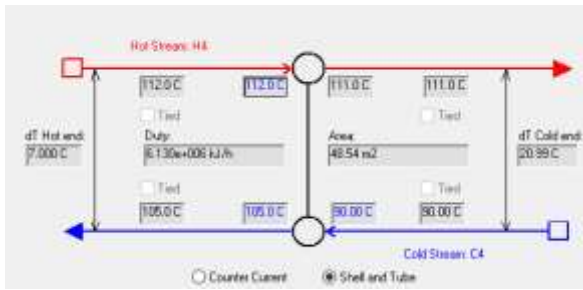
La combinación de corrientes mostrada en las figuras 3.11 (a) E-100, (b) E-102, (c) E-103, (d) E-106, (e) E-104, (f) E-101, (g) E-107, (h) E-105 definen una recuperación de calor de 406989321 kJ/h, lo que equivale a la MER o 100 % de recuperación.



(a)



(b)



(c)



(d)



(e)



(f)



(g)



(h)

Figura 3.11 Conectividad de la RIC (a) E-100, (b) E-102, (c) E-103, (d) E-106, (e) E-104, (f) E-101, (g) E-107, (h) E-105

### 3.4.1 Modificación de la red de recuperación de calor en la destilería.

Las modificaciones anteriores no incluyen los siguientes intercambios en la destilería, los cuales incrementan la recuperación de calor, dado que no interviene el servicio de calentamiento:

1. Intercambio del vino precalentado a 50 °C con la vinaza a 87 °C.
2. Intercambio de la vinaza a 60 °C con el agua de alimentación a caldera.

En la figura 3.11 se muestra la modificación de la red de intercambiadores que se integra a la red del central.

### 3.5 Evaluación de propuestas de modificación en la etapa de generación de vapor

La caldera actual de 60 t/h no satisface la demanda de la destilería cuando se produce alcohol extrafino y la producción de azúcar, por lo que se requiere rehabilitar una de las calderas de 25 t/h.

Esta propuesta se encuentra en estudio por las entidades inversionista y proyectista.

Es posible realizar un estudio preliminar de factibilidad de la inversión a partir de los ahorros de recursos financieros que se obtienen en una zafra por excedente de bagazo y ahorro de combustible fuel oil en la destilería que se sustituye por el vapor secundario entregado por el central. Se propone instalar un turbogenerador de 2,5 MW que sustituye al actual.

Para el cálculo de consumo de vapor se asume una eficiencia termodinámica mínima de 62 % para turbogeneradores de contrapresión (Espinosa y col., 2019). Mediante el software Turbine se determina que el consumo de vapor es de 27,7 t/h y un consumo específico de 11 kg/kWh.

Dado estos resultados, la caldera de 25 t/h satisface la demanda del turbogenerador de 1,5 MW cuando no opere la caldera de 60 t/h.

The screenshot displays the Turbine software interface with the following data:

Input Data	
Inlet Steam Press (abs)	1.34 MPa
Inlet Steam Temperature	318 Celsius
Exhaust Pressure (abs)	0.1 MPa
Turbine Efficiency	62 percent
Turbine Power	2.5 MW

Inlet Steam Properties	
Saturation Temp	192.9 Celsius
Enthalpy	3081.4 kJ/kg
Entropy	7.043 kJ/kg.K

Exhaust Steam Properties	
Enthalpy	2756.8 kJ/kg
Entropy	7.567 kJ/kg.K
Temperature	139.9 Celsius
Deg superheat	40.2 Celsius

Steam Consumption	
Specific	11.09 kg/kW.h
Actual	2.773e+4 kg/h

Buttons: Calculate, Exit, Help, About

Figura 3.12 Consumo y consumo específico de vapor de la turbina

### 3.6. Estimación de la factibilidad de un proyecto de rehabilitación de la caldera de 25 t/h.

Para determinar los indicadores de rentabilidad, se determina un costo de reparación capital para la rehabilitación de la caldera. La incertidumbre se presenta en el costo de la reparación capital, para la cual se requiere la elaboración de la tarea técnica por entidad de AZCUBA, por lo que es necesario analizar la sensibilidad de presupuesto destinado para ello, mostrado en la figura 3.13, tomando como base el ahorro anual, principalmente en fuel oil no consumido en la destilería, dado el suministro de vapor secundario del central.

En el capítulo II se determinan los ahorros de recursos financieros por concepto de fuel oil y bagazo en la destilería y el central con un valor de 11 064 120 CUP, los cuales se consideran ingresos para determinar el periodo de recuperación de la inversión.

Se asume un período de operación de 150 días/año y CUP como única moneda en todos los análisis.

El costo de operación de la caldera se determina mediante la ecuación (3.4). Para la determinación de la potencia térmica se toma la entalpia (i) del vapor a 1,3 MPa y 318 °C con un valor de 3082 kJ/kg, la capacidad (Gcald) de 25 t/h, una eficiencia de 80 %, un precio del bagazo(P) de 120 \$/t, 24 horas (t) y 150 días de operación(D). Se obtiene un costo de operación de 6 030 000 CUP/año.

$$\text{costo de operación} = \frac{Q_{\text{cald}} \cdot i}{\eta \cdot \text{VCN}} \cdot P \cdot D \quad (3.4)$$

Tabla 3.9 Datos para el cálculo del costo de reparación de la caldera de 25 t/h<sup>2</sup>

Denominación	Peso (t)	Precio (CUP/t)	Costo CUP
Economizador	5	145 000	725 000
Sobrecalentador	4	145 000	580 000
Tubos	44	145 000	6 380 000
Ladrillos refractarios	-	-	250 000
Costo de adquisición total			7 935 000
Costo de instalación			3 094 650
Costo total			11 029 650

<sup>2</sup>Información oficial de Empresa de Calderas de Sagua La Grande, 2025

Los valores asumidos de vida útil y tasa de interés son de 15 años y 12 %, respectivamente y un método de depreciación lineal. En el análisis de rentabilidad se utiliza un recurso informático en el libro Excel Cost & Evaluation Workbook que acompaña a la 5.ª edición del libro Plant Design and Economics for Chemical Engineers (Peters, 1991). La figura 3.14 muestra el VAN para el costo de reparación calculado a partir de la información de la Empresa de Calderas (11 029 650 CUP) y la tabla 3.10 los indicadores de rentabilidad.

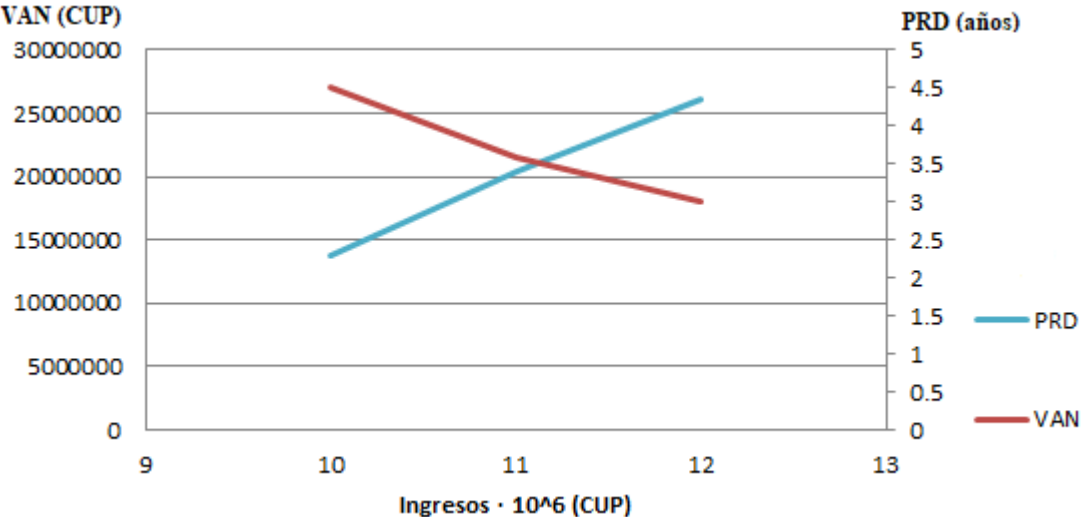


Figura 3.13 Análisis de sensibilidad de costo de reparación capital de la caldera

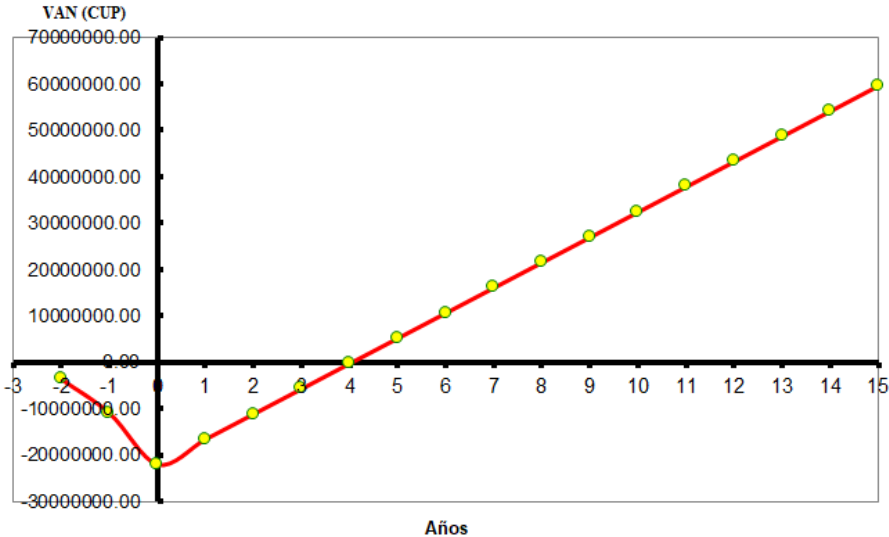


Figura 3.14 Flujo de caja

Tabla 3.10 Indicadores de rentabilidad para un costo de reparación 11 029 650 CUP

Indicadores de rentabilidad	
Valor actual neto (VAN), \$	<b>20,354,238.39</b>
Tasa Interna de Rendimiento (TIR), %	42
Período de recuperación al descontado (PRD),	3,6

### Conclusiones parciales

1. El análisis de la red de intercambiadores de calor mediante el método de análisis del pellizco permitió definir los objetivos mínimos de desempeño energético ( 2 860 752 kJ/h de servicio de calentamiento, 2 347 880 kJ/h de servicio de enfriamiento, 30585691 kJ/h de máxima energía recuperable, áreas de transferencia de calor, 4 unidades de intercambio térmico y punto de pellizco en 108,5 °C), hasta ahora no reportados en centrales azucareros de este tipo en el país, para la evaluación del uso de la energía con integración de procesos.
2. El análisis y diseño de la red de intercambiadores de calor aportó las metas energéticas mínimas para la realización del diseño térmico real de una estación de calentadores y evaporadores en un central azucarero de este tipo, con el cual se determinó que la red de intercambiadores actual recupera el 100 % la energía y su diseño térmico original es apropiado.
3. El estudio actual permitió identificar nuevas modificaciones en cuanto a la recuperación del calor en el esquema energético del central y de la destilería, definir las temperaturas de salida más apropiadas de las corrientes calientes y frías, con las cuales se logra una alta recuperación del calor sin violaciones termodinámicas y con diferencias de temperatura en los extremos los intercambiadores superiores a una  $\Delta T_{\text{mín}}$  de 7°C.
4. Es factible la rehabilitación de la caldera de una caldera d 25 t/h a partir del ahorro de fuel oil en la destilería por entrega de vapor de central, la cual se estimar recuperar en 4 años.

## **CONCLUSIONES**

1. La estrategia permitió identificar posibles deficiencias en el diseño térmico de la base energética del central azucarero y la destilería, lo cual contribuye a la reducción del consumo de energía primaria, agua, vertimientos acuosos y emisiones al medio ambiente .
2. Las modificaciones tecnológicas permitieron disminuir el consumo de energía primaria en el central azucarero y la destilería con el incremento del bagazo sobrante, lo que hace posible la generación eléctrica a plena condensación.
3. El análisis de la red de recuperación del calor permitió la identificación de las oportunidades de recuperación del calor en el central azucarero y la destilería, con la cual se recupera el 100 % de la energía y la corrección de las deficiencias que existen en los diseños actuales de los esquemas de evaporación, que tienen una

marcada influencia en la disminución de los consumos de energía primaria y agua, hasta ahora no reportados.

4. La entrega de vapor a la destilería, la disminución del 34 % del consumo de vapor en tachos y el incremento de la concentración de la meladura es posible lograrlo mediante un esquema de cuádruple efecto evaporador, no reportado en la industria azucarera cubana.
5. Las modificaciones realizadas en la base energética y la propuesta de un proyecto de rehabilitación de una caldera son factibles de recuperar en 4 años, dado que se horran \$11 029 650 CUP de bagazo en el central y de combustible en la destilería, sin requerimiento de agua de reposición.

## **RECOMENDACIONES**

1. Utilizar el presente estudio como documento de consulta en los análisis del uso de la energía y de integración de procesos en centrales azucareros y para la continuación de las investigaciones hacia la integración total de procesos en centrales con destilería.
2. Incorporar en los análisis de integración de proceso en centrales azucareros nuevas modificaciones en el esquema energético, tales como: (1) uso de los vapores de expansión del jugo mezclado y los gases incondensables del esquema de evaporación para el calentamiento del agua tratada; (2) evaluar la combinación de las corrientes de jugo de los filtros y jugo de los molinos para el enfriamiento del jugo de los filtros que se envía a la destilería, (3) evaluar la combinación de las corrientes del condensado del calentador de jugo clarificado y el jugo mezclado que se envía a los calentares con el propósito de utilizar el condensado como agua de imbibición en los molinos.

## **BIBLIOGRAFIA**

1. Abatneh, Y. 2013. Energy Efficiency in Sugar Manufacturing Process. Energy Saving in Sugar Manufacturing. Project Report. <https://www.grin.com/>
2. Arshad M., Ahmed, S. Cogeneration through bagasse: A renewable strategy to meet the future energy needs. *Renew Sustain Energy Rev*, 2016, Vol. 54 pp. 732–7. <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2015.10.145>
3. Assawamartbunlue, K., Kunrapeegayson, N., Limwattana, P. Specific Energy consumption of Sugar Cane Mills in Thailand, *Chemical Engineering Transactions*, Vol.70, 2018, pp. 625-630, DOI:10.3303/CET1870105
4. Birru, E. Sugar Cane Industry Overview and Energy Efficiency Considerations. Literature Survey document. KTH School of Industrial Engineering and Management. Stockholm, 2016, pp. 1-61.

<https://www.diva-portal.org/smash/get/diva2:905929/FULLTEXT02.pdf>

5. Birru, E., Erlich, C., Martin, A. Energy performance comparisons and enhancements in the sugar cane industry. *Biomass Conversion and Biorefinery*, 2019, Vol.9, pp. 267–282 <https://doi.org/10.1007/s13399-018-0349-z>
6. Breeze, P. 2021. The Cost of Producing Electricity Chapter 3 - Electricity networks. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-823855-4.00003-6>
7. Broadfoot, R. 2001. Planning changes to the process sections of raw sugar factories for increased cogeneration. *Proc. Aust. Soc. Sugar Cane Technol*, 23, 395–402
8. Capehart, B., Turner, W., Kennedy, W. *Guide to Energy Management*. The Fairmont Press, Inc. Lilburn, GA, 2003, pp. 1-556.  
[https://www.grf.bg.ac.rs/p/learning/vodic\\_za\\_em\\_1703267377312.pdf](https://www.grf.bg.ac.rs/p/learning/vodic_za_em_1703267377312.pdf)
9. Carrazana, O., de Armas, A., Albernas, Y., Gallardo, I. Proposal for Technological Modification in a Cuban Distillery Based on a Consumption Indexes Study, *Centro Azúcar* Vol 48, No. 2, Abril-Junio 2021 pp. 117-126. <http://centrozucar.uclv.edu.cu/>
9. Coakled, T. 2010. Uso de la energía en el sector industrial. [https://www.iuses.eu/materiali/e/MANUALES\\_PARA.../Manual\\_industria.pdf](https://www.iuses.eu/materiali/e/MANUALES_PARA.../Manual_industria.pdf)
10. da Silva, L.D., Schlindwein, M.M., Vasconcelos, P.S., Corrêa, A.S. Electricity cogeneration from sugarcane bagasse in Mato Grosso Do Sul, Brazil. *Int J Adv Soc Sci Humanit* 2017;5(3):11–26.
11. Dantas, Lu, G. A., Legey, L., Mazzone, A. Energy from sugarcane bagasse in Brazil: An assessment of the productivity and cost of different technological routes, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Vol. 21, 2013, pp. 356-364.  
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.11.080>
12. de Armas Martínez, A. C., González, E., Kafarov, V, Zumalacarregui, L., Oquendo, H., & Ramos, F. (2021). Procedimiento de evaluar alternativas para transformar instalaciones de la industria de la caña de azúcar en biorrefinerías. *Revista Universidad y Sociedad*, 13(5), 565-573. [http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S2218-36202021000500565&lng=es&tlng=es](http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2218-36202021000500565&lng=es&tlng=es).
13. Dovì, V. G., Friedler, F., Huisingsh, D., Klemeš J. 2009. Cleaner Energy for Sustainable Future. *Journal of Cleaner Production* 17 (10), 889-895  
<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2009.02.001>

14. El Maghraoui, A., Ledmaoui, Y., Laayati, O., El Hadraoui, H., Chebak, A., Smart Energy Management: A Comparative Study of Energy Consumption Forecasting Algorithms for an Experimental Open-Pit Mine *Energies* 2022, 15, 4569. <https://doi.org/10.3390/en15134569>
15. Ensinas, A., Nebra, S., Lozano, M., Serra, L. Optimization of thermal energy consumption in sugar cane factories, *Proceedings of ECOS 2006*  
Aghia Pelagia, Crete, Greece, July 12-14, 2006, pp. 569-576
16. Espinosa, R., Hernández, J. P., Espinosa, J., Ulivis, J., Castellanos, J. 2019. *Gestión Energética Eficiente y Análisis de los Sistemas Auxiliares en las Plantas Químicas*, La Habana: Editorial Universitaria Félix Varela. ISBN 978-959-07-2326-1.  
<http://bibliografia.eduniv.cu:8083/read/32/pdf>
17. Espinosa, R., Espinosa, J. Integración de potencia y proceso en un ingenio productor de azúcar crudo, *Revista Centro Azúcar*, Vol. 40, No. 4, 2013, pp.25-29  
[http://centrozucar.uclv.edu.cu/index.php/centro\\_azucar/article/view/312](http://centrozucar.uclv.edu.cu/index.php/centro_azucar/article/view/312)
18. Friedler, F. 2010. *Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction*. *Applied Thermal Engineering*.  
doi: 10.1016/j.applthermaleng.2010.04.030  
<https://hal.archives-ouvertes.fr/hal-00485512/document>
19. Gbadeyan, O., Sibiya, I., Langaniso, I., Deenadayalu, N. Waste- to- energy: the recycling and reuse of sugar industry waste for different value-added products such as bioenergy in selected countries –a critical review, *Biofuels, Bioprod. Bioref.*, 18, 2024, pp.1639–1657. DOI: 10.1002/bbb.2579
19. Grupo azucarero Azcuba. *Proyección estratégica* [en línea]. [Consultado 26 de marzo de 2023]. Disponible en: <https://www.azcuba.cu/proyeccion-estrategica/#>
20. González, M., Albornas, Y., Feijoo, J., Espinosa, R., González, E. Análisis de factibilidad de la integración de los procesos de producción de azúcar y alcohol, *AFINIDAD LXX*, 564, Octubre - Diciembre 2013, pp. 1-5
21. Hasan, A.S.M.M.; Trianni, A. A Review of Energy Management Assessment Models for Industrial Energy Efficiency. *Energies* 2020, 13 (21), pp. 1-21.  
<http://dx.doi.org/10.3390/en13215713>
22. Hernández, J.P., de Armas, A. C., Espinosa, O., Pérez, O., Guerra, L. Procedimiento de análisis energético para la conversión de industrias de la caña de azúcar en biorrefinerías. *Revista Universidad y Sociedad*. Año 2021, Vol. 13, Nº. 5. Universidad de Cienfuegos, Cuba. pp. 277-288. ISSN: 2218-3620., L.  
<https://rus.ucf.edu.cu/index.php/rus>

23. Hodgson, J. J., Lavarack, B. P., Broadfoot, R. 2003. Steam audit and evaluation of the options reducing both the high pressure and low-pressure steam consumption for increased cogeneration at Pioneer Mill. Confidential SRI report to Queensland Department of State Development and CSR. SRI Job No. 3200.
24. IAEA. Energy indicators for sustainable development: guidelines and methodologies. IAEA Library Cataloguing in Publication Data, Viena, 2005, pp. 1 - 171 ISBN 92-0-116204-9. [https://www-pub.iaea.org/mtcd/publications/pdf/pub1222\\_web.pdf](https://www-pub.iaea.org/mtcd/publications/pdf/pub1222_web.pdf)
25. Ingaramo, A., Heluane, H, Colombo, M. 2004. Uso Eficiente del Agua en Ingenios Azucareros. [https://www.academia.edu/7818371/Uso\\_Eficiente\\_del\\_Agua\\_en\\_Ingenios\\_Azucareros](https://www.academia.edu/7818371/Uso_Eficiente_del_Agua_en_Ingenios_Azucareros).
26. Kabeyi, M.J.B., Olanrewaju, O.A. Performance analysis and electricity potential for Nzoia sugar factory. Energy Reports, 87, 2022, pp. 55-764. <https://doi.org/10.1016/j.egy.2022.10.432>
27. Kabeyi, M.J.B. Potential and challenges of bagasse cogeneration in the Kenyan sugar industry. Int J Creat Res Thoughts, 2022, Vol. 10, No.4, pp.379-526, <http://doi.org/10.1729/Journal.30042>
28. Kabeyi, M.J.B. Investigating the challenges of bagasse cogeneration in the Kenyan sugar industry. Int J Eng Sci Res Technol, 2020, Vol. 9, No. 5, pp. 7-64. <http://dx.doi.org/10.5281/zenodo.3828855>
29. Kamate, C.S., Gangavati, B.P. Cogeneration in Sugar Industries: Technology Options and Performance Parameters—A Review, Cogeneration & Distributed Generation Journal, 2009, Vol.24, No.4, pp. 6-33, <https://doi.org/10.1080/15453660909595148>
30. Kerakalamatti, M. Investigation of Method to Utilize the Waste Heat to Improve the Plant Performance in Sugar Industry, International Journal of Engineering and Techniques, Vol. 3 Issue 6, Nov - Dec 2017, pp. 689-692
31. Klemeš J. J. (Ed). Handbook of Process Integration(PI): Minimisation of Energy and Water Use, Waste and Emissions, Woodhead Publishing Limited, Cambridge, UK, 2013.
32. Kumar, K., Batra, R., & Boesso, G. Difference in stakeholder engagement approach of small & medium enterprises and large companies and its performance

- implications. *Corporate Social Responsibility and Environmental Management*, 28(3), 2021, pp.992-1001 <https://doi.org/10.1002/csr.2100>
32. Lavarack, B P, Hodgson, J. J., Broadfoot, R., Vigh, S., Venning, J. 2004. Improving the Energy Efficiency of Sugar Factories: Case Study for Pioneer Mill. *International Sugar Journal*, 106(1266), 337-342.
33. Liu, L., Wu, C., Zhuang, Y., Zhang, L., Du, J. Interplant Heat Integration Method Involving Multiple Intermediate Fluid Circles and Agents: Single-Period and Multiperiod Designs, *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 59, No. 10, 2020, pp. 4698–471, <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.9b06561>
34. Mandalagiri, L., Irawan, A., Yani, S. Operability and Flexibility of Pinch Applications on Heat Exchanger Network in Chemical Industry – A Review, *Journal of Chemical Process Engineering*, Vol. 6, No.1, 2021, pp. 36 – 47, <https://jurnal.teknologiindustriumi.ac.id/index.php/JCPE/index>
35. Marimon, F.; Casadesús, M. Reasons to Adopt ISO 50001 Energy Management System. *Sustainability* 2017, 9, 1740. <https://doi.org/10.3390/su9101740>
36. Motito, J. A., Rosseaux -Reve, O., Del Toro, D. Estudio de las aguas industriales y residuales en la UEB Central Azucarero Paquito Rosales. *Tecnología Química*. Vol. 34, No. 3, 2014, pp. 215-229. [http://scielo.sld.cu/scielo.php?pid=S2224-61852014000300001&script=sci\\_arttext](http://scielo.sld.cu/scielo.php?pid=S2224-61852014000300001&script=sci_arttext)
37. Mashoko, L., Mbohwa, C., Thomas, V.M. Life cycle inventory of electricity cogeneration from bagasse in the South African sugar industry. *J Clean Prod* 2013, Vol. 39, pp.42–9. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2012.08.034>
38. Mashoko, L., Mbohwa, A.C., Kekana. Bagasse energy cogeneration potential in the South African sugar industry. In: Presented at the international conference on energy security and climate change: Issues, strategies, and options. ESCC 2008, Softel Centara Grand, Bangkok, Thailand, 6-8 August 2008, [Online].<http://hdl.handle.net/10210/14418>
39. Peters, M., Timmerhaus, K., West, R. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5th International Edition)*, MacGraw-Hill, 2003, ISBN 0-07-239266-5 ISBN 0-07-119872-5 (ISE) , p. 988

39. Pratap, N., Kesari, J., Pinch Analysis and Heat Integration in a Sugar Industry using Hint Software, SSRG International Journal of Mechanical Engineering, Vol. 6, No. 8, pp. 6-15, 2019, <https://doi.org/10.14445/23488360/IJME-V6I8P102>
40. Qian, J., Ye, Z., Ding, N., Sun, Z., Zhang, X. Research and Practice of Steam Demand Forecasting Model in Intelligent System for Industrial Enterprises. Journal of Physics: Conference Series, 2021, pp. 1-6, DOI:10.1088/1742-6596/1927/1/012019
41. Raghu, R.J., Banerjee, R. Energy and cogeneration targeting for a sugar factory. Appl Therm Eng, 2003, Vol. 23, No.12, pp.1567–1575. [https://doi.org/10.1016/S1359-4311\(03\)00101-7](https://doi.org/10.1016/S1359-4311(03)00101-7)
42. Ranjit, B., Kishor, J., Sachin, K., Abhijeet, K. A Review on Waste Heat from Sugar Industry to Drive Vapour Absorption AC's. International Research Journal of Engineering and Technology. Vol. 4 Issue 10, Oct 2017, pp.1435-1437. [www.irjet.net](http://www.irjet.net)
43. Ray, A., Kazantzis, N., Foo, D.C., Kazantzi, V., Tan, R.R., Bandyopadhyay, S. Financial Pinch Analysis for Selection of Energy Conservation Projects with Uncertainties. Chemical Engineering Transactions, 2021, 88, pp. 109-114. DOI: <https://doi.org/10.3303/CET2188018>
44. Rein, P. 2012. Ingeniería de la Caña de Azúcar Berlin, Verlag Dr. Albert Bartens KG.
45. Riadi, I., Utomo, D. The Effect of Operating Condition on Low Pressure Steam (LPS) in Sugar Factory, Jurnal Pendidikan dan Aplikasi Industri Vol. 9 No. 1 Februari 2022, pp. 68-82, <https://doi.org/10.33592/unistek.v9i1.1786>
46. Rodríguez, L. E., Batista R. Eliminación del consumo de agua cruda en el proceso de fabricación de azúcar crudo de caña. Revista Ciencias Holguín Vol. 15 No. 3. 2010.
47. Roozbeh, A., Awasthi, A., Bhuiyan, N. Industry 4.0 and demand forecasting of the energy supply chain: A literature review, Computers & Industrial Engineering, Vol 154. pp. 1-22. <https://doi.org/10.1016/j.cie.2021.107128>
48. Rosales, Y, Clavelo, D., Morales, M., González M. Modificaciones en el esquema de evaporación para reducir los consumos de agua y energía en un central azucarero, Revista Centro Azúcar, Vol. 47, Enero-Marzo, 2020, pp. 43-52. <http://scielo.sld.cu/pdf/caz/v47n1/2223-4861-caz-47-01-43.pdf>

49. Schlindwein, M.M., Correa, A. Vasconcelos PS. Electricity cogeneration from sugarcane bagasse in Mato Grosso Do Sul, Brazil. *Int J Adv Soc Sci Humanit* 2017, Vol. 5, No. 3, pp. 11–26.  
<http://www.ijassh.com/index.php/IJASSH/article/view/275/291>
50. Singh, I., Riley, R., --Seillier, D. Using pinch technology to optimise evaporator and vapour bleed configuration at the Malelane mill. *Proc S Afr Sug Technol Ass*, 71, 1997, pp. 207 - 216
51. Smith R. (Ed). *Chemical Process Design and Integration*, John Wiley & Sons, Ltd., Chichester, West Sussex, UK, 2016
52. Song, R., Wang, Y., Feng, X. Participant Plants and Streams Selection for Interplant Heat Integration among Three Plants, *Chemical Engineering Transactions*, Vol. 52, 2016, pp. 547-552, DOI:10.3303/CET1652092
53. SUSCHEM España. (2017). *Manual sobre biorrefinerías en España*.  
[http://www.bioplat.org/setup/upload/modules\\_docs/content\\_cont\\_URI%20\\_4020.pdf](http://www.bioplat.org/setup/upload/modules_docs/content_cont_URI%20_4020.pdf)
54. Sumanraju, V., Ramamohan, T., Sanke, N., Constant Steam Inlet Conditions and their Impact on the Thermal Efficiency of a Cogeneration Power Plant, *International Journal of Heat and Technology*, Vol. 41, No. 4, August, 2023, pp. 847-853.  
<https://doi.org/10.18280/ijht.410407>
55. Tao, R., Liu, L., Gu, S., Zhuang, Y., Zhang, L., Du, J. Flexible Synthesis of Inter-Plant Heat Exchanger Networks Considering the operation of Intermediate Circles, *Chemical Engineering Transactions*, Vol. 81, 2020, pp. 13-18,  
<https://doi.org/10.3303/CET2081003>
56. Thumann, A. *Fundamentals of Energy Engineering*, Fairmont press, Inc, Atlanta, 1984.  
[https://research.iaun.ac.ir/pd/moradian/pdfs/UploadFile\\_2152.pdf](https://research.iaun.ac.ir/pd/moradian/pdfs/UploadFile_2152.pdf)
57. UNDP. *World Energy Assessment. World energy assessment: energy and the challenge of sustainability*. United Nations Development Programme. New York, 2000, pp. 1-42. ISBN:92-1-126126-0  
<https://www.undp.org/sites/g/files/zskgke326/files/publications/Overview.pdf>
58. Urbaniec, K., Zalewski, P., Zhu, X. X. 2000. A Decomposition Approach for Retrofit Design of Energy Systems in the Sugar Industry. *Applied Thermal Engineering*, 20, 1431-1442

59. Wang, Y., Chang, C., Feng, X. A systematic framework for multi-plants Heat Integration combining Direct and Indirect Heat Integration methods, Energy, Volume 90, Part 1, October 2015, Pages 56-67. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.04.015>
60. World Energy Council. 2007 Survey of Energy Resources. 2007, UK, pp.1- 600, [online]. Available: <http://hussonet.free.fr/resourc7.pdf>
61. Yan, K.; Zhou, X.; Chen, J. Collaborative Deep Learning Framework on IoT Data with Bidirectional NLSTM Neural Networks for Energy Consumption Forecasting. J. Parallel Distrib. Comput. 2022, 163, 248–255. <https://doi.org/10.1016/j.jpdc.2022.01.012>
62. Wetsakhulia, T., Makau, S. Stakeholder Engagement: Issues to Resolve for Sustainable Performance of Sugar Mills in Western Region, Kenya. African Journal of Social Sciences and Humanities Research 7(2), 2024, 298-320. DOI: 10.52589/AJSSHR-V2VKATCA
- EPCB Boiler. Cálculo del costo de operación de la caldera de vapor EPCB. [online] 2025. <https://es.epcbboiler.com/212.html>
- Peters

## ANEXO 1

Tabla 1. Información general de zafra

Caña molida t/zafra	% agua imbibición	Bagazo % caña	Cachaza % caña	Lechada de cal m <sup>3</sup> /h	% fibra caña
123267	92	34,857	3,731	2,05	16,795

Tabla 2. Caldera de 60 t/h

Presión de vapor sobrecalentado Lb/pulg <sup>2</sup>	Temperatura vapor °C	Temperatura Gases °C	Temperatura Agua alimentar caldera °C	Humedad del bagazo %
180	318	244	85	50
200	324	245	80	49
150	315	250	80	49
160	310	255	75	50

Tabla 3. Datos de los turbogeneradores

No. turbogenerador	Presión vapor entrada Lb/pulg <sup>2</sup>	Presión vapor salida Lb/pulg <sup>2</sup>	Generación MWh/h	Potencia nominal MW
1	180	17	1,5	1,5
2	180	16	2,4	3,0
1	170	16	1,3	1,5
2	170	16	2,0	3
1	150	14	1,2	1,5
2	150	14	2,3	3
1	180	16,3	1,5	1,5
2	180	16	2,4	3,0

Tabla 4. Calentadores de jugo

Nº	Fluidos	Presión de vapor lb/pulg <sup>2</sup>	Temp Entrada °C	Temp salida °C	°Brix	Flujo kg/h	Area transferencia calor M <sup>2</sup>
Primario 1	vapor jugo	1,4	103	100	14.75	105,8	88.532
Primario 2	vapor	1,4	103	100			

Secundario	jugo	1,4	75	88	14.75	105,8	84,056
	vapor	5,0	112	109			
Jugo clarificado	jugo		88	105	14,75	105,8	73.86
	vapor	5,0	112	109			
	jugo		90	107	14.75	103,0	86,04

Tabla 5. Evaporadores

efectos	Presión de vapor entrada	Presión de vapor cuerpo	Presión de vapor cuerpo	Temp Jugo	Concent	Concent Salida	Area de transferencia de calor
	lb/pulg <sup>2</sup>	lb/pulg <sup>2</sup>	MPa	°C	°Brix	°Brix	m <sup>2</sup>
Primer efecto	17,0	8,50	0,16	107	14.40	22.5	1486.97
Segundo efecto	8,50	1,3	0,11	113,67	22.5	38	756,26
Tercer efecto	1,3	8”Hg	0,027	102,29	42	55	499,18
Cuarto efecto	10”hg	24”Hg	0,016	67	55	60	494,78

Tabla 6. Reportes enero –mayo /2024. Molienda y electricidad

Fecha	Molienda , tc/d	Generacion	Indice generación	Entrega	Indice entrega	Consumo	Indice consumo	Auto – abastecimie
1/4/2024		43324	0.00	7374	0.00	5796	0.00	103.78
1/5/2024	1894.2	31581	16.67	6262	3.31	6882	3.63	98.07
1/6/2024	1890.3	24850	13.15	3415	1.81	5686	3.01	91.63
1/7/2024	825.84	19637	23.78	1891	2.29	14555	17.62	60.79
1/8/2024	1224.32	32368	26.44	3190	2.61	8649	7.06	85.57
1/9/2024	949.44	23384	24.63	2904	3.06	6561	6.91	86.48
1/10/2024	1315.28	36511	27.76	4227	3.21	5142	3.91	97.56
1/11/2024	1039.76	26159	25.16	3182	3.06	4389	4.22	95.59
1/12/2024	1310.44	35365	26.99	4808	3.67	3593	2.74	103.56
1/13/2024	1512.92	38955	25.75	5589	3.69	5386	3.56	100.52
1/14/2024	978.42	24924	25.47	3416	3.49	3645	3.73	99.09
1/15/2024	1228.34	32617	26.55	5886	4.79	4815	3.92	103.40
1/16/2024	1438.6	41474	28.83	6012	4.18	3827	2.66	105.56
1/17/2024	1163.46	32195	27.67	4424	3.80	3256	2.80	103.76
1/18/2024	1098.14	29892	27.22	4785	4.36	3002	2.73	106.34
1/19/2024	1144.8	33958	29.66	5774	5.04	4177	3.65	104.93

1/20/2024	1205.34	26946	22.36	3028	2.51	9950	8.25	79.56
1/21/2024	597.6	11600	19.41	1367	2.29	10138	16.96	56.94
1/22/2024	1319.43	23269	17.64	1448	1.10	13174	9.98	66.49
1/23/2024	1207.6	20958	17.36	1961	1.62	11869	9.83	67.90
1/24/2024		0	0.00	0	0.00	5979	0.00	0.00
1/25/2024	711.24	14151	19.90	1321	1.86	8728	12.27	65.64
1/26/2024	1361.76	21245	15.60	1792	1.32	16090	11.82	59.77
1/27/2024	1318.02	18060	13.70	1732	1.31	15329	11.63	57.05
1/28/2024	834.37	14930	17.89	1539	1.84	11603	13.91	59.73
1/29/2024	1478.4	22740	15.38	1606	1.09	18249	12.34	57.74
1/30/2024	1107.78	19316	17.44	2696	2.43	12091	10.91	67.28
1/31/2024	1221.78	22725	18.60	2444	2.00	14416	11.80	65.50
2/1/2024	1451.74	22948	15.81	2348	1.62	16024	11.04	62.66
2/2/2024	862.16	21086	24.46	2798	3.25	7933	9.20	80.42
2/3/2024	888.32	23591	26.56	4804	5.41	3928	4.42	103.86
2/4/2024	356.7	12492	35.02	1687	4.73	5024	14.08	78.92
2/5/2024	0	0	0.00	0	0.00	2106	0.00	0.00
2/6/2024	1883.44	31720	16.84	4398	2.34	15067	8.00	74.83
2/7/2024	1371.14	24752	18.05	3359	2.45	11366	8.29	75.56
2/8/2024	1154.7	28303	24.51	5735	4.97	14303	12.39	76.76
2/9/2024		0	0.00	0	0.00	1124	0.00	0.00
2/10/2024	1384.24	34825	25.16	7667	5.54	1007	0.73	123.65
2/11/2024	972.75	27893	28.67	5735	5.90	2995	3.08	110.89
2/12/2024	1807.52	31604	17.48	3487	1.93	18271	10.11	68.13
2/13/2024	1428.24	19986	13.99	1653	1.16	16558	11.59	57.28
2/14/2024	1046.78	18768	17.93	2229	2.13	14669	14.01	60.14
2/15/2024	1501.11	23218	15.47	1501	1.00	17389	11.58	59.37
2/16/2024	955.48	15189	15.90	1105	1.16	12026	12.59	58.17
2/17/2024	871.94	14154	16.23	1778	2.04	9391	10.77	65.03
2/18/2024	756.68	15968	21.10	1128	1.49	10123	13.38	63.97
2/19/2024	748.3	14779	19.75	2207	2.95	10681	14.27	63.56
2/20/2024	1178.75	19776	16.78	2019	1.71	15139	12.84	60.12
2/21/2024	903.76	18329	20.28	1792	1.98	14558	16.11	58.95
2/22/2024	1671.88	22983	13.75	296	0.18	17775	10.63	56.80
2/23/2024	1566.11	21719	13.87	259	0.17	19628	12.53	52.86
2/24/2024	897.8	15259	17.00	483	0.54	12249	13.64	56.46
2/25/2024	1447.56	19920	13.76	479	0.33	15592	10.77	56.86
2/26/2024	881.32	16598	18.83	1307	1.48	12016	13.63	60.78
2/27/2024	1398.66	17666	12.63	402	0.29	23457	16.77	43.38
2/28/2024	1133.62	19664	17.35	1327	1.17	11301	9.97	66.35
2/29/2024	1265.14	20336	16.07	1342	1.06	16646	13.16	57.06

3/1/2024	1512.96	22586	14.93	614	0.41	20045	13.25	53.75
3/2/2024		21960	0.00	769	0.00	19029	0.00	54.60
3/3/2024	1042.48	20337	19.51	1317	1.26	8715	8.36	73.33
3/4/2024	994.36	16251	16.34	927	0.93	14808	14.89	53.93
3/5/2024	547.86	9049	16.52	328	0.60	10414	19.01	47.29
3/6/2024	1521.64	23764	15.62	1221	0.80	14050	9.23	64.94
3/7/2024	837.48	16656	19.89	974	1.16	10731	12.81	63.06
3/8/2024	881.42	18914	21.46	1483	1.68	12519	14.20	63.15
3/9/2024	1121.38	16426	14.65	1421	1.27	10346	9.23	64.79
3/10/2024	1326.26	19671	14.83	1750	1.32	15325	11.56	59.17
3/11/2024	1292.96	24548	18.99	1370	1.06	14432	11.16	65.27
3/12/2024	1484.88	22871	15.40	885	0.60	18241	12.28	56.85
3/13/2024	1025.28	24250	23.65	2139	2.09	11170	10.89	72.86
3/14/2024	682.88	19757	28.93	3608	5.28	5917	8.66	89.54
3/15/2024	918.14	14677	15.99	637	0.69	14497	15.79	51.43
3/16/2024	766.22	15297	19.96	1383	1.80	12674	16.54	57.53
3/17/2024	949.72	10768	11.34	986	1.04	10578	11.14	52.89
3/18/2024		0	0.00	0	0.00	1255	0.00	0.00
3/19/2024	664.06	11797	17.76	730	1.10	5223	7.87	72.42
3/20/2024	1058.04	18461	17.45	851	0.80	12464	11.78	61.39
3/21/2024	1482.24	23285	15.71	917	0.62	17507	11.81	58.39
3/22/2024	1215.3	23057	18.97	1156	0.95	14360	11.82	63.59
3/23/2024	646.34	17899	27.69	1156	1.79	8608	13.32	70.60
3/24/2024	408.66	6508	15.93	399	0.98	4951	12.12	58.84
3/25/2024	1253.25	22795	18.19	2025	1.62		11.31	65.22
3/26/2024	1284.76	20311	15.81	1115	0.87	14782	11.51	59.78
3/27/2024	962.62	19312	20.06	1675	1.74	10821	11.24	67.86
3/28/2024	720.56	11610	16.11	815	1.13	8661	12.02	59.67
3/29/2024	332.28	8842	26.61	1324	3.98	6082	18.30	65.01
3/30/2024	1287.32	23717	18.42	1103	0.86	14152	10.99	64.51
3/31/2024	1306.26	20584	15.76	1156	0.88	17737	13.58	55.39
4/1/2024	1226.08	23697	19.33	1962	1.60	14847	12.11	64.78
4/2/2024	352	10233	29.07	1393	3.96	7524	21.38	62.53
4/3/2024	806.08	19726	24.47	2833	3.51	10016	12.43	73.31
4/4/2024	457.62	10176	22.24	872	1.91	10644	23.26	51.01
4/5/2024	792.28	11921	15.05	524	0.66	11458	14.46	52.16
4/6/2024		0	0.00	0	0.00	2964	0.00	0.00
4/8/2024	930.26	20318	21.84	690	0.74		18.56	55.07
4/9/2024	1478.02	24026	16.26	1200	0.81	16271	11.01	61.45
4/10/2024	1291.6	20481	15.86	1547	1.20	18424	14.26	54.82
4/11/2024		0	0.00	345	0.00	2334	0.00	0.00

4/12/2024	745.86	14625	19.61	729	0.98	12977	17.40	54.42
4/13/2024	853.96	18417	21.57	1696	1.99	11482	13.45	65.30
4/14/2024	727.36	15042	20.68	1297	1.78	8762	12.05	66.83
4/15/2024		0	0.00	0	0.00	4891	0.00	0.00
4/16/2024		0	0.00	0	0.00	3402	0.00	0.00
4/17/2024		0	0.00	0	0.00	3066	0.00	0.00
4/18/2024	1162.06	24978	21.49	3362	2.89	10302	8.87	78.26
4/19/2024	816.02	17137	21.00	1245	1.53	12317	15.09	60.75
4/20/2024	1197.28	18641	15.57	1178	0.98	15461	12.91	56.62
4/21/2024		0	0.00	0	0.00	4153	0.00	0.00
4/22/2024	459.22	17636	38.40	3320	7.23	6457	14.06	84.90
4/23/2024	244.58	8328	34.05	1086	4.44	9415	38.49	50.00
4/24/2024	1325.62	21934	16.55	874	0.66	14467	10.91	61.74
4/25/2024	904.58	20624	22.80	1894	2.09	10884	12.03	69.64
4/26/2024	951.98	17063	17.92	913	0.96	12911	13.56	58.71
4/27/2024	678.16	23006	33.92	2219	3.27	8983	13.25	77.28
4/28/2024	498.55	10863	21.79	1262	2.53	12029	24.13	50.22
4/29/2024	677.42	10535	15.55	497	0.73	8905	13.15	55.61
4/30/2024	620.22	14305	23.06	887	1.43	6445	10.39	72.02
5/1/2024		0	0.00	0	0.00	5528	0.00	0.00
5/2/2024	498.34	13226	26.54	888	1.78	10655	21.38	57.52
5/3/2024	531.8	5936	11.16	475	0.89	3309	6.22	67.69
5/4/2024	441.96	10480	23.71	1246	2.82	12467	28.21	48.29
5/5/2024	530.78	7012	13.21	341	0.64	8642	16.28	45.79
5/6/2024	340.08	7801	22.94	1044	3.07	4501	13.24	69.29
5/7/2024	929.94	14315	15.39	1538	1.65	13684	14.71	54.10
5/8/2024		0	0.00	0	0.00	2237	0.00	0.00
5/9/2024	436.58	13315	30.50	1887	4.32	3604	8.26	88.58
5/10/2024		0	0.00	0	0.00	3030	0.00	0.00
5/11/2024	716.14	8576	11.98	347	0.48	12095	16.89	42.20
5/12/2024	383.52	9823	25.61	783	2.04	4858	12.67	70.68
5/13/2024		0	0.00	0	0.00	4320	0.00	0.00
5/14/2024		0	0.00	0	0.00	1471	0.00	0.00
5/15/2024	297.9	6814	22.87	986	3.31	3189	10.70	75.57
5/16/2024		0	0.00	0	0.00	1468	0.00	0.00
5/17/2024		0	0.00	0	0.00	509	0.00	0.00
5/18/2024	346.38	12162	35.11	1143	3.30	5276	15.23	74.64
5/19/2024		0	0.00	0	0.00	1808	0.00	0.00
5/20/2024		0	0.00	0	0.00	502	0.00	0.00
5/21/2024		0	0.00	0	0.00	1134	0.00	0.00
5/22/2024		0	0.00	0	0.00	1918	0.00	0.00

5/23/2024		0	0.00	0	0.00	933	0.00	0.00
5/24/2024		0	0.00	0	0.00	2782	0.00	0.00
5/25/2024	855	15624	18.27	3890	4.55	9680	11.32	72.96
5/26/2024		0	0.00	0	0.00	1832	0.00	0.00
5/27/2024		0	0.00	0	0.00	1555	0.00	0.00
5/28/2024		0	0.00	0	0.00	1653	0.00	0.00
5/29/2024		0	0.00	0	0.00	1866	0.00	0.00
5/30/2024		0	0.00	0	0.00	1636	0.00	0.00
5/31/2024		24171	0.00	2426	0.00	1562	0.00	103.71
Hasta Fecha	118196.26	2385587	20.18	244451	2.07	1378361	11.66	67.78

## ANEXO 2. Balances en la etapa de prefermentación, fermentación y destilación

Tabla 1. Ecuaciones empleadas en los balances en la etapa de prefermentación y fermentación.

Prefermentación	Fermentación
-----------------	--------------

<p>Fosfato de Amonio: <math>F_a = 9 * 0,095 * V_{pf} * Cc_{pf}</math></p> <p>Sulfato de amonio: <math>S_a = 9 * 0,347 * V_{pf} * Cc_{pf}</math></p> <p>Suplemento de nutriente para levadura:</p> $S_n = 9 * 0,1 * V_{pf}$ <p>Concentración de ARF en prefermentación:</p> $ARF_{pf} = 0,7 * ARF_f$ <p>Concentración de ARF en fermentación:</p> $ARF_f = 1547 * 5,6 / E_f$ <p>Melaza para prefermentación:</p> $M_{pf} = \frac{9 * (ARF_{pf} * V_{pf} - V_{pf_{propagación}} * ARR_{pf})}{ARF_{miel}}$ <p>Agua para prefermentación:</p> $A_{pf} = \frac{9 * (V_{pf} - V_{pf_{propagación}}) - M_{pf}}{\rho_{miel}} * \rho_{agua}$ <p>Levadura en cuba madre: <math>L_{cm} = \frac{M_d}{\rho_{mosto\ débil} * Cc_{pf}}</math></p> <p>Mosto débil: <math>M_d = 0,3 * M_f</math></p> <p>Alcohol formado en prefermentación:</p> $Al_{pf} = 0,3 * (M_{pf} + Al_{pf}) * \%Al_{ps}$ <p>Dióxido de carbono formado en prefermentación:</p> $CO_{2\ pf} = 0,488 * \frac{Al_{pf}}{Rendimiento/100}$	<p>Melaza para fermentación:</p> $Me_f = 9 * (ARF_f * V_f - V_{f_{inóculo}} * ARR_{pf}) / ARF_{miel}$ <p>Agua para fermentación:</p> $A_f = \rho_{agua} * (9 * (V_f - V_{f_{inóculo}}) - Me_f / \rho_{miel})$ <p>Agua de enfriamiento en los fermentadores:</p> $A_{enf} = 9 * \frac{V_f * \rho_{vino\ f} * Cp_{vino\ f} * \Delta T_f}{Cp_{agua\ enf} * \Delta T_{agua\ enf}}$ <p>Mosto a fermentar: <math>M_f = Me_f + A_f</math></p> <p>Alcohol formado en fermentación: <math>Al_f = M_f * \%Al_{ps}</math></p> <p>Alcohol total formado en la fermentación en general:</p> $Al_{total} = Al_{pf} + Al_f$ <p>Dióxido de carbono formado en fermentación:</p> $CO_{2\ f} = Al_f / (0,5 * 0,488)$ <p>Miel total en la etapa de fermentación en general:</p> $Me_{total} = Me_{pf} + Me_f$ <p>Agua total en la etapa de fermentación en general:</p> $A_{total} = A_{pf} + A_f$ <p>Dióxido de carbono total generado en la etapa de fermentación:</p> $CO_{2\ total} = CO_{2\ pf} + CO_{2\ f}$ <hr/> <p><b>Fermentación con jugo de los filtros</b></p> <p>Miel cuando se emplea el jugo de los filtros:</p> $°Bx_{miel} * Me_{JF} + °Bx_{JF} * JF = °Bx_{Mf} * Mf$ <p>Agua cuando se emplea el jugo de los filtros:</p> $A_{JF} + JF + Me_{JF} = Mf$ <p>Miel ahorrada con empleo del jugo de los filtros:</p> $Miel\ ahorrada = Me_f - Me_{JF}$ <p>Agua ahorrada con empleo del jugo de los filtros:</p> $Agua\ ahorrada = A_f - A_{JF}$
--	---

**Tabla 2. Resultados de los balances en la etapa de prefermentación y fermentación.**

<b>Prefermentación</b>	<b>Fermentación</b>
Fosfato de Amonio (Fa)= 106,88 kg/d Sulfato de amonio (Sa)= 390 kg/d Suplemento de nutriente para levadura (Sn)= 11,25 kg/d ARF en fermentación (ARF f)= 105,65 kg/d ARF en prefermentación (ARF pf)= 73,95 kg/d Miel para prefermentación (M pf)= 14082 kg/d Agua para prefermentación (A pf)= 80289 kg/d Levadura en cuba madre (L cm)= 2444 kg/d Mosto débil (Md)= 259169 kg/d Alcohol formado en prefermentación (Al pf)= 990,9 kg/d CO <sub>2</sub> formado en Prefermentación (CO <sub>2</sub> pf)= 1151 kg/d	Melaza para fermentación (Me f)= 173627 kg/d Agua para fermentación (Af)= 690272 kg/d Mosto a fermentar (Mf)= 863899 kg/d Alcohol formado en fermentación (Al f)= 30236 kg/d Alcohol total en la fermentación= 31227 kg/d CO <sub>2</sub> en fermentación (CO <sub>2</sub> f)= 29511 kg/d CO <sub>2</sub> total=30662 kg/d
	<b>Fermentación con jugo de los filtros</b>
	Miel para fermentación (Me JF)= 107 380 kg/d Jugo procedente del central (JF)= 378 999 kg/d Agua para dilución (A JF)= 377 520 kg/d Alcohol total producido=30236 kg/d Formación de CO <sub>2</sub> en el fermentador=29511 kg/d

**Tabla 3. Ecuaciones empleadas para los balances de masa por columnas en la etapa de destilación.**

<b>Columna</b>	
<b>Destiladora</b>	<b>Rectificadora</b>

<p>Balance total: <math>Fv + V_1 = Fa + Vz</math></p> <p>Balance parcial:</p> $x_{fv} * Fv = x_a * Fa + x_{Vz} * Vz$ <p>Vapor necesario en la columna:</p> $V_1 = Fv * \left( \frac{kg V_1}{Kg vino} \right)$	<p>Balance total: <math>Fa = C + Cb + AER</math></p> <p>Alcohol étílico rectificado:</p> $AER = \frac{Fa}{\left( 1 + \left( \frac{\% C}{AER} \right) + \left( \frac{\% Cb_1}{AER} \right) \right)}$ <p>Cabezas de la columna rectificadora:</p> $Cb_1 = \frac{\% Cb_1}{AER} * AER$ <p>Alcohol étílico rectificado para la columna lavadora:</p> $AER_{Lav} = \% AER_{Lav} * AER$ <p>Alcohol étílico rectificado para almacenar:</p> $AER_{almac} = AER - AER_{Lav}$
<b>Lavadora</b>	<b>Rectificatriz</b>
<p>Balance total:</p> $F(H_2O) + AER + V_2 = AL + Cb_2$ <p>Balance parcial:</p> $x_{Al} * AL + x_{Cb_2} * Cb_2 = x_{AER} * AER$ <p>Vapor necesario en la columna:</p> $V_2 = AER * \left( \frac{kg V_2}{Kg AER} \right)$ <p>Cabezas de la columna lavadora:</p> $Cb_2 = AER * \left( \frac{\% Cb_2}{AER} \right)$	<p>Balance total:</p> $AL + V_3 = AF + Fl_1 + Cb_3 + Ca + Cm + Cb$ <p>Colas altas y medias: <math>Ca = Cm = AL * \left( \frac{Kg Ca}{Kg AL} \right)</math></p> <p>Colas bajas: <math>Cb = AL * \left( \frac{Kg Cb}{Kg AL} \right)</math></p> <p>Vapor necesario en la columna: <math>V_3 = AL * \left( \frac{Kg V_3}{Kg AL} \right)</math></p> <p>Flemazas de la rectificatriz: <math>Fl_1 = AL * \left( \frac{Kg Fl_1}{Kg AL} \right)</math></p> <p>Aceite de fusel: <math>Fusel = Ca + Cm + Cba</math></p>
<b>Desmetilizador</b>	<b>Recuperadora</b>
<p>Balance total: <math>AF = M + AEF</math></p> <p>Balance parcial :</p> $x_{AF} = x_{AEF} * AEF + x_M * M$ <p>Alcohol metílico: <math>M = AF * \left( \frac{Kg M}{Kg AF} \right)</math></p> <p>Vapor necesario en la columna:</p> $V_4 = AF * \left( \frac{Kg V_4}{Kg AF} \right)$	<p>Balance total: <math>FCb + V_5 = Fl_2 + AR + Cb_4</math></p> $F Cb = M + Cb_3 + Ca + Cm + Cba + Cb_2$ <p>Balance parcial:</p> $x_{FCb} * FCb = x_{Cb_4} * Cb_4 + x_{AR} * AR + x_{Fl_2} * Fl_2$ <p>Cabezas de la recuperadora: <math>Cb_4 = AR * \left( \frac{Kg Cb_4}{Kg AR} \right)</math></p> <p>Vapor necesario en la columna:</p> $V_5 = F Cb * \left( \frac{Kg V_5}{Kg F Cb} \right)$

**Tabla 4. Resultados de los balances de masa en cada columna de la etapa de destilación.**

**Columna**

<b>Destiladora</b>	<b>Rectificadora</b>
<p>Flujo de vapores alcohólicos (Fa)= 4 434,7 kg/h</p> <p>Flujo de vinaza residual (Vz)= 38 563kg/h</p> <p>Vapor que entra a la columna destiladora (V<sub>1</sub>)= 6 248kg/h</p>	<p>Alcohol etílico rectificado (AER)= 4 183,7 kg/h</p> <p>Alcohol de colas (C)= 167,35 kg/h</p> <p>Cabezas de la columna rectificadora (Cb<sub>1</sub>)= 83,67 kg/h</p> <p>AER para la columna lavadora (AER Lav)= 2 142 kg/h</p> <p>AER para almacenar (AER almac)= 2 041,6 kg/h</p>
<b>Lavadora</b>	<b>Rectificatriz</b>
<p>Agua alimentada a la columna lavadora F (H<sub>2</sub>O)= 8 669 kg/h</p> <p>Vapor que entra a la columna lavadora (V<sub>2</sub>)= 1 568 kg/h</p> <p>Flujo de alcohol lavado (AL)= 12 294 kg/h</p> <p>Cabezas que salen de la columna lavadora (Cb<sub>2</sub>)= 86 kg/h</p>	<p>Alcohol Fino (AF)= 1 732 kg/h</p> <p>Alcohol de colas altas (Ca)= 57,66 kg/h</p> <p>Alcohol de colas medias (Cm)= 57,66 kg/h</p> <p>Alcohol de colas bajas (Cb)= 117,04 kg/h</p> <p>Vapor que entra a la columna rectificatriz (V<sub>3</sub>)= 4 235 kg/h</p> <p>Flemazas de la columna rectificatriz (FI<sub>1</sub>)= 14 507 kg/h</p> <p>Cabezas que salen de la rectificatriz (Cb<sub>3</sub>)= 58,15 kg/h</p> <p>Aceite de fusel (Fusel)= 232,35 kg/h</p>
<b>Desmetilizadora</b>	<b>Recuperadora</b>
<p>Alcohol metílico (M)= 43,3 kg/h</p> <p>Flujo de vapor que se alimenta a la columna (V<sub>4</sub>)= 323,85 kg/h</p> <p>Alcohol extrafino (AEF)= 1 689,6 kg/h</p>	<p>Flujo de alcoholes (metílico, de colas y de cabezas) (F Cb)= 419,5 kg/h</p> <p>Alcoholes de cabezas (Cb<sub>4</sub>)= 43,55 kg/h</p> <p>Alcohol recuperado (AR)= 217,8 kg/h</p> <p>Flemazas que salen de la recuperadora (FI<sub>2</sub>)= 491,3 kg/h</p> <p>Vapor alimentado a la columna (V<sub>5</sub>)= 333,1 kg/h</p>

Tabla 5. Ecuaciones empleadas para los balances de energía en los condensadores de la etapa de destilación.

Columna Rectificadora	
Condensador	Ecuación
Principal	$Q = m_{V_{Tope\ 1}} * \lambda_{V_{Tope\ 1}}$ $Q = D * [(R + 1) * H_{G1} - R * H_{L0} - H_D]$ $Q = m_{agua\ i} * Cp_{agua} * (Te_i - Ts_i)$ $Agua_i = masa_i / \rho_{agua}$ <p>Balance total condensadores: <math>V_{tope1} = R_1 + Cb_1</math></p> $V_{tope1} = AER * (Text_{ref} + \frac{\% Al_{cb1} * Text_{ref}}{100})$ $Cond_1 = V_{tope1} - Cb_1 / 1,56$ $R_1 = Cond_1 + Cond_2$ <p>Balance total condensador principal: <math>V_{cond} = Cond_2 + Cb_1</math></p>
Cabezas	<p><b>*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua</b></p> $Agua_{total\ 1} = Agua_{C.P} + Agua_{C.Cab}$
Columna Lavadora	
Primario	<p><b>Balance total: <math>V_{tope\ 2} = Ref_2 + V_{Cab\ 2}</math></b></p> $V_{tope\ 2} = (R_2 * Cb_2) + Cb_2$ $Ref_2 = R_2 * Cb_2$ <p>*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua</p>
Secundario	<p><b>*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua</b></p> $Agua_{total\ 2} = A_{C.P} + A_{C.S}$
Columna Rectificatriz	
Primario	$V_{tope\ 3} = AF * (Tasa_1 + T_{Cab\ 1} * Tasa_1 + T_{Cab\ 1})$ <p>Balance Total: <math>V_{tope\ 3} = R_3 + V_{Cab\ 3}</math></p> <p><b>*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua</b></p>
Secundario	<p>*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua</p> $Agua_{total\ 3} = A_{C.P} + A_{C.S}$
Columna Desmetilizadora	
Primario	<p><b>Balance total: <math>V_{tope\ 4} = R_4 + M</math></b></p> $R_4 = Tasa_2 * M$

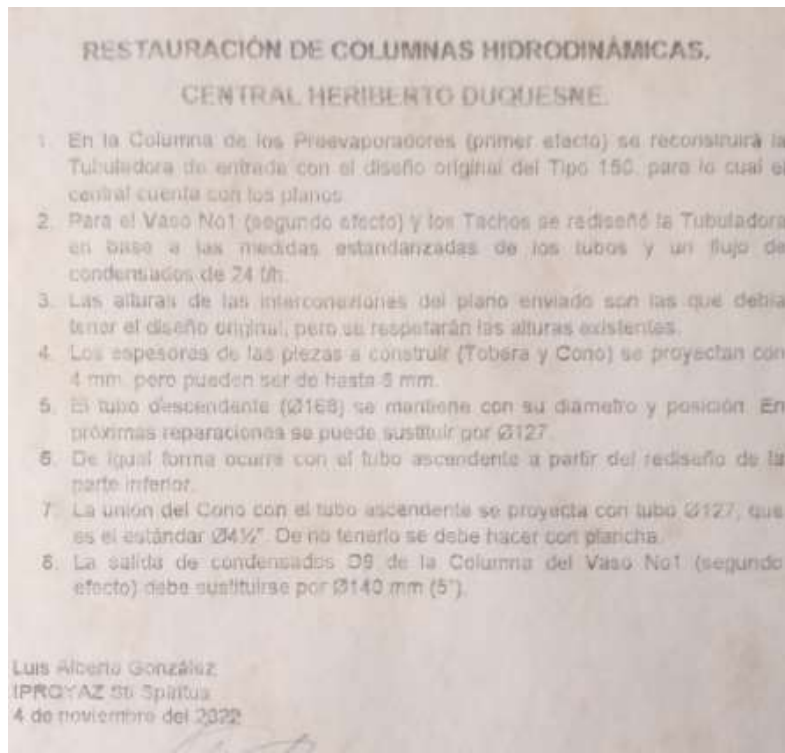
	*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua
<b>Secundario</b>	<b>*Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua</b> $Agua_{total\ 4} = A_{C.P} + A_{C.S}$
<b>Columna Recuperadora</b>	
<b>Primario</b>	$V_{tope\ 5} = AF * (Tasa_3 + T\ Cab\ 2 * Tasa_3)$ <b>Balance Total:</b> $V_{tope\ 5} = R_5 + V_{Cab\ 4}$ <i>Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua</i>
<b>Secundario</b>	<b>Ecuaciones para cálculo de Q y cantidad de agua</b> $Agua_{total\ 5} = A_{C.P} + A_{C.S}$

**Tabla 6. Resultados de los balances de energía en los condensadores de la etapa de destilación.**

<b>Columna Rectificadora</b>	
<b>Condensador</b>	<b>Resultados</b>
<b>Principal</b>	Reflujo de la columna (Ref. <sub>1</sub> )= 3 526,9 kg/h Vapor que sale por el tope (V tope <sub>1</sub> )= 3 610,5 kg/h Condensado calienta vinos (Cond <sub>1</sub> )= 2 261 kg/h Condensado cond principal (Cond <sub>2</sub> )= 1 266 kg/h Vapores condensables (V cond)= 1 349,7kg/h Agua de enfriamiento (A <sub>1</sub> ) 35,5 m <sup>3</sup> /h
<b>Cabezas</b>	Agua de enfriamiento (A <sub>2</sub> )= 7,33 m <sup>3</sup> /h Agua de enfriamiento total (A total <sub>1</sub> )=42,83 m <sup>3</sup> /h
<b>Columna Lavadora</b>	
<b>Primario</b>	Vapor que sale por el tope (V tope <sub>2</sub> )= 1 798,9 kg/h Reflujo de la columna (Ref <sub>2</sub> )= 1 713 kg/h Agua de enfriamiento (A <sub>3</sub> )= 73,4 m <sup>3</sup> /h
<b>Secundario</b>	Agua de enfriamiento (A <sub>4</sub> )=6,99m <sup>3</sup> /h Agua de enfriamiento total (A total <sub>2</sub> )=80,4m <sup>3</sup> /h
<b>Columna Rectificatriz</b>	
<b>Primario</b>	Vapor que sale por el tope (V tope <sub>3</sub> )=5 402 kg/h Reflujo de la columna (Ref <sub>3</sub> )=5 343,9 kg/h

	Agua de enfriamiento (A <sub>5</sub> )=129,7 m <sup>3</sup> /h
<b>Secundario</b>	Agua de enfriamiento (A <sub>6</sub> )= 4,65 m <sup>3</sup> /h Agua de enfriamiento total (A total <sub>3</sub> )=134,3 m <sup>3</sup> /h
<b>Columna Desmetilizadora</b>	
<b>Primario</b>	Vapor que sale por el tope (V tope <sub>4</sub> )= 735,9kg/h Reflujo de la columna (Ref <sub>4</sub> )= 692,6kg/h Agua de enfriamiento (A <sub>7</sub> )= 17,7m <sup>3</sup> /h
<b>Secundario</b>	Agua de enfriamiento (A <sub>8</sub> )=3,46m <sup>3</sup> /h Agua de enfriamiento total (A total <sub>4</sub> )=21,1m <sup>3</sup> /h
<b>Columna Recuperadora</b>	
<b>Primario</b>	Vapor que sale por el tope (V tope <sub>5</sub> )= 783,8 kg/h Reflujo de la columna (Ref <sub>5</sub> )= 740,2 kg/h Agua de enfriamiento (A <sub>9</sub> )=20,6 m <sup>3</sup> /h
<b>Secundario</b>	Agua de enfriamiento (A <sub>10</sub> )= 3,82 m <sup>3</sup> /h Agua de enfriamiento total (C enf <sub>5</sub> )=24,43 m <sup>3</sup> /h

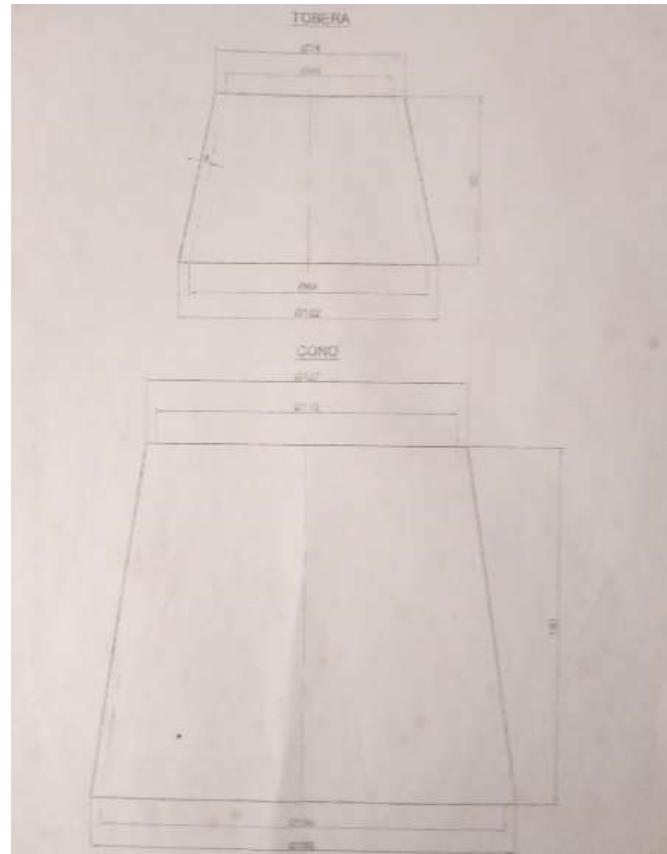
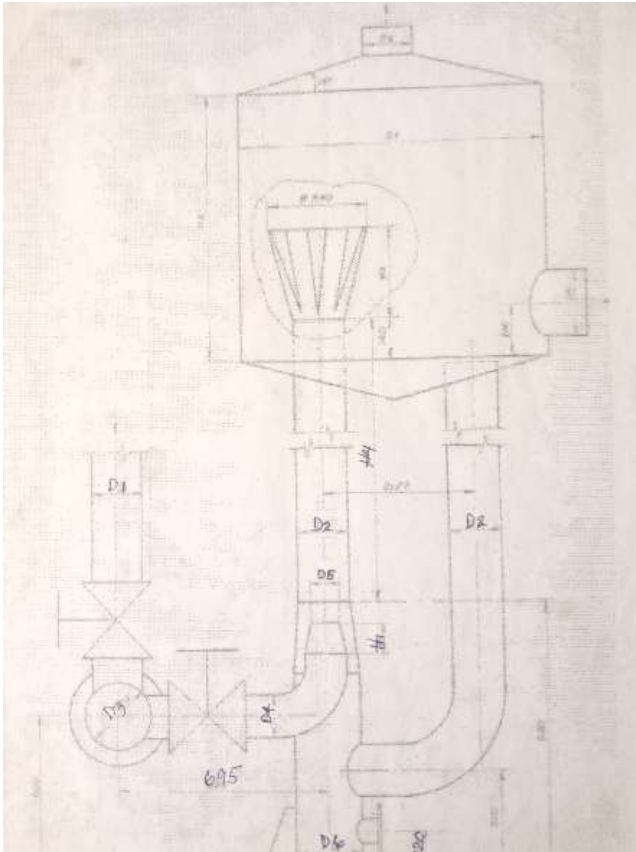
**ANEXO  
las**

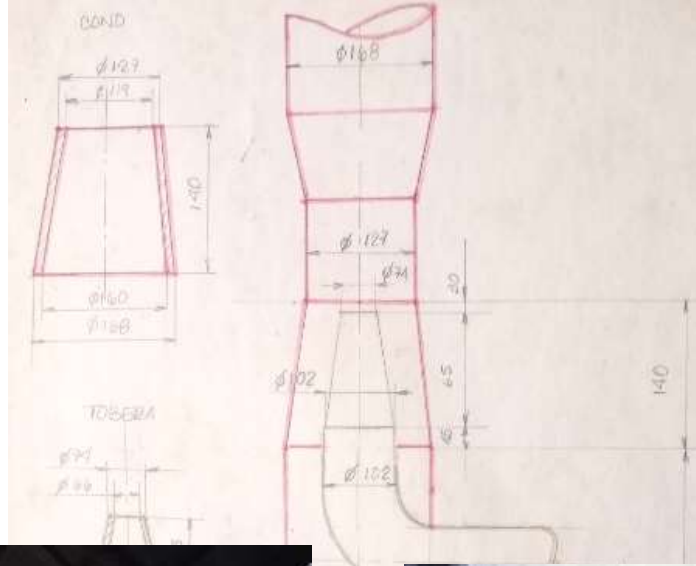


**3. Diseño de  
toberas de las  
columnas**

hidrodinámicas

		COLUMNAS HIDRÓLICAS DE CONVERSIÓN												
N°	DESCRIPCIÓN	SÍMBOLO	CAPACIDAD POTENCIAL DEL CENTRAL (1000 $\text{cm}^3/\text{seg}$ )											
			300				400				500			
			COLLECTOR OF CONCESSIONS OF EXPANSIONES											
			ADJUSTABLE											
			Z	SE	DE	TACHO	Z	SE	DE	TACHO	Z	SE	DE	TACHO
1	PAPA DE BARRIL	D <sub>1</sub>	150	150	200	150	150	200	150	150	200	150	150	200
2	TUBERÍA RUBERA DACTILADA	D <sub>2</sub>	160	160	200	160	160	200	160	160	200	160	160	200
3	VALVULA COLECTOR KINC	D <sub>3</sub>	204	212	212	212	212	212	212	212	212	212	212	212
4	VALVULA BLOQUE TORRENTINA DE FUND. DE CSDH	D <sub>4</sub>	135	135	135	135	135	135	135	135	135	135	135	135
5	CHUBASCADOR TUBERIA	D <sub>5</sub>	95	95	100	95	95	100	95	95	100	95	95	100
6	ALTOSE TORRENT	H <sub>1</sub>	95	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
7	MANIFESTO SERRAVALLO RECOP-2418	D <sub>6</sub>	219	219	219	219	219	219	219	219	219	219	219	219
8	DIAMETRO TUBERIA BARRIL	D <sub>7</sub>	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
9	ALTOSE TUBERIA TORRENT	H <sub>2</sub>	900	900	900	900	900	900	900	900	900	900	900	900
10	ALTOSE TUBERIA TORRENT DE CSDH	H <sub>3</sub>	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300	300
11	VALVULA COLECTOR KINC DE CSDH	D <sub>8</sub>	160	160	160	160	160	160	160	160	160	160	160	160
12	VALVULA COLECTOR KINC DE CSDH	D <sub>9</sub>	212	212	212	212	212	212	212	212	212	212	212	212

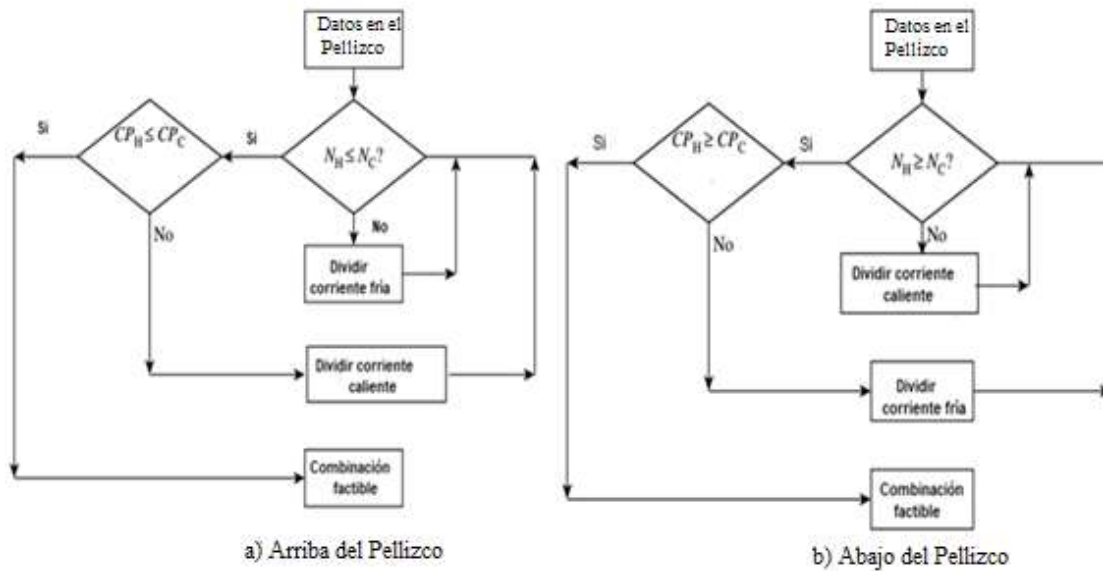






**ANEXO 4.** Algoritmo corrientes

para la división de



**ANEXO 5. Aval de Departamento Economico de la EAA Heriberto Duquesne**

Remedios, 3 de junio de 2023

AVAL

De: Departamento de Economía  
Empresa Agroindustrial Azucarera "Heriberto Duquesne"  
A quien corresponda:

Por este medio expresamos que en la Empresa se realiza una investigación con el tema: Evaluación del desempeño energético en central azucarero y destilería para la mejora en el uso de la biomasa y el agua.

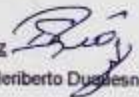
Se ha realizado, además, una estimación del costo de las modificaciones con valor de 193 000 CUP por concepto de materiales y mano de obra y de los ahorros con un valor de 75 395 040 CUP, por concepto de consumo de bagazo asociado a pérdidas de calor y consumo de fuel oil evitado por uso de vapor de escape y secundario del central, con un grado apreciable de exactitud para ser utilizada en la estimación de los indicadores de eficiencia económica.

En dicha investigación y modificaciones tecnológicas ha participado el Ing. Jorge Guevara Rodríguez (autor principal), especialista principal de producción de la Empresa Agroindustrial Azucarera Heriberto Duquesne y otros compañeros de la Empresa y del Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química y Farmacia, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas



Jefe de Departamento Económico

Visto bueno:

Ing. Ramón Santos Díaz   
Director General EAA Heriberto Duquesne

