

UNIVERSIDAD DON BOSCO



VICERECTORIA DE ESTUDIOS DE POSTGRADO

TRABAJO DE GRADUACION

Optimización del Uso de Vapor en un Ingenio Azucarero para el Aprovechamiento del Excedente en la Generación de Energía con una Turbina de Baja Presión

PARA OPTAR AL GRADO DE:

Maestro(a) en Gestión de Energías Renovables

PRESENTADO POR:

Héctor Antonio Molina Paz

Laura Teresa Reyes Gutiérrez

Mario Roberto Rodríguez Luna

ASESOR:

Dr. Eduardo Buenaventura Badía Serra

ENERO DE 2019

Antiguo Cuscatlán, La Libertad, EL SALVADOR, CENTROAMERICA.

## Resumen

La mayoría de industrias, cada vez se van enfocando en hacer que sus procesos productivos sean más eficientes en cuanto al uso de los recursos, ayudando a la optimización de las utilidades y así permitir tener disponibilidad económica para implementar innovaciones tecnológicas, es por esta razón, que el presente trabajo de graduación, toma como punto de partida una de las industrias más importante de nuestro país, como lo es la Industria Azucarera.

Se inicia con una caracterización de las etapas del procesos productivo: Recepción y preparación de caña, extracción de jugo, purificación del jugo, evaporación, clarificación de meladura, recobrado y producción de azúcar refino. Se elaboran los balances de materia y energía para cada etapa, haciendo uso del software Sugars<sup>TM</sup> que ha sido diseñado especialmente para la Industria Azucarera.

Se hace un estudio profundo y detallado de la situación actual de los diferentes usos y consumos de vapor de un ingenio representativo de El Salvador. La producción de vapor es de vital importancia, ya que la energía en forma de calor que se obtiene de él, es la que posteriormente se transforma en energía mecánica – eléctrica, que es usada para el movimiento de la maquinaria. Debido a que el turbogenerador actualmente instalado en el ingenio es del tipo de contrapresión, también se obtiene como salida un vapor exhausto (vapor escape) pero todavía con riqueza energética para ser usado en equipos de intercambio de calor para evaporar el jugo de la caña, entre otros usos.

Por el tipo de turbogenerador, la fábrica se ve forzada a usar todo el vapor escape, por lo que no es de mucho interés la optimización del mismo, sin embargo, el enfoque de ésta investigación es buscar su optimización en el proceso, para que el vapor excedente que no sea necesario, pueda alimentar a un turbogenerador que requiera vapor de baja presión y así incrementar la producción de energía eléctrica de la planta.

Se evaluaron diferentes escenarios con potencial de ahorro de consumo de vapor: Cambio de tecnología en calentadores de jugo, uso de vapor vegetal 2 en el área de tachos, uso de vapor vegetal 2 en el área de refinería y aplicar recompresión de vapor, obteniendo en conjunto una reducción del uso de vapor escape del 28.5% equivalente a 154.6 kg de vapor escape/ t de caña.

Con la cantidad de vapor ahorrada, se elabora la propuesta del sistema de generación de energía complementaria a lo que ya se tiene, la cual consta de un turbogenerador que requiere un flujo de vapor escape de 25 kg/s a 21.03 psig para obtener una generación de 6.25 MW. Se realiza el análisis económico del proyecto, teniendo como resultados TIR de 12.25%, VAN de US\$ 4,468,668 y Pay Back para 9.15 años, valores que nos indican que es un proyecto rentable.

# Índice.

	Pág.
Índice.....	1
1. Introducción.....	3
1.1. Objetivos.....	4
1.2. Justificación.....	5
1.3. Hipótesis.....	5
2. Marco Teórico.....	6
2.1. Proceso de Producción de Azúcar .....	6
2.1.1. Recepción y Preparación de Caña.....	6
2.1.2. Extracción de Jugo.....	7
2.1.3. Purificación del Jugo.....	7
2.1.4. Evaporación.....	10
2.1.5. Clarificación de Meladura.....	11
2.1.6. Recobrado.....	12
2.1.7. Producción de Azúcar Refino.....	15
2.2. Proceso de Generación de Energía.....	17
2.3. Tipos de turbinas y su caracterización.....	18
2.3.1. Según el aprovechamiento de la energía.....	21
2.3.2. Según el número de etapas.....	23
2.3.3. Según la dirección del flujo de vapor.....	24
2.3.4. Por presión de salida del vapor.....	25
2.4. Caracterización del bagazo de caña de azúcar.....	26
2.4.1. Composición Física.....	26
2.4.2. Composición Química.....	26
2.4.3. Composición Elemental.....	27
2.4.4. Composición en Fibra, Médula y Finos.....	27
2.4.5. Determinación del poder calorífico del bagazo de caña.....	29
3. Balances de Materia y Energía de un Ingenio Azucarero utilizando el Software Sugars <sup>TM</sup> .....	31
3.1 Descripción de Sugars <sup>TM</sup> .....	31
3.2. Balance de materia para el proceso de producción de azúcar.....	35
3.2.1. Balance de materia del área de Extracción.....	36
3.2.2. Balance de materia del área de Purificación.....	37
3.2.3. Balance de materia del área de Evaporación.....	38

	Pág.
3.2.4. Balance de materia del área de Recobrado.....	39
3.2.5. Balance de materia de la Refinería.....	40
3.3. Balance de energía para el proceso de producción de azúcar.....	41
3.3.1. Balance de energía del área de Extracción.....	42
3.3.2. Balance de energía del área de Purificación.....	43
3.3.3. Balance de energía del área de Evaporación.....	44
3.3.4. Balance de energía del área de Tachos.....	45
3.3.5. Balance de energía de la Refinería.....	46
3.3.6. Balance de Energía de la Caldera.....	47
3.3.7. Balance de Energía de Turbogeneradores.....	48
4. Consumo de vapor y formas de reducirlo.....	49
4.1. Principio de Rillieux.....	49
4.1.1. Balance de materia en Evaporadores.....	51
5. Modificaciones para disminuir el consumo de vapor.....	53
5.1. Cambio de calentadores de jugo en el área de purificación	53
5.2. Uso de vapor vegetal 2 en el área de tachos.....	55
5.3. Uso de vapor vegetal 2 en el área de refinería.....	57
5.4. Recompresión de vapor.....	60
5.5. Resumen de los cambio realizados.....	62
6. Turbina de baja presión para su uso con vapor escape.....	64
6.1. Descripción de la turbina.....	66
6.2. Análisis económico del proyecto.....	66
Conclusiones.....	69
Anexos.....	70
Bibliografía.....	79

## 1. Introducción.

En esta investigación se realizará el análisis de consumo de vapor en todo el proceso de producción de un ingenio azucarero identificando áreas con alto potencial que permitan disminuir el consumo de vapor escape y utilizarlo para generar mayor cantidad de energía eléctrica con una turbina de baja presión.

Hoy en día, la sucroindustria es una de las industrias que se han enfocado más en valorar los desechos que generan para convertirlos en nuevos productos. Esto se ha buscado a través de los años para evitar depender exclusivamente de los precios del azúcar en el mercado internacional ya que son precios muy fluctuantes.

En El Salvador, la mayoría de los ingenios han buscado diversificarse, principalmente, en la vía de la generación de energía con la quema de bagazo para generar vapor y enviarlo a turbinas de contrapresión (vapor escape) o en turbinas de condensación (turbocondensing). La energía generada sirve para abastecer la operación de los ingenios y para entregar el sobrante a la red nacional.

Según el informe del Electricidad del CNE (Centro Nacional de Energía, 2015), la generación de energía con biomasa (bagazo de caña de azúcar) representa el 13.6% de la capacidad total instalada en El Salvador a pesar que los ingenios solo generan durante 5 a 6 meses de producción (zafra) y 1 ó 2 meses más con el bagazo sobrante acumulado cuando ya han terminado su operación de producción.

Los ingenios azucareros siempre están buscando la manera de maximizar la generación de energía para poder obtenerla al menor costo. Se definen dos períodos importantes, el período de Producción conocido como Zafra, en el cual se obtienen dos productos principales, azúcar y energía, tanto para consumo interno como para la venta del excedente, y el período de Producción Post Zafra, en donde el único producto es la energía, de igual manera para consumo interno pero con un margen mayor de excedente para venta. En el caso de los ingenios que tienen turbinas de condensación, se busca reducir al mínimo el consumo de vapor en la fábrica para que la mayor cantidad de vapor sea condensado en la turbina y consecuentemente se genere mayor energía eléctrica. En el caso de las turbinas a contrapresión, se entrega vapor escape a una presión y temperatura baja el cual es utilizado para calentamientos en el proceso y finalmente condensado y descartado en la mayoría de los casos.

La gran desventaja de la turbina a contrapresión es que se debe consumir todo el vapor escape que sale de la turbina, si este no se consume en primer lugar se deberá ventear a la atmósfera y consecuentemente esta energía remanente es desperdiciada y en segundo lugar la turbina puede funcionar a mayor presión de salida que la recomendada y sufrir daños severos. Es por

esta razón que los procesos de calentamiento se vuelven en la mayoría de casos ineficientes a propósito para no tener que ventear este vapor a la atmósfera.

Para resolver este tipo de inconveniente, se planteará en ésta tesis el caso base de un ingenio azucarero con una turbina a contrapresión y se evaluará la posibilidad de implementar medidas de ahorro de vapor para que el vapor escape sobrante sea aprovechado en un turbogenerador de baja presión. Todos los balances de materiales y energéticos serán evaluados con el software Sugars<sup>TM</sup>, en primer lugar, para establecer la línea base y luego optimizar el consumo de vapor para determinar el potencial de energía a generar en un generador de baja presión.

## **1.1 Objetivos.**

### *1.1.1 Objetivo general.*

Generar propuestas para disminuir el consumo de vapor en el proceso de fabricación de un Ingenio Azucarero en El Salvador para generar mayor cantidad de energía eléctrica a través de una turbina de baja presión.

### *1.1.2 Objetivos específicos.*

- Evaluar cada una de las áreas de fabricación de azúcar que utilice vapor para determinar cuál es el consumo por área.
- Generar propuestas para disminuir el consumo de vapor por área.
- Utilizar el software Sugars<sup>TM</sup> para evaluar el impacto de dichas propuestas en el consumo de vapor.
- Dimensionar una turbina de baja presión que permita generar electricidad con el vapor sobrante al realizar optimizaciones al proceso.
- Determinar la cantidad de energía extra que se podría generar con el vapor sobrante al realizar las modificaciones planteadas utilizando una turbina de baja presión.
- Realizar el análisis de factibilidad económica (Costo/Beneficio) de la inversión del turbogenerador de baja presión.

## **1.2 Justificación.**

Desarrollar una optimización completa del consumo de vapor en el proceso de fabricación de azúcar de un Ingenio en El Salvador, contribuirá a tener un sobrante de vapor que podrá ser inyectado a una turbina de baja presión, con el objetivo de generar mayor cantidad de energía eléctrica sin necesidad de modificar las turbinas existentes.

Instalar una turbina de baja presión de vapor representa una menor inversión que cambiar las dos turbinas existentes que funcionan a contrapresión. Esta modificación al proceso permitirá inyectar mayor cantidad de energía a la red generando mayor cantidad de ingresos al ingenio, lo cual permite mejorar su rentabilidad en momentos de fluctuaciones en los precios internacionales del azúcar.

Para desarrollar las modificaciones al proceso de fabricación y evaluar su impacto en el consumo de vapor se utilizará el software Sugars<sup>TM</sup> el cual es específico para la industria azucarera y permitirá desarrollar modelos de consumo de vapor con alta precisión. De este programa no se tienen referencias en cuanto al desarrollo de los balances de masa y energía en otros ingenios en El Salvador.

## **1.3 Hipótesis.**

La optimización del uso de vapor en un ingenio azucarero, proporcionará una fuente suficiente de suministro para generar energía con una turbina de baja presión.

## 2. Marco teórico.

### 2.1 Proceso de Producción de Azúcar.

El proceso de fabricación de azúcar inicia desde el corte de la caña de azúcar en el campo. Esta puede ser cosechada de forma manual o mecanizada y es reunida en el campo hasta que se alza y carga en cada una de las rastras cañeras hasta su destino final (ingenio) en donde se procesa para poder obtener los cristales de azúcar. Entre el corte, traslado y procesamiento pasan 35 horas aproximadamente.

#### 2.1.1 *Recepción y Preparación de Caña.*

Al llegar los viajes con caña al ingenio, el 90% de los transportes son enviados al Core Sampler. Aquí, se extrae una muestra con una sonda para verificar la calidad del material que traen de las diferentes partes de país. La muestra tiene un peso entre 15 y 25 libras y se determina el grado de frescura en base a la concentración de dextrana y azúcares reductores que trae, a menor concentración de estos 2 componentes, mayor es la frescura de la caña y consecuentemente, mejor es el pago al cañero.

Luego de pasar por el muestreo, las rastras cañeras se dirigen a las básculas para tomar su peso inicial, y al descargar el paquete de caña se pesan nuevamente para saber la cantidad de material que trajo de campo. Después de pesarse, cada camión es dirigido a las mesas cañeras, en donde descargan la caña, ya sea de corte manual o de corte mecanizado.

El ingenio cuenta con 3 mesas cañeras, 2 para corte manual y 1 para corte mecanizado. Las rastras que llevan corte manual, tienen en la parte baja unas cadenas que son enganchadas en la grúa puente y descargado el paquete completo al interior de la mesa, donde el movimiento del paquete de caña se da mediante cadenas y un romperollo se encarga de abrir el paquete para soltar la caña y dosificarla de mejor manera en el transportador principal 1. En el caso de la caña mecanizada, la carga es colocada sobre una plataforma hidráulica (virador) que levanta el camión a un ángulo de 45° y descarga la caña en la mesa, luego pasa por el pateador que ayuda a dosificar la caña de forma controlada en el transportador 1.

Una vez la caña ingresa al transportador 1, se ha iniciado el proceso de preparación de caña. En esta etapa se busca desfibrar la caña para exponer las celdas que contienen el jugo en la pared celular de la caña. En primer lugar, se controla el nivel del colchón de caña sobre el transportador 1 con un nivelador y posteriormente pasa por una picadora de martillos fijos que gira a 600 rpm. La caña picada, luego pasa por un juego de 2 niveladores y 2 picadoras de martillos oscilantes que giran a 730 rpm, que desfibran completamente la caña llegando a un índice de preparación de 80% aproximadamente (Pol en celdas abiertas: 95%, Caña preparada: 85%).

### 2.1.2 Extracción de Jugo.

El proceso de extracción de jugo es un proceso de separación líquido-sólido a contracorriente con reducción de tamaño de partícula en la fase sólida (Buchanan, E. J., 1965). En este proceso de separación, el solvente que extrae sacarosa (y otros materiales solubles) es agua caliente a 98°C. Durante esta etapa, la caña preparada ingresa a un molino, que consiste en 4 mazas o rodillos, en donde se aplica una elevada presión al colchón de caña para extraer el jugo y poder procesarlo en las etapas siguientes.

Cada uno de los molinos tiene un arreglo geométrico que permite obtener altos rendimientos de extracción de sacarosa cuando es combinado con el efecto de la imbibición compuesta. En el caso del ingenio en este estudio, la extracción que se puede lograr con 6 molinos es de 96.5% de sacarosa, dejando un bagazo con aproximadamente 2% de pol y una humedad de 47.5% promedio.

El bagazo que sale del área de extracción es enviado directo a calderas en donde una parte es consumida y otra es almacenada para poder generar energía en el Período de Producción Post Zafra. La cantidad de bagazo producida puede variar entre 26% y 30% en base al peso de la caña. Por otra parte, el jugo extraído es pasado por filtros DSM y colador rotativo para eliminar el bagacillo del jugo y retornarlo a molinos entre el molino 1 y 2 para que salga como bagazo. Un resumen de las variables de este proceso con sus valores típicos se muestra en la Tabla 2-1.

Tabla 2-1. Valores promedio de las principales variables de operación en la etapa de purificación de jugo

Proceso	Material	Parámetros de operación	Rango promedio de operación
Extracción de jugo	Caña preparada	Pol (%)	12.5-14.5
		Brix (%)	18.0-21.0
		Fibra (%)	12.5-14.0
		Pureza (%)	85-88
	Agua de imbibición	Temperatura (°C)	90-98
	Bagazo	Pol (%)	1.8-2.2
Humedad (%)		46.5-48	

### 2.1.3 Purificación del Jugo.

El proceso de purificación del jugo tiene como principal objetivo eliminar las impurezas que el jugo trae del campo y que afectarían negativamente el proceso de cristalización y las características de calidad del azúcar. El proceso de purificación se puede dividir en 3 etapas:

- Alcalización/Sulfitación.
- Clarificación.
- Filtración de cachaza.

En el ingenio de estudio se producen dos tipos de azúcar, crudo y blanco, la diferenciación en el proceso de producción de cada producto inicia en esta etapa. Si se está produciendo azúcar crudo el jugo proveniente de molinos pasa directamente por dos calentadores de tubo y coraza llamados primarios y secundarios. El calentador primario utiliza vapor vegetal de segundo efecto y el calentador secundario utiliza vapor vegetal de primer efecto en esta etapa el jugo alcanza una temperatura de 180 °F (82 °C).

Si se está produciendo azúcar blanca, el jugo es enviado directamente a la etapa de sulfitación. La sulfitación consiste en quemar azufre sólido en un horno rotativo con suficiente oxígeno, y los gases generados son absorbidos por el jugo al pasar tres eyectores en paralelo tipo Venturi (Rodríguez U. O., 2005). El azufre que absorbe el jugo actúa como agente inhibidor de los agentes generadores de color en la formación del cristal de azúcar. La temperatura a la cual el horno quema el azufre no debe sobrepasar los 350 °C, ya que en lugar de producir SO<sub>2</sub> se formará SO<sub>3</sub> el cual al combinarse con el jugo formará ácido sulfúrico que es altamente corrosivo. Este proceso de sulfitar el jugo antes de calentarlo es conocido como *sulfitación en frío*.

Luego de la sulfitación, o luego del calentamiento del jugo, este se almacena en el tanque de jugo alcalizado en el cual tiene un tiempo de residencia de 7 minutos y luego, en la descarga de las bombas se alimenta el sacarato de calcio para tener la mejor mezcla posible. Después el jugo es bombeado hacia otros calentadores de tubo y coraza que, al estar fabricando azúcar crudo, funcionan como rectificadores con vapor escape y cuando se sulfitan funcionan como calentadores primarios y secundarios. En cualquiera de los casos, estos calentadores llevan la temperatura final hasta 216 °F (103°C). Con el calentamiento, se logra acelerar la formación de flóculos primarios (fosfato de calcio) y el jugo llega a una temperatura ligeramente encima del punto de ebullición.

El jugo caliente se dirige al tanque flash donde, como su nombre lo indica, se genera una vaporización instantánea debido al choque del jugo golpea con el plato central en el tanque. Con este flasheo se eliminan las burbujas que lleva el jugo para evitar que estas perjudiquen el proceso de sedimentación durante la clarificación.

Para el proceso de clarificación de jugo se utilizan dos clarificadores SRI que son de bajo tiempo de retención (de 30 a 45 minutos). Estos clarificadores funcionan en paralelo, en donde el flujo es dividido en una proporción 60%-40% debido a su capacidad. En cada clarificador se dosifica floculante aniónico, a una concentración de 5 ppm, que atrae todos los flóculos primarios formando un flóculo más grande, llamado flóculo secundario. Estos flóculos secundarios incrementan su densidad y sedimentan al fondo del clarificador en donde son removidos en forma de lodo. El jugo sin impurezas rebalsa por la parte superior del clarificador pasando por unos coladores de malla estáticos que remueven las últimas impurezas que no hayan precipitado y a partir de este momento el jugo es denominado jugo clarificado.

El jugo clarificado es enviado a un tanque en donde retorna el lavado de gases que se recolecta del secador de azúcar y el jugo es bombeado a través de una etapa de calentamiento por medio de calentadores de placas vapor-líquido que elevan la temperatura del jugo hasta 240 °F (115 °C), con esto el jugo está listo para entrar a los evaporadores.

Los lodos de los clarificadores son extraídos por la parte inferior de cada tanque y son enviados hacia 4 filtros rotatorios al vacío o hacia un filtro banda. Los filtros de cachaza se encargan de remover el jugo remanente en los lodos y los lleva hasta un porcentaje de humedad que produzca la menor pérdida de jugo y los haga manejables para transportarlos hacia los campos de caña en donde sirven como abono (Tempisque, 2012). Un resumen de los valores típicos de los flujos de materiales anteriormente descritos en el proceso de purificación de jugo se muestra en la Tabla 2-2.

Tabla 2-2. Valores promedio de las principales variables de operación en la etapa de purificación de jugo

Proceso	Material	Parámetros de operación	Rango promedio de Operación
Precalentamiento	Jugo Diluido	Pol (%)	12.5-15
		Brix	15.0-17.0
		% Pureza	84.0-86.0
		Temperatura (°C)	45.0-48.0
Calentamiento primario y secundario	Jugo Diluido	Temperatura (°C)	75.0-80.0
Sulfitación	Jugo sulfitado	pH	5.0-5.5
		Sulfitos (ppm)	300-400
Alcalización	Jugo Alcalizado	pH	7.2-7.8
Rectificación	Jugo Alcalizado	Temperatura (°C)	102.0-105.0
Clarificación	Jugo Clarificado	Pol (%)	12.0-14.5
		Brix	15.0-17.0
		% Pureza	84.0-86.0
		pH	6.9-7.1
		Temperatura (°C)	102.0-105.0
	Cachaza	Pol (%)	0.8-1.3
		% Humedad	78.0-84.0
Filtración al Vacío	Jugo Filtrado	pH	7.6-7.8
		Pol (%)	7.5-12.0
		Brix	9.0-14.0
	Torta de Cachaza	% Pureza	82.0-86.0
		pH	7.4-7.6

#### 2.1.4 Evaporación.

El objetivo de la evaporación es concentrar la cantidad de sólidos solubles del jugo clarificado para que se pueda cristalizar fácilmente en la siguiente etapa. Para esto, el jugo pasa por un “tren de evaporadores” en serie de 4 efectos. El principio de la evaporación se basa en el principio de Rillieux, quien estableció que 1 kg de vapor en N evaporadores puede evaporar teóricamente N kilogramos de agua. Esto es debido a que el vapor que se produce en un efecto se utiliza como medio de calentamiento para el siguiente efecto. Para poder reutilizar los vapores del efecto anterior, es obligación que la presión en el vaso del evaporador sea menor que la presión del vapor de calentamiento.

El jugo pasa por cuatro etapas o efectos de evaporación, en el cual cada tipo de evaporador se llama según esta etapa. Los evaporadores de primer efecto, en donde se introduce el jugo clarificado, utilizan el vapor escape para concentrar el jugo y el vapor que se genera en este efecto se denomina vapor vegetal 1. El ingenio cuenta con 5 evaporadores de primer efecto y este vapor vegetal 1 se utiliza para calentar los evaporadores del segundo efecto de los cuales son 4. El vapor generado en los evaporadores de segundo efecto es utilizado para calentar en los evaporadores de tercer efecto de estos evaporadores el ingenio cuenta con 6 y así hasta llegar al cuarto efecto de evaporación. Los evaporadores de cuarto efecto son conocidos como meladores, se cuenta con 2 evaporadores de 4° efecto.

Después de los cuartos efectos el ingenio cuenta con un último paso de evaporación denominado booster, que es un intercambiador de placas líquido-vapor que utiliza vapor primer efecto y aumenta el brix del jugo concentrado, conocido como meladura. Cuando se está produciendo azúcar blanca la meladura se clarifica por lo cual después del cuarto efecto pasa a los clarificadores de meladura y por último al booster, cuando se produce azúcar crudo la meladura del cuarto efecto pasa directamente al booster.

Todos los condensos tanto de vapor escape como vapor vegetal 1 y vapor vegetal 2 son recolectados en diferentes tanques para su retorno a caldera o usos internos en la planta como agua de imbibición, lavados en centrifugas, limpieza etc. Un resumen de las variables más importantes de este proceso con sus valores típicos se muestra en la Tabla 2-3.

Tabla 2-3 Valores promedio de las principales variables de operación en la etapa de evaporación de jugo (Guardado, 2012)

Proceso	Material	Parámetros de operación	Rango promedio de Operación
Primer efecto	Jugo Claro	Pol (%)	12.0-14.5
		Brix	15.0-17.0
		% Pureza	84.0-85.0
		pH	6.9-7.1
	Jugo primer efecto (vaso)	Temperatura (°C)	115-121
		Brix	23-28
Vapor primer efecto (calandria)	Temperatura (°C)	115	
	Presión (psi)	20	
Segundo Efecto	Jugo Segundo efecto (vaso)	Temperatura (°C)	104-106
		Brix	30-37
	Vapor Segundo efecto (calandria)	Temperatura (°C)	104-110
		Presión (psi)	3-5
Tercer efecto	Jugo Tercer efecto (vaso)	Temperatura (°C)	98-104
		Brix	40-46
	Vapor Tercer efecto (calandria)	Temperatura (°C)	82-87
		Presión (in Hg)	12-13
Cuarto efecto	Meladura	pH	6.3-6.5
		Brix	60-65
Booster	Meladura Clarificada salida Booster	% Pureza	83 - 84
		Brix	66-68
	Meladura sin clarificar salida Booster	% Pureza	83 - 84
		Brix	66 - 68

### 2.1.5 Clarificación de Meladura.

Para fabricar azúcar blanca se necesita clarificar la meladura. El objetivo de clarificar la meladura es remover la mayor cantidad de impurezas que sea posible, principalmente sólidos en suspensión y material colorante, para producir un azúcar de menor color. Este proceso disminuyendo significativamente la turbidez de la meladura.

El principio químico en el que se basa la clarificación de meladura es la fosfoflotación y consiste en la separación de los materiales sólidos por flotación y floculación. Para la clarificación se agrega sacarato de calcio y ácido fosfórico (200-300 ppm) con el cuidado de mantener el pH lo más cercano a la neutralidad. Estos químicos forman flóculos de fosfato tricálcico que capturan el material coloidal más fino (floculación primaria). Esta etapa se realiza en un tanque con un tiempo de residencia de 30 minutos llamado tanque de reacción, en donde el objetivo es darle tiempo a la reacción de floculación. El tanque de reacción se divide en tres partes comunicadas, en la última parte se inyectan finas burbujas de aire a la meladura con el objetivo que estas burbujas se adhieran a los flóculos y los hagan flotar. El floculante aniónico es agregado antes de ingresar al clarificador, a una concentración de 10 ppm, que se encarga de unir los flóculos primarios (floculación secundaria).

Una vez la meladura entra al clarificador los flóculos flotan y son removidos mediante una paleta que pasa raspando la superficie del clarificador y envía esa espuma de flóculos hacia una canaleta que retorna las espumas al jugo alcalizado. La meladura clarificada se almacena en un tanque y luego es bombeada hacia el booster. El resumen de los flujos de este proceso con sus valores típicos se muestra en la Tabla 2-4.

Tabla 2-4. Principales variables de operación de la meladura cruda y clarificada

Proceso	Material	Parámetros de operación	Rango promedio de Operación
Clarificación de Meladura	Meladura Clarificada	Temperatura °C	76 - 82
		% Pureza	83 - 87
		Color (UI)	9,000 - 10,000
		Turbidez (NTU)	75 - 85
		pH	5.9 - 6.2
	Meladura Cruda	Temperatura °C	60 - 63
		% Pureza	83 - 86
		Color (UI)	11,000 – 17,000
		Turbidez (NTU)	150 - 240
		pH	6.1 – 6.5

### 2.1.6 Recobrado.

Se denomina recobrado a la etapa en la cual se da el proceso de cristalización del azúcar. El objetivo es recobrar la mayor cantidad de sacarosa disuelta en la meladura a través de la operación unitaria de cristalización. Este proceso requiere un alto nivel de control debido a que se juega con la termodinámica química para realizar en óptimas condiciones la transferencia de masa desde la fase líquida hacia la fase sólida. La fuerza impulsora de este proceso es la sobresaturación de la sacarosa en la solución, que depende de la temperatura, el contenido de sólidos y la pureza de la solución.

El proceso de transferencia de masa se lleva a cabo en equipos denominados tachos. Estos equipos son evaporadores que trabajan con vapor vegetal 1 o 2, se trabajan al vacío y poseen un agitador interno para promover la circulación y mejorar la transferencia de calor de los materiales en cocimiento. Las condiciones de temperatura y vacío a las cuales se realizan los cocimientos de las mieles son en la zona de sobresaturación (SS) metaestable, (entre 1.15-1.25 de SS) en la cual se promueve el crecimiento del cristal de manera ordenada sin la formación cristales espontánea que dañarían la calidad del azúcar final.

A pesar que existen varios esquemas de cocimiento en los tachos, en el Ingenio en estudio se realiza mediante el método doble magma o también llamado doble Einwurf, que consiste en un proceso de 3 etapas de cristalización a contracorriente. El material con menor pureza sirve como semilla de uno de pureza intermedia y este de semilla para un material de alta pureza. Se

define como proceso a contracorriente debido a que los cristales de azúcar van creciendo a medida que las purzas de las mieles van disminuyendo. Un esquema de este proceso se muestra en la Ilustración 2-1.

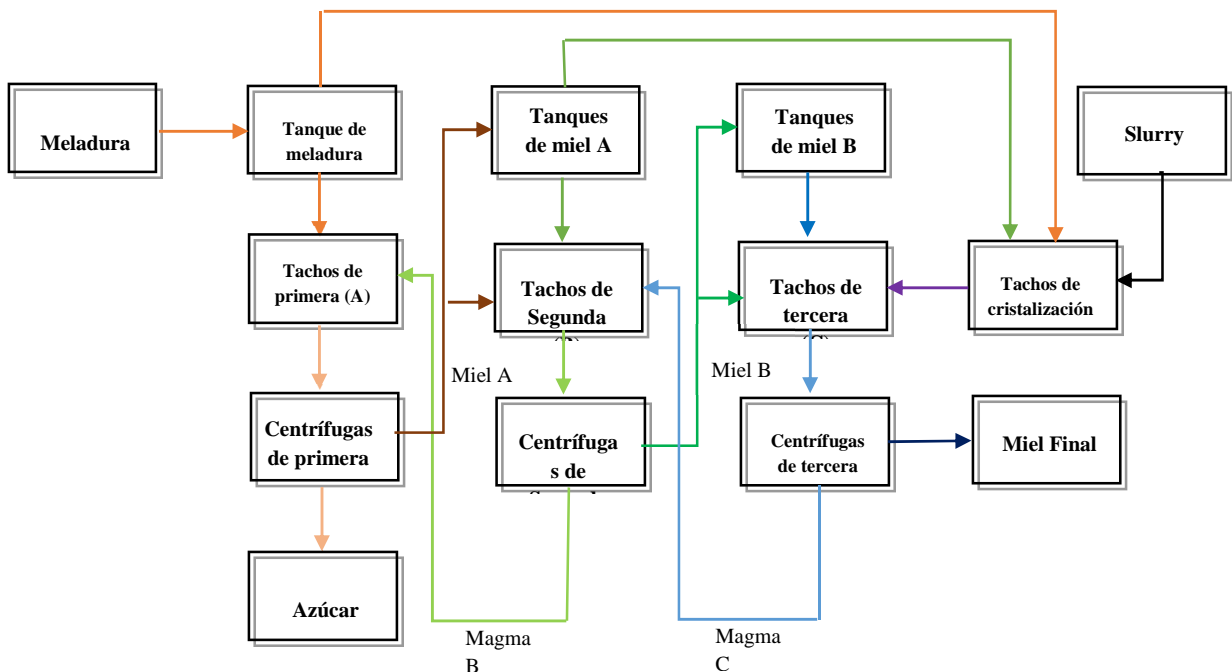


Ilustración 2-1. Esquema de cocimiento doble Einwurf

En el área de recobrado existen 4 tipos de tachos y 4 tipos de Masa cocida denominadas A, B, C y cristalización. La mezcla de cristales de azúcar y miel se conoce como masa cocida. Además, existen 4 tipos de mieles las cuales se alimentan a cada tipo de masa cocida, meladura, miel A, miel B y melaza. La cristalización que es donde se forman los nuevos cristales de azúcar, este proceso se hace preparando una mezcla de mieles A y meladura hasta una pureza de 82 y luego se le inyecta semilla (slurry), que es azúcar finamente molida de 7 micrones de tamaño que sirve como núcleo para la formación de los nuevos cristales de azúcar. Este proceso de cristalización se conoce como semillamiento completo ya que estos cristales crecerán en la zona metaestable de sobresaturación sin formar cristales de manera espontánea esto produce que todos sean uniformes en cuanto a su granulometría.

Esta templa se cuece a una presión de vacío de 26 mmHg y tiene una duración de 3 horas, una vez esta templa finaliza, el cristal de azúcar tiene un tamaño de 200 micrones aproximadamente. Esta masa se manda hacia la estación de Masa Cocida C y ahí se vuelve a cocer junto con la miel B en un tacho continuo vertical de 4 recamaras, la pureza de la masa C es 52%.

Al finalizar el cocimiento de Masa C el cristal de azúcar crece hasta 300 micrones. Esta masa es enviada hacia la etapa de cristalización por enfriamiento en donde la masa cocida llega

hasta una temperatura de 45 °C y genera el agotamiento en la miel final. Las máquinas centrifugas de C reciben la masa que sale de los cristalizadores y se encargan de separar los cristales de azúcar de la miel que los rodea. La miel drena de la centrífuga debido a la fuerza desarrollada durante su giro a alta velocidad ayudada con un poco de agua y esta miel que se separa en esta etapa se llama melaza o miel final y es un subproducto de este proceso.

Los cristales de la masa cocida C una vez separados de la miel se denominan magma C y se cuecen junto con miel A para producir la masa cocida B, en esta etapa el cristal crece hasta 450 micrones aproximadamente. De la masa cocida B también se separan los cristales en máquinas centrifugas en donde la miel de que se separa se denomina miel B y los cristales separados se llaman magma B.

La masa cocida A se alimenta con los cristales de 450 micrones y meladura proveniente de los evaporadores con una pureza de 80-82%, de esta etapa se obtiene los cristales de azúcar final, que crecen entre 700 y 1000 micrones aproximadamente, dependiendo del producto que se esté fabricando. En las centrifugas en las que se separan los cristales de masa A, se obtiene azúcar y miel A. Un resumen de los flujos de cristalización con sus rangos típicos se muestra en la Tabla 2-5.

Tabla 2-5 variables de operación de la estación de recobrado

Proceso	Material	Parámetros de operación	Rango promedio de Operación
Recobrado	Masa Cocida A	Brix	92.5
		% Pureza	83 -85
	Miel A	Brix	81 - 84
		% Pureza	65 - 70
	Masa Cocida B	Brix	95 - 96
		% Pureza	65 - 70
	Miel B	Brix	86 -89
		% Pureza	49 - 51
	Magma B	Brix	89 - 91
		% Pureza	87 - 92
	Cristalización	Brix	91 - 92
		% Pureza	70 - 72
	Masa Cocida C	Brix	96-97
		% Pureza	52 - 55
	Magma C	Brix	88 - 90
		% Pureza	82 - 86
Miel Final	Brix	82 - 83	
	% Pureza	29 - 31	

### 2.1.7 Producción de Azúcar Refino.

El azúcar refino se produce reprocesando el azúcar producido en fábrica (cruda o sulfitada), buscando mayor pureza (99.7 – 99.9 de Pol) y menor color (menor que 45 UI), siendo un producto destinado en mayor proporción a la industria de bebidas y medicamentos.

El proceso inicia con la fundición, en donde el azúcar se disuelve con agua y se calienta esta solución, por convección, con vapor vivo a 125 psi o vapor escape a 20 psi, a esta solución se le conoce como licor crudo. El licor crudo está en contante agitación y pasa, por rebalse, a un tamiz móvil que separa el material suspendido y la espuma. Este licor filtrado pasa a un tanque y se le adiciona lechada de cal para el control del pH (entre 6 y 7), y se bombea al tanque licor crudo con un brix entre 67° y 70°.

El licor crudo es tratado con carbón activado, el cual es, uno de los agentes decolorantes más efectivos para la adsorción de colorantes de tipo aromáticos e iónicos por tener una superficie no polar que crea fuerzas de atracción (de tipo Vander Waals o London) que ejerce una atracción entre el colorante y el carbón. El carbón activado no es específico para un tipo de colorante, pero proporciona una alta remoción total del color. El carbón puede eliminar fenoles, flavonoides, melanoidinas, caramelos y los decolorantes catiónicos pueden remover HADP con lo que se obtiene una buena remoción de colorantes (Eggleston, y otros, 2016).

Al licor tratado con carbón activado se le agrega tierra diatomácea como ayudante de filtración. Este licor tratado es calentado hasta 180 °F (82° C) y bombeado Filtros, donde el licor pasa a presión por un sistema de placas recubiertas por una malla fina, removiendo así el carbón y la tierra diatomácea que va con el licor. Se realizan 2 etapas de filtración para asegurarse que no existan trazas de carbón ni tierra en el licor filtrado. Este licor finalmente es almacenado hasta su utilización en la etapa de cristalización.

Para sembrar los cocimientos de los tachos, se prepara la semilla con un proceso de cristalización en frío. Este sistema tiene como función producir una semilla con un tamaño promedio de 120 µm para los cocimientos en tachos. Para ello licor filtrado es introducido como licor madre al cristizador en frío (Tachito) y en el serpentín pasa agua caliente para concentrar hasta 70° Brix y realizar la siembra del slurry. Una vez sembrado se inicia el proceso de enfriamiento con agua (entre 2 a 5 °C) para llegar a una temperatura final entre 30 – 35 °C y manteniendo las condiciones de sobresaturación (1.15 a 1.25 SS) para controlar el crecimiento del cristal. Una vez alcanzado el tamaño deseado la semilla es descargada a un recibidero el cual se mantiene en recirculación hasta que cada uno de los tachos necesite semilla para la cristalización final.

En los tachos de refinería se maneja un sistema de cuatro templeas, y se alimentan de la semilla preparada anteriormente. El sirope que sale de una templa alimenta a la siguiente, así las templeas de primera se producen sólo con licor filtrado, las de segunda con sirope A y licor

filtrado, las terceras con sirope B y licor filtrado o con sirope B y sirope C, y las cuartas con sirope C. Aquí, a diferencia de la fábrica, no existe el concepto de magma, y las mieles reciben el nombre de siropes.

El licor filtrado se introduce en el tacho y se concentra hasta 70° Brix para poder realizar la inyección de la semilla manteniendo las condiciones de sobresaturación entre 1.15 y 1.25, este proceso es automático, luego se sigue alimentando con licor tachos y se mantiene la alimentación de vapor para seguir concentrando hasta alcanzar un tamaño de 600 micrones. Al tener 1175 pies cúbicos en el tacho, se concentra para darle el “apriete final” hasta un brix entre 92 y 93°, y luego se descarga al mezclador de centrífugas una vez se haya suspendido el calentamiento y el vacío. El vapor que se utiliza para el cocimiento normalmente es vapor escape o en caso de ser necesario, vapor vegetal de primer efecto.

Las templeas caen a un mezclador y de ahí pasan a las centrífugas, donde se separa el azúcar del sirope, el cual retorna al proceso de cristalización para la siguiente templa, el sirope final (sirope D) de la cuarta templa dependiendo del color obtenido de su templa se acumula en el tanque de sirope C o se regresa a tachos de fábrica para mezclarse con la meladura.

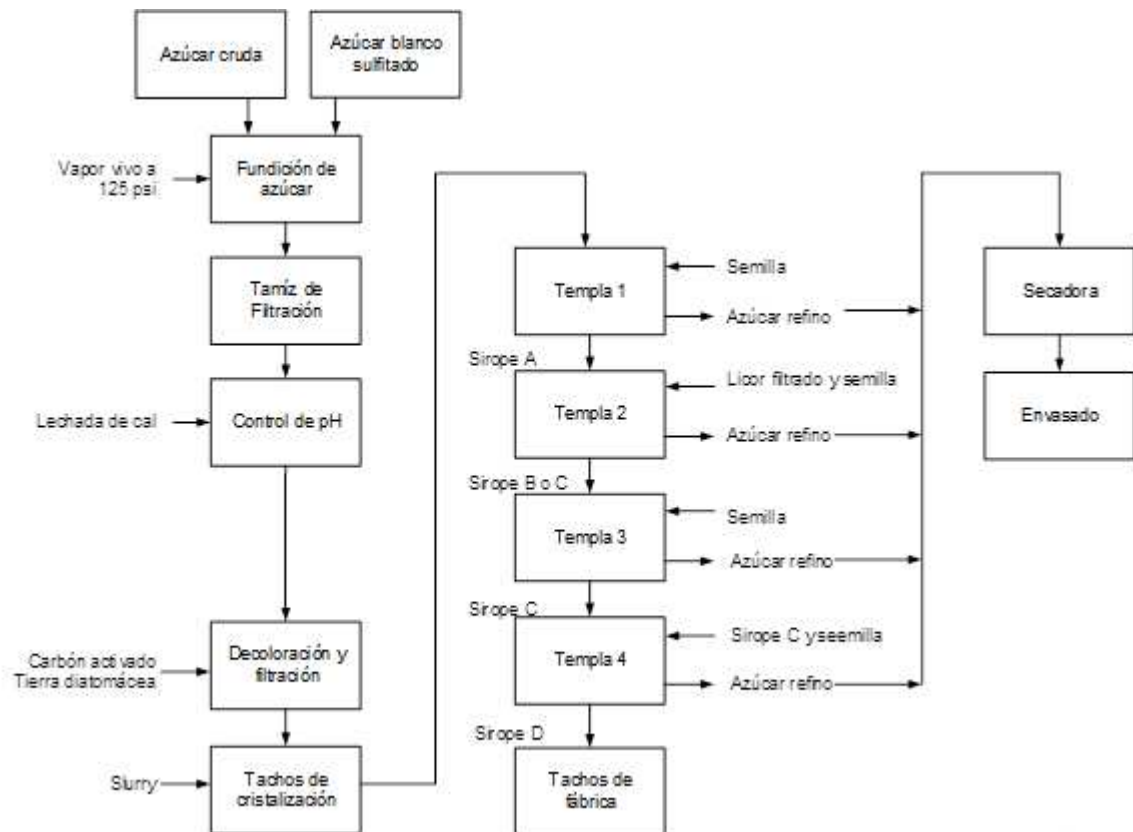


Ilustración 2-2 Esquema del proceso de refinación

El azúcar a la salida de las centrífugas es llevada por medio de sinfines y un elevador de cangilones hasta la secadora-enfriadora. Aquí, el azúcar pasa en un sistema de cocorriente con aire filtrado y calentado con vapor vivo a 125 psi. En la segunda mitad del secador el azúcar pasa a contra corriente con aire frío, para disminuir su temperatura hasta 35°C y evitar problemas de incremento de color durante el almacenaje. A la salida de la secadora el azúcar tiene una humedad de 0.03% en peso, de ahí se lleva por medio de un elevador y un sinfín a la tolva correspondiente según el azúcar que sea (A, B, C o D).

En las tolvas se almacena el azúcar hasta el momento de envase en donde se realizan mezclas según se defina la calidad deseada. Luego de mezclarse, el azúcar cae en un tamiz vibratorio para quitar los terrones y polvillo que son retornados a fundición, y luego el azúcar suelto cae en la tolva de envase para colocarla en sacos de 25 o 50 kg.

Un resumen del proceso de refinación de azúcar se muestra en la Ilustración 2-2.

## **2.2 Proceso de Generación de Energía.**

La generación de energía en los ingenios azucareros es igual que en cualquier otro proceso de generación de energía, en donde el combustible es el bagazo. Una vez la caña ha pasado por el proceso de extracción de jugo, queda como remanente la fibra junto con otros componentes como agua, sacarosa e impurezas; a este conjunto es al que se le conoce como bagazo (QUORA, 2018).

El bagazo sale de molinos con una humedad entre 47% y 50% en peso. Este bagazo es transportado hasta el hogar en los generadores de vapor (calderas) para ser quemado y los gases de combustión a elevada temperatura calientan el vapor saturado hasta vapor sobrecalentado de elevada presión y temperatura.

El vapor sobrecalentado luego es direccionado hacia turbinas donde, la energía mecánica es transformada a energía eléctrica a través del movimiento de los álabes. Esta energía producida abastece el consumo total del ingenio, y en el excedente es inyectado a la red de la localidad del ingenio (NOUSUTILE, 2018).

Dependiendo del tipo de turbina, el vapor puede ser condensado al interior de la misma para aprovechar la energía por el cambio de fase, que es lo más común observar en las plantas eléctricas (período de Producción Post Zafra), no así para el caso de las plantas térmicas y eléctricas (período de Producción Zafra), con el tipo de turbina que tiene como salida vapor en condiciones de saturación para utilizarse en procesos de calentamiento y/o evaporación hasta que es condensado y retornado como alimentación a los generadores de vapor.

### 2.3 Tipos de turbinas y su caracterización.

Las turbinas pueden considerarse como motores térmicos de combustión externa, en el cual el vapor genera energía mecánica. El vapor sobrecalentado generado en las calderas es alimentado a alta temperatura y presión para expandirse al interior de la turbina, realizando la conversión de la energía interna (Entalpía) del vapor en energía mecánica. A la salida de la turbina puede salir el vapor en condiciones de saturación aproximadamente, o puede ser condensado para aprovechar el calor latente del vapor y generar mayor cantidad de energía (Plantas de cogeneración, 2018).

El trabajo que realiza el vapor sobre la turbina es a través de toberas que aumentan la velocidad del fluido y disminuyen su presión. Esto hace que el conjunto de toberas y álabes aprovechen este incremento de energía cinética y lo convierten en trabajo útil de flecha. Al ocurrir esta transformación del vapor a fuerza motriz, el dispositivo se conoce como turbina (Smith, Van-Ness, & Abbott, 2010). El proceso termodinámico que describe el proceso en una turbina de vapor es la expansión adiabática y se representa esquemáticamente en la Ilustración 2-3.

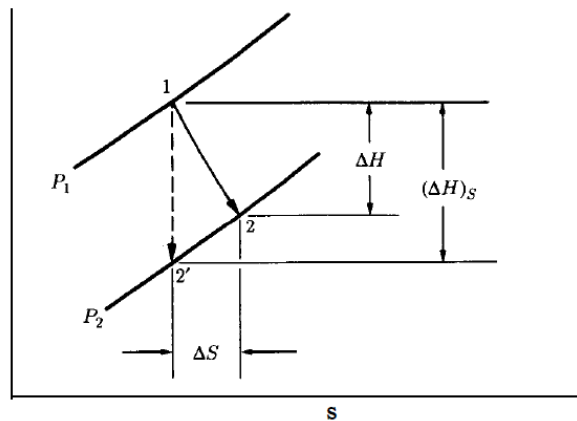


Ilustración 2-3 Proceso de expansión adiabática en una turbina.

Debido a que el ciclo termodinámico de Carnot es difícil de realizar en la práctica, el Ingeniero y físico escocés William Maquorn Rankine desarrolló otro ciclo de potencia que pudiera operar a condiciones similares al de Carnot pero eliminando las desventajas que este ciclo tenía.

El ciclo de Rankine se representa en las 3 figuras a continuación, para los diferentes ejes, la Ilustración 2-4 es la gráfica Presión vs Volumen, la Ilustración 2-5 muestra la gráfica de Temperatura vs Entropía e Ilustración 2-6 es la gráfica de Entalpía vs Entropía.

En cada una de las gráficas del ciclo de Rankine se han colocado tres variantes del ciclo:

- El primer camino representado **1-2-3-4''-5''-1**, esquematiza el ciclo Rankine con vapor húmedo a la entrada de la turbina.
- El segundo camino representado **1-2-3-4'-5'-1**, esquematiza el ciclo Rankine con vapor saturado a la entrada de la turbina
- Y el tercer camino **1-2-3-4-5**, esquematiza el ciclo Rankine con vapor sobrecalentado a la entrada de la turbina, este camino es el más utilizado y el de mayor rendimiento (Paredes, 2015).

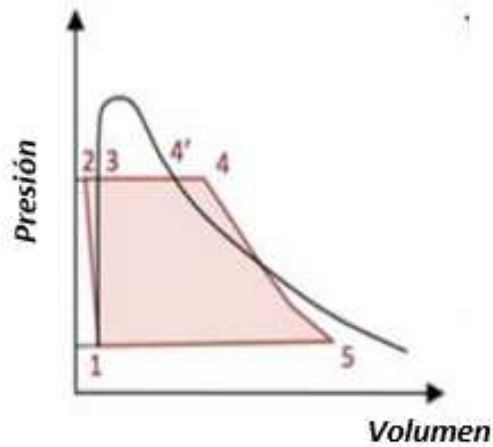


Ilustración 2-4 gráfica Presión vs Volumen

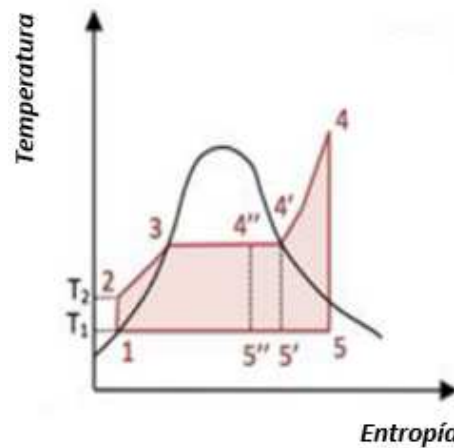


Ilustración 2-5 gráfica de Temperatura vs Entropía

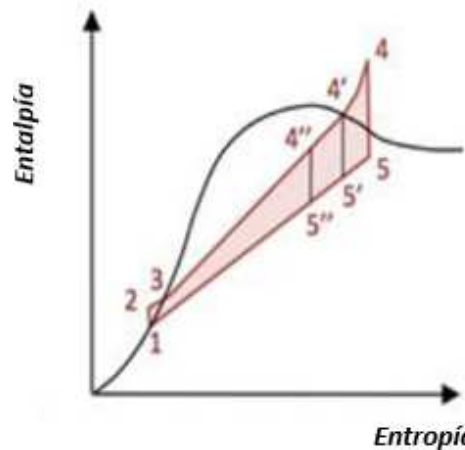


Ilustración 2-6 gráfica de Entalpía vs Entropía

El camino del ciclo Rankine explicado en las gráficas P-v, T-S, H-s puede ser comprendido en la Ilustración 2-7:

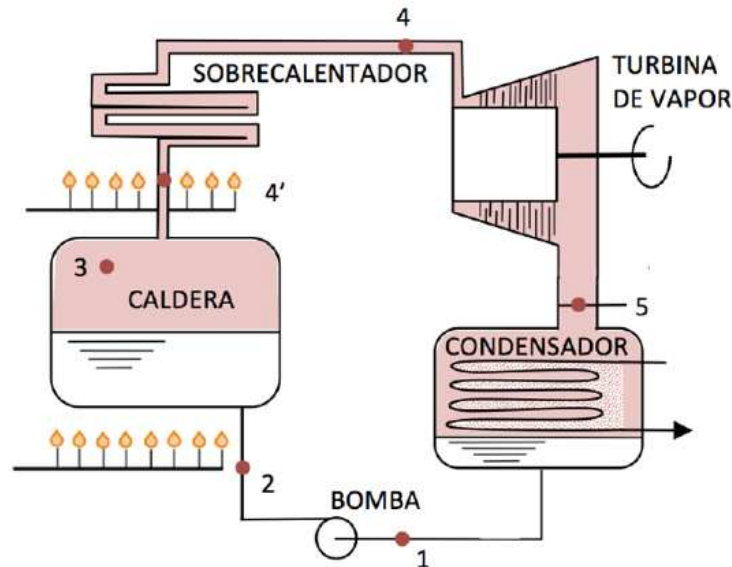


Ilustración 2-7 Esquema de una instalación térmica de vapor con recalentador.

Se representa una caldera en el cual los procesos que intervienen en cada paso son:

**1-2** es una compresión adiabática e isotrópica, este proceso es realizado completamente en fase líquida, el trabajo realizado será:

$$W = -(h_2 - h_1) \quad \text{Ec. 2-1}$$

**2-3-4** es una adición de calor isobárica en la caldera y un sobrecalentamiento. De 2-3 es un calentamiento del agua y de 3-4 el agua se evapora y se sobrecalienta el vapor, pero el proceso de evaporación únicamente es isotérmico en 3-4', el calor total aportado al fluido será:

$$Q = h_4 - h_2 \quad \text{Ec. 2-2}$$

**4-5** es una expansión isoentrópica del vapor en la turbina, este proceso es adiabático

$$W = h_5 - h_4 \quad \text{Ec. 2-3}$$

El proceso 5-1 es una condensación isobárica del vapor en el condensador, en esta etapa se condensa hasta líquido saturado, por tanto el calor cedido será:

$$-Q = h_5 - h_4 \quad \text{Ec. 2-4}$$

Se puede evidenciar el incremento del rendimiento del ciclo Rankine con el incremento de temperatura del vapor en la expansión, observando en las gráficas de T-S y H-S del ciclo donde la presión  $P_4$  a la entrada de la turbina y la presión  $P_5$  en el condensador, se mantienen constantes. Sin embargo la temperatura en la caldera y entrada de la turbina sufre una

variación, siendo  $T_4 > T'_4$ . En este caso el trabajo del ciclo aumenta, dado que el área que abarca la zona 1-2-3-4-5-1 es mayor que el área que abarca la zona 1-2-3-4'-5'-1

El calor neto del ciclo aumenta con la temperatura máxima del ciclo, de la misma manera que aumenta el trabajo neto del ciclo.

$$h_4 - h_5 > h_{4'} - h_{5'} \quad \text{Ec. 2-5}$$

Si se compara el rendimiento del ciclo según esta variación en la temperatura de la caldera, se obtiene para el camino 1-2-3-4-5-1

$$\eta_T = \frac{(h_4 - h_5) - (h_2 - h_1)}{(h_4 - h_1) - (h_2 - h_1)} \quad \text{Ec. 2-6}$$

Para el camino 1-2-3-4'-5'-1

$$\eta_{T'} = \frac{(h_{4'} - h_{5'}) - (h_2 - h_1)}{(h_{4'} - h_1) - (h_2 - h_1)} \quad \text{Ec. 2-7}$$

Por tanto  $\eta_T > \eta_{T'}$  (Paredes, 2015)

La clasificación de las turbinas de vapor puede realizarse por el aprovechamiento de la energía, por el número de etapas, por la dirección del flujo de vapor, y por la presión de salida del vapor (RENOVETEC, 2010), éstas se describen a continuación:

### 2.3.1 Según el aprovechamiento de la energía.

- Turbina de reacción.

Las turbinas de reacción están compuestas por álabes móviles y fijos que causan una expansión a través de la turbina. Cuando el vapor se expande en los álabes móviles, se pierde parte de la presión y velocidad que este lleva, sin embargo, al pasar por las toberas fijas, este aumenta su velocidad mientras pierde presión.

En las turbinas de reacción la energía potencial de la presión es transformada en energía cinética en los álabes fijos. Este vapor de alta velocidad cambia de dirección al impactar sobre los álabes móviles y luego se repite el proceso de expansión para aprovechar el máximo contenido de energía. En estas turbinas, no hay un cambio neto de la velocidad del vapor entre los álabes, pero si hay un cambio de presión y temperatura.

La principal característica de este tipo de turbinas es que la caída de presión por etapa es menor que en las turbinas de acción, y es por este motivo que los álabes son de menor tamaño con un número de etapas mayor. La eficiencia isentrópica de las turbinas es más alta que en las

de acción, sin embargo, requiere del doble de álabes que una turbina de acción para tener una conversión energética similar.

Un esquema del funcionamiento de las turbinas de reacción se muestra en la Ilustración 2-8, en azul se observa el decaimiento de la presión por etapa en la turbina y que el incremento neto de la velocidad (color naranja) es aproximadamente cero.

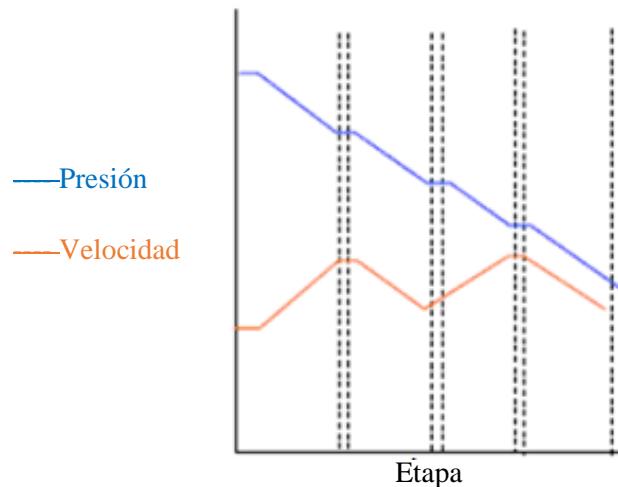


Ilustración 2-8 Proceso de expansión adiabática en una turbina. Tomado de: (Nuclear Power, 2018)

- Turbina de acción.

Las turbinas de acción o impulso, toman el vapor sobrecalentado y lo expanden en los álabes transformando la mayor parte de la energía potencial de la presión en energía cinética. Este vapor de alta velocidad choca en los álabes cambiando su dirección y generando el movimiento en la turbina. La principal característica de este tipo de turbinas es que la caída de presión por etapa puede ser grande, obligando a que la turbina tenga álabes más grandes y menor cantidad de etapas. Cuando la aplicación es para generación pequeña, se pueden tener arreglos de álabes en serie y mayor cantidad de etapas en la turbina, esto mejora en gran medida la eficiencia de generación a bajas velocidades (Nuclear Power, 2018).

Un esquema típico de las turbinas de acción se muestra en la Ilustración 2-9, en azul se observa como la presión cae rápidamente mientras que la velocidad (naranja) incrementa en la primera etapa y disminuye hacia el fin del ciclo.

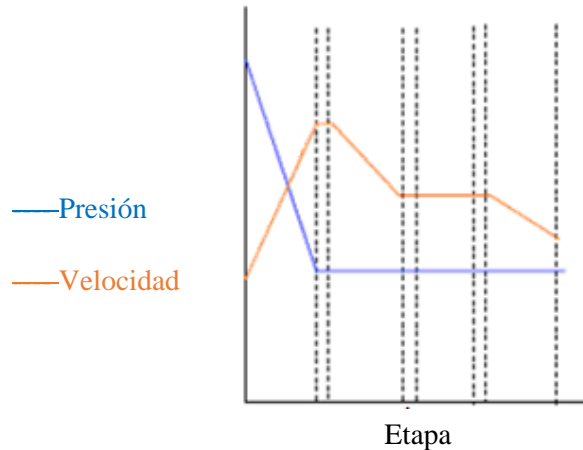


Ilustración 2-9 Proceso de expansión adiabática en una turbina. Tomado de: (Nuclear Power, 2018)

### 2.3.2 Según el número de etapas.

La cantidad de etapas hace referencia al número de álabes que tiene que atravesar el vapor en el generador. Las turbinas de baja capacidad son las de una sola etapa y las de mayor capacidad de generación son las multietapas que tienen de 2 a “n” álabes. En la Ilustración 2-10, se muestran 2 figuras de turbinas, la turbina a) es la turbina de una sola etapa y en la b) la turbina de multietapa.

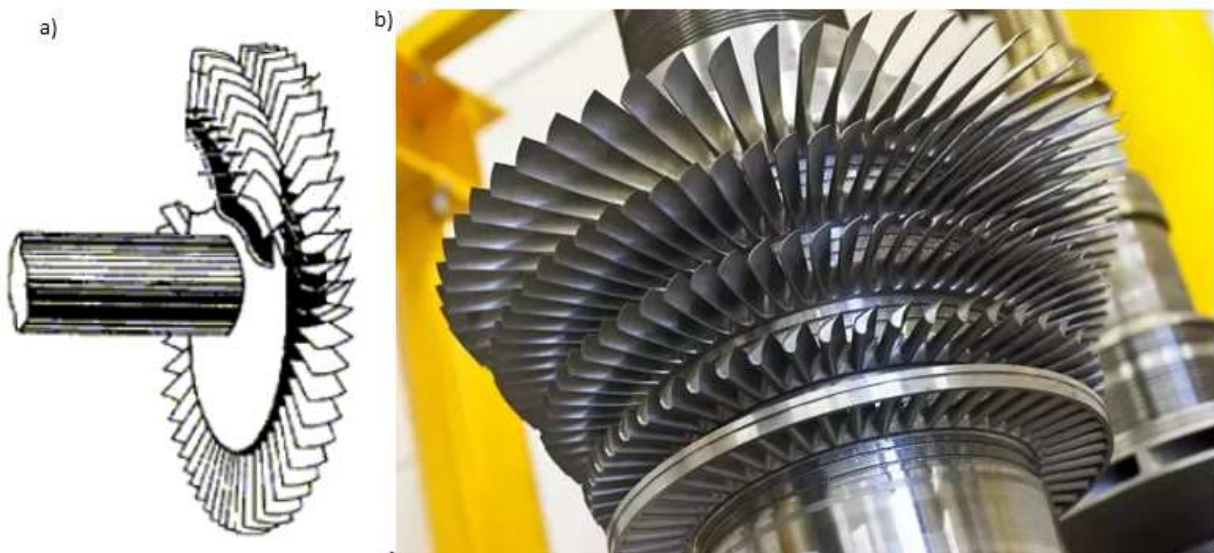


Ilustración 2-10 a) Turbina de una sola etapa, b) Turbina multietapa – 5 etapas en total. Fuente: (QUORA, 07)

Las turbinas de un solo paso o monoetapa son generadores con capacidad máxima hasta 2 MW de potencia, por tener una construcción más sencilla, se busca que sean más robustas y seguras, además el costo asociado a la instalación y mantenimiento es mucho menor que las multietapas (Turbinas de vapor, 2018).

En una turbina de vapor, la velocidad del rodete se ve disminuida mientras los álabes van a la velocidad óptima respecto al flujo de vapor. Si existe una sobrepresión en el vapor, la velocidad de la turbina será demasiado elevada y, mecánicamente, el reductor de la turbina se vería sometido a esfuerzos que pueden dañar el mismo (Turbinas de vapor, 2018).

En las turbinas de una sola etapa, se puede utilizar mayor presión en la turbina consiguiendo un rendimiento aceptable. Sin embargo, en la práctica se utilizan turbinas mixtas, en donde la primera etapa es de acción y las finales son de reacción (Nuclear Power, 2018).

### 2.3.3 Según la dirección del flujo de vapor.

Según como se mueve el flujo de vapor al interior de la turbina, puede clasificarse como axial o radial. En las turbinas radiales el vapor ingresa en la parte central de la turbina y se expande hasta la periferia de la turbina a través de 2 rotores de sentido opuesto. Este concepto ha sido aplicado con éxito hasta 60 MW, sin embargo, el diseño normal llega hasta 30 MW ya que tienen la desventaja de no poder adaptarse por el peso de los álabes en la parte más externa de la turbina.

Por lo anterior, es preferible las turbinas de flujo axial en donde el vapor ingresa al centro de los álabes y fluye axialmente, es decir, perpendicularmente a la turbina atravesando las múltiples etapas que puedan tener la misma (The steam turbine, 2018).

Un esquema del flujo de vapor en ambos tipos de turbinas se puede mostrar en la Ilustración 2-11.

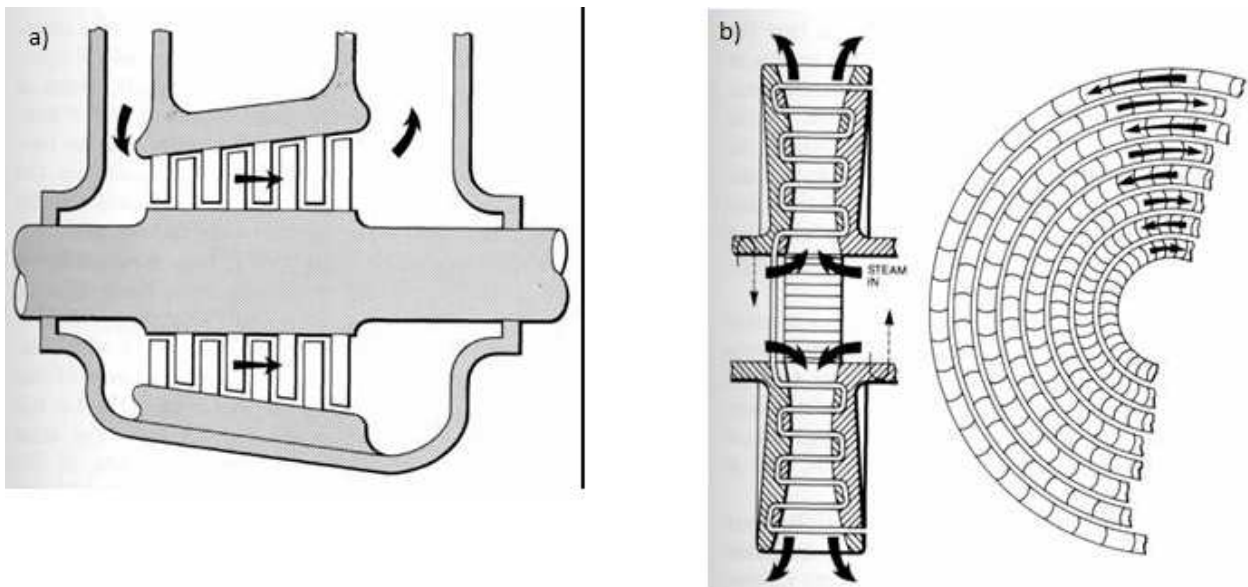


Ilustración 2-11 a) Flujo axial, b) Flujo radial. Fuente: Adaptado de (The steam turbine, 2018)

### 2.3.4 Por presión de salida del vapor.

- Turbina de contrapresión.

Las turbinas a contrapresión son turbinas que no condensan el vapor que ingresa a ellas. Estas utilizan vapor de alta presión que, al salir de la turbina, sale a una presión cercana a la presión atmosférica y este es utilizado para procesos de calentamiento hasta que finalmente es condensado y retornado a la caldera para volver a generar vapor. La presión del vapor escape depende de la carga del generador y por este motivo es que son conocidos como contrapresión. Las ventajas y desventajas se resumen en la Tabla 2-6 (Turbines info, 2018).

Tabla 2-6. Ventajas y desventajas de las turbinas a contrapresión. Adaptado de: (Turbines info, 2018)

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"><li>• El costo del equipo es bajo en comparación a la turbina de condensación.</li><li>• Requiere de poco enfriamiento.</li><li>• Tiene una eficiencia alta mientras no haya rechazos en el proceso de condensación.</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Es muy poco flexible en cuanto a su operación ya que no puede regularse la salida de vapor, por lo cual funcionan mejor en sistemas de carga constante.</li><li>• La carga térmica de esta turbina define el flujo másico de vapor requerido, por lo que no se puede regular el flujo de salida.</li></ul>

- Turbinas de condensación.

Las turbinas de condensación tienen 2 salidas, la primera donde se puede extraer vapor de presión intermedia para desviar a procesos industriales de calentamiento y la segunda extrae el vapor de baja presión del generador y pasa inmediatamente a la condensación. La extracción de vapor puede ser regulada o eliminada para tener mayor salida en la fase de condensación. El flujo entre una y otra salida es fácilmente regulado por válvulas de control por lo cual, este tipo de turbinas son mucho más flexibles para controlar la demanda. El vapor condensado es retornado a la caldera para repetir el ciclo de generación de energía. Las ventajas y desventajas se resumen en la Tabla 2-7 (Turbines info, 2018).

Tabla 2-7. Ventajas y desventajas de las turbinas a contrapresión. Adaptado de: (Turbines info, 2018)

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"><li>• Pueden generar grandes cantidades de energía.</li><li>• Las salidas se pueden regular para tener mayor extracción de vapor o mayor cantidad de condensa para ser recirculado.</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>• El costo de este tipo de turbinas es muy elevado.</li><li>• La eficiencia de la turbina se ve afectada grandemente si hay rechazos en el proceso de condensación.</li></ul>

## 2.4 Caracterización del bagazo de caña de azúcar.

El bagazo de caña de azúcar es un producto que se genera en el proceso de extracción de jugo en un ingenio Azucarero, conjuntamente con el jugo de caña que va hacia la fábrica para la extracción del azúcar y otros productos.

El balance general del área de extracción es el siguiente:

$$\text{Caña de Azúcar} + \text{Agua de Imbibición} = \text{Jugo de Caña} + \text{Bagazo de Caña de Azúcar}$$

### 2.4.1 Composición Física.

El bagazo de caña en su composición física está formado por los siguientes componentes:

Tabla 2-8 componentes físicos del bagazo de caña

Componente	Porcentaje
Fibra	44-48 %
Humedad	47-52%
Solidos Solubles	2-5%
Solidos Insolubles	0-3%

### 2.4.2 Composición Química.

La fibra de la caña es una mezcla de celulosa, hemicelulosa y lignina que provienen de las paredes celulares, los haces vasculares y las cortezas del tallo. La cantidad de fibra en un tallo varía dependiendo de su longitud y su diámetro, dado que la corteza representa una mayor proporción en cañas de diámetro pequeño o delgado.

En cuanto a la composición química del bagazo de caña, está compuesto por tres moléculas principales. La celulosa es un polímero de alto peso molecular compuesto en gran parte por unidades de glucosa. La hemicelulosa está conformada en su mayor parte por unidades de xilosa con cantidades más pequeñas de arabinosa que son azúcares de cinco carbonos. La lignina es una sustancia compleja formada en gran parte por compuestos fenólicos aromáticos este compuesto produce rigidez o dureza a la fibra de caña.

Tabla 2-9 componentes químicos del bagazo de caña

Componente	Fibra	Médula	Finos
Celulosa	47 - 58 %	47.7 %	41.2 %
Hemicelulosa	21 - 37 %	25.0 %	26.0 %
Lignina	15 - 22%	19.5 %	21.7 %

### 2.4.3 Composición Elemental.

Luego de describir la composición física del bagazo y la composición química también se puede describir su composición en base a los elementos que lo forman, por ser orgánico el bagazo estará constituido en su mayor parte por Carbono, Hidrogeno, Oxígeno.

Tabla 2-10 Composición elemental del bagazo de caña

<b>Elemento</b>	<b>Porcentaje</b>
Carbono	44 - 48 %
Hidrogeno	5.5 – 6.5 %
Oxígeno	42 – 48 %
Nitrógeno	0.2 – 0.3 %
Azufre	0.03 – 0.3 %
Cenizas	1.0 – 6.0 %

### 2.4.4 Composición en Fibra, Médula y Finos.

Con estos valores, se puede determinar que la mayor proporción es representada por la fibra, que es el componente principal para generar la combustión.

Tabla 2-11 Composición por sus componentes principales

<b>Componente</b>	<b>Porcentaje</b>
Fibra	55 – 60 %
Médula	30 – 35 %
Finos	10 – 15 %

En el año 2014, se realizó una caracterización del bagazo utilizado en el ingenio en estudio, enviando una muestra de 2 kg al laboratorio de Biomasa del Centro Tecnológico Cartif de España, obteniendo los siguientes resultados que se muestran en la

Tabla 2-12, se observa que los resultados no distan de los valores generales reportados en las tablas anteriores.

Tabla 2-12 Caracterización de Bagazo de un ingenio azucarero de El Salvador

DATOS DE LA MUESTRA							
Identificación:	CI-01 / 100% BAGAZO	Código LAE:	M-LAE-I-30046/14		Fecha de recepción:	14/04/14	
Tipo de Muestra:	BIOMASA SÓLIDA	Cantidad:	2 kg	Envase:	BOLSA DE PLÁSTICO	Fecha inicio/ fin análisis	15/04/14 23/05/14
RESULTADOS							
Parámetro	Método/Norma	Valor		Incertidumbre	Unidades		
		Base seca	Base húmeda				
Humedad total	UNE-EN 14774-3:2010 pérdida de peso a 105 °C	--	8,1	--	% (masa)		
Materias volátiles	UNE-EN 15148:2009 Gravimétrico a 900 °C	78,9	72,5	--	% (masa)		
Carbono fijo	Cálculo por diferencia	14,9	13,7	--	% (masa)		
Cenizas	UNE-EN-14775:2010 Gravimétrico (550 °C)	6,1	5,6	--	% (masa)		
ANÁLISIS ELEMENTAL	Carbono	UNE-EN 15104:2011 Combustión a 950 °C	46,27	42,51	--	% (masa)	
	Hidrógeno		5,78	6,22	--	% (masa)	
	Nitrógeno		0,18	0,16	--	% (masa)	
	Azufre	UNE-EN 15289:2011 Calorimétrico/cromatografía iónica	0,034	0,031	--	% (masa)	
	Cloro		0,023	0,021	--	% (masa)	
	Oxígeno	Cálculo por diferencia	42,08	45,42	--	% (masa)	
COMPOSICIÓN INORGÁNICA DE CENIZAS							
Parámetro	Método	Valor	Incertidumbre	Unidades			
Na <sub>2</sub> O	Fluorescencia rayos X	0,83	--	% (masa)			
MgO		2,29	--	% (masa)			
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>		9,67	--	% (masa)			
SiO <sub>2</sub>		70,90	--	% (masa)			
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>		1,90	--	% (masa)			
SO <sub>3</sub>		1,11	--	% (masa)			
K <sub>2</sub> O		4,66	--	% (masa)			
CaO		3,34	--	% (masa)			
TiO <sub>2</sub>		0,43	--	% (masa)			
MnO		0,11	--	% (masa)			
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>		4,53	--	% (masa)			
SrO		0,03	--	% (masa)			
BaO		0,06	--	% (masa)			
Cl		0,08	--	% (masa)			
TEMPERATURAS DE FUSIBILIDAD DE CENIZAS (ATMÓSFERA OXIDANTE)							
Parámetro		Método	Valor	Incertidumbre	Unidades		
Temperatura de contracción (SST)	CEN/TS 15370-1 Calentamiento / evaluación computerizada	940	--	°C			
Tª de deformación inicial (DT)		1.130	--	°C			
Tª de hemiesfera (HT)		1.390	--	°C			
Tª fluida (FT)		1.430	--	°C			

#### 2.4.5 Determinación del poder calorífico del bagazo de caña.

La importancia de saber la composición del bagazo de caña es que depende de la variedad de la caña, de la región en la cual se cultiva y del proceso de extracción, ésta composición permite calcular la cantidad de energía por unidad de masa que se tiene disponible cuando el bagazo se oxida completamente en la caldera.

El poder calorífico superior supone que todos los elementos que entran en la combustión son tomados a 0 °C con lo cual los gases son también llevados a 0 °C después de la combustión, por lo que el vapor de agua, tanto el que proviene de la humedad contenida en el combustible como la generada en la combustión del hidrógeno se encontraran totalmente condensados, aprovechando así el calor de su condensación.

Esta diferencia entre los poderes caloríficos superior e inferior debe comprenderse con claridad. Cuando se trata de establecer la eficiencia de conversión de energía química a térmica, por ejemplo, (los casos de las calderas y de los generadores de vapor), debe utilizarse el poder calorífico superior del combustible en su relación con la energía del vapor producido. Si se utiliza el poder calorífico neto, el valor de la eficiencia será mayor que el real. Pero cuando se trata de establecer la energía aportada por el combustible en el justo proceso de combustión, el valor que debe ser utilizado es el del poder calorífico inferior. (Serra, 2016).

El poder calorífico neto considera que el vapor de agua contenido en los gases de combustión no condensa, así como tampoco el generado por la formación de agua a partir del hidrógeno contenido en el combustible por lo que no hay aporte adicional de calor de condensación y solo se dispondrá del calor de oxidación del combustible.

También, una de las correlaciones expresadas en la literatura azucarera, para determinar el poder calorífico del bagazo es la de Von Pritzelwitz van der Hors, donde las ecuaciones de poder calorífico superior (HCV) e inferior (LCV) están determinadas en función de la Humedad % Bagazo y el Brix % Bagazo, a continuación se muestra cada una:

$$\text{HCV} = 19050 - 41.9 \text{ S} - 190 \text{ W} \quad \text{KJ/kg} \quad \text{Ec. 2-1}$$

$$\text{LCV} = 17800 - 41.9 \text{ S} - 201 \text{ W} \quad \text{KJ/kg} \quad \text{Ec. 2-2}$$

Donde:

$$\text{S} = \text{Brix \% Bagazo}$$

$$\text{W} = \text{Humedad \% Bagazo}$$

Tomamos los datos promedio de Brix % Bagazo de tres zafras del Ingenio en estudio, Tabla 2-13, calculamos el poder calorífico superior e inferior haciendo uso de las Ec. 2-1 y Ec. 2-2 para el intervalo de Humedad % Bagazo entre 40 y 55 %, se muestran los resultados en la Tabla 2-14:

Tabla 2-13 Promedio de Brix % Bagazo por zafra

Zafra	Brix % Bagazo
15-16	3.02
16-17	2.92
17-18	2.85
Promedio	<b>2.93</b>

Tabla 2-14 Poder calorífico inferior y superior con Brix % Bagazo constante y Humedad % Bagazo variable

S	W	HCV	LCV	HCV	LCV
Brix % Bagazo	Humedad % Bagazo	kJ/kg		Btu/lb	
2.93	40	11327.23	9637.23	4869.84	4143.27
2.93	41	11137.23	9436.23	4788.15	4056.85
2.93	42	10947.23	9235.23	4706.47	3970.44
2.93	43	10757.23	9034.23	4624.78	3884.02
2.93	44	10567.23	8833.23	4543.10	3797.61
2.93	45	10377.23	8632.23	4461.41	3711.20
2.93	46	10187.23	8431.23	4379.73	3624.78
2.93	47	9997.23	8230.23	4298.04	3538.37
2.93	48	9807.23	8029.23	4216.36	3451.95
2.93	49	9617.23	7828.23	4134.67	3365.54
2.93	50	9427.23	7627.23	4052.98	3279.12
2.93	51	9237.23	7426.23	3971.30	3192.71
2.93	52	9047.23	7225.23	3889.61	3106.29
2.93	53	8857.23	7024.23	3807.93	3019.88
2.93	54	8667.23	6823.23	3726.24	2933.46
2.93	55	8477.23	6622.23	3644.56	2847.05

Es notoria la relación inversamente proporcional, al aumentar la humedad bajan los valores de poder calorífico.

### **3. Balances de Materia y Energía de un Ingenio Azucarero utilizando el Software Sugars™**

Para el análisis de los balances de vapor y energía, es muy usual que la industria utilice softwares para la simulación de sus procesos y de esta manera planificar de forma ordenada y eficiente la expansión y modificaciones dentro de ellas mismas. Estas simulaciones permiten tener un estimado del resultado a futuro sin necesidad de haber hecho la inversión y así asegurarse que serán rentables con los proyectos que se ejecuten. Para el análisis del consumo de vapor y energía en un ingenio hay diversos softwares comerciales, y para interés de esta investigación se recurrirá a Sugars™, programa específico para la industria azucarera.

#### **3.1 Descripción de Sugars™**

Sugars™ para Windows® es un programa informático que proporciona simulaciones de procesos para las fábricas de azúcar de caña y remolacha para ayudar a la administración con las decisiones de proceso y las estrategias operativas para la optimización del mismo. Además, es un programa integrado que utiliza Visio® para simulación de procesos y para representar gráficamente el diagrama de flujo para el modelo de simulación. El programa integrado es completamente flexible con respecto al tipo de fábrica que puede analizar, porque utiliza módulos de estaciones individuales que se pueden organizar en casi cualquier orden para adaptarse al proceso que se simula.

Sugars™ utiliza muchas relaciones matemáticas complejas para calcular los balances de materia y energía, para cada flujo en el modelo de una fábrica de azúcar o refinería. Las ecuaciones matemáticas se emplean para describir el calor de solución y cristalización de azúcar, la elevación del punto de ebullición de los jarabes, la capacidad calorífica específica, densidad de jarabes, cristales de azúcar, sólidos insolubles, solubilidad de sacarosa, sobresaturación de masas cocidas, equilibrio vapor-líquido de mezclas de fluidos, entre otros.

Se utilizan ecuaciones adicionales para calcular el calor latente de evaporación, la entalpía total y la relación de temperatura y presión para un flujo de vapor (tanto saturado como sobrecalentado). Se utilizan otros algoritmos para calcular el porcentaje de cristalización de una masa cocida, flujo de vapor en una corriente de proceso calentada, características de rendimiento centrífugo, color de una corriente de flujo, etc. Los cálculos de equilibrio para el modelo se resuelven utilizando técnicas de iteración hasta que se obtiene un equilibrio dentro de una exactitud especificada (normalmente, 0.01%).

Los cálculos realizados por Sugars™ proporcionan una simulación de los diversos flujos de proceso dentro del modelo, y los resultados dan una predicción del consumo de vapor y agua, la cantidad y calidad de la producción de melaza y azúcar. Los resultados de una simulación dependen de: (1) las propiedades de los flujos externos en el proceso, y (2) las propiedades (o el rendimiento) de cada estación. Los datos operativos reales de fábrica se utilizan para definir

las propiedades de todos los flujos externos y las propiedades (valores de rendimiento) para cada estación. Las ventanas de entrada en Sugars™ se usan para ingresar todas las propiedades del modelo.

Cada estación procesa flujos externos en el diagrama de flujo para proporcionar un flujo de salida (o flujos) desde la estación. Las estaciones de destino procesan los flujos de salida de las estaciones precedentes hasta que se determinan todos los flujos que salen del diagrama de flujo. El programa continúa iterando hasta que se logra un equilibrio completo de calor, material y color entre los flujos externos que entran y salen del modelo. Los flujos externos incluyen: caña o azúcar crudo en el proceso, vapor, jugo de alimentación, agua para dilución, dilución azúcar producida, etc. Los flujos de salida incluyen: azúcar, melaza, condensados (agua), vapores, fibra, etc.

Para visualizar las ventanas de Sugars™, se toma como ejemplo el cálculo de las propiedades del turbo alternador de vapor. Con frecuencia se necesita obtener una estimación del consumo de vapor de una turbina de vapor para diversas condiciones de vapor, dada la eficiencia isentrópica de una turbina. Sugars™ calcula el consumo de vapor específico y la energía eléctrica generada según los datos de entrada y salida detallados en la Ilustración 3-1 e Ilustración 3-2.



Ilustración 3-1. Datos de entrada y salida de Sugars™

Sugars™ ofrece una interfaz gráfica amigable que se muestra en la Ilustración 3-2 donde se van agregando los datos conocidos del sistema en análisis.

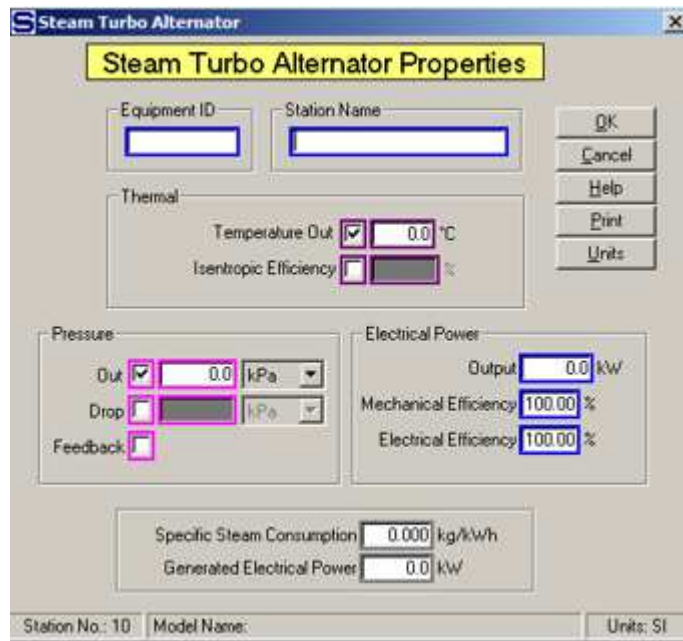


Ilustración 3-2 Ventana de entrada y salida de datos

A continuación se describe cada campo de la ventana de la Ilustración 3-2:

**ID del equipo (Equipment ID):** Se puede usar una ID de equipo de hasta 11 caracteres para identificar la estación con una estación real en el proceso. Se puede ingresar cualquier combinación de números y letras que se usan en la fábrica / refinería para identificar el equipo. No es necesario hacer una entrada en el campo ID de equipo si la estación en el modelo no tiene una estación correspondiente en la fábrica / refinería.

**Nombre de la estación (Station Name):** Se debe ingresar un nombre de hasta 20 caracteres para la estación.

**Térmico (Thermal):** Seleccione Salida de temperatura (Temperatura Out) o Eficiencia isentrópica (Isentropic Efficiency) junto con una selección de Presión (Pressure) para definir la energía eliminada del flujo de vapor por la turbina. Los bordes de color marrón se utilizan para indicar que solo se puede seleccionar uno de estos dos campos.

- **Salida de temperatura (Temperature Out):** Ingrese la temperatura del vapor que sale de la turbina. La temperatura y la presión del flujo de vapor fuera de la turbina determinarán la cantidad de energía transferida del vapor a la turbina.
- **Eficiencia isentrópica (Isentropic Efficiency):** Ingrese la eficiencia isentrópica para la turbina. La eficiencia isentrópica es el porcentaje del cambio real de entalpía al

cambio de entalpía sin cambio en la entropía. Algunas veces esto se llama "Eficiencia interna de la turbina".

**Presión (Pressure):** La presión de salida, caída o retroalimentación se puede seleccionar para definir el cambio de presión del flujo de vapor a medida que pasa a través de la turbina. Simplemente haga clic en la pequeña casilla junto al campo de entrada seleccionado para activar el campo. Los bordes de color magenta se utilizan para indicar que solo se puede seleccionar una de las entradas.

- **Salida (Out):** Ingrese la presión de salida para el flujo de salida de la turbina. El valor ingresado para la presión de descarga se mantendrá durante los cálculos del balance.
- **Caída de presión (Drop):** Ingrese la caída en la presión del vapor cuando pasa a través de la turbina. La presión de salida del vapor se basará en la presión del vapor en la estación menos el valor ingresado para la gota.
- **Feedback (Retroalimentación):** Haga clic con el botón izquierdo en la casilla de verificación para usar la retroalimentación de presión para definir la presión del flujo que sale de la turbina. Por ejemplo, si el flujo de salida va a un receptor que tiene otro flujo de entrada con un valor de presión, el valor de presión pasará de nuevo a la turbina a medida que la presión sale.

**Potencia (Power):** Se puede especificar una Potencia de salida con Eficiencia mecánica para la turbina. Ingresar un valor para la Salida hará que el flujo de vapor en la turbina sea un flujo requerido y el flujo de vapor hacia la turbina se debe suministrar a la turbina desde una fuente que pueda suministrar un flujo requerido; por ejemplo, un flujo externo o un flujo desde una estación de distribución (incluso si el flujo pasa por otras estaciones antes de que llegue a la estación de la turbina, el flujo debe provenir de un distribuidor o ser un flujo externo).

- **Salida (Output)** Ingrese la potencia de salida que producirá la turbina. Si se hace una entrada para la potencia de salida, el flujo de vapor en la turbina será un flujo requerido; es decir, la cantidad de vapor en la turbina necesaria para producir la potencia especificada será calculada por Sugars.
- **Eficiencia Mecánica (Mechanical Efficiency):** Ingrese la Eficiencia mecánica de la turbina para permitir la pérdida de potencia en el accionamiento mecánico para convertir la energía térmica de la turbina en potencia del eje.

**Consumo Específico de Vapor (Specific Steam Consumption):** El consumo específico de vapor de la turbina se calculará con Sugars durante los cálculos del balance. No se puede realizar ninguna entrada en este campo, pero el valor calculado se mostrará después de que se completen los cálculos del balance.

**Potencia Mecánica Generada (Generated Mechanical Power):** La potencia de salida de la turbina se calculará mediante Sugars durante los cálculos del balance. No se puede realizar

ninguna entrada en este campo, pero el valor calculado se mostrará después de que se completen los cálculos del balance.

Sugars™ se vale de la apariencia gráfica que tiene Visio® para representar diagramas de flujo de los procesos, y en este caso de un turbo alternador como se muestra en la Ilustración 3-3.

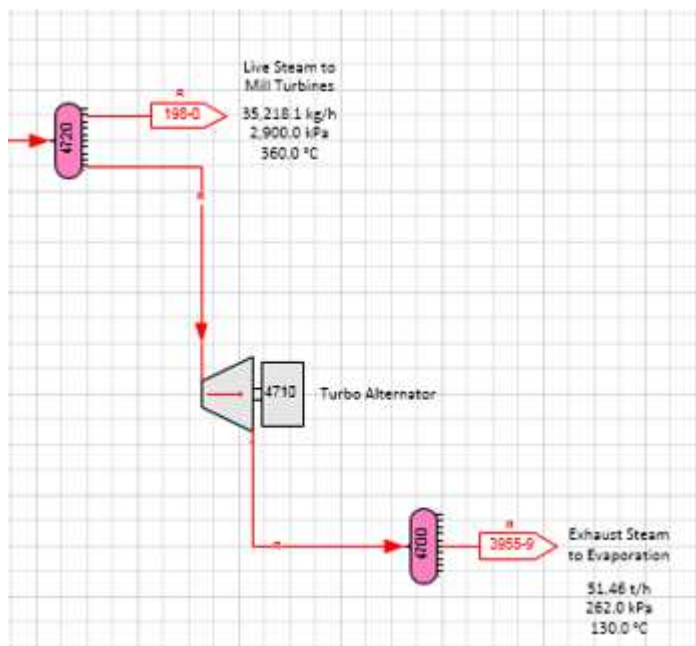


Ilustración 3-3 Interfaz con Visio para el cálculo de las propiedades del turbo alternador de vapor

### 3.2 Balance de materia para el proceso de producción de azúcar.

Los balances de materia y energía en un Ingenio Azucarero nacen de la necesidad de verificar si las cantidades que se están produciendo de Azúcar y Energía son aquellas que permiten tener el máximo de eficiencia, de esta manera se asegura que la operación es rentable.

Para realizar los balances de materia se requiere información de las características de la caña que ingresa al ingenio, ésta información se presenta en un reporte que el laboratorio genera diariamente, para este estudio, las características de la caña presentadas son un promedio de las últimas tres zafas. Esta información se presenta en la Tabla 3-1.

Tabla 3-1. Valores promedio de las características de la caña

Variable	Razón de molida	Temperatura	Humedad	Pureza	Color	Fibra	Brix
Valor	100 t/h	30 °C	71.96	84.04	14,500 UI	14.00	16.33

Debido a la variabilidad de los datos durante los días zafas considerados, se determina el % de error que se arrastra en los resultados de los cálculos, se realiza un análisis estadístico con intervalo de confianza de 95%. Estos resultados se muestran en la Tabla 3-2, en ella se observa

que la desviación estándar representa entre 2.1 al 2.2 % respecto a la media, diferencia que se va arrastrando en todos los demás resultados, pero es válida por efectos del estudio.

Tabla 3-2. Error estimado de los datos promedio para el balance de materiales

Zafra	%fibra en caña	Pureza J. diluido
Media	13.55	78.34
Error típico	0.17	0.94
Mediana	13.47	78.7
Desviación estándar	0.30	1.63
Varianza de la muestra	0.09	2.66
Rango	0.59	3.20
Mínimo	13.29	76.56
Máximo	13.88	79.76
Nivel de confianza (95.0%)	0.75	4.05

Las ecuaciones que serán utilizadas en todos los balances de masa son:

$$\text{Masa Entrando al sistema} = \text{Masa Saliendo del sistema} \quad \text{Ec. 3-1}$$

$$\sum \text{Las corrientes de masa entrando al sistema} = \sum \text{las corrientes de masa saliendo del sistema} \quad \text{Ec.3-2}$$

$$\sum_{i=1}^n M_E = \sum_{i=1}^n M_S \quad \text{Ec. 3-3}$$

Se asume que en el sistema no existe acumulación de materia.

### 3.2.1 Balance de materia del área de Extracción.

El balance para todas las secciones de la fábrica que se presentaran se hace en base a 100 toneladas de caña molidas por hora. De esta forma, se establece una base de cálculo sencilla que permite tener comparación con diferentes ingenios sin importar su razón de molida.

Los datos de entrada para Sugars<sup>TM</sup> en el proceso de extracción de jugo se presentan en la

Tabla 3-3 y de forma esquemática en la Ilustración 3-4 se tiene el detalle de cada una de las entradas y salidas del proceso de extracción, así como los flujos intermedios entre molinos véase Anexo A-1 y A-2, en este se detalla todo el modelo con sus entradas y salidas para el proceso de extracción y demás etapas del proceso de fabricación de azúcar.

Tabla 3-3. Datos de entrada y salida para el proceso de extracción

Entradas		Salidas	
Variabes	Valor	Variabes	Valor
Caña	100 ton/h	Bagazo	27.91 Ton/h
Brix	16.33%	Humedad de bagazo	49.00%
Color	14,500 UI	Azúcar en bagazo	1.45%
Pureza	84.04%	Jugo mixto	103.39 ton/h
Fibra	14.00%	Brix de Jugo mixto	13.11%
Imbibición%fibra	137%	Pureza de jugo mixto	84.25%
Temp. Imbibición	92.4°C	Color de jugo mixto	14,311 UI

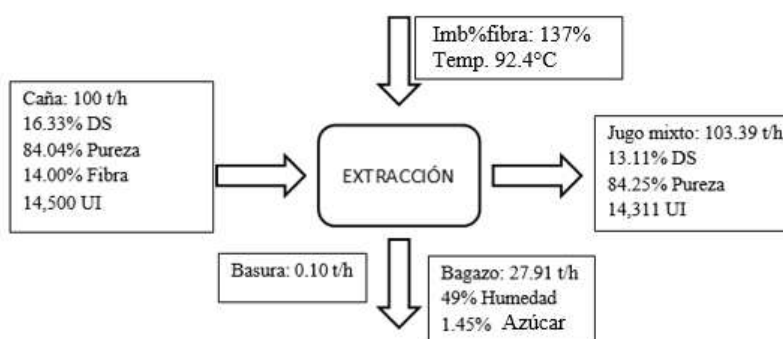


Ilustración 3-4 Diagrama simplificado de entradas y salidas de Sugars™ para el proceso de extracción

### 3.2.2 Balance de materia del área de Purificación.

El balance de materia del área de purificación incluye el calentamiento de Jugo, la sulfitación, el alcalizado y la clarificación de Jugo. Los datos de entrada para el software Sugars™ se presentan en la Tabla 3-4, y en detalle más amplio de la Ilustración 3-5.

Tabla 3-4. Datos de entrada y salida para el proceso de purificación

Entradas		Salidas	
Variabes	Valor	Variabes	Valor
Jugo mixto	103.39 ton/h	Jugo claro	102.85 t/h
		Temp. Jugo claro	93°C
Brix de Jugo mixto	13.11%	Brix Jugo claro	13.11%
		Pureza Jugo claro	85.00%
Pureza de jugo mixto	84.25%	Color Jugo claro	11,739 UI
		Cachaza Filtro banda (FB)	0.50 t/h
		Humedad cachaza FB	68%
Color de jugo mixto	14,311 UI	Azúcar cachaza FB	1.20%
		Cachaza Filtro Rotativo (FR)	1.60 t/h
Temp. Jugo mixto	31.4°C	Humedad cachaza FR	70%
		Azúcar cachaza FR	0.55%

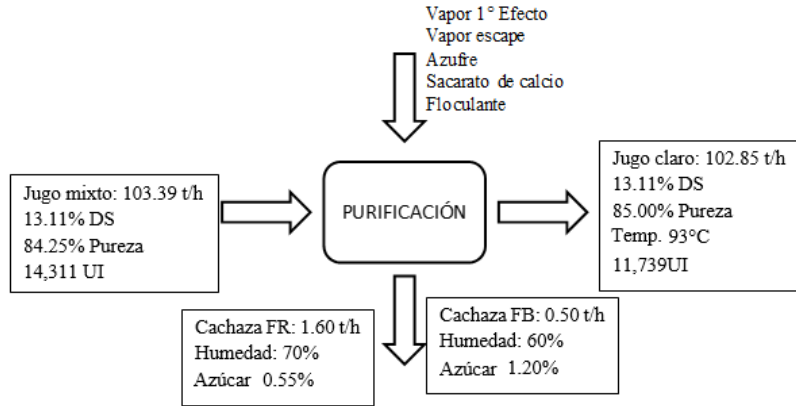


Ilustración 3-5 Diagrama simplificado de entradas y salidas de Sugars™ para el proceso de purificación

### 3.2.3 Balance de materia del área de Evaporación.

El balance de materia del área de evaporadores incluye el proceso de rectificación del jugo y la etapa encargada de eliminar el agua, la evaporación. Los datos de entrada y salida para el proceso de evaporación se muestran en la Tabla 3-5 e Ilustración 3-6, y un detalle más amplio de flujos intermedios en el Anexo A-3.

Tabla 3-5. Datos de entrada y salida para el proceso de evaporación

Entradas		Salidas	
Variables	Valor	Variables	Valor
Jugo claro	102.85 t/h	Meladura	20.13 t/h
Temp. Jugo claro	93°C	Temperatura de meladura	64°C
Brix Jugo claro	13.11%	Brix de meladura	67%
Pureza Jugo claro	85.00%	Pureza Meladura	85.69%
Color Jugo claro	11,739 UI	Color de meladura	12,541 UI
Vapor escape	47.23 t/h	Presión Vapor vegetal 1	170 kPa
Presión de vapor escape	248 kPa	Presión Vapor vegetal 2	115 kPa
Temp. de vapor escape	127.2°C	Presión Vapor vegetal 3	80 kPa

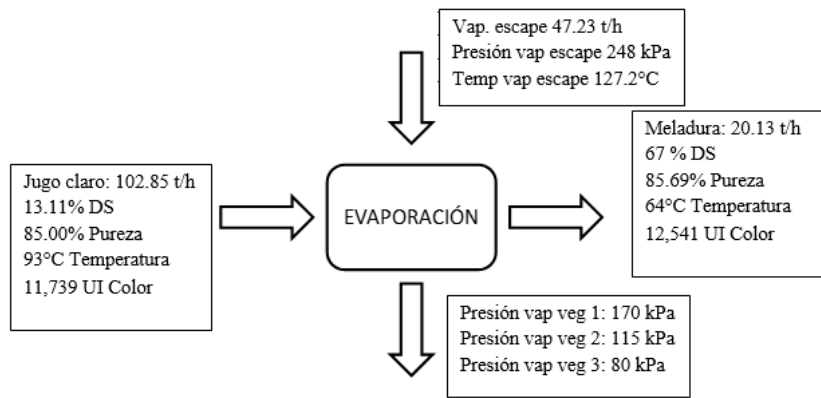


Ilustración 3-6 Diagrama simplificado de entradas y salidas de Sugars™ para el proceso de evaporación

### 3.2.4 Balance de materia del área de Recobrado.

El balance de materia del área de Recobrado incluye las Masas cocidas A, B y C, centrífugas y secado de azúcar. Los datos de entrada y salida se muestran en la Tabla 3-6 e Ilustración 3-7.

Tabla 3-6. Datos de entrada y salida para el proceso de recobrado

Entradas		Salidas	
Variables	Valor	Variables	Valor
Meladura	20.13 t/h	Miel final	3.35 t/h
		Brix Miel final	79.87%
		Pureza Miel final	28.33%
Temperatura de meladura	64°C	Temp. Miel final	35°C
		Masa cocida A (MCA) afinación	10.23 t/h
		Pureza MCA afinación	87.33%
Brix de meladura	67%	Brix MCA afinación	91.50%
		Contenido de cristales MCA afinación	57.52%
Pureza Meladura	85.69%	Color MCA afinación	12,326 UI
		Azúcar Blanca	5.91 t/h
Color de meladura	12,541 UI	Pureza azúcar blanca	99.80%
		Humedad de azúcar blanca	0.04%
Presión de vap. veg. 1	170 kPa	Color de azúcar blanca	202 UI

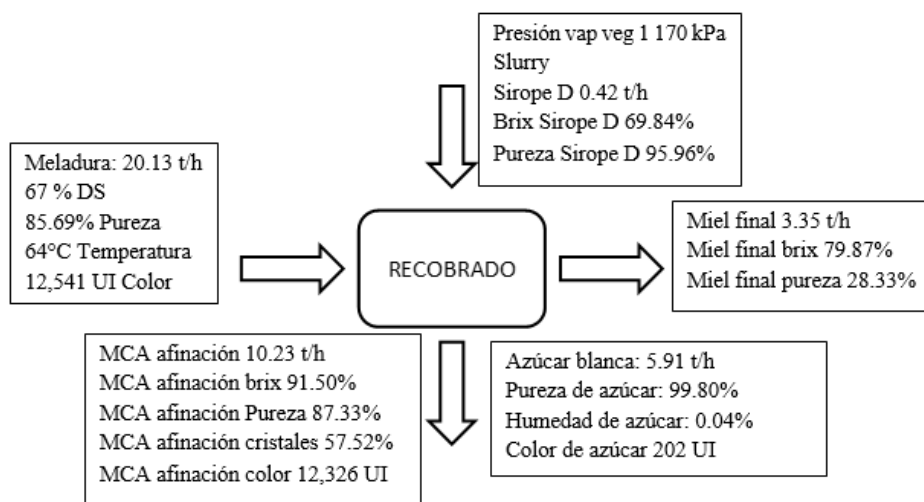


Ilustración 3-7 Diagrama simplificado de entradas y salidas de Sugars™ para el proceso de recobrado

### 3.2.5 Balance de materia de la Refinería.

El balance de materia del área de Refinería se incluye en el balance global del ingenio ya que se utiliza vapor escape y vapor vegetal 1 para el cocimiento y fundición del azúcar que se alimenta a la refinería. Los datos de entrada y salida se muestran en la Tabla 3-7 e Ilustración 3-8, además de un detalle completo de la estación de refinería en el Anexo A-4.

Tabla 3-7. Datos de entrada y salida para el proceso de refinería

Entradas		Salidas	
Variables	Valor	Variables	Valor
Masa cocida A (MCA)	10.23 t/h	Miel A de afinación	4.45 t/h
Pureza MCA	87.33%	Brix Miel A afinación	80.12%
Brix MCA	91.50%	Pureza Miel A afinación	73.13%
Contenido de cristales MCA	57.52%	Azúcar refino	4.67 t/h
Color MCA	12,326 UI	Humedad azúcar refino	0.03%
Vapor escape	3.11 t/h	Temperatura azúcar refino	35°C
Presión de vapor escape	248 kPa	Color azúcar refino	31 UI
Vapor vegetal 1	170 kPa		

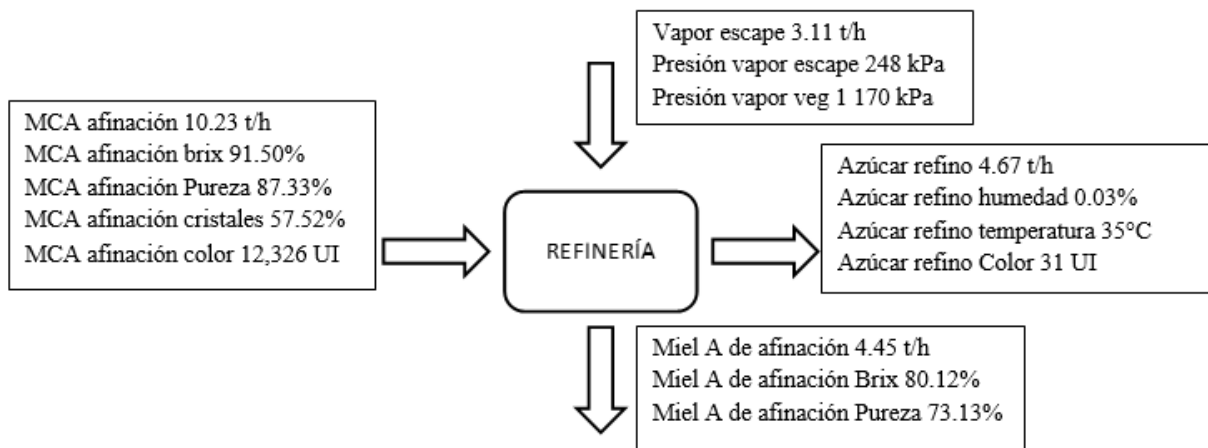


Ilustración 3-8 Diagrama simplificado de entradas y salidas de Sugars™ para el proceso de refinería

### 3.3 Balance de energía para el proceso de producción de azúcar.

En el capítulo anterior se presentaron los balances de masa de todo el ingenio en base a 100 t/h de caña molida de esta forma se establece una base de cálculo que permite tener comparación con diferentes ingenios sin importar su razón de molida. Los balances de materia son el primer paso para realizar de manera sencilla los balances de energía de cada una de las etapas del ingenio.

El programa Sugars™ permite colocar la entalpía de cada corriente de vapor, jugo insumos químicos ya que posee estos valores en su base de datos. Los datos de balance de energía mostrados para cada etapa del proceso son calculados con los valores de entalpía y los flujos másicos, así se puede calcular energía entrando, saliendo y las pérdidas.

El balance de energía presentado es con datos promedio de las zafras 15/16, 16/17 y 17/18 en estas zafras el consumo promedio de vapor escape por tonelada de caña molida fue de 542.3 kg de vapor.

Las ecuaciones generales que serán utilizadas en todos los balances de energía de las etapas del proceso de producción de azúcar son:

$$\text{Masa entrando al sistema} * \text{Energía total de la masa} = \text{Masa saliendo del sistema} * \text{Energía total de la masa} \quad \text{Ec. 3-4}$$

$$\begin{aligned} \sum \text{Corrientes de masas de entrada} * \text{Entalpia de cada masa} \\ = \sum \text{Corrientes de masas saliendo} * \text{Entalpia de cada masa} \end{aligned} \quad \text{Ec.3-5}$$

$$\sum_{i=1}^n M_E * H_E = \sum_{i=1}^n M_S * H_S \quad \text{Ec. 3-6}$$

Se asume que en el sistema no existe acumulación de materia ni pérdidas de calor por irreversibilidades.

En el proceso de generación vapor, se da la combustión del bagazo de caña dentro de la caldera, con lo cual se obtiene una energía proveniente de los gases de combustión que es transmitida hacia el agua, convirtiéndola en vapor saturado a las condiciones de entrada de la caldera y posteriormente en vapor sobrecalentado. Las ecuaciones generales se describen a continuación:

$$Q_{gases} = Q_{agua} \quad \text{Ec. 3-7}$$

$$Q_{gases} = m_{gases} C_{p_{gases}} \Delta T_{gases} \quad \text{Ec.3-8}$$

$$Q_{vapor} = m_{vapor} \Delta H_{vapor} \quad \text{Ec. 3-9}$$

En el proceso de generación de energía, el turbogenerador aprovecha la energía del vapor sobrecalentado para producir trabajo de flecha hasta llevar el vapor a condiciones de saturación, parte de la energía es perdida en el proceso de generación. Esto se presenta en la ecuación 3-10:

$$W_{turbina} = m_{vapor} \Delta H_{vapor} - Q_{perdido} \quad \text{Ec. 3-10}$$

### 3.3.1 Balance de energía del área de Extracción.

Los datos de entrada para Sugars™ en el proceso de extracción de jugo se presentan en la Tabla 3-8 y de forma esquemática para ver el detalle de cada una de las entradas y salidas de energía del proceso de extracción se presenta la Ilustración 3-9. La entalpía específica de la caña se estima como un promedio ponderado de las entalpías de jugo y bagazo (Marques, y otros, 2018), y la entalpía del bagazo en base a los estudios de Louisiana (Adams, Whitehouse, & MAPles, 2018).

Tabla 3-8 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de extracción

Entrada	Flujo Másico (t/h)	Entalpía específica (kJ/kg)	Energía Total (kJ)
Agua imbibición (t/h)	19.14	387	7,407,180
Caña (t/h)	100	5,134	513,400,000
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>520,807,180</b>
<b>Salidas</b>			
Bagazo a molinos (t/h)	27.91	18,090	504,891,900
Jugo (t/h)	103.39	121.1	12,520,529
Basura (t/h)	0.10	18,090	1,809,000
<b>Energía total de Salida</b>			<b>519,221,429</b>
Energía perdida en forma de calor		-	1,585,751
<b>Porcentaje de energía perdida</b>		-	<b>0.30%</b>

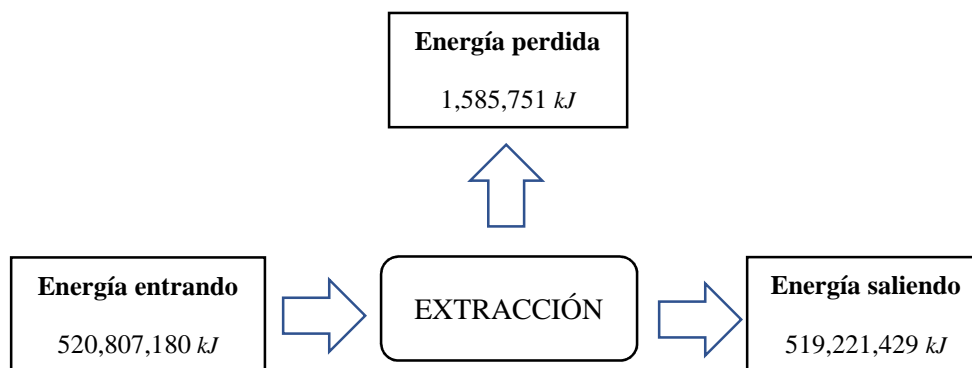


Ilustración 3-9 Entradas y salidas de energía Extracción de Jugo

Es importante hacer notar que en el balance de materia, las entradas no son igual a las salidas. Esto se debe a que no está adicionada en el balance, el agua de enfriamiento de molinos, la cual se presenta en la Tabla 3-9.

Tabla 3-9 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de extracción

<b>Entrada</b>	<b>Flujo Másico (t/h)</b>	<b>Entalpia específica (kJ/kg)</b>	<b>Energía Total (kJ)</b>
Agua de enfriamiento molinos (t/h)	12.26	118.5	1,452,810
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>522,259,990</b>
<b>Energía total de Salida</b>			<b>519,221,429</b>
Energía perdida en forma de calor			3,038,561
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>0.58%</b>

### 3.3.2 Balance de energía del área de Purificación.

Los datos de entrada para Sugars<sup>TM</sup> en el proceso de purificación de jugo se presentan en la Tabla 3-10 y de forma esquemática para ver el detalle de cada una de las entradas y salidas de energía del proceso de purificación se presenta la Ilustración 3-10.

Tabla 3-10 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de purificación

<b>Entrada</b>	<b>Flujo Másico (t/h)</b>	<b>Entalpia específica (kJ/kg)</b>	<b>Energía Total (kJ)</b>
Jugo (t/h)	103.39	121.1	12,520,529.00
JF (t/h)	5.71	345.7	1,973,947.00
Sacarato (t/h)	0.65	245.7	159,705.00
V2 (kg/h)	7964.1	2681.4	21,354,937.74
V1 (kg/h)	6446.9	2701.6	17,416,945.04
V escape (kg/h)	8021.7	2716.3	21,789,343.71
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>75,215,407.49</b>
<b>Salidas</b>			
Flasheos (t/h)	0.8	2676	2,140,800.00
Jugo Claro (t/h)	102.85	362.2	37,252,270.00
cachaza (t/h)	6.1	326.9	1,994,090.00
condensos escape (t/h)	8.02	534.2	4,284,284.00
condensos V1 (t/h)	6.45	488.5	3,150,825.00
condensos V2 (t/h)	7.96	430.9	3,429,964.00
<b>Energía total de Salida</b>			<b>52,252,233.00</b>
Energía perdida en forma de calor			22,963,174.49
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>30.5%</b>

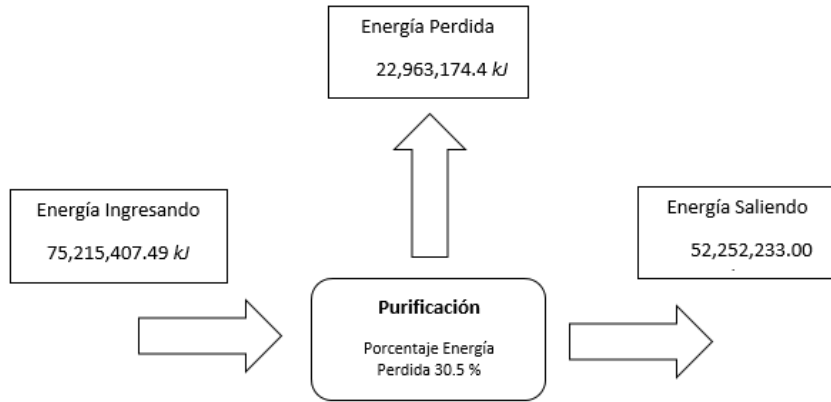


Ilustración 3-10 Entradas y salidas de energía Purificación

### 3.3.3 Balance de energía del área de Evaporación.

Los datos de entrada para Sugars<sup>TM</sup> en el proceso de evaporación de jugo se presentan en la Tabla 3-11 y de forma esquemática para ver el detalle de cada una de las entradas y salidas de energía del proceso de evaporación se presenta la Ilustración 3-11.

Tabla 3-11 datos de entrada y salida de energía para el proceso de evaporación

<b>Entrada</b>	<b>Flujo Másico (t/h)</b>	<b>Entalpia específica (kJ/kg)</b>	<b>Energía Total (kJ)</b>
Jugo (t/h)	103.39	361.7	37,396,163.00
vapor escape	43.08	2716.3	117,018,204.00
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>154,414,367.00</b>
<b>Salidas</b>			
V1 a tachos	11.27	2701.6	30,447,032.00
V1 calentadores y cristalizadorn Ref	0.19	2701.6	513,304.00
V1 a primario	6.45	2701.6	17,425,320.00
V2 a secundario	7.96	2681.2	21,342,352.00
vapor de melador a condensador	11.12	2625.7	29,197,784.00
salida vapor booster	2.38	2616.6	6,227,508.00
condensos			
1° efecto	40.87	534.2	21,832,754.00
2° efecto	19.08	488.5	9,320,580.00
3° efecto	11.75	430.9	5,063,075.00
4° efecto	10.78	357.7	3,856,006.00
Booster	2.3	357.7	822,710.00
meladura	20.39	167.9	3,423,481.00
<b>Energía total de Salida</b>			<b>149,471,906.00</b>
Perdidas por calor			4,942,461.00
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>3.20%</b>

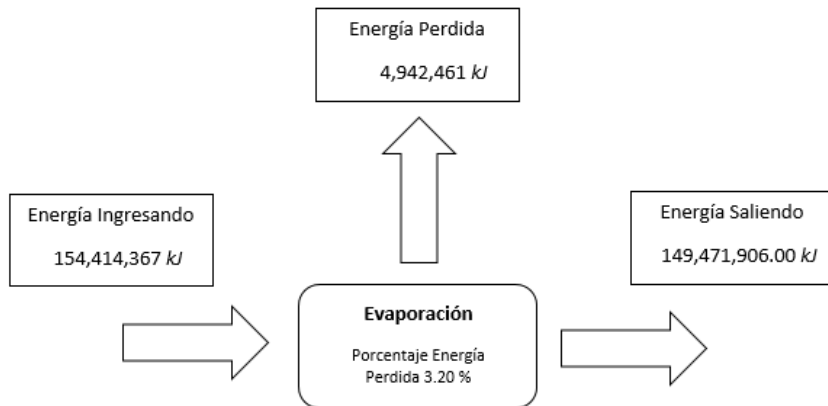


Ilustración 3-11 Entradas y salidas de energía para el área de evaporación

### 3.3.4 Balance de energía del área de Tachos.

Los datos de entrada para Sugars™ en el proceso de recobrado o del área de tachos se presentan en la Tabla 3-12 y de forma esquemática para ver el detalle de cada una de las entradas y salidas de energía del proceso de recobrado se presenta la Ilustración 3-12.

Tabla 3-12 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de Tachos

Entrada	Flujo Másico (t/h)	Entalpia específica (kJ/kg)	Energía Total (kJ)
Meladura (t/h)	29.55	171.8	5,076,690.00
Vapor V1 (t/h)	11.27	2701.6	30,447,032.00
Agua magmas (t/h)	0.49	387	189,630.00
	0.46	387	178,020.00
	0.31	387	119,970.00
	0.67	389.2	260,764.00
Sirope (t/h)	0.39	171.5	66,885.00
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>36,338,991.00</b>
<b>Salidas</b>			
Azúcar (t/h)	5.91	48.9	288,999.00
Condensos (t/h)	8.25	488.5	4,030,125.00
	2.03	488.5	991,655.00
	0.25	488.5	122,125.00
condensos VKT	0.74	488.5	361,490.00
Vapor	7.91	2626.4	20,774,824.00
	1.84	2632.9	4,844,536.00
	0.23	2631.5	605,245.00
	0.69	2628.9	1,813,941.00
<b>Energía total de Salida</b>			<b>33,832,940.00</b>
Pérdidas por calor			2,506,051.00
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>6.90%</b>

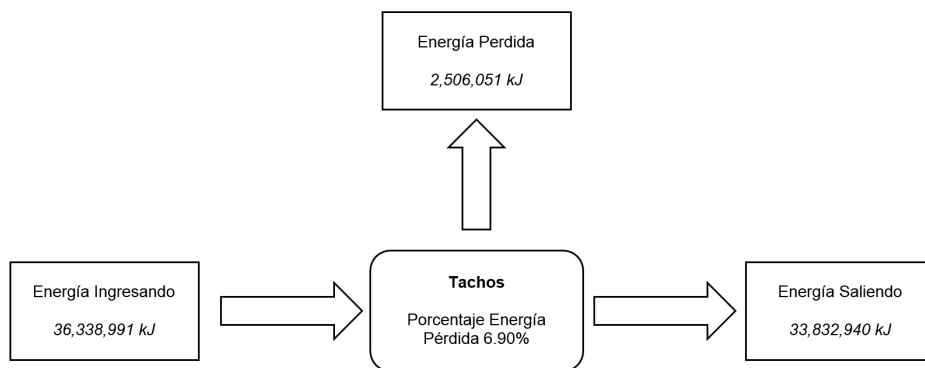


Ilustración 3-12 Entradas y salidas de energía en tachos

### 3.3.5 Balance de energía de la Refinería.

Los datos de entrada para Sugars<sup>TM</sup> en el proceso de Refinería se presentan en la Tabla 3-13 y de forma esquemática para ver el detalle de cada una de las entradas y salidas de energía del proceso de Refinería ver la Ilustración 3-13.

Tabla 3-13 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de refinería

<b>Entrada</b>	<b>Flujo Másico (t/h)</b>	<b>Entalpia específica (kJ/kg)</b>	<b>Energía Total kJ</b>
Azúcar fundida (t/h)	5.03	84.1	423,023.00
Vapor escape	3.11	2716.3	8,447,693.00
vapor 1	0.03	2701.6	81,048.00
cal	0.08	181	14,480.00
agua	2.6	389.2	1,011,920.00
agua en CTRS	0.15	389.2	58,380.00
	0.16	389.2	62,272.00
	0.17	389.2	66,164.00
Vapor alfavap	0.3	2716.3	814,890.00
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>10,979,870.00</b>
<b>Salidas</b>			
Condensos	0.3	534.2	160,260.00
	0.03	488.5	14,655.00
	1.71	534.2	913,482.00
	0.5	534.2	267,100.00
	0.32	534.2	170,944.00
	0.13	534.2	69,446.00
	1.6	2625.1	4,200,160.00
	0.46	2625.1	1,207,546.00
	0.3	2625.2	787,560.00
	0.13	2625.5	341,315.00
Azúcar refino (t/h)	4.67	48.9	228,363.00
terrones	0.08	180.2	14,416.00
polvillo	0.05	42.3	2,115.00
sirope 4°	0.39	171.8	67,002.00
<b>Energía total de Salida</b>			<b>8,444,364.00</b>
Pérdidas por calor			2,535,506.00
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>23.09</b>

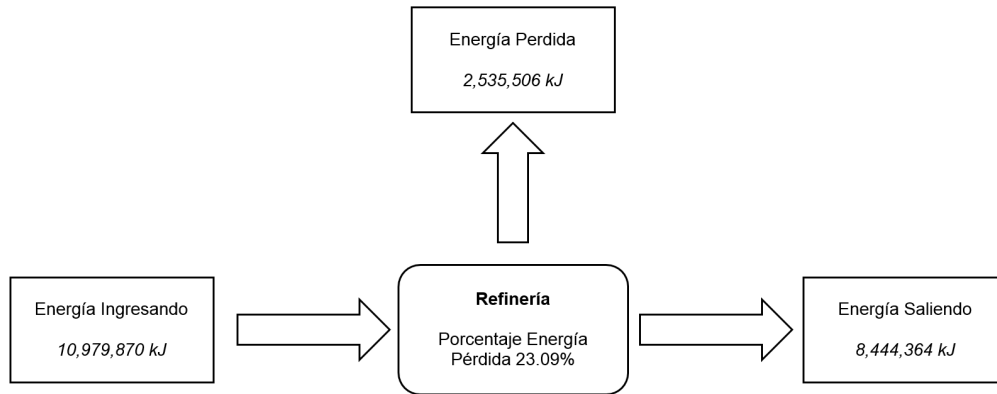


Ilustración 3-13 Entradas y salidas de energía en Refinería

### 3.3.6 Balance de energía de la Caldera.

Los datos de entrada para el balance de materia y energía se presentan en la Tabla 3-14 y de forma esquemática en la Para ver el detalle de cada una de las entradas y salidas de energía del proceso de Refinería ver la Ilustración 3-14.

Tabla 3-14 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de Caldera

<b>Entrada</b>	<b>Flujo Másico (t/h)</b>	<b>Entalpia específica (kJ/kg)</b>	<b>Energía Total kJ</b>
Bagazo	27.91	18,090.00	504,891,900
Aire	94.89	311.50	29,558,235
Agua	54.23	491.04	26,629,099
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>561,079,234</b>
<b>Salidas</b>			
Vapor sobrecalentado	54.23	2,716.30	147,304,949
Gases de combustión	117.56	1,593	187,273,080
Ceniza	5.24	698	3,657,520
<b>Energía total de Salida</b>			<b>338,235,549</b>
Pérdidas por calor			222,843,685
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>39%</b>

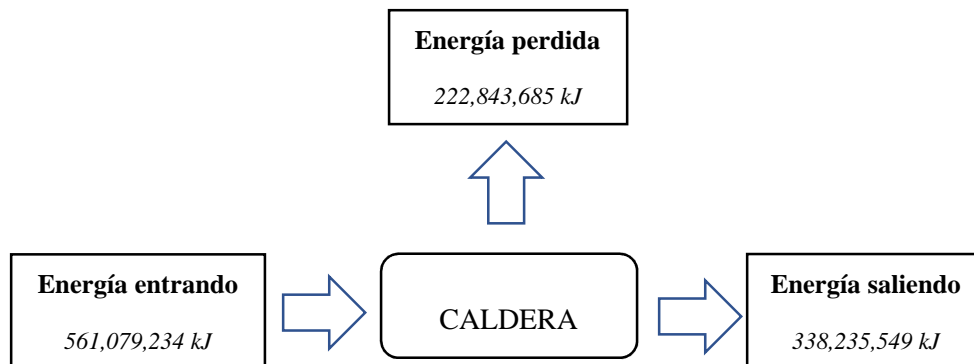


Ilustración 3-14 Entradas y salidas de energía Calderas

### 3.3.7 Balance de energía de Turbogeneradores.

Los datos de entrada para el balance de materia y energía se presentan en la Tabla 3-15 y de forma esquemática en la Para ver el detalle de cada una de las entradas y salidas de energía del proceso de turbogeneradores ver la Ilustración 3-15.

Tabla 3-15 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de turbogeneradores

Entrada	Flujo Másico (t/h)	Entalpia específica (kJ/kg)	Energía Total kJ
Vapor sobrecalentado	54.23	2,716.30	147,304,949
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>147,304,949</b>
<b>Salidas</b>			
Vapor de escape	43.08	2716.3	117,018,204
Energía generada		75 kWh/ton caña	27,000,000
<b>Energía total de Salida</b>			<b>144,018,204</b>
Pérdidas por calor			3,286,745
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>2.2%</b>

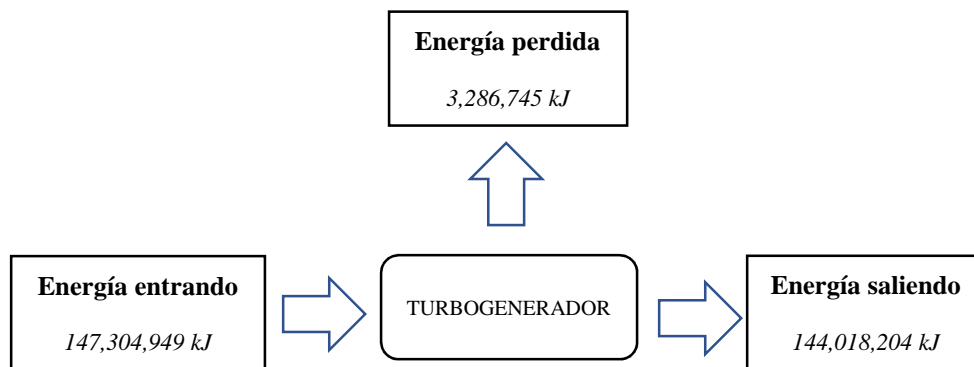


Ilustración 3-15 Entradas y salidas de energía en turbogeneradores

## 4. Consumo de vapor y formas de reducirlo.

Para el calentamiento en los diferentes procesos de un ingenio azucarero, se utiliza vapor que proviene de los turbogeneradores, la mayoría de ingenios funciona bajo dos modalidades, algunos con turbinas de condensación y otros con turbinas a contrapresión (vapor escape). Los ingenios que tienen turbina de condensación, extraen una porción de vapor para ser usado en la fábrica para el proceso y la otra parte del vapor es enviado a un condensador que lo convierte en agua y regresa nuevamente hacia la caldera. Para los ingenios que poseen esta configuración de consumo de vapor, es de vital importancia que optimicen el consumo de vapor que va hacia fábrica, ya que esa porción de vapor se deja de transformar en energía eléctrica (Solares, 2014). En cambio, en los ingenios que tienen la configuración de turbos a contrapresión, deben consumir todo el vapor escape, ya que éstos no tienen un condensador para convertir el vapor en agua y se usa como medio de condensación el proceso de evaporación del jugo de caña; si el ingenio no es capaz de consumir todo el vapor de las turbinas, se debe disminuir la generación de energía.

El ingenio en estudio posee la configuración de turbogenerador a contrapresión, el reducir el consumo de vapor para este ingenio no tendría sentido ya que se dejará de producir electricidad, es por eso que la alternativa que se estudiará es el uso de una nueva turbina de baja presión, para que el ahorro de vapor en fábrica se pueda utilizar para generar energía eléctrica sin afectar el consumo global de vapor escape de los turbogeneradores principales.

### 4.1 Principio de Rillieux.

Se discutió en el capítulo anterior sobre los tipos de vapor utilizados en el proceso de fabricación de azúcar. El vapor que provee toda la energía para el proceso es llamado vapor escape, que proviene de la salida del turbogenerador y es enviado a la estación de evaporadores en donde su energía es aprovechada y se obtienen los demás tipos de vapor que se utilizan en otras etapas de fabricación.

La evaporación es una operación esencial en todas las fábricas de azúcar y determina ampliamente la eficiencia energética. (Rein, 2012). Para evaluar el trabajo de los evaporadores existen 3 conceptos básicos que son:

- Capacidad: se refiere a la cantidad de agua que un evaporador es capaz de eliminar del jugo por unidad de tiempo.
- Economía: se expresa como la cantidad de masa de vapor utilizada para evaporar una unidad de masa de agua del jugo.
- Consumo de vapor: en los ingenios este parámetro suele medirse como las toneladas de vapor consumido por tonelada de caña molida por día (Serra, 2014).

En una fábrica de azúcar, la estación de evaporación concentra el jugo clarificado de los clarificadores de 10-14 °Bx hasta convertirlo en una miel con 65-67 °Bx por la evaporación del agua. La cantidad de agua removida es alrededor del 80% del peso del jugo o 70% - 80% del peso de la caña. El vapor requerido para operar evaporadores de simple efecto excedería la cantidad de energía en forma de vapor disponible en el bagazo. (Birkett)

El vapor escape utilizado en el ingenio proveniente de la descarga de los turbogeneradores se utiliza en los evaporadores de primer efecto. Los evaporadores de segundo efecto son calentados por el vapor que se generó en la evaporación del jugo del primer efecto. Así, la energía en el vapor original que entró en el primer efecto es reusada en cada uno de los evaporadores de efectos siguientes, y es por esto que el uso de evaporadores múltiple efecto implica el ahorro de vapor.

Para que la evaporación múltiple efecto trabaje, la temperatura (presión) en cada efecto debe ser inferior que la del efecto precedente. Para incrementar la diferencia de temperatura, el último efecto es operado a condiciones de vacío (Birkett). Es de tomar en cuenta que:

- No se necesita el uso de bombas intermediarias para que el jugo pase de un evaporador a otro.
- La baja de temperatura debido a la operación en vacío reduce la inversión de sacarosa en el jugo concentrado.
- La diferencia de temperatura extra debido a la operación de vacío en los evaporadores compensa por el incremento en el punto de ebullición a medida que el jugo se concentra.

La elección del esquema de evaporación es fundamental para el balance del vapor escape consumido por la fábrica, el ingenio en estudio tiene un esquema de 4 efectos de evaporadores.

La evaporación múltiple efecto fue patentada por Rillieux, en Luisiana en 1840, el formuló tres reglas que se cumplen en el desempeño de evaporadores trabajando en efecto múltiple:

- En un sistema de evaporadores múltiple efecto, cada libra de vapor suministrado al primer efecto evaporará tantas libras de agua como efectos tenga el sistema de evaporación. Para esta primera regla se asume que la alimentación de jugo a cada efecto es muy cercana a la temperatura de ebullición.
- Cuando el vapor es extraído de algún efecto del múltiple efecto, el ahorro de vapor está dado por la Ec. 4-1.

$$\text{Ahorro de vapor} = \frac{\text{Número de efecto de la extracción} * \text{cantidad de vapor extraído}}{\text{Número total de efectos}} \quad \text{Ec. 4-1}$$

- Siempre se debe retirar continuamente los gases incondensables del evaporador tanto del lado calandria como en el lado del jugo (Birkett).

#### 4.1.1 Balance de materia en Evaporadores.

El principio de Rillieux puede ser aplicado para estimar la cantidad de vapor necesario, carga del condensador y el brix intermedio del jugo. Lo usual para calcular estos datos es con una base de cálculo de 100 t/h de jugo clarificado a un brix promedio (B) y colocar un brix final de la meladura para el caso se usará 67 °Bx. Se considera la cantidad de vapor de primer efecto usado para el calentamiento en los tachos y los otros robos de vapor para calentadores primarios y secundarios.

El flujo de meladura a la salida de los evaporadores se puede calcular por un balance de sólidos a la entrada y salida del tren de evaporación. Este balance se muestra de la Ec. 4-2 a la Ec. 4-5.

$$100 \left( \frac{t}{h} \right) * \text{Brix de Jugo } (B) = \text{Flujo Meladura } \left( \frac{t}{h} \right) * \text{Brix de Meladura } (0.67) \quad \text{Ec. 4-2}$$

$$100 * (B) = \text{Flujo Meladura } \left( \frac{t}{h} \right) * (0.67) \quad \text{Ec. 4-3}$$

$$\text{Flujo Meladura } \left( \frac{t}{h} \right) = \frac{100 * (B)}{0.67} \quad \text{Ec. 4-4}$$

$$\text{Total de agua Evaporada} = 100 - \frac{100 * B}{0.67} \quad \text{Ec. 4-5}$$

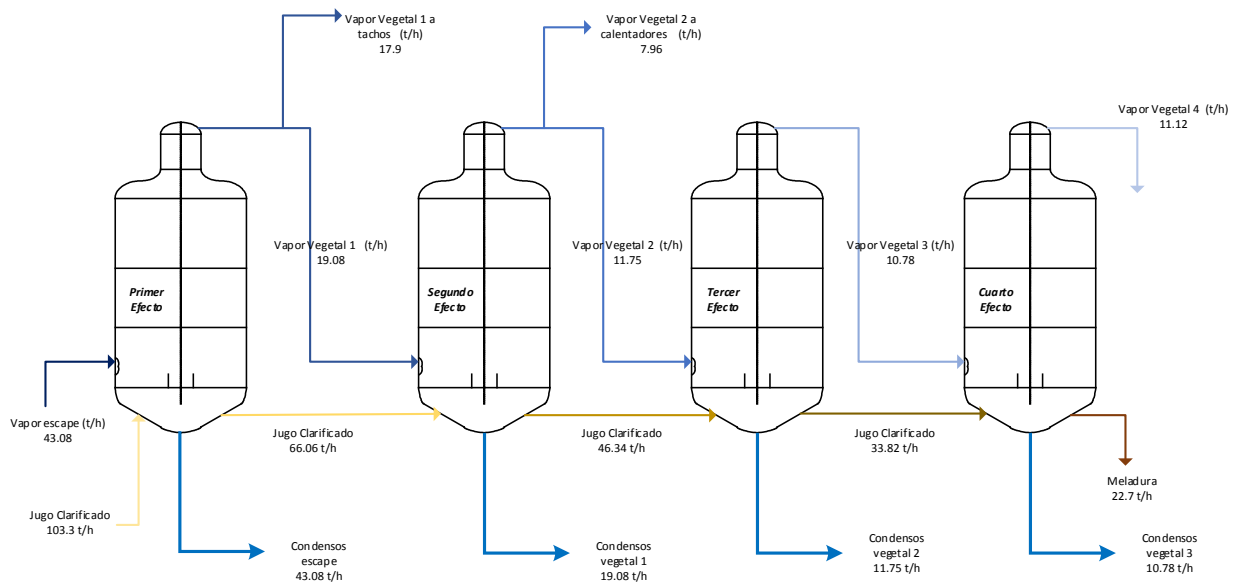
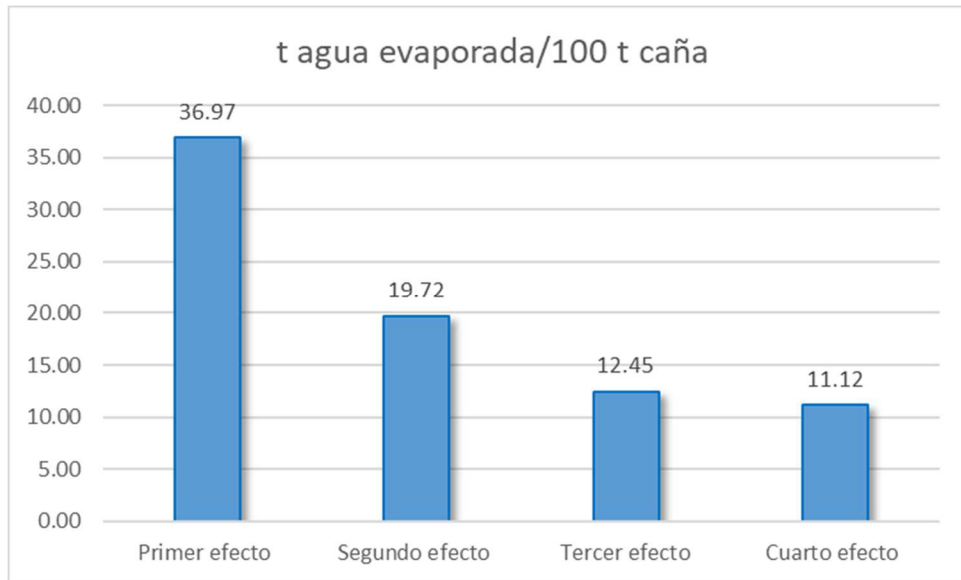


Ilustración 4-1 Esquema de los evaporadores del ingenio en estudio sin ninguna modificación



Gráfica 4-1 Toneladas de agua evaporada en cada efecto de los evaporadores por cada 100 t de caña

La Ilustración 4-1 muestra el balance realizado por Sugars<sup>TM</sup> para el tren de evaporación del ingenio en estudio con sus condiciones normales de operación con una base de cálculo de 100 t/h de caña molida

La Gráfica 4-1 muestra las toneladas de agua evaporada en cada uno de los efectos del tren de evaporación. Si al tren de evaporación entran 43.08 t vapor escape se observa que en el primer efecto solo se están evaporando 36.97 t de agua del jugo. Se puede ver más a detalle el balance en el Anexo B-1.

## 5. Modificaciones para disminuir el consumo de vapor.

### 5.1 Cambio de calentadores de jugo en el área de Purificación.

Para mejorar la eficiencia en el proceso de calentamiento de jugo previo a la clarificación, se sugiere cambiar los intercambiadores de calor que actualmente son de tubo y coraza con un área de transferencia de calor 5321.6 ft<sup>2</sup> por unos calentadores de placas con un área de transferencia de calor de 2848.13 ft<sup>2</sup>, estos calentadores propuestos son más eficientes debido a su diseño. La eficiencia aumenta de un 55% a un 95%.

En la simulación del caso base se colocaron los datos de los nuevos calentadores y la cantidad de vapor consumido por tonelada de caña disminuyó de 542.3 kg de vapor escape/t caña a 472.3 kg de vapor/t caña, ver Tabla 5-1. Una disminución de 70 kg de vapor escape por hora. La mejora en el consumo de vapor es significativa debido a que los equipos de tubo y coraza de calentamiento usados actualmente tienen más de 50 años de uso, lo cual los hace ineficientes y que gasten mucha energía.

Tabla 5-1 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de purificación haciendo el cambio de calentadores de jugo.

Entrada	Flujo Másico (t/h)	Entalpia específica (kJ/kg)	Energía Total (kJ)
Jugo (t/h)	103.39	121.1	12,520,529.00
JF (t/h)	5.71	345.7	1,973,947.00
Sacarato (t/h)	0.65	245.7	159,705.00
V2 (t/h)	4.78	2681.4	12,818,700.84
V1 (t/h)	3.86	2701.6	10,450,329.12
V escape (t/h)	4.81	2716.3	13,073,551.90
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>50,996,762.86</b>
<b>Salidas</b>			
Flasheos (t/h)	0.8	2676	2,140,800.00
Jugo Claro (t/h)	102.85	362.2	37,252,270.00
cachaza (t/h)	6.1	326.9	1,994,090.00
condensos escape (t/h)	4.81	534.2	2,569,502.00
condensos V1 (t/h)	3.87	488.5	1,890,495.00
condensos V2 (t/h)	4.78	430.9	2,059,702.00
<b>Energía total de Salida</b>			<b>47,906,859.00</b>
Energía perdida en forma de calor			3089903.86
Porcentaje de energía perdida			<b>6.1</b>

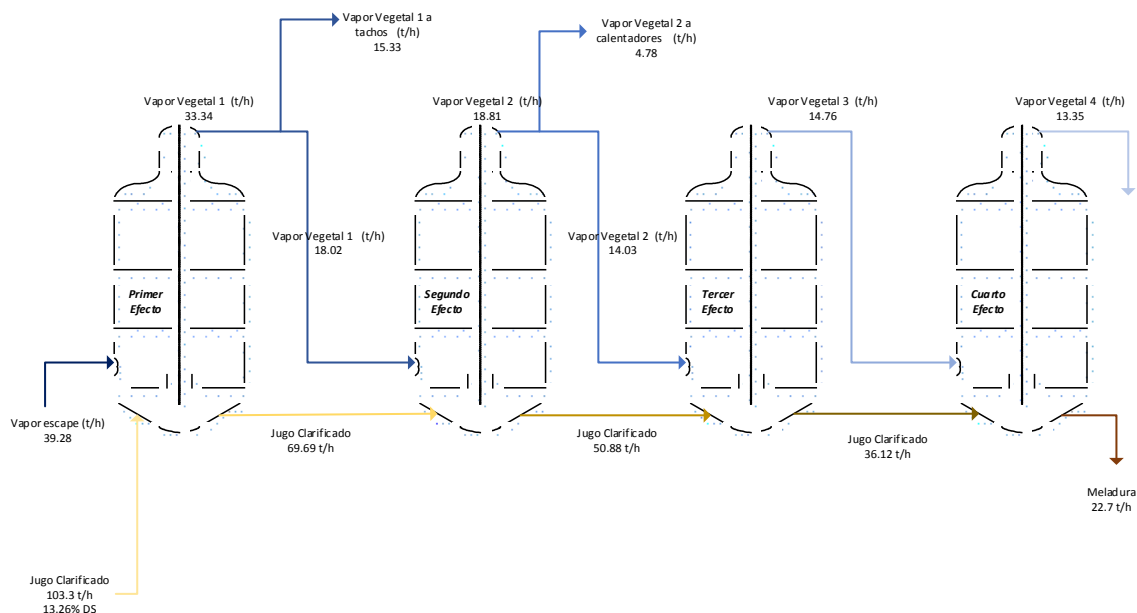
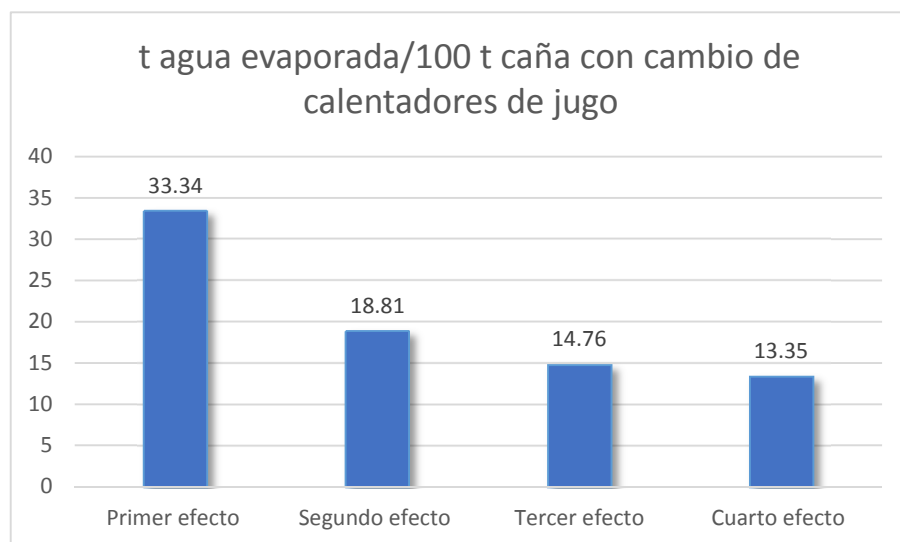


Ilustración 5-1 Esquema de tren de evaporadores luego de realizar el cambio de los calentadores de tubo y coraza por calentadores de placas



Gráfica 5-1 Toneladas de agua evaporada en cada efecto de los evaporadores por cada 100 t de caña al hacer cambio de calentadores de jugo

Al realizar el cambio de calentadores, la cantidad de vapor requerido en el tren de evaporación es menor ya que se requiere menor cantidad de vapor vegetal 1 para realizar el mismo trabajo que realizaban los calentadores antiguos, que dada su baja eficiencia necesitaban mucho vapor escape y vegetal 1 para realizar el mismo calentamiento. Por eso esta Gráfica 5-1 comparada

con la Gráfica 4-1 se observa que se siguen evaporando las mismas 80.26 t de agua, pero el primer efecto de los evaporadores deja de hacer la mayor cantidad del trabajo y se reparte en los siguientes efectos. Se puede ver más a detalle el balance en el Anexo B-2.

## 5.2 Uso de Vapor Vegetal 2 en el área de Tachos.

El proceso de cristalización de azúcar conocida como la estación de tachos utiliza vapor vegetal 1 para realizar los cocimientos. Un punto importante para lograr disminuir el consumo de vapor escape es utilizar en lugar de vapor vegetal 1, vapor vegetal 2. Este vapor vegetal 2 tiene menor presión que el vapor vegetal 1 y por ende menor entalpía. El vapor 1 tiene una entalpía de 2706.1 kJ/kg de vapor y el vapor vegetal 2 tiene una entalpía de 2681.4 kJ/kg. Al realizar estos cambios de sustitución de vapor 1 por vapor 2 en el área de tachos se mantienen los cambios realizados en la sustitución de calentadores. Y los resultados del balance de energía se muestran en la Tabla 5-2.

Tabla 5-2 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de tachos al cambiar de vegetal 1 a vegetal 2

Entrada	Flujo Másico (t/h)	Entalpía específica (kJ/kg)	Energía Total (kJ)
Meladura (t/h)	29.55	172.2	5,088,510.00
Vapor V1 (t/h)	11.07	2681.4	29,683,098.00
agua magmas (t/h)	0.49	392.6	192,374.00
	0.46	392.6	180,596.00
	0.31	392.6	121,706.00
	0.24	392.6	94,224.00
Sirope (t/h)	0.39	172.2	67,158.00
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>35,427,666.00</b>
<b>Salidas</b>			
Azúcar (t/h)	5.91	48.9	288,999.00
Condensos (t/h)	8.11	430.9	3,494,599.00
	1.99	430.9	857,491.00
	0.25	430.9	107,725.00
condensos vkt	0.72	430.9	310,248.00
Vapor	7.91	2626.6	20,776,406.00
	1.84	2632.9	4,844,536.00
	0.23	2631.5	605,245.00
	0.69	2628.9	1,813,941.00
<b>Energía total de Salida</b>			<b>33,099,190.00</b>
Perdidas por calor			2,328,476.00
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>6.57</b>

Al cambiar la cantidad de vapor de extracción del primer efecto, también cambiará el balance de vapor de los evaporadores. Los resultados con este cambio se muestran en Tabla 5-3:

Tabla 5-3 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de Evaporación al cambiar de vegetal 1 a vegetal 2

Entrada	Flujo Másico (t/h)	Entalpia específica (kJ/kg)	Energía Total kJ
Jugo (t/h)	103.39	365.1	37,747,689.00
vapor escape	36.52	2716.3	99,199,276.00
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>136,946,965.00</b>
<b>Salidas</b>			
V2 a tachos	11.06	2681.4	29,656,284.00
V1 a primario	3.87	2701.6	10,455,192.00
V2 a secundario	4.78	2681.4	12,817,092.00
V4	10.5	2625.7	27,569,850.00
salida vapor booster	2.38	2616.6	6,227,508.00
condensos			
1° efecto	36.52	534.2	19,508,984.00
2° efecto	26.66	488.5	13,023,410.00
3° efecto	11.26	430.9	4,851,934.00
4° efecto	10.15	357.7	3,630,655.00
Booster	2.3	357.7	822,710.00
meladura	20.39	167.8	3,421,442.00
<b>Energía total de Salida</b>			<b>131,985,061.00</b>
Perdidas por calor			4,961,904.00
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>3.623</b>

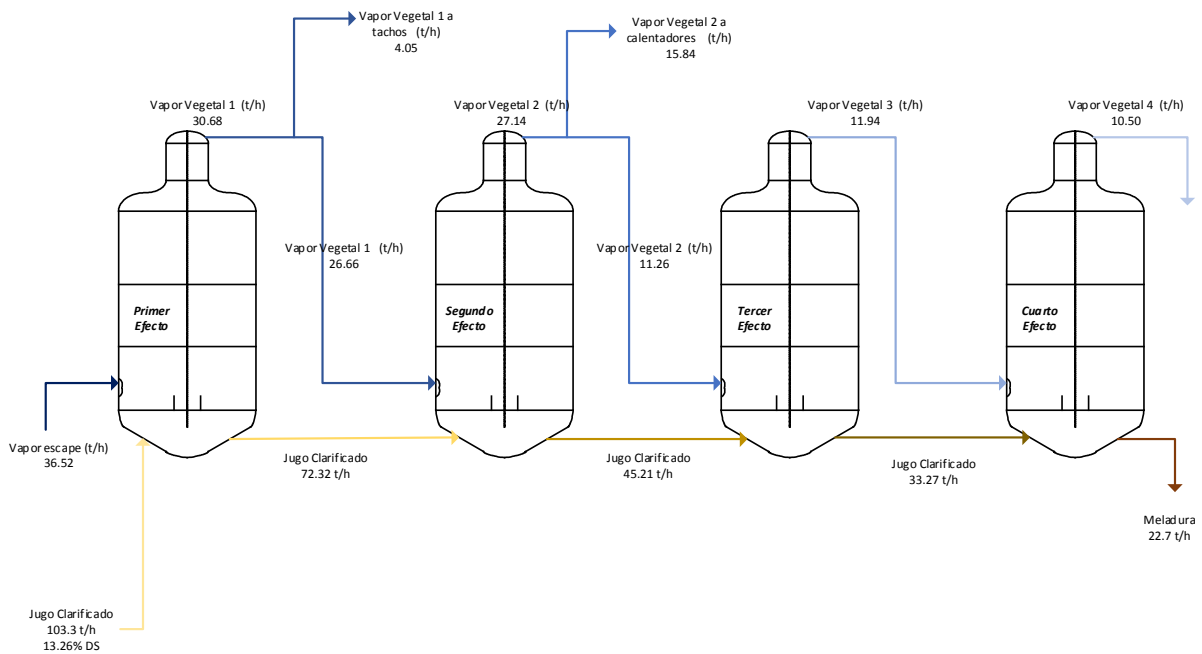
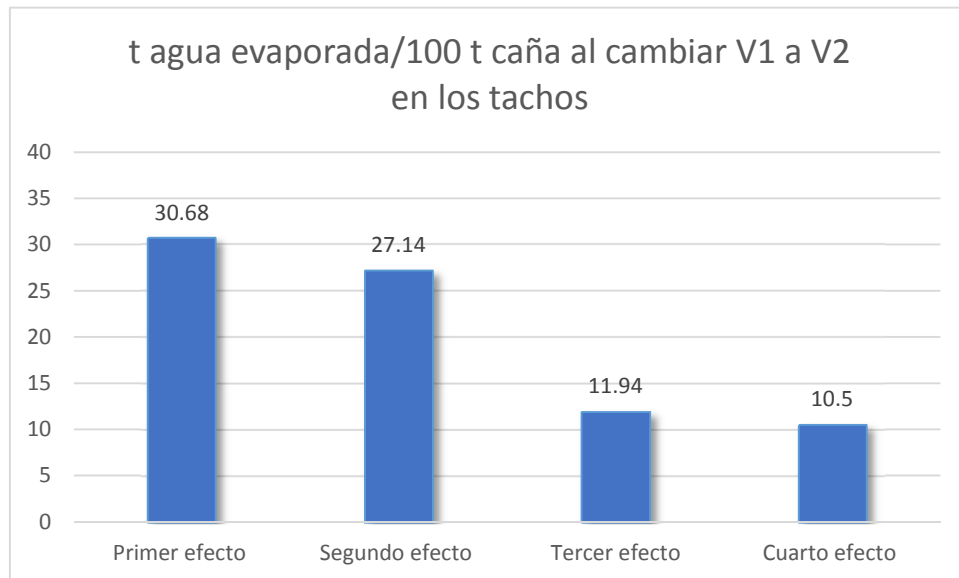


Ilustración 5-2 Toneladas de agua evaporada en cada efecto de los evaporadores por cada 100 t de caña al hacer cambio de vapor 1 a vapor 2 en la alimentación de los tachos

La cantidad de vapor consumido por tonelada de caña al cambiar calentadores era de 472.9 kg de vapor/t de caña, sin embargo, al cambiar la alimentación de vapor vegetal 1 a vapor vegetal 2 en el área de tachos, la cantidad de vapor disminuyó hasta 444.7 kg de vapor/t de caña es decir este cambio tiene un ahorro de vapor de 28.2 kg vapor/ t caña.



Gráfica 5-2 Toneladas de agua evaporada en cada efecto de los evaporadores por cada 100 t de caña al hacer cambio de calentadores de jugo.

Al realizar el cambio de vapor de primer efecto a vapores de segundo efecto en los tachos se verifica que la cantidad de agua evaporada en el primer efecto es aún menor que con el cambio de los calentadores de jugo. Sin embargo, en todo el tren de evaporación se siguen evaporando las mismas 80.2 t de agua por cada 100 t de caña, es decir el primer efecto reparte el trabajo principalmente con el segundo efecto, ya que el segundo efecto realiza mayor trabajo de evaporación que en los casos anteriores. Se puede ver más a detalle el balance en el Anexo B-3.

### 5.3 Uso de Vapor Vegetal 2 en el área de Refinería.

La refinería utiliza vapor escape para realizar sus cocimientos, uno de los cambios que se propone es, al igual que en el área de recobrado, utilizar vapor vegetal 2 en lugar de vapor escape. Este cambio de vapor generará una baja en la tasa de producción, pero el vapor ahorrado servirá para generar mayor cantidad de energía.

Tabla 5-4 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de Refinería de Azúcar

<b>Entrada</b>	<b>Flujo Másico (t/h)</b>	<b>Entalpía específica (kJ/kg)</b>	<b>Energía Total kJ</b>
azúcar fundida (t/h)	5.03	84.1	423,023.00
Vapor escape	3	2681.6	8,044,800.00
vapor 1	0.03	2701.6	81,048.00
cal	0.08	183.2	14,656.00
agua	2.61	394.7	1,030,167.00
agua en CTRS	0.15	394.7	59,205.00
	0.16	394.7	63,152.00
	0.17	394.7	67,099.00
vapor alfavap	0.29	2681.6	777,664.00
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>10,560,814.00</b>
<b>Salidas</b>			
Condensos	0.29	430.9	124,961.00
	0.03	488.5	14,655.00
	1.66	430.9	715,294.00
	0.48	430.9	206,832.00
	0.31	430.9	133,579.00
	0.13	430.9	56,017.00
	1.6	2625.1	4,200,160.00
	0.48	2625.1	1,260,048.00
	0.3	2625.2	787,560.00
	0.13	2625.5	341,315.00
azúcar refino (t/h)	4.67	48.9	228,363.00
terrones	0.08	183.2	14,656.00
polvillo	0.05	42.3	2,115.00
sirope 4°	0.3	172.5	51,750.00
<b>Energía total de Salida</b>			<b>8,137,305.00</b>
Perdidas por calor			2,423,509.00
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>22.95</b>

Al cambiar la cantidad de vapor de extracción del primer efecto, el balance de vapor de los evaporadores también cambiará. Por lo tanto, los resultados se muestran en la Tabla 5-5:

Tabla 5-5 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de Evaporación al cambiar de vapor escape a vegetal 2 en la refinería

Entrada	Flujo Másico (t/h)	Entalpia específica (kJ/kg)	Energía Total kJ
Jugo (t/h)	103.39	365.1	37,747,689.00
vapor escape	38.2	2716.3	103,762,660.00
<b>Energía total de Entrada</b>			<b>141,510,349.00</b>
<b>Salidas</b>			
V2 a tachos	11.08	2681.4	29,709,912.00
V1 a primario	3.87	2701.6	10,455,192.00
V2 a secundario	4.78	2681.2	12,816,136.00
V2 a refinería	3.0	2681.2	8,043,600.00
vapor de melador a condensador	8.95	2625.7	23,500,015.00
salida vapor booster	2.38	2654.2	6,316,996.00
condensos			
1° efecto	38.2	534.2	20,406,440.00
2° efecto	28.26	488.5	13,805,010.00
3° efecto	9.74	430.9	4,196,966.00
4° efecto	8.57	357.7	3,065,489.00
Booster	2.3	357.7	822,710.00
meladura	20.39	167.8	3,421,442.00
<b>Energía total de Salida</b>			<b>136,559,908.00</b>
Perdidas por calor			4,950,441.00
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>3.498</b>

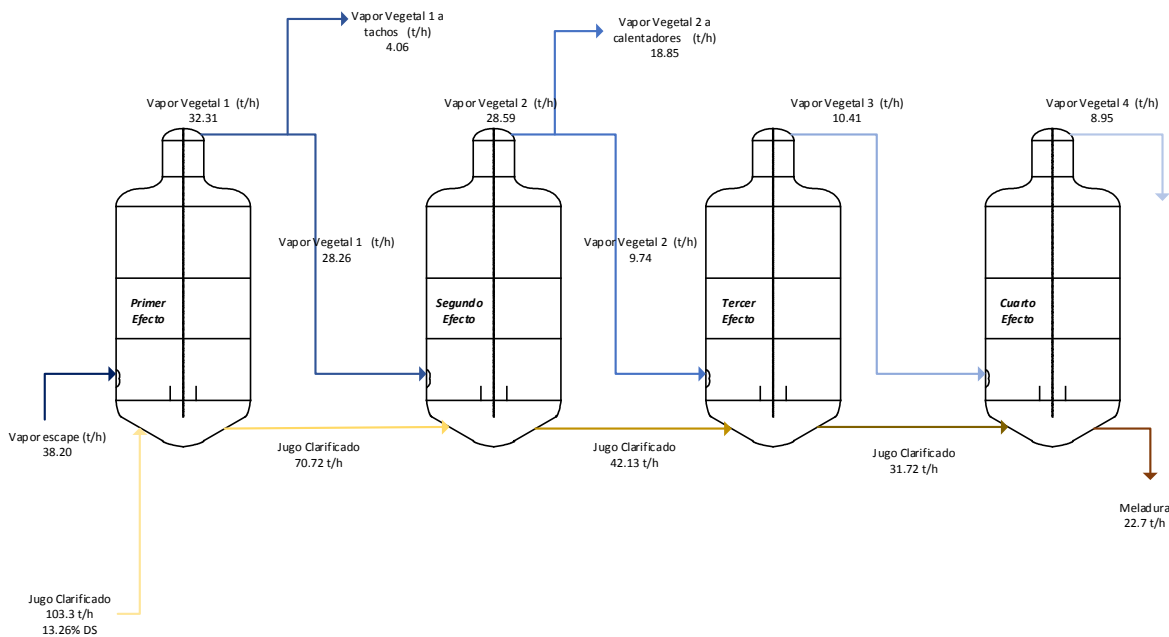
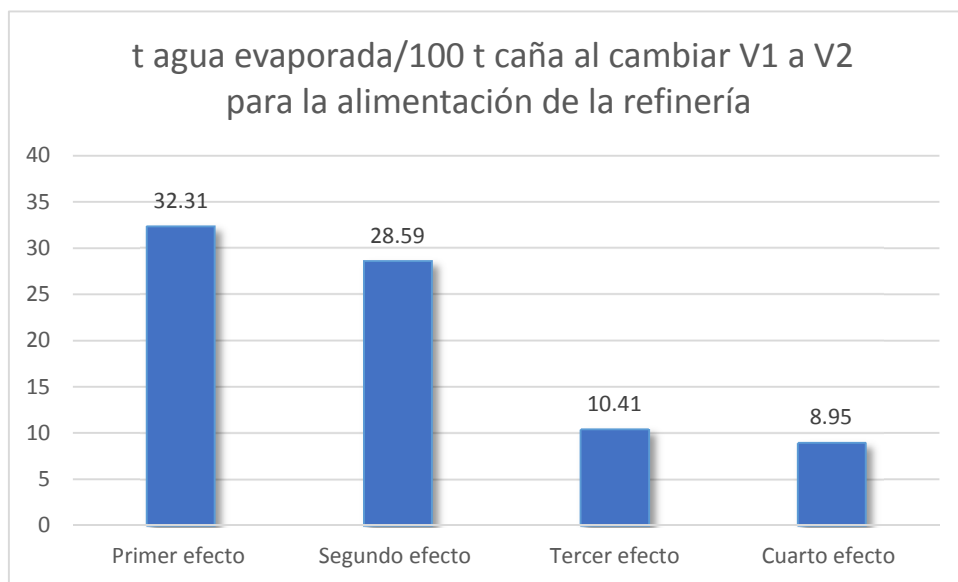


Ilustración 5-3 Toneladas de agua evaporada en cada efecto de los evaporadores por cada 100 t de caña al hacer cambio de vapor 1 a vapor 2 en la alimentación a la refinería

La cantidad de vapor consumido por tonelada de caña al cambiar calentadores era de 472.9 kg/t de caña, sin embargo, al cambiar la alimentación de vapor vegetal 1 a vapor vegetal 2 en el área de tachos la cantidad de vapor disminuyó hasta 444.7 kg de vapor/t de caña es decir este cambio tiene un ahorro de vapor de 28.2 kg vapor/ t caña.

Ahora al realizar el cambio de alimentar la refinería con vapor vegetal 2 la cantidad de vapor consumido baja a 430.5 kg de vapor/t de caña. Es decir, se redujeron 14.5 kg de vapor/t de caña.



Gráfica 5-3 Toneladas de agua evaporada en cada efecto de los evaporadores por cada 100 t de caña al hacer cambio en la alimentación de vapor en la refinería

Al igual que los casos anteriores se observa que al cambiar la alimentación de vapor de la refinería de vapor vegetal 1 a vapor vegetal 2 la evaporación total del agua del tren de evaporación se mantiene igual, ver Ilustración 5-3, sin embargo el trabajo se distribuye de manera más uniforme entre los evaporadores de primer y segundo efecto, ver Gráfica 5-3. Se puede ver más a detalle el balance en el Anexo B-4.

#### 5.4 Recompresión de vapor.

Con los cambios anteriores se había logrado reducir la cantidad de vapor hasta 430.5 kg de vapor por tonelada de caña, sin embargo, al realizar la recompresión de vapor vegetal hasta vapor escape la cantidad de vapor se logra reducir hasta 387.7 kg de vapor por tonelada de caña.

Tabla 5-6 Datos de entrada y salida de energía para el proceso de Evaporación al recomprimir vapor 2 e inyectarlo en vapor escape

Entrada	Flujo Másico (t/h)	Entalpia específica (kJ/kg)	energía Total kJ
Jugo (t/h)	103.39	365.1	37,747,689.00
vapor escape	33.93	2716.3	92,164,059.00
<b>Energía de re compresión</b>			<b>129,911,748.00</b>
<b>Salidas</b>			
V2 a tachos	11.08	2681.4	29,709,912.00
V1 a primario	3.87	2701.6	10,455,192.00
V2 a secundario	4.78	2681.2	12,816,136.00
V2 a refinería	3.0	2681.2	8,043,600.00
Vapor de melador a condensador	3.78	2625.7	9,925,146.00
salida vapor booster	2.38	2654.2	6,316,996.00
condensos			
1° efecto	43.93	534.2	23,467,406.00
2° efecto	33.61	488.5	16,418,485.00
3° efecto	4.71	430.9	2,029,539.00
4° efecto	3.3	357.7	1,180,410.00
Booster	2.3	357.7	822,710.00
meladura	20.39	167.8	3,421,442.00
<b>Energía total de Salida</b>			<b>124,606,974.00</b>
<b>Perdidas por calor</b>			<b>5,304,774.00</b>
<b>Porcentaje de energía perdida</b>			<b>4.083</b>

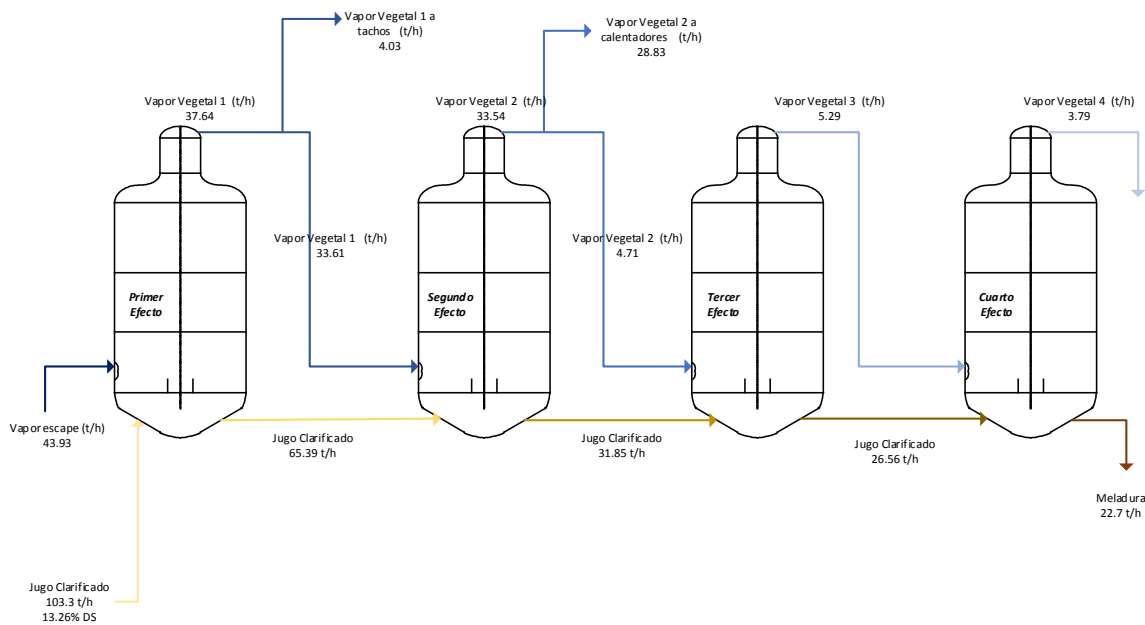
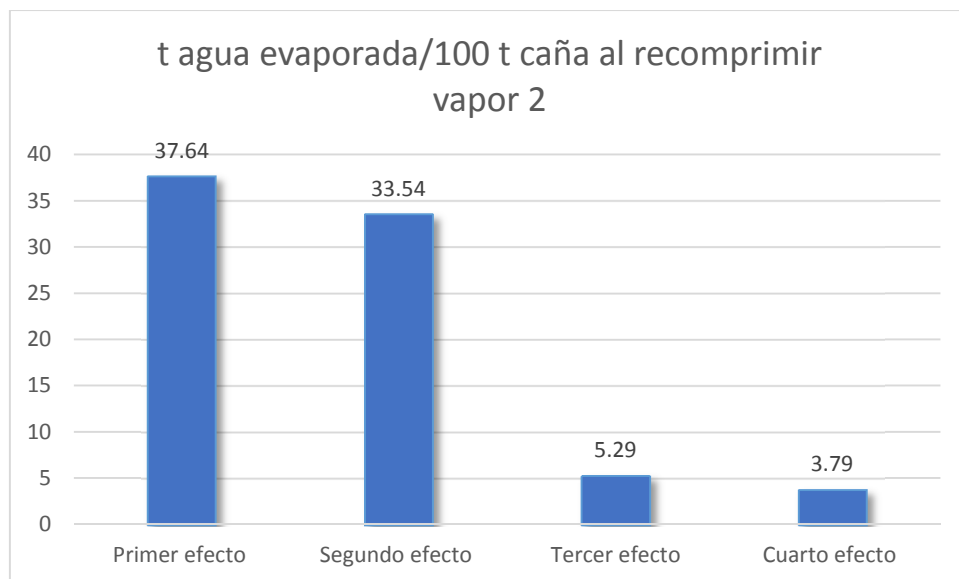


Ilustración 5-4 Toneladas de agua evaporada en cada efecto de los evaporadores por cada 100 t de caña al hacer recompresion de vapor 2 e inyectarlo como vapor escape



Gráfica 5-4 Toneladas de agua evaporada en cada efecto de los evaporadores por cada 100 t de caña al hacer cambio en la alimentación de vapor en la refinería

Al recomprimir una porción de vapor vegetal 2 e inyectarlo como vapor escape en el primer cuerpo del tren de evaporación se potencia el trabajo del primer efecto. También se potencia el trabajo del segundo efecto, ver Ilustración 5-4. Al haber menos alimentación de vapor hacia el tercer y cuarto efecto estos evaporan menos agua, ver Gráfica 5-4. Se puede ver más a detalle el balance en el Anexo B-5.

## 5.5 Resumen de los cambios efectuados.

Tabla 5-7 Resumen de datos de ahorro obtenidos con las modificaciones en el proceso productivo

Modificaciones al proceso	Consumo de vapor kg/t caña	Ahorro de vapor kg/t caña
Proceso base	542.3	
Cambio de calentadores de Jugo Crudo	472.3	70
Cambio de Vapor vegetal de primer efecto a vapor vegetal segundo efecto en tachos	444.7	27.6
Cambio de vapor vegetal de segundo efecto a refinería en lugar de vapor escape	430.5	14.2
Re compresión de vapor vegetal 1 hasta vapor escape	387.7	42.8
Ahorro total		154.6

Según la Tabla 5-7 con los cambios efectuados en el esquema de consumo de vapor del ingenio en estudio se logra un ahorro total de 154.6 kg de vapor escape por cada tonelada de caña molida.

El consumo de vapor escape disminuyó de 542.3 kg de vapor/t caña a 387.7 kg de vapor/t caña, todo el vapor escape que no se utilice en la fábrica será siempre producido por las calderas, pero será desviado para ser usado en una turbina de baja presión y así generar electricidad que será inyectada a la red nacional.

## 6. Turbina de baja Presión para su uso con vapor escape.

Dados los ahorros de vapor obtenidos con las propuestas de los capítulos anteriores, se pretende utilizar todo el vapor ahorrado para inyectarlo a una turbina de vapor que opere a 20 psig.

Ya que el ingenio en estudio tiene instaladas turbinas de contrapresión, se requiere que siempre la fábrica consuma la mayor cantidad de vapor escape para poder maximizar la producción de energía.

El objetivo de seguir operando la turbina actual es no incurrir en inversiones extremadamente costosas y modificaciones exhaustivas al sistema de generación de vapor y energía, sino únicamente instalar una turbina complementaria para aprovechar el vapor escape que la fábrica ahorre para generar energía adicional.

El esquema presentado en la Ilustración 6-1 muestra el sistema de alimentación de vapor y generación de energía a la fábrica antes de implementar el ahorro de vapor. La caldera genera vapor a 900 psig a una turbina que transforma la energía del vapor en mecánica y mediante un generador en energía eléctrica, el vapor del escape agotado sale a 20 psig y alimenta al ingenio para el desarrollo de todos sus procesos.

Si el ingenio es capaz de consumir todo el vapor escape que la turbina genera, se puede maximizar la cantidad de energía vendida; si el ingenio no puede consumir todo el vapor escape, la generación se ve disminuida. Por esta razón es que el ingenio en estudio no había realizado inversiones para disminuir su consumo de vapor escape, ya que si se consume menos escape se disminuyen los ingresos obtenidos por generación de energía. Por tanto, es por esa razón que el consumo de vapor escape es de 518 kg/t caña molida.

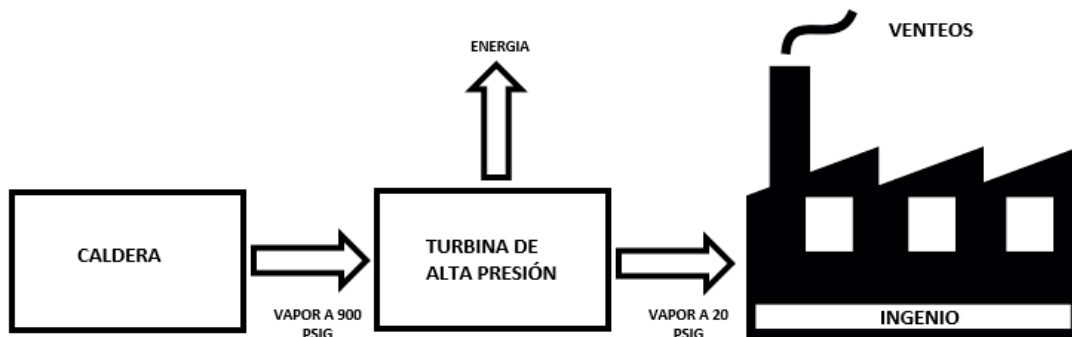


Ilustración 6-1. Esquema de generación de vapor y energía en un ingenio para turbina de contrapresión

Para hacer más eficiente este esquema de producción, el cual es ineficiente, se propone el sistema de la Ilustración 6-2:

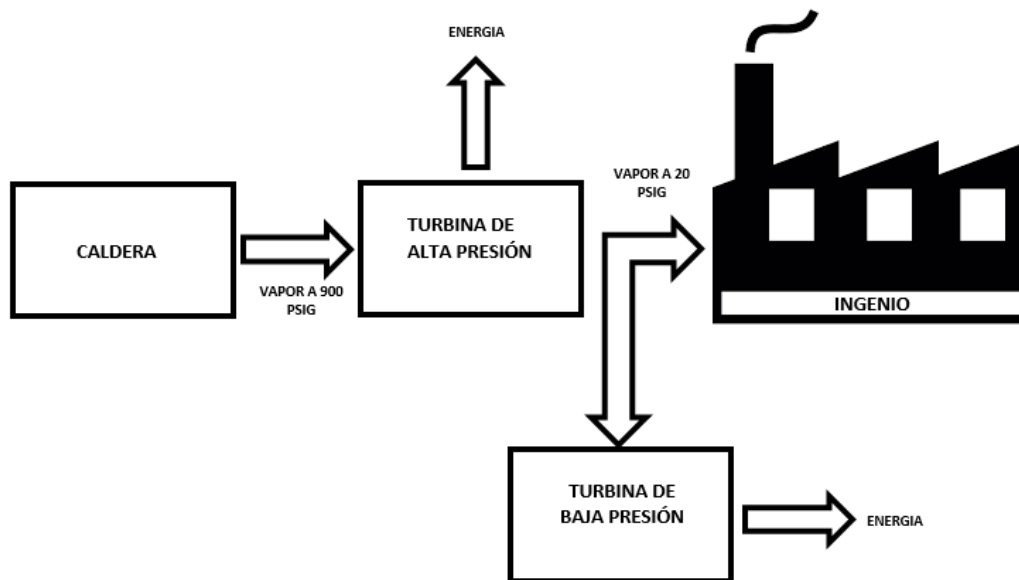


Ilustración 6-2 . Esquema de generación de vapor y energía en un ingenio para turbina de contrapresión con la instalación de una turbina de baja presión

El esquema de la Ilustración 6-2 busca generar la mayor cantidad de energía aprovechando todo el vapor escape que la fábrica consume en exceso.

Las propuestas de modificación que se realizaron en los capítulos anteriores van enfocadas a tener un exceso de vapor escape que permita alimentar la turbina de baja presión. Los balances mostraron que si se realizan todas las modificaciones propuestas se puede obtener un consumo de vapor escape por tonelada de caña de 374 kg de vapor/t de caña. Si este valor se compara con el dato inicial de consumo se obtiene un ahorro de vapor de 154.6 kg de vapor/t caña, que es equivalente a una reducción de consumo del 28.5%.

El ingenio en estudio tiene una capacidad de molida de 550 t caña/hora es decir que por hora se estarían ahorrando 85,030 kg de vapor o un flujo de 23.6 kg vapor por segundo.

Ese vapor ahorrado, como ya se explicó anteriormente, se debe consumir para no frenar la generación de energía con la turbina de alta presión, por lo cual se desviaría hacia la turbina de baja presión siendo el ahorro de vapor su flujo de alimentación.

## 6.1 Descripción de la turbina.

Existen en el mercado diferentes proveedores de turbinas de baja presión, sin embargo se seleccionó para el análisis una turbina que tiene las características mostradas en la Tabla 6-1.

Tabla 6-1 Características de la turbina de baja presión a instalar

Características	Valores
Presión de entrada de vapor	1.45 bar (21.03 psig)
Flujo de vapor de diseño	25.0 kg/s
Mínimo flujo de vapor de entrada	20.0 kg/s
Presión de vapor agotado	0.10 bar (1.45 psig)
Energía generada de diseño	6.25 MW
Energía generada a condiciones mínimas	3.90 MW

El set de turbina elegido incluye:

- La turbina
- El sistema de aceite
- La caja reductora
- El generador
- Planta condensadora
- Accesorios

El costo total de todos estos equipos se estima en base la regla de los 6 décimos (Happel & Jordan, 2010), en la cual se conoce el costo de un equipo de mayor capacidad y en base a este se escala para la capacidad necesitada. Con esto, se llega a que el precio del equipo es de € 4, 500, 000 y en base a esto se hará toda la evaluación económica del proyecto.

## 6.2 Análisis económico del proyecto.

Para realizar el análisis económico del proyecto y determinar si es rentable o no, se calcula en primer lugar la tasa de descuento del proyecto, en el cual se determina una tasa de retorno típica de un inversionista y la tasa que ofrecen los bancos para proyectos empresariales. La deuda se estructurará en 20% costos propios y 80% costos ajenos para poder obtener la mejor tasa de descuento y ser rentables. Con esto, se obtiene que el WACC es del 6.36%.

Entre otras consideraciones, al ser un proyecto de energía renovables, se ha negociado que el proyecto sea exento de impuestos por 5 años y la tasa a cobrarse será del 25% a partir del sexto año que el proyecto inicie su operación. Es importante recalcar que el ahorro de vapor calculado anteriormente, proveerá el insumo a la turbina durante los días de zafra. Por lo tanto se estima que el proyecto operará por 160 días de zafra, y se toma una pérdida de 5% del tiempo durante toda la zafra obteniendo así 3,648 horas de operación anuales y teniendo un factor de planta de 42%.

Debido a que el proyecto está valorado en Euros, se toma la tasa de cambio actual entre euros y dólares de 1.14 US\$/€ (Cambio-euro.es, 2018). Además, se toma en cuenta que los costos operativos, mantenimiento y seguros del proyecto serán de 20 US\$/MWh y tendrá un incremento anual del 2.5% (Henriquez, 2017). Además, el costo de instalación del proyecto incluyendo: obra civil, obras eléctricas, instalación y comisionamiento, instrumentación y otros se estiman en 60% del valor de la turbina (Oklahoma, 2018).

Finalmente, el precio de la energía fluctúa debido a que los ingenios azucareros por tener energías renovables por temporadas están en base al mercado spot, sin embargo para fines prácticos se tomará un valor fijo de 90 US\$/MWh (SIGET, 2018).

Un resumen de todo lo descrito anteriormente se muestra en la Tabla 6-2. La vida del proyecto se estima en 20 años a pesar que el fabricante sugiere que con el debido mantenimiento y cuidados durante la operación puede durar hasta 30 años.

Tabla 6-2. Consideraciones para análisis económico del proyecto

<b>Detalle</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
Depreciación	10	años
ISR	25	%
Potencia*	5.90	MW
Días operativos	160	Días
Tiempo efectivo	95	%
Factor de planta	42	%
Precio	90	\$/MWh
Costo de turbina	4,750,000	Euro
Costo de termocompresor	400,00	Euros
Costo de calentadores de placas	500,000	Euros
Costos de instalación	3,220,000	Euros
Factor monetario	1.14	\$/Euro
Costos O&M y seguros	20	\$/MWh
WACC	9.60	%
Incremento de costos O&M y seguros	2.50	%

\*Potencia generada con vapor ahorrado

Para la evaluación del proyecto, se calcula la VAN y la TIR se muestran en la Ilustración 6-3, en ella se aprecia cómo se da la rentabilidad del proyecto hasta llegar a la rentabilidad que exige el WACC. Para los 9.15 años después de la ejecución del proyecto se recupera la inversión y se tiene la rentabilidad esperada. Al evaluar para los años posteriores, la rentabilidad (TIR) aumenta hasta un valor asintótico de 12.25% aproximadamente y el VAN llega a 4.5 Millones de dólares. Un resumen de los resultados se muestra en la Tabla 6-3.

Tabla 6-3. Indicadores económicos del proyecto

Indicador económico	A 20 años
<b>TIR</b>	12.25%
<b>VAN (US\$)</b>	4,468,668
<b>PB (años)</b>	9.15

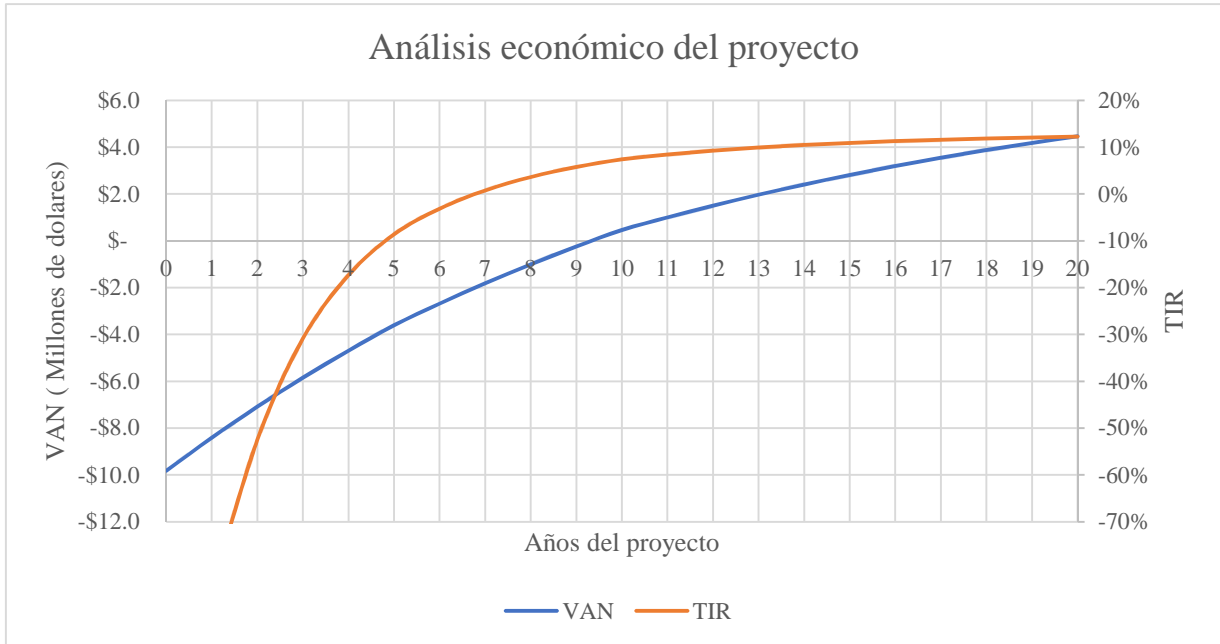


Ilustración 6-3. Variación del VAN y TIR a lo largo de la vida útil del proyecto

## Conclusiones.

- Al estudiar profundamente diferentes áreas del proceso de producción de azúcar y haciendo los respectivos balances de materia y energía con el apoyo del software Sugars™, se identificaron áreas con potencial de reducción de consumo de vapor, obteniendo cuatro propuestas principales: cambiar tecnología en los intercambiadores de calor de tubo y coraza actuales por intercambiadores más eficientes de placas, aprovechar el uso de vapor vegetal 2 en las áreas de tachos y refinería, y aplicar recompresión de vapor vegetal a vapor escape.
- Implementando las propuestas, se demostró que es posible reducir el consumo de vapor escape en 154.6 kg/t caña, que es equivalente a un 28.5% del consumo actual, el cual está siendo mal utilizado, desperdiciado y puede ser utilizado para otros fines que generen ingresos económicos.
- La cantidad de vapor que se ahorra realizando las propuestas al proceso es suficiente para generar 6.25 MW de energía adicional con una turbina de baja presión, ya que requiere una presión de vapor de alimentación de 20 psi, por lo que se aprueba la hipótesis planteada en el inicio de la investigación.
- Al realizar el análisis económico del proyecto, se tiene un resultado favorable, ya que la TIR resulta ser mayor que el WACC exigido por los inversionistas para esta clase de proyectos. El período de retorno de la inversión es de 9.15 años y el plazo de vida útil del proyecto de 20 años, generando ganancias cercanas a los 5 millones de dólares.
- La instalación de este tipo de proyectos genera mayor rentabilidad para el sector azucarero, ya que permite obtener mayores ingresos con la misma cantidad de bagazo generado y la misma cantidad de azúcar producida. Estos proyectos fortalecen al sector y lo hace menos vulnerable ante las variaciones del precio de azúcar en el mercado mundial.
- La eficiencia energética en el proceso de fabricación de azúcar es el primer paso para plantear alternativas de obtención de energía eléctrica excedente en ingenios azucareros.



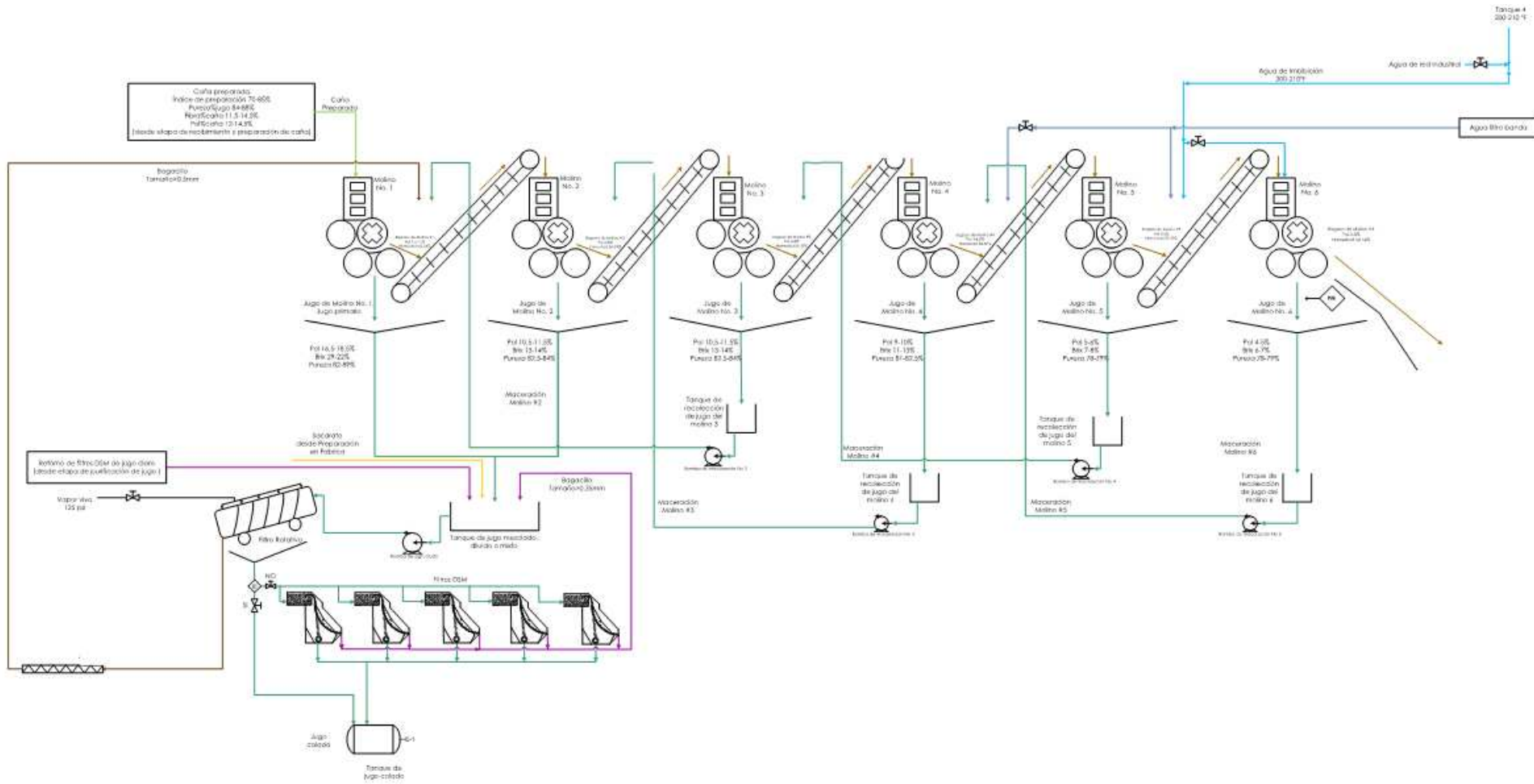


Ilustración A- 2 Diagrama de proceso de Molinos

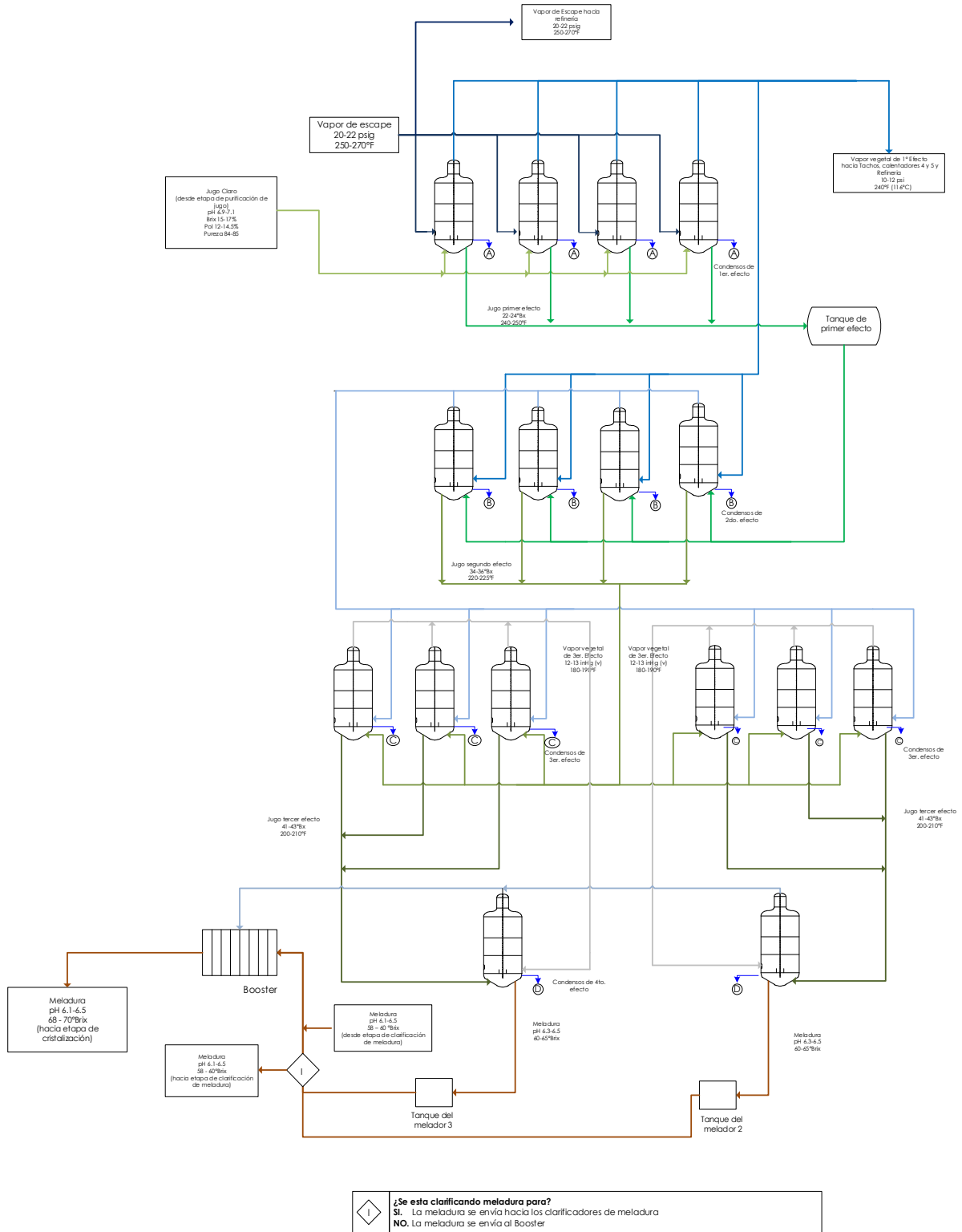


Ilustración A- 3 Diagrama de proceso de Evaporación

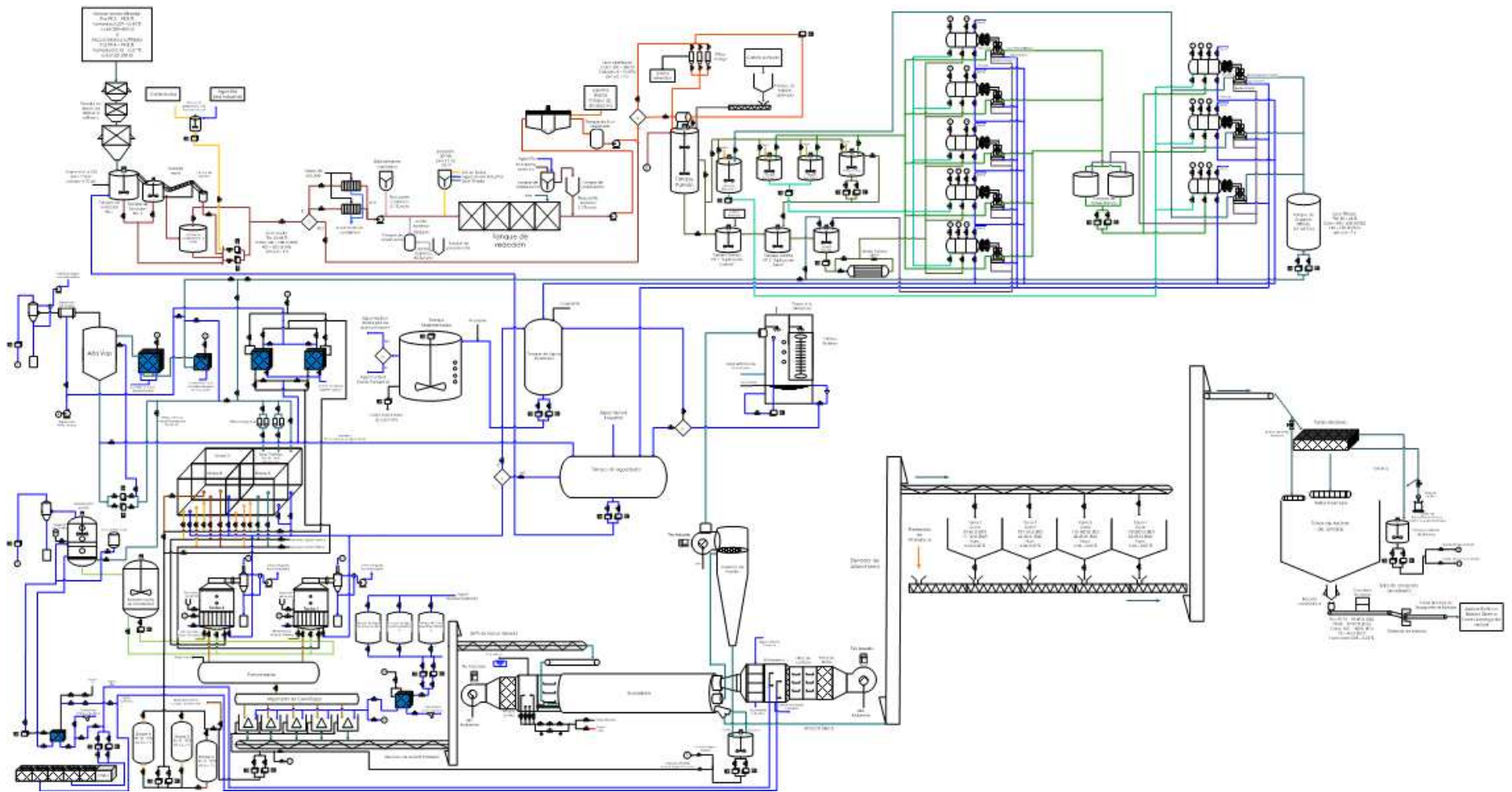


Ilustración A- 4 Diagrama de proceso de Refinería

## B. Balance de Energía detallado de cada caso.

### B-1. Caso Base

BALANCE DE ENERGIA EVAPORADORES CASO BASE															
Primer Efecto				Segundo Efecto				Tercer Efecto				Cuarto Efecto			
Entradas				Entradas				Entradas				Entradas			
Vapor Escape entrando	Masa	43.08	t/h	Vapor 1 entrando	Masa	19.08	t/h	Vapor 2 entrando	Masa	11.75	t/h	Vapor 3 entrando	Masa	10.78	t/h
	Entalpia	2716.3	kJ/kg		Entalpia	2701.6	kJ/kg		Entalpia	2681.4	kJ/kg		Entalpia	2653.9	kJ/kg
	Energia Total	117,018,204.00	kJ/h		Energia Total	51,546,528.00	kJ/h		Energia Total	31,506,450.00	kJ/h		Energia Total	28,609,042.00	kJ/h
Jugo entrando	Masa	103.3	t/h	Jugo entrando	Masa	66.06	t/h	Jugo entrando	Masa	46.34	t/h	Jugo entrando	Masa	33.89	t/h
	Entalpia	365.1	kJ/kg		Entalpia	437.5	kJ/kg		Entalpia	366.5	kJ/kg		Entalpia	283.3	kJ/kg
	Energia Total	37,714,830.00	kJ/h		Energia Total	28,901,250.00	kJ/h		Energia Total	16,983,610.00	kJ/h		Energia Total	9,601,037.00	kJ/h
<b>Energia total entrada</b>		<b>154,733,034.00</b>	<b>kJ/h</b>	<b>Energia total entrada</b>		<b>80,447,778.00</b>	<b>kJ/h</b>	<b>Energia total entrada</b>		<b>48,490,060.00</b>	<b>kJ/h</b>	<b>Energia total entrada</b>		<b>38,210,079.00</b>	<b>kJ/h</b>
Salidas				Salidas				Salidas				Salidas			
Condensos escape	Masa	43.08	t/h	Condensos vegetal 1	Masa	19.08	t/h	Condensos vegetal 2	Masa	11.75	t/h	Condensos vegetal 3	Masa	10.78	t/h
	Entalpia	534.2	kJ/kg		Entalpia	488.5	kJ/kg		Entalpia	430.9	kJ/kg		Entalpia	357.7	kJ/kg
	Energia Total	23,013,336.00	kJ/h		Energia Total	9,320,580.00	kJ/h		Energia Total	5,063,075.00	kJ/h		Energia Total	3,856,006.00	kJ/h
Jugo	Masa	66.06	t/h	Jugo	Masa	46.34	t/h	Jugo	Masa	33.89	t/h	Jugo	Masa	22.77	t/h
	Entalpia	437.5	kJ/kg		Entalpia	366.51	kJ/kg		Entalpia	283.3	kJ/kg		Entalpia	194	kJ/kg
	Energia Total	28,901,250.00	kJ/h		Energia Total	16,984,073.40	kJ/h		Energia Total	9,601,037.00	kJ/h		Energia Total	4,417,380.00	kJ/h
Vapor vegetal 1	Masa	36.97	t/h	Vapor vegetal 2	Masa	19.72	t/h	Vapor vegetal 3	Masa	12.45	t/h	Vapor vegetal 4	Masa	11.12	t/h
	Entalpia	2701.6	kJ/kg		Entalpia	2681.4	kJ/kg		Entalpia	2654	kJ/kg		Entalpia	2625.7	kJ/kg
	Energia Total	99,878,152.00	kJ/h		Energia Total	52,877,208.00	kJ/h		Energia Total	33,042,300.00	kJ/h		Energia Total	29,197,784.00	kJ/h
<b>Energia total salida</b>		<b>151,792,738.00</b>	<b>kJ/h</b>	<b>Energia total salida</b>		<b>79,181,861.40</b>	<b>kJ/h</b>	<b>Energia total salida</b>		<b>47,706,412.00</b>	<b>kJ/h</b>	<b>Energia total salida</b>		<b>37,471,170.00</b>	<b>kJ/h</b>
<b>% Energia Perdida</b>		<b>1.90</b>	<b>kJ/h</b>	<b>% Energia Perdida</b>		<b>1.57</b>	<b>kJ/h</b>	<b>% Energia Perdida</b>		<b>1.62</b>	<b>kJ/h</b>	<b>% Energia Perdida</b>		<b>1.93</b>	<b>kJ/h</b>

B-2. Sustitución de calentadores

BALANCE DE ENERGIA EVAPORADORES CASO CAMBIO DE CALENTADORES																			
Primer Efecto				Segundo Efecto				Tercer Efecto				Cuarto Efecto							
Entradas				Entradas				Entradas				Entradas							
Vapor Escape entrando	Masa	39.28	t/h	Vapor 1 entrando	Masa	18.02	t/h	Vapor 2 entrando	Masa	14.03	t/h	Vapor 3 entrando	Masa	13.06	t/h				
	Entalpia	2716.3	kJ/kg		Entalpia	2701.6	kJ/kg		Entalpia	2681.4	kJ/kg		Entalpia	2653.9	kJ/kg				
	Energia Total	106,696,264.00	kJ/h		Energia Total	48,682,832.00	kJ/h		Energia Total	37,620,042.00	kJ/h		Energia Total	34,659,934.00	kJ/h				
Jugo entrando	Masa	103.3	t/h	Jugo entrando	Masa	69.69	t/h	Jugo entrando	Masa	50.88	t/h	Jugo entrando	Masa	36.12	t/h				
	Entalpia	365.1	kJ/kg		Entalpia	440.1	kJ/kg		Entalpia	372.1	kJ/kg		Entalpia	287.8	kJ/kg				
	Energia Total	37,714,830.00	kJ/h		Energia Total	30,670,569.00	kJ/h		Energia Total	18,932,448.00	kJ/h		Energia Total	10,395,336.00	kJ/h				
<b>Energia total entrada</b>			144,411,094.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>			79,353,401.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>			56,552,490.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>			45,055,270.00	kJ/h
Salidas				Salidas				Salidas				Salidas							
Condensos escape	Masa	39.28	t/h	Condensos vegetal 1	Masa	18.02	t/h	Condensos vegetal 2	Masa	14.03	t/h	Condensos vegetal 3	Masa	13.06	t/h				
	Entalpia	534.2	kJ/kg		Entalpia	488.5	kJ/kg		Entalpia	430.9	kJ/kg		Entalpia	357.7	kJ/kg				
	Energia Total	20,983,376.00	kJ/h		Energia Total	8,802,770.00	kJ/h		Energia Total	6,045,527.00	kJ/h		Energia Total	4,671,562.00	kJ/h				
Jugo	Masa	69.69	t/h	Jugo	Masa	50.88	t/h	Jugo	Masa	36.12	t/h	Jugo	Masa	22.77	t/h				
	Entalpia	440.1	kJ/kg		Entalpia	372.1	kJ/kg		Entalpia	287.8	kJ/kg		Entalpia	194	kJ/kg				
	Energia Total	30,670,569.00	kJ/h		Energia Total	18,932,448.00	kJ/h		Energia Total	10,395,336.00	kJ/h		Energia Total	4,417,380.00	kJ/h				
Vapor vegetal 1	Masa	33.35	t/h	Vapor vegetal 2	Masa	18.81	t/h	Vapor vegetal 3	Masa	14.75	t/h	Vapor vegetal 4	Masa	13.35	t/h				
	Entalpia	2701.6	kJ/kg		Entalpia	2681.2	kJ/kg		Entalpia	2653.8	kJ/kg		Entalpia	2625.7	kJ/kg				
	Energia Total	90,098,360.00	kJ/h		Energia Total	50,433,372.00	kJ/h		Energia Total	39,143,550.00	kJ/h		Energia Total	35,053,095.00	kJ/h				
<b>Energia total salida</b>			141,752,305.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>			78,168,590.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>			55,584,413.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>			44,142,037.00	kJ/h
<b>% Energia Perdida</b>			1.84	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>			1.49	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>			1.71	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>			2.03	kJ/h

B-3. Usando V2 para alimentare Tachos

<b>BALANCE DE ENERGIA EVAPORADORES CASO ALIMENTAR V2 A TACHOS</b>															
<b>Primer Efecto</b>				<b>Segundo Efecto</b>				<b>Tercer Efecto</b>				<b>Cuarto Efecto</b>			
<b>Entradas</b>				<b>Entradas</b>				<b>Entradas</b>				<b>Entradas</b>			
Vapor Escape entrando	Masa	36.52	t/h	Vapor 1 entrando	Masa	26.66	t/h	Vapor 2 entrando	Masa	11.26	t/h	Vapor 3 entrando	Masa	10.15	t/h
	Entalpia	2716.3	kJ/kg		Entalpia	2701.5	kJ/kg		Entalpia	2681.4	kJ/kg		Entalpia	2654	kJ/kg
	Energia Total	99,199,276.00	kJ/h		Energia Total	72,021,990.00	kJ/h		Energia Total	30,192,564.00	kJ/h		Energia Total	26,938,100.00	kJ/h
Jugo entrando	Masa	103.03	t/h	Jugo entrando	Masa	72.32	t/h	Jugo entrando	Masa	45.21	t/h	Jugo entrando	Masa	33.27	t/h
	Entalpia	365.1	kJ/kg		Entalpia	441.8	kJ/kg		Entalpia	364.9	kJ/kg		Entalpia	282	kJ/kg
	Energia Total	37,616,253.00	kJ/h		Energia Total	31,950,976.00	kJ/h		Energia Total	16,497,129.00	kJ/h		Energia Total	9,382,140.00	kJ/h
<b>Energia total entrada</b>		136,815,529.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>		103,972,966.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>		46,689,693.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>		36,320,240.00	kJ/h
<b>Salidas</b>				<b>Salidas</b>				<b>Salidas</b>				<b>Salidas</b>			
Condensos escape	Masa	36.52	t/h	Condensos vegetal 1	Masa	26.66	t/h	Condensos vegetal 2	Masa	11.26	t/h	Condensos vegetal 3	Masa	10.15	t/h
	Entalpia	534.2	kJ/kg		Entalpia	488.5	kJ/kg		Entalpia	430.9	kJ/kg		Entalpia	357.7	kJ/kg
	Energia Total	19,508,984.00	kJ/h		Energia Total	13,023,410.00	kJ/h		Energia Total	4,851,934.00	kJ/h		Energia Total	3,630,655.00	kJ/h
Jugo	Masa	72.32	t/h	Jugo	Masa	45.21	t/h	Jugo	Masa	33.27	t/h	Jugo	Masa	22.77	t/h
	Entalpia	441.8	kJ/kg		Entalpia	364.9	kJ/kg		Entalpia	282	kJ/kg		Entalpia	194	kJ/kg
	Energia Total	31,950,976.00	kJ/h		Energia Total	16,497,129.00	kJ/h		Energia Total	9,382,140.00	kJ/h		Energia Total	4,417,380.00	kJ/h
Vapor vegetal 1	Masa	30.71	t/h	Vapor vegetal 2	Masa	27.1	t/h	Vapor vegetal 3	Masa	11.94	t/h	Vapor vegetal 4	Masa	10.5	t/h
	Entalpia	2701.6	kJ/kg		Entalpia	2681.4	kJ/kg		Entalpia	2654.1	kJ/kg		Entalpia	2625.7	kJ/kg
	Energia Total	82,966,136.00	kJ/h		Energia Total	72,665,940.00	kJ/h		Energia Total	31,689,954.00	kJ/h		Energia Total	27,569,850.00	kJ/h
<b>Energia total salida</b>		134,426,096.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>		102,186,479.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>		45,924,028.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>		35,617,885.00	kJ/h
<b>% Energia Perdida</b>		1.75	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>		1.72	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>		1.64	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>		1.93	kJ/h

B-4. Usando V2 para alimentar Refinería

<b>BALANCE DE ENERGIA EVAPORADORES CASO ALIMENTAR V2 A REFINERIA</b>															
<b>Primer Efecto</b>				<b>Segundo Efecto</b>				<b>Tercer Efecto</b>				<b>Cuarto Efecto</b>			
<b>Entradas</b>				<b>Entradas</b>				<b>Entradas</b>				<b>Entradas</b>			
Vapor Escape entrando	Masa	38.2	t/h	Vapor 1 entrando	Masa	28.26	t/h	Vapor 2 entrando	Masa	9.74	t/h	Vapor 3 entrando	Masa	8.57	t/h
	Entalpia	2716.3	kJ/kg		Entalpia	2701.5	kJ/kg		Entalpia	2681.6	kJ/kg		Entalpia	2654.2	kJ/kg
	Energia Total	103,762,660.00	kJ/h		Energia Total	76,344,390.00	kJ/h		Energia Total	26,118,784.00	kJ/h		Energia Total	22,746,494.00	kJ/h
Jugo entrando	Masa	103.03	t/h	Jugo entrando	Masa	70.72	t/h	Jugo entrando	Masa	42.13	t/h	Jugo entrando	Masa	31.72	t/h
	Entalpia	365.1	kJ/kg		Entalpia	440.8	kJ/kg		Entalpia	360.2	kJ/kg		Entalpia	278.4	kJ/kg
	Energia Total	37,616,253.00	kJ/h		Energia Total	31,173,376.00	kJ/h		Energia Total	15,175,226.00	kJ/h		Energia Total	8,830,848.00	kJ/h
<b>Energia total entrada</b>		141,378,913.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>		107,517,766.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>		41,294,010.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>		31,577,342.00	kJ/h
<b>Salidas</b>				<b>Salidas</b>				<b>Salidas</b>				<b>Salidas</b>			
Condensos escape	Masa	38.2	t/h	Condensos vegetal 1	Masa	28.26	t/h	Condensos vegetal 2	Masa	9.74	t/h	Condensos vegetal 3	Masa	8.57	t/h
	Entalpia	534.2	kJ/kg		Entalpia	488.5	kJ/kg		Entalpia	430.9	kJ/kg		Entalpia	357.7	kJ/kg
	Energia Total	20,406,440.00	kJ/h		Energia Total	13,805,010.00	kJ/h		Energia Total	4,196,966.00	kJ/h		Energia Total	3,065,489.00	kJ/h
Jugo	Masa	70.72	t/h	Jugo	Masa	42.13	t/h	Jugo	Masa	31.72	t/h	Jugo	Masa	22.77	t/h
	Entalpia	440.8	kJ/kg		Entalpia	364.9	kJ/kg		Entalpia	278.4	kJ/kg		Entalpia	194	kJ/kg
	Energia Total	31,173,376.00	kJ/h		Energia Total	15,373,237.00	kJ/h		Energia Total	8,830,848.00	kJ/h		Energia Total	4,417,380.00	kJ/h
Vapor vegetal 1	Masa	32.32	t/h	Vapor vegetal 2	Masa	28.59	t/h	Vapor vegetal 3	Masa	10.4	t/h	Vapor vegetal 4	Masa	8.95	t/h
	Entalpia	2701.5	kJ/kg		Entalpia	2681.6	kJ/kg		Entalpia	2654.3	kJ/kg		Entalpia	2625.7	kJ/kg
	Energia Total	87,312,480.00	kJ/h		Energia Total	76,666,944.00	kJ/h		Energia Total	27,604,720.00	kJ/h		Energia Total	23,500,015.00	kJ/h
<b>Energia total salida</b>		138,892,296.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>		105,845,191.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>		40,632,534.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>		30,982,884.00	kJ/h
<b>% Energia Perdida</b>		1.76	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>		1.56	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>		1.60	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>		1.88	kJ/h

B-5. Implementando recompresión

BALANCE DE ENERGIA EVAPORADORES CASO RECOMPRESION															
Primer Efecto				Segundo Efecto				Tercer Efecto				Cuarto Efecto			
Entradas				Entradas				Entradas				Entradas			
Vapor Escape entrando	Masa	43.93	t/h	Vapor 1 entrando	Masa	33.61	t/h	Vapor 2 entrando	Masa	4.71	t/h	Vapor 3 entrando	Masa	3.3	t/h
	Entalpia	2708.6	kJ/kg		Entalpia	2701.6	kJ/kg		Entalpia	2682.6	kJ/kg		Entalpia	2655.1	kJ/kg
	Energia Total	118,988,798.00	kJ/h		Energia Total	90,800,776.00	kJ/h		Energia Total	12,635,046.00	kJ/h		Energia Total	8,761,830.00	kJ/h
Jugo entrando	Masa	103.03	t/h	Jugo entrando	Masa	65.39	t/h	Jugo entrando	Masa	31.85	t/h	Jugo entrando	Masa	26.56	t/h
	Entalpia	365.1	kJ/kg		Entalpia	437	kJ/kg		Entalpia	338.1	kJ/kg		Entalpia	263.7	kJ/kg
	Energia Total	37,616,253.00	kJ/h		Energia Total	28,575,430.00	kJ/h		Energia Total	10,768,485.00	kJ/h		Energia Total	7,003,872.00	kJ/h
<b>Energia total entrada</b>		156,605,051.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>		119,376,206.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>		23,403,531.00	kJ/h	<b>Energia total entrada</b>		15,765,702.00	kJ/h
Salidas				Salidas				Salidas				Salidas			
Condensos escape	Masa	43.93	t/h	Condensos vegetal 1	Masa	33.61	t/h	Condensos vegetal 2	Masa	4.71	t/h	Condensos vegetal 3	Masa	3.3	t/h
	Entalpia	534.2	kJ/kg		Entalpia	488.5	kJ/kg		Entalpia	430.9	kJ/kg		Entalpia	357.7	kJ/kg
	Energia Total	23,467,406.00	kJ/h		Energia Total	16,418,485.00	kJ/h		Energia Total	2,029,539.00	kJ/h		Energia Total	1,180,410.00	kJ/h
Jugo	Masa	65.39	t/h	Jugo	Masa	31.85	t/h	Jugo	Masa	26.56	t/h	Jugo	Masa	22.77	t/h
	Entalpia	437	kJ/kg		Entalpia	338.1	kJ/kg		Entalpia	263.7	kJ/kg		Entalpia	194	kJ/kg
	Energia Total	28,575,430.00	kJ/h		Energia Total	10,768,485.00	kJ/h		Energia Total	7,003,872.00	kJ/h		Energia Total	4,417,380.00	kJ/h
Vapor vegetal 1	Masa	37.64	t/h	Vapor vegetal 2	Masa	33.54	t/h	Vapor vegetal 3	Masa	5.3	t/h	Vapor vegetal 4	Masa	3.78	t/h
	Entalpia	2701.6	kJ/kg		Entalpia	2682.6	kJ/kg		Entalpia	2655.3	kJ/kg		Entalpia	2625.7	kJ/kg
	Energia Total	101,688,224.00	kJ/h		Energia Total	89,974,404.00	kJ/h		Energia Total	14,073,090.00	kJ/h		Energia Total	9,925,146.00	kJ/h
<b>Energia total salida</b>		153,731,060.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>		117,161,374.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>		23,106,501.00	kJ/h	<b>Energia total salida</b>		15,522,936.00	kJ/h
<b>% Energia Perdida</b>		1.84	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>		1.86	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>		1.27	kJ/h	<b>% Energia Perdida</b>		1.54	kJ/h

## Bibliografía.

- Adams, T., Whitehouse, G., & MAPles, D. (28 de Diciembre de 2018). *Properties And Operating Experience*. Obtenido de <http://www.seas.columbia.edu/earth/wtert/sofos/nawtec/1978-National-Waste-Processing-Conference/1978-National-Waste-Processing-Conference-09.pdf>
- Benitez, O. G. (2001). *Auditoria Energetica en un Ingenio Azucarero para aumentar su eficiencia energetica y cogeneracion*. Habana: Centro Azúcar .
- Birkett, D. H. (s.f.). *Evaporation and Crystallization*. Louisiana: Nicholls state university.
- Buchanan, E. J. (1965). The Significance of stage efficiency in a cane milling tandem. *Proceedings of The South African Sugar Technologists' Association*.
- Cambio-euro.es. (9 de Diciembre de 2018). Obtenido de <https://www.cambio-euro.es/>
- cardoza, A. d. (s.f.). *Evaporadores* . Andaluca: Universidad de Loyola.
- Castillo, E. F. (2008). *Breve panorama energetico del sector azucarero Colombiano*. Bogota: Cengicaña.
- Centro Nacional de Energía. (2015). *Sector Eléctrico de El Salvador*. San Salvador.
- Cortés, M. G. (2012). *Evaluación del sistema de evaporacion del proceso de fabricación de azúcar en la empresa Antonio Sanchez*. Habana: Universidad central Marta Abreu de la Villas .
- Eggleston, G., Lima, I., Sarir, E., Donado, C. A., Thompson, J., & Cyr, E. (2016). Mechanism of removal of undesired residual amylase, insoluble starch, and select colorants from refinery streams by powdered activated carbons. *International Sugar Journal*.
- Guardado, E. R. (2012). *Propuesta de alternativas para la reducción de pérdidas de sacarosa en un ingenio azucarero*. San Salvador: Universidad de El Salvador.
- Happel, J., & Jordan, D. (2010). *Economía de los procesos químicos*. Barcelona: Reverté.
- Henriquez, J. L. (2017). Cátedra de Evaluación financiera de proyectos UDB.
- Marques, T., Gonçalves, L., Rampazo, E., Deltrejo, E., Caetano, F., & Alves, P. (2018). TRS value of sugarcane according to bioenergy and sugar levels.
- NOUSUTILE. (06 de Junio de 2018). *¿Qué es un turbogenerador?* Obtenido de <http://nousutile.info/article/que-es-un-turbogenerador>
- Nuclear Power. (07 de Junio de 2018). *Types of steam turbines*. Obtenido de <https://www.nuclear-power.net/nuclear-power-plant/turbine-generator-power-conversion-system/what-is-steam-turbine-description-and-characteristics/types-of-steam-turbines/>

- Oklahoma, U. o. (23 de Diciembre de 2018). Obtenido de <http://www.ou.edu/class/che-design/design%201-2013/econ-2.pdf>
- P.J, L., & MeadowD:M. (1999). *Robust design of an evaporator station as applied to the Xinavane rehabilitation project*. Process Sugar African Technology.
- Paredes, S. F. (2015). *Análisis Termodinámico de los ciclos de Rankine* . Barcelona: Universidad Politecnica de Cataluña.
- Payne, J. H. (1982). *Unit operations in cane sugar production* . Elsevier.
- Plantas de cogeneración. (07 de Junio de 2018). *Turbinas de Vapor*. Obtenido de <http://www.plantasdecogeneracion.com/index.php/turbinas-de-vapor>
- QUORA. (2018 de Junio de 07). *What is the difference between single stage and multistage steam turbines?* Obtenido de <https://www.quora.com/What-is-the-difference-between-single-stage-and-multistage-steam-turbines>
- QUORA. (06 de Junio de 2018). *What is the concept of a power generation in sugar mills?* Obtenido de <https://www.quora.com/What-is-the-concept-of-a-power-generation-in-sugar-mills>
- Rein, P. (2011). *Good Management Practices manual for the cane sugar industry*. Johannesburg: PGBI sugar and Bio energy.
- Rein, P. (2012). *Ingenieria de la caña de Azúcar* . Berlin : Bartens.
- RENOVETEC. (2010). *Tipos de turbinas*. Obtenido de RENOVETEC: <http://www.renovetec.com/tiposturbinasvapor.html>
- Rodriguez, U. O. (2005). *Sulfitacion de Jugo utilizando eyectores tipo venturi*. Guanacaste, Costa Rica: Ingenio El Viejo.
- Rodriguez, Y. G. (2014). Optimizacion del sistema energetico de un central azucarero para maximizar el excedente de bagazo. *Revista Científica Avanzada*, 1-20.
- Serra, E. B. (2014). *Principios Practicos para operaciones unitarias para tecnicos azucareros*. San Salvador.
- Serra, E. B. (2016). *Apuntes de Termodinamica* . San Salvador.
- SIGET. (9 de Diciembre de 2018). Obtenido de <https://www.siget.gob.sv/temas/electricidad/documentos/tarifas-de-electricidad/>
- Smith, J., Van-Ness, H., & Abbott, M. (2010). *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*. México: McGraw-Hill.
- Solares, M. R. (2014). *Desarrollo de la cogeneracion en Guatemala*. Guatemala: Cengicaña.

Sosa-Arno, J., Corrêa, J., Silva, M., & Nebra, S. (06 de Junio de 2018). *Sugar cane bagasse drying - a review*. Obtenido de [https://www.researchgate.net/publication/239556788\\_SUGAR\\_CANE\\_BAGASSE\\_DRYING\\_-\\_A\\_REVIEW](https://www.researchgate.net/publication/239556788_SUGAR_CANE_BAGASSE_DRYING_-_A_REVIEW)

Tempisque, C. A. (2012). *La Cachaza y su empleo como abono organico en plantaciones de caña de azúcar*. Guancaste, Costa Rica: Central Azucarera Tempisque.

The steam turbine. (07 de Junio de 2018). *Direction of flow | The steam turbine*. Obtenido de <http://mda139.net/steamturbine/direction-of-flow.html>

Turbinas de vapor. (07 de Junio de 2018). *Tipos de turbina de vapor*. Obtenido de <http://www.turbinasdevapor.com/index.php/tipos-de-turbinas-de-vapor>

Turbines info. (07 de Junio de 2018). *Types of steam turbines*. Obtenido de <https://www.turbinesinfo.com/types-of-steam-turbines/>