



Universidad de San Carlos de Guatemala
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química

**EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA EN UNA REFINERÍA DE AZÚCAR AL
IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LICOR, CENGICAÑA**

Maria Fernanda Matías Chávez

Asesorado por el Ing. Byron de Jesús López Maldonado

Guatemala, julio de 2015

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA EN UNA REFINERÍA DE AZÚCAR AL
IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LICOR, CENGICAÑA**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA

POR

MARIA FERNANDA MATÍAS CHÁVEZ

ASESORADO POR EL ING. BYRON DE JESÚS LÓPEZ MALDONADO

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

INGENIERA QUÍMICA

GUATEMALA, JULIO DE 2015

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco
VOCAL I	Ing. Angel Roberto Sic García
VOCAL II	Ing. Pablo Christian de León Rodríguez
VOCAL III	Inga. Elvia Miriam Ruballos Samayoa
VOCAL IV	Br. Narda Lucía Pacay Barrientos
VOCAL V	Br. Walter Rafael Véliz Muñoz
SECRETARIA	Inga. Lesbia Magali Herrera López

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Murphy Olympto Paiz Recinos
EXAMINADOR	Ing. Victor Manuel Monzón Valdez
EXAMINADORA	Inga. Lorena Victoria Pineda Cabrera
EXAMINADORA	Inga. Adela Marroquín González
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

En cumplimiento con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de graduación titulado:

EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA EN UNA REFINERÍA DE AZÚCAR AL IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LICOR, CENGICAÑA

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química, con fecha 10 de julio 2014.


Maria Fernanda Matías Chávez

Guatemala, 3 de Octubre de 2,014

Ing. Qco. Victor Monzón
Director de la Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería
Universidad de San Carlos de Guatemala

Estimado Director:

Esperando que tenga éxitos en sus actividades diarias, hago constar por este medio que estoy de acuerdo con el contenido presentado en el informe final titulado "EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA EN UNA REFINERÍA DE AZUCAR AL IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LICOR, CENGICAÑA", elaborado por la estudiante Maria Fernanda Matías Chávez, quien se identifica con el carné 200924406, de la carrera de Ingeniería Química.

Atentamente,



Byron de Jesús López Maldonado
INGENIERO QUIMICO
Col. No. 1066

Byron de Jesús López Maldonado
Asesor Técnico



Guatemala, 04 de marzo de 2015.
Ref.EPS.DOC.186.03.15.

Ing. Silvio José Rodríguez Serrano
Director Unidad de EPS
Facultad de Ingeniería
Usac.

Ing. Rodríguez Serrano:

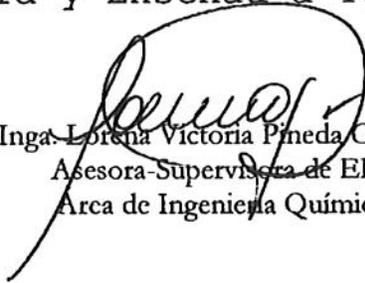
Por este medio atentamente le informo que como Asesora-Supervisora de la Práctica del Ejercicio Profesional Supervisado (E.P.S.), de la estudiante universitaria **María Fernanda Matías Chávez** de la Carrera de Ingeniería Química, con carné No. **200924406**, procedí a revisar el informe final, cuyo título es **"EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA EN UNA REFINERÍA DE AZÚCAR AL IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LICOR, CENGICAÑA"**.

En tal virtud, **LO DOY POR APROBADO**, solicitándole darle el trámite respectivo.

Sin otro particular, me es grato suscribirme.

Atentamente,

"Id y Enseñad a Todos"


Inga Lorena Victoria Pineda Cabrera
Asesora-Supervisora de EPS
Arca de Ingeniería Química

c.c. Archivo
LVPC/ra





Guatemala, 04 de marzo de 2015.

Ref.EPS.D.113.03.15.

Ing. Victor Manuel Monzón Valdéz
Director Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería
Presente

Estimado Ingeniero Monzón Valdéz.

Por este medio atentamente le envío el informe final correspondiente a la práctica del Ejercicio Profesional Supervisado, (E.P.S) titulado **"EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA EN UNA REFINERÍA DE AZÚCAR AL IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LICOR, CENGICAÑA"** que fue desarrollado por la estudiante universitaria María Fernanda Matías Chávez, quien fue debidamente asesorada y supervisada por la Ingeniera Lorena Victoria Pineda Cabrera.

Por lo que habiendo cumplido con los objetivos y requisitos de ley del referido trabajo y existiendo la aprobación del mismo por parte de la Asesora-Supervisora de EPS, en mi calidad de Director apruebo su contenido solicitándole darle el trámite respectivo.

Sin otro particular, me es grato suscribirme.

Atentamente,
"Id y Enseñad a Todos"

Ing. Silvio José Rodríguez Serrano
Director Unidad de EPS



SJRS/ra



Guatemala, 28 de mayo de 2015.
Ref. EIQ.TG-IF.028.2015.

Ingeniero
Víctor Manuel Monzón Valdez
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería

Estimado Ingeniero Monzón:

Como consta en el registro de evaluación del informe final EIQ-PRO-REG-007 correlativo **027-2014** le informo que reunidos los Miembros de la Terna nombrada por la Escuela de Ingeniería Química, se practicó la revisión del:

**INFORME FINAL DE TRABAJO DE GRADUACIÓN
-Modalidad Ejercicio Profesional Supervisado-**

Solicitado por la estudiante universitaria: **Maria Fernanda Matías Chávez**.
Identificada con número de carné: **2009-24406**.
Previo a optar al título de **INGENIERA QUÍMICA**.

Siguiendo los procedimientos de revisión interna de la Escuela de Ingeniería Química, los Miembros de la Terna han procedido a **APROBARLO** con el siguiente título:

**EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA EN UNA REFINERÍA DE AZÚCAR AL
IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LICOR, CENGICAÑA**

El Trabajo de Graduación ha sido asesorado por el Ingeniero Químico: **Byron de Jesús López Maldonado**.

Habiendo encontrado el referido informe final del trabajo de graduación **SATISFACTORIO**, se autoriza al estudiante, proceder con los trámites requeridos de acuerdo a las normas y procedimientos establecidos por la Facultad para su autorización e impresión.

"ID Y ENSEÑAD A TODOS"

Ing. Adrian Antonio Soberanis Ibañez
COORDINADOR DE TERNA
Tribunal de Revisión
Trabajo de Graduación



C.c.: archivo



Ref.EIQ.TG.090.2015

El Director de la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer el dictamen del Asesor y de los Miembros del Tribunal nombrado por la Escuela de Ingeniería Química para revisar el Informe del Ejercicio Profesional Supervisado (EPS final) de la estudiante **MARIA FERNANDA MATÍAS CHÁVEZ** titulado: **"EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA EN UNA REFINERÍA DE AZÚCAR AL IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LICOR, CENGICAÑA"** Procede a la autorización del mismo, ya que reúne el rigor, la secuencia, la pertinencia y la coherencia metodológica requerida.

"Id y Enseñad a Todos"



Ing. Víctor Manuel Monzón Valdez
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química



Guatemala, julio de 2015

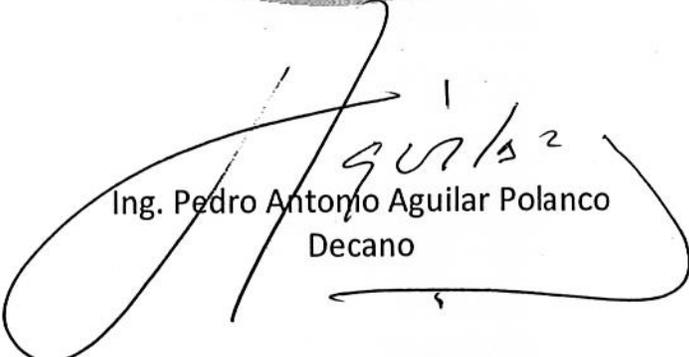
Cc: Archivo
VMMV/ale



DTG. 329.2015

El Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Química, al Trabajo de Graduación titulado: **EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA EN UNA REFINERÍA DE AZÚCAR AL IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE LICOR, CENGICAÑA**, presentado por la estudiante universitaria: **María Fernanda Matías Chávez**, y después de haber culminado las revisiones previas bajo la responsabilidad de las instancias correspondientes, autoriza la impresión del mismo.

IMPRÍMASE:


Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco
Decano

Guatemala, 13 de julio de 2015

/gdech



ACTO QUE DEDICO A:

Dios y la Virgen María	Por las bendiciones recibidas y por brindarme la oportunidad de extender mis horizontes.
Mis padres	Florencio Matías y Julia Chávez, por su amor, paciencia y apoyo incondicional.
Mi hermano	Daniel Matías, por tu apoyo incondicional.
Mis abuelos	Antonio Matías y María Ruíz, por sus enseñanzas y sabios consejos.
Mis tíos	Domingo Matías, Reyna Chávez y Fernando Chávez, por sus consejos y por creer en mí.

AGRADECIMIENTOS A:

**Centro Guatemalteco de
Investigación y
Capacitación de la Caña
de Azúcar–CENGICAÑA-**

Por la amabilidad y el apoyo brindado por cada uno de los colaboradores de dicha empresa. Especialmente a Ing. Byron López, Ing. Mario Muñoz, Francisco Méndez y Abel Palma.

**Sra. María Ramos y
Víctor Cabrera**

Por su hospitalidad durante mi estadía en Santa Lucía Cotzumalguapa.

**Mis amigos de la
Facultad**

Por su apoyo y por los recuerdos que compartimos durante estos años inolvidables.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES.....	V
LISTA DE SÍMBOLOS	VII
GLOSARIO	IX
RESUMEN.....	XI
OBJETIVOS.....	XIII
Hipótesis.....	XIV
INTRODUCCIÓN	XV
1. ANTECEDENTES	1
2. MARCO TEÓRICO.....	3
2.1. Caña de azúcar	3
2.1.1. Sacarosa.....	4
2.1.1.1. Sacarosa invertida	5
2.1.2. Glucosa y fructuosa	6
2.2. Proceso de producción de azúcar	6
2.2.1. Agrícola	7
2.2.2. Industrial	8
2.2.2.1. Patios de caña	8
2.2.2.2. Picado de caña	8
2.2.2.3. Molienda	8
2.2.2.4. Clarificación	9
2.2.2.5. Evaporación.....	9
2.2.2.6. Cristalización	10
2.2.2.7. Centrifugación.....	12

	2.2.2.8.	Secado/enfriado	12
	2.2.2.9.	Empaque	12
2.3.		Proceso de producción de azúcar refino	14
2.4.		Metodología de análisis de color para productos de refinera ..	16
2.5.		Evaporación	18
	2.5.1.	Evaporadores de efecto simple	19
	2.5.2.	Evaporadores de efecto múltiple	21
	2.5.3.	Coefficiente de transferencia de calor	24
	2.5.4.	Aumento del color en la evaporación	26
	2.5.5.	Tipos de evaporadores.....	27
	2.5.5.1.	Evaporadores Robert	27
	2.5.5.2.	Evaporadores Kestner.....	28
	2.5.5.3.	Evaporadores tubulares de película descendente.....	29
	2.5.5.4.	Evaporador de placas	31
3.		DISEÑO METODOLÓGICO.....	33
	3.1.	Variables	33
	3.2.	Delimitación del campo de estudio.....	34
	3.3.	Recursos humanos disponibles	35
	3.4.	Recursos materiales disponibles.....	35
	3.4.1.	Equipo y cristalería	36
	3.4.2.	Reactivos.....	37
	3.4.3.	Otros materiales	37
	3.5.	Técnica cuantitativa o cualitativa.....	37
	3.5.1.	Análisis de color para licor. Método GS2/3-9 (2007), determinación del color en solución de azúcar blanco a pH 7,0	38
	3.5.2.	Perfil de Brix para el sistema de evaporación	39

3.5.3.	Coeficiente de transferencia de calor	39
3.5.4.	Ahorro de vapor	41
3.5.5.	Ahorro de bagazo	42
3.5.6.	Venta energía eléctrica	42
3.6.	Recolección y ordenamiento de la información	42
3.7.	Tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información	43
3.8.	Análisis estadístico	43
4.	RESULTADOS	51
4.1.	Efecto del sistema de evaporación sobre el color de licor	51
4.2.	Comparación del coeficiente de transferencia de calor del sistema de evaporación real con el ofrecido por el proveedor.....	52
4.3.	Cuantificación del ahorro de vapor	53
5.	INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS.....	55
6.	LOGROS	57
	CONCLUSIONES	59
	RECOMENDACIONES	61
	BIBLIOGRAFÍA.....	63
	APÉNDICES	65
	ANEXOS	81

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1.	Compuestos químicos de la caña de azúcar.....	4
2.	Estructura molecular de la sacarosa	5
3.	Proceso de producción de azúcar	13
4.	Diagrama de un evaporador de simple efecto.....	20
5.	Diagrama de evaporadores de efecto múltiple	23
6.	Evaporador tipo Robert	28
7.	Evaporador tipo Kestner o evaporador de tubos largos con película ascendente.....	29
8.	Evaporador tubular de película descendente	30
9.	Evaporador de placas	32
10.	Diferencia entre el color de licor a la entrada y a la salida del sistema de evaporación	51
11.	Comparación de coeficiente de transferencia de calor del sistema de evaporación.....	52

TABLAS

I.	Relación de porcentaje RSD y densidad.....	17
II.	Relación entre el tiempo de retención y la temperatura que influye en la formación de color en los jugos	27
III.	Variables independientes, dependientes y constantes	33
IV.	Cristalería y equipo	36

V.	Anova de un factor para los datos de color a la entrada y salida del sistema de evaporación	44
VI.	Prueba t por parejas para el color licor a la entrada y a la salida del sistema de evaporación	45
VII.	Anova de un factor para los datos de coeficiente de transferencia de calor de cada uno de los efectos	46
VIII.	Prueba t para coeficiente de transferencia de calor de efecto 1	48
IX.	Prueba t para coeficiente de transferencia de calor de efecto 2	49
X.	Prueba t para coeficiente de transferencia de calor de efecto 3	49
XI.	Ahorro de vapor, ahorro de bagazo e ingreso económico por venta de energía eléctrica	53

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Significado
A_s	Absorbancia
A	Área de transferencia de calor
Bx	Brix de licor a la salida de cada efecto
Q	Carga térmica
k	Coefficiente de transferencia de calor
c	Concentración de la solución
ρ	Densidad
ΔT	Diferencial de temperatura
Δt_b	Elevación del punto de ebullición
$h_{c,i}$	Entalpía del agua condensada en el i-ésimo efecto
$h_{v,i}$	Entalpía del vapor de vegetal en el i-ésimo efecto
$\dot{m}_{v,i}$	Flujo másico del vapor en el i-ésimo efecto
$^{\circ}\text{C}$	Grados Celsius
h	Hora
kg/h	Kilogramos por hora
kg/kJ	Kilogramos por kilojoules
kWh	Kilowatts por hora
$\text{kW/m}^{2*\circ\text{C}}$	Kilowatts por metros cuadrados por grados Celsius
RDS corregido	Materia seca refractométrica
m^2	Metros cuadrados
m^3/h	Metros cúbicos por hora
b	Tamaño de la celda
TM	Tonelada métrica

T_v	Temperatura del vapor que se condensa
$T_{vw,i}$	Temperatura del vapor vegetal en el i-ésimo efecto
UI	Unidades de color ICUMSA

GLOSARIO

Brix	Cantidad de sólidos disueltos de un material azucarado.
Coeficiente de transferencia de calor	Relación entre la cantidad de calor que atraviesa durante la unidad de tiempo, una pared de separación entre dos fluidos a diferentes temperaturas.
Entalpía	Expresa la cantidad de energía absorbida o cedida por un sistema termodinámico, es decir, la cantidad de energía que un sistema intercambia con su entorno.
Licor filtrado	Solución de azúcar y agua que ha pasado por un proceso de filtración.
Tacho	Tipo de evaporador a vacío que se utiliza para la cristalización de la sacarosa.
Turbina de condensado	Genera energía eléctrica a través de vapor de agua, el cual se condensa para recircularse nuevamente hacia la caldera.
Turbina de contrapresión	Genera el vapor de escape utilizado en los equipos de fábrica para la producción de azúcar.

Vapor de escape

Vapor de agua de baja presión que se obtiene en la descarga de las turbinas a contrapresión o escape.

Vapor vegetal

Vapor de agua que resulta de la evaporación del licor dentro del intercambiador de calor de placas.

RESUMEN

Se ha realizado una evaluación de la eficiencia de un sistema de evaporación de licor implementado en una refinería de azúcar de Guatemala. El sistema de evaporación consiste en una serie de intercambiadores de calor tipo placas.

Se hicieron análisis de color como un parámetro de calidad que permita saber si el sistema de evaporación afecta al licor. Para ello se hizo una comparación del color del licor a la entrada y salida del sistema de evaporación; la determinación se realizó a través de la metodología ICUMSA (Internacional Commission for Uniform Methods of Sugar Analysis). También se realizó la prueba t por parejas para determinar si existe o no diferencia entre ambos colores.

Se determinó el coeficiente de transferencia de calor de cada equipo que conforma el sistema de evaporación y se comparó con el dato que indica el fabricante. Para ello se realizó un perfil de Brix, y con los datos obtenidos se hizo un balance de masa.

Finalmente, se cuantificó el ahorro de vapor y como consecuencia el posible ahorro de bagazo e ingreso económico por venta de energía eléctrica.

Con la información obtenida se concluyó que el sistema de evaporación no afecta el color del licor, ya que el análisis estadístico no muestra diferencia significativa entre los colores de entrada y salida del sistema.

Los coeficientes de transferencia de calor por equipo cumplen con lo establecido por el fabricante. El ahorro de vapor que se tiene con el sistema de evaporación genera un ahorro considerable en el bagazo, el cual puede utilizarse para producir energía eléctrica, cuya venta resulta en ingreso extra para el ingenio.

El estudio se llevó a cabo durante la zafra 2013-2014 como parte del programa de investigación industrial del Centro Guatemalteco de Investigación y Capacitación de la Caña de Azúcar (CENGICAÑA).

OBJETIVOS

General

Evaluar la eficiencia en una refinería de azúcar al implementar un sistema de evaporación de licor.

Específicos

1. Determinar cómo afecta al color del licor el instalar un sistema de evaporación después del filtrado.
2. Determinar el coeficiente de transferencia de calor real del sistema y compararlo con el ofrecido en el diseño del proveedor.
3. Estimar el ahorro de vapor obtenido por la instalación del sistema de evaporación y como consecuencia el posible ahorro de bagazo e ingreso económico por venta de energía eléctrica.

Hipótesis

Es posible establecer que al implementar un sistema de evaporación de licor en una refinería de azúcar, este no afectará el color del licor. Asimismo, el uso de este sistema maximiza los recursos empleados para la producción de azúcar (blanco, crudo y refino) así como para la generación y venta de energía eléctrica.

INTRODUCCIÓN

Guatemala es un país que debe gran parte de su economía a la agricultura. Los principales cultivos son café, caña de azúcar, cardamomo, hule, maíz, palma africana y banano. Todos estos generan ingresos por divisas importantes al país, la exportación de azúcar es uno de los principales generadores ya que representa el 31 % del valor total de la exportación agrícola guatemalteca y 15,36 % de las exportaciones totales. Durante el 2013, el azúcar y la melaza produjeron un ingreso de US\$ 978,1 millones.

En Guatemala existen trece ingenios azucareros, los cuales son: Pantaleón y Concepción, Madre Tierra, Palo Gordo, Trinidad, Santa Teresa, La Sonrisa, La Unión, Santa Ana, Magdalena, El Pilar, Chabil Utza y Tzululá. De ellos solamente cinco producen azúcar refino: La Unión, Pantaleón, Magdalena, Santa Ana y Concepción.

De los últimos cinco ingenios mencionados, uno ha modificado su proceso de producción de azúcar refino. El proceso utilizado anteriormente consistía en las siguientes etapas. Primero la disolución de azúcar crudo y estándar provenientes de la fábrica, luego la clarificación de la disolución de azúcar crudo, seguidamente la filtración, cristalización, centrifugado, secado y finalmente el empaque y almacenamiento.

Este ingenio ha implementado en su proceso de refinería un sistema de evaporación de licor, formado con intercambiadores de calor de placas, los cuales se colocaron después de la etapa de filtración.

Para evaluar el efecto se hizo una evaluación de la eficiencia del sistema de evaporación de licor en dicho ingenio. Se hizo una comparación entre el color de licor a la entrada y a la salida del sistema. Asimismo, se determinó el coeficiente de transferencia de calor y se comparó con el ofrecido por el proveedor. Finalmente se estimó el ahorro de vapor y como consecuencia el ahorro de bagazo e ingreso económico probable por venta de energía eléctrica.

1. ANTECEDENTES

En Guatemala la implementación del sistema de evaporación de licor en refinería se hace por primera vez; por lo tanto en el país no existen estudios relacionados con el tema.

Sin embargo, en Guatemala se han llevado a cabo estudios sobre análisis de color en refineries de azúcar. Como es el caso de la elaboración de un perfil de color de azúcar refino en la estación de centrifugas del ingenio La Unión. El perfil se obtuvo graficando el color del azúcar refino en función del tiempo de lavado para cada capacidad de centrifuga. Los resultados de color obtenidos por medios analíticos se compararon con los colores medidos con el colorímetro en línea instalado en el área de centrifugas. La comparación de los datos permitió proponer acciones operativas.

Otro estudio relacionado con el color del azúcar se enfoca en presentar fuentes potenciales que afectan el color, las cuales son por los componentes naturales de la caña de azúcar o por los procesos a los que es sometido el jugo de caña hasta convertirlo en azúcar.

En el caso de la refinería se muestra que hay un aumento de color entre el licor y la masa, sin embargo, este fenómeno no se ha estudiado aún y se cree que se debe a algunos pigmentos de la caña que han ido aumentando conforme han pasado los años. Según la comparación para la zafra 2012- 2013 el aumento de color fue del 90 %, siendo para la zafra anterior de 60 %.

En países como Sudáfrica es común el uso de evaporadores en el proceso de refinación, tal es el caso del centro de refinación de azúcar Tongaat-Hulett en Rosburg. Esta refinación contaba con un solo efecto que consistía en un evaporador tipo Robert, según el balance de electricidad, la energía era el costo más elevado de la refinación. Por lo que decidieron modificar su sistema de evaporación instalando dos intercambiadores de placas, uno usado como precalentador de licor y el otro como primer efecto; dejando el evaporador tipo Robert como el segundo efecto. Esto con el fin de utilizar la energía de forma más eficiente para la viabilidad financiera de la refinación.

En el caso de los intercambiadores de calor de placas o evaporadores de placas, Wilhelmsson realizó un estudio sobre la pérdida de sacarosa y el aumento de color, comparando los evaporadores de placas con evaporadores tipo Robert. En este estudio se observó que el tiempo de retención de los evaporadores de placas es de aproximadamente 1,5 minutos, mientras que el de los tipos Robert es de 5 a 10 minutos.

Para una batería de evaporadores y con ecuaciones y simulaciones, se determinaron tiempos de retención de 75 minutos para evaporadores Robert y 15 minutos para evaporadores de placas; a la vez se obtuvo un incremento de 20 % de color en los evaporadores de placas respecto del incremento registrado por los evaporadores Robert. El mismo estudio también indica una reducción de 80 % en las pérdidas de azúcar, al utilizar evaporadores de placas.

2. MARCO TEÓRICO

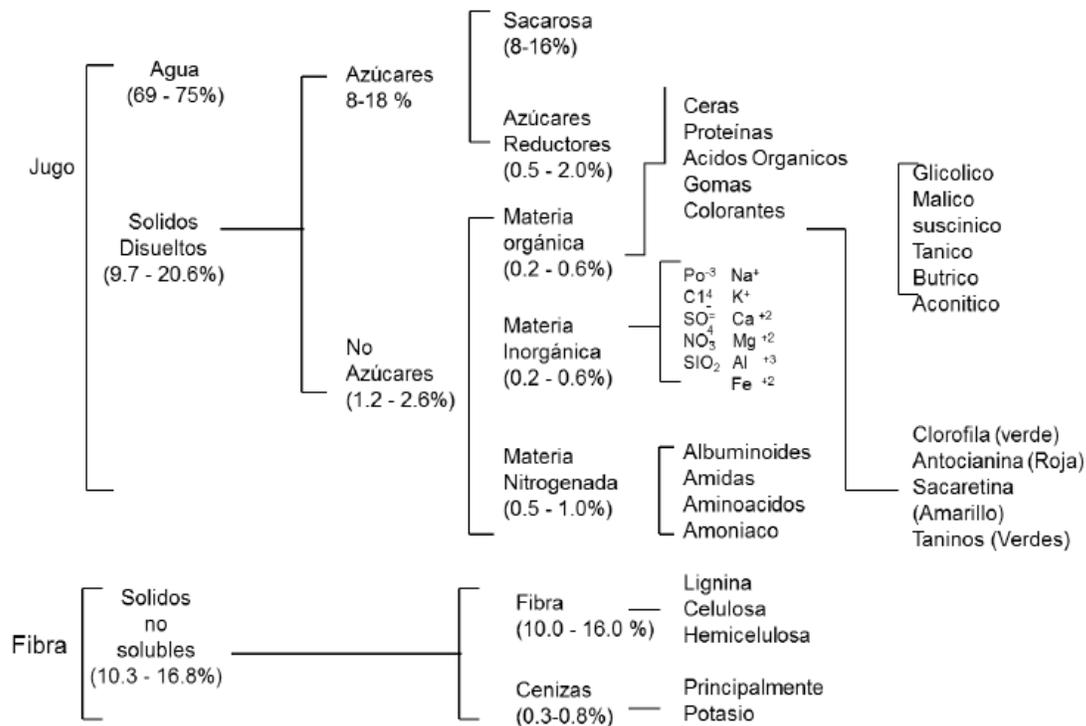
2.1. Caña de azúcar

Caña de azúcar es el nombre común de la especie *Saccharum officinarum* que pertenece a la familia de las Gramíneas (*Gramineae*). La caña de azúcar se cultiva en zonas calurosas y húmedas por el azúcar que contiene en los tallos, formados por numerosos nudos. La caña alcanza entre 2 a 5 m de altura y entre 2 a 5 cm de diámetro. La corona es el conjunto de hojas, las cuales se parecen mucho al del maíz común.

Se conocen diversas variedades cultivadas, que se diferencian por el color y la altura de los tallos. En Guatemala la variedad de caña de azúcar que más se cultiva es la CP72-2086; la cual tiene “un tallo semierecto, la cantidad de follaje es intermedio. El color del entrenudo es verde amarillento con manchas negras, la forma de crecimiento cilíndrico y ligeramente curvado al costado de la yema. La vaina es de color rosado y quebradizo por el centro” Héctor Orozco; et al (2004, p. 8).

La caña de azúcar está compuesta del 70 % de agua y el 30% de materia seca. La materia seca esta dividida en materia insoluble que está compuesta por fibra y tierra (15 %) y los sólidos totales solubles (15 %) que se dividen en sacarosa (13 %) y no sacarosa (2 %). La no sacarosa son todos aquellos compuestos diferentes a la sacarosa, glucosa, fructuosa, sales orgánicas e inorgánicas, ácidos orgánicos, aminoácidos, entre otros. La figura 1 muestra los componentes químicos de la caña de azúcar.

Figura 1. **Compuestos químicos de la caña de azúcar**



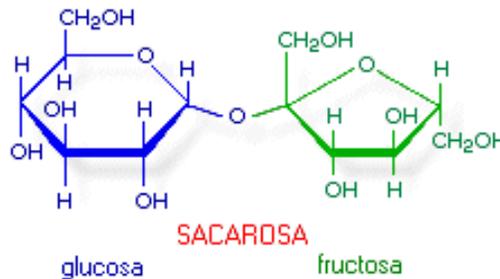
Fuente: HUITZ, Suriel. *Diplomado de producción básica de azúcar*. 2014. p. 60.

2.1.1. Sacarosa

La sacarosa es la forma básica de la energía en el reino vegetal. Las plantas convierten el agua y el dióxido de carbono en sacarosa, utilizando la energía del sol en el proceso de fotosíntesis. La sacarosa es un disacárido formado por α -glucopiranososa y β -fructofuranosa, es decir, glucosa y fructuosa, respectivamente. Su nombre químico es α -D-Glucopiranosil-1,2- β -D-Fructofuranósido, mientras que su fórmula química es $C_{12}H_{22}O_{11}$.

A continuación se muestra su estructura molecular.

Figura 2. **Estructura molecular de la sacarosa**



Fuente: GAVELÁN, Rosa. *Evaluación de la inversión de la sacarosa.*

<http://www.monografias.com/trabajos58/evaluacion-inversion-sacarosa/evaluacion-inversion-sacarosa2.shtml>. Consulta: 24 de julio de 2014.

La sacarosa, al estar en solución tiene la propiedad de girar el plano de luz polarizada a la derecha $+66,5^\circ$; por lo que recibe el nombre de dextrorrotatoria. Asimismo, la sacarosa tiende a invertirse en un proceso llamado hidrólisis.

2.1.1.1. **Sacarosa invertida**

Es el nombre que recibe la sacarosa al desdoblarse o dividirse en fructuosa y sacarosa por hidrólisis. La hidrólisis se refiere a la incorporación de una molécula de agua en la molécula de sacarosa, dando como resultado la descomposición en los monosacáridos que la forman, glucosa y fructosa.

Esta hidrólisis ocurre en medios ácidos (bajo pH), a elevadas temperaturas y por la presencia de enzimas.

Se le conoce como azúcar invertida debido a que el ángulo de rotación del plano de la luz polarizada se invierte de derecha a izquierda por la presencia de fructuosa.

2.1.2. Glucosa y fructuosa

La glucosa que también se conoce como dextrosa es un monosacárido dextrorrotatorio con una dulzura 0,75 veces la del azúcar. Es una fuente principal de energía para los organismos vivos. Su nombre químico es α -glucosa y su fórmula química es $C_6H_{12}O_6$.

La fructosa o levulosa es un monosacárido levorrotatorio (gira a la izquierda la luz polarizada) con una dulzura 1,4 a 1,7 veces la del azúcar. Su nombre químico es D-fructosa y su fórmula química es $C_6H_{12}O_6$.

En la industria azucarera a estos compuestos se les llama azúcares reductores, porque al reaccionar con soluciones de cobre II, en medio alcalino y en caliente lo reducen a cobre I. Reacción descubierta por Fehling en 1848.

Cabe mencionar que estos azúcares reductores son indeseables en el proceso de producción de azúcar, ya que el único componente que puede transformarse en cristales de azúcar es la sacarosa.

2.2. Proceso de producción de azúcar

Las operaciones se desarrollan por medio de tres procesos operativos principales:

- Agrícola
- Industrial
- Comercial

2.2.1. Agrícola

Comprende desde la preparación de la tierra y siembra de la caña hasta la entrega de la misma en la fábrica. La siembra de la caña de azúcar comienza con la preparación de los surcos para la siembra de los vástagos con yemas; durante su crecimiento se toma en cuenta la fertilización, riego, control de malezas y plagas. Cuando la caña de azúcar está en sus últimos meses de crecimiento se le agrega madurante. La cosecha se da cuando las cañas llegan a su punto de maduración, que es el punto de mayor concentración de sacarosa en la planta.

El corte de la caña se realiza de dos maneras: la primera por medio de cortadoras (máquinas que quitan las hojas, despuntan la caña y la parten en trozos) la caña que es cortada de este modo se le conoce como caña mecanizada. La segunda forma es el corte manual, realizado por los cortadores utilizando machetes. El corte es de caña quemada o de caña en verde (corte de caña que no ha sido quemada).

Finalmente la caña de azúcar es transportada al ingenio por medio de contenedores llamados jaulas. El tiempo máximo entre el corte y la entrega al ingenio es de 48 horas, ya que si se excede este tiempo la sacarosa se invierte.

2.2.2. Industrial

Empieza por la recepción de la caña, y continúa con la preparación de la misma, siguiendo con la extracción de jugos, clarificación, evaporación, cristalización, centrifugado, secado y finalizando con el empaque.

2.2.2.1. Patios de caña

La caña que llega del campo se dirige a la bascula en donde se pesa la cantidad de toneladas que las jaulas están ingresando al ingenio y luego pasa al *core-sampler*, equipo cuyo trabajo es tomar muestras de la caña para ser analizadas en el laboratorio de caña, con el fin de determinar las características de calidad, el contenido de sacarosa, fibra y nivel de impurezas. Luego se conduce a los patios donde se dispone directamente en las mesas, para su lavado (con agua o en seco) para dirigirla a una banda conductora que alimenta las picadoras.

2.2.2.2. Picado de caña

Las picadoras son unos ejes colocados sobre los conductores, provistos de cuchillas giratorias que cortan los tallos y los convierten en fragmentos que permiten extraer la fibra y exponer la mayor cantidad de sacarosa, para facilitar así la extracción del jugo en los molinos.

2.2.2.3. Molienda

La caña de azúcar preparada por las picadoras llega a los tandems de molinos, que mediante presión extraen el jugo; el material sólido obtenido es el bagazo. Para extraer la mayor cantidad de jugo se utiliza la imbibición

compuesta; consiste en agregar agua caliente (agua de imbibición) a la caña en el último molino y recirculando el jugo de extracción de este molino a la caña del molino anterior para extraer mayor sacarosa; a este proceso se le llama maceración. Una vez extraído el jugo el bagazo se conduce a las calderas para ser utilizado como combustible, produciendo el vapor de alta presión que se emplea en la fábrica.

2.2.2.4. Clarificación

El jugo obtenido en la etapa de molienda es de carácter ácido (pH 5,2 aproximadamente), este se trata con lechada de cal, la cual eleva el pH con el objetivo de minimizar las posibles pérdidas de sacarosa. Para una buena clarificación se necesita que la cantidad de cal sea correcta, ya que esto puede variar la calidad de los jugos que se obtienen.

La cal también ayuda a precipitar impurezas orgánicas o inorgánicas que vienen en el jugo; para aumentar o acelerar su poder coagulante se eleva la temperatura del jugo encalado.

En la clarificación del jugo por sedimentación, los sólidos no azúcares se precipitan en forma de lodo llamado cachaza, el jugo claro que queda en la parte superior del tanque.

2.2.2.5. Evaporación

El jugo clarificado se recibe en los evaporadores con un porcentaje de sólidos solubles entre 13 % al 15 % y se obtiene una meladura con una concentración aproximada de sólidos solubles del 60 % al 65 %.

Este proceso se da en evaporadores de múltiples efectos al vacío, que consisten en un conjunto de evaporadores dispuestos en serie, paralelo o mixtos dependiendo del diseño y la capacidad del ingenio. El jugo entra primero en el prevaporador y se calienta hasta el punto de ebullición. Al comenzar a ebullición se generan vapores de agua y de compuestos volátiles propios del jugo de la caña (vapor vegetal) los cuales sirven para calentar el jugo en el siguiente efecto, logrando así el menor punto de ebullición en cada evaporador; obteniéndose la meladura como producto final de la evaporación con una concentración de sólidos disueltos de aproximadamente 65 %.

Algunos ingenios clarifican la meladura antes de pasar a la etapa de cristalización por medio de una fosfoflotación, que es la reacción entre ácido fosfórico y sacarato de calcio que reaccionan para atrapar las impurezas y un floculante que las aglomera y que por flotación son eliminadas de la meladura.

2.2.2.6. Cristalización

La cristalización se realiza en los tachos, que son aparatos a simple efecto que se usan para procesar la meladura y mieles A y B, con el objetivo de producir azúcar cristalizada mediante la aplicación de calor. El material resultante que contiene líquido (miel) y cristales (azúcar) se denomina masa cocida.

Se cristalizan tres tipos diferentes de azúcar: A, B y C. El azúcar A es la de tipo comercial; esta se cristaliza alimentando el tacho con magma B (pasta de azúcar B con agua) y meladura. Se cristaliza y desarrolla el cristal cuando la templa ha llegado a la concentración de sólidos disueltos esperada; se hace un corte, es decir, parte del material que hay en ese tacho se transfiere a otro, de tal modo que el volumen sea el mismo en cada tacho. Este proceso se repite

dos veces y se vota la templa. El producto obtenido es la masa cocida A, la cual se dirige a la centrifuga en donde se separa en miel A y azúcar A, el cristal de esta ya tiene el tamaño necesario para comercializarse.

El azúcar B se cristaliza alimentando magma C (pasta de azúcar C y agua) y miel A al tacho. Cuando el cristal se desarrolla y llega a la concentración deseada se deja caer la templa, teniendo como producto masa B, la cual se dirige a la centrifuga para ser separada en azúcar B y miel B.

Finalmente el azúcar C se cristaliza utilizando semilla y miel B. La semilla que se utiliza para hacer crecer el cristal está hecha de azúcar crudo o azúcar blanco, mezclado con etanol o alcohol isopropílico. Ambos se introducen en un molino ya sea horizontal o vertical, con agitación en el interior o movidos por cilindros desde la parte de afuera. Se introduce la semilla para su cristalización y luego se desarrolla hasta que llegue al Brix deseado, se suelta la templa y se obtiene la masa C.

La masa C es dirigida a los tanques de cristalización, los cuales pueden ser horizontales con aspas o uno vertical para depositar más sacarosa en los cristales. Es una cristalización por enfriamiento. El tiempo de retención en estos cristalizadores depende de las características de la masa C que se produce en el ingenio.

Antes de que pase a la centrifuga es necesario calentarla para disminuir la densidad. En la centrifuga se separa en miel final o melaza y azúcar C.

2.2.2.7. Centrifugación

La centrifugación consiste en la separación de un sólido y un líquido. En este caso se utiliza para separar la miel de la azúcar producida.

La centrifugas utilizadas para separar la miel A y el azúcar A es de tipo batch, mientras que la centrifugas continuas se utilizan para separar la masa B y la masa C por ser más densas.

El azúcar es lavada con agua dentro de la centrifuga por unos aspersores por aproximadamente unos 10 segundos.

2.2.2.8. Secado/enfriado

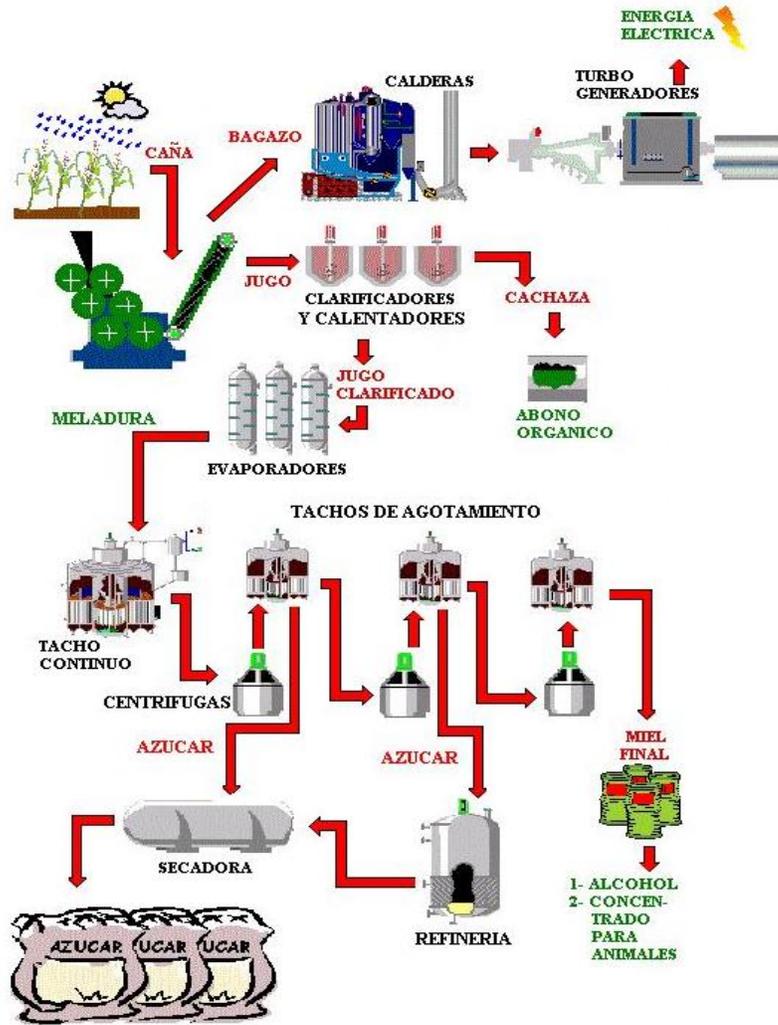
Para eliminar el agua de lavado del centrifugado se hace pasar el azúcar al proceso de secado, y alcanzar niveles de humedad entre 0,2 % para azúcar crudo y 0,03 % para azúcares blancos.

2.2.2.9. Empaque

El azúcar sale directamente de la secadora a las bodegas de almacenamiento. Luego, se transporta a las empacadoras para su comercialización. La centrifugación consiste en la separación de un sólido y un líquido.

A continuación se muestra el diagrama donde se describe el proceso de producción del azúcar.

Figura 3. Proceso de producción de azúcar



Fuente: *Planteamiento de hipótesis problemática y propositiva*. <http://alexander-ingenieros.blogspot.com/2011/06/planteamiento-hipotesis-problematica-y.html>.

Consulta: 27 de enero 2014.

2.3. Proceso de producción de azúcar refino

La principal tarea de las refinerías es la remoción de color. El proceso de refinación debe ser diseñado de acuerdo con la calidad del azúcar crudo que se procesa. La mayoría del azúcar refino producido tiene una pureza por encima de 99,9 % y un color ICUMSA menor de 45.

Las operaciones unitarias empleadas en las refinerías son similares a las que se encuentran en las fábricas de azúcar crudo, como la cristalización, centrifugado y secado. Sin embargo, la materia prima tiene una pureza significativamente mayor, lo cual cambia los detalles de diseño y operación.

A continuación se describe el proceso de refinería que se utilizaba en el ingenio en donde se llevó a cabo la investigación.

La primera etapa es la disolución del azúcar crudo y estándar que se obtiene del área de fábrica; cada tipo de azúcar se disuelve en tanques de agitación separados. La temperatura constante de disolución es de 85 °C y manteniendo los grados Brix en 58. Como el azúcar crudo tiene un color muy alto aproximadamente 450 ICUMSA; este debe pasar por un proceso de clarificación. Por lo que en el tanque de disolución se le agrega un decolorador.

Luego la disolución de azúcar crudo pasa a un tanque *buffer* (el cual contiene otros residuos de azúcar del proceso de refinería), donde se le agrega ácido fosfórico. Seguidamente pasa a los tanques de reacción donde se le agrega sacarato de calcio y un agente floculante. De tal forma que la reacción química entre el ácido fosfórico y el sacarato de calcio da como resultado partículas de suciedad, que el floculante aglomera. Esto pasa a los tanques de clarificado en donde se elimina la espuma de color café que son los

conglomerados del fluido por flotación. Luego se pasa por filtros vibratorios y finalmente se vierte en el tanque de licor clarificado.

La tercera etapa es la filtración, que es necesaria para remover la turbidez y los sólidos suspendidos en el licor. En los filtros de hojas verticales se utiliza la tierra diatomácea como un ayudante de la filtración, la cual hace una precapa en las placas de los filtros e impide que se tapen por los sólidos suspendidos. Después de esta filtración se obtiene el licor que irá al proceso de cristalización, llamado licor filtrado.

La cuarta etapa es la cristalización que se lleva a cabo en los tachos a vacío, en donde se introduce cierta cantidad de licor filtrado y jarabe (que se obtiene de la recirculación de la miel que se forma de la descarga del tacho). El licor dentro del tacho debe llegar entre los 75-78 °Brix, a una temperatura entre 130-140 °F. Luego, se siembra la semilla, que no es más que cristales de un tamaño bien definido y la cual propicia la nucleación, es decir el crecimiento del cristal de azúcar. Al finalizar la cristalización cae la templa y se pasa a las centrifugas.

El centrifugado es la quinta etapa, en donde se separa el cristal de azúcar de la masa cocida mediante centrifugado.

La siguiente etapa es el secado, en donde, el azúcar refino es transportado a un precalentador antes de ser enviado al secador/enfriador. En los tubos de la parte interna pasa el aire caliente, y en los externos pasa el aire frío, el cual se obtiene de un *chiller*.

Finalmente pasa al empaque y almacenamiento, en donde el azúcar refino que sale del secador pasa a unas zarandas, para eliminar el azúcar que

no lleva el tamaño adecuado y el polvillo, los cuales son almacenados en sacos jumbos, ya que serán disueltos en el tanque de disolución externo en caso que el nivel del tanque de licor baje por falta de azúcar crudo y estándar. Luego, el azúcar se separa para su almacenamiento en el domo y otra parte se va al área de empaque.

Los productos de fábrica y de refinería son sometidos a un control de calidad a través de análisis cuantitativos y cualitativos llevados a cabo en el laboratorio de control de calidad del ingenio.

En la refinería, para los flujos de entrada y de salida de cada etapa del proceso, se analiza la concentración de sólidos disueltos (Brix), cantidad de sacarosa aparente (pol %) y análisis de color.

2.4. Metodología de análisis de color para productos de refinería

Las metodologías de análisis que se utilizan en la industria azucarera están estandarizadas por ICUMSA. En este caso la metodología a utilizar es la GS2/3-9 (2007) determinación del color en solución del azúcar blanco a pH 7,0.

Este método se utiliza para la determinación del color en solución de azúcar, así como para azúcares cristalizados, azúcares blancos en polvo y jarabes muy puros. El fundamento de esta metodología es la disolución del azúcar o de los jarabes puros en una solución *buffer* de pH 7. Se filtra la solución por un filtro de membrana para eliminar la turbidez. Se mide la absorbancia de la solución filtrada a una longitud de onda de 420 nm y se calcula el color de la solución.

Según el método la solución *buffer* está formada por trietanolamina y ácido clorhídrico (tampón TEA/HCl); sin embargo este *buffer* no se utiliza en el país, ya que la trietanolamina está catalogada como precursor de drogas por las leyes nacionales. Así que en los ingenios se llega a pH 7 con soluciones de hidróxido de sodio al 0,1N y ácido clorhídrico al 0,1N.

El procedimiento consiste en hacer una relación de peso 1:1 entre la muestra y el agua desmineralizada, luego disolver a temperatura ambiente, llevarla a pH 7 y filtrar la muestra, finalmente leer la absorbancia y la materia seca refractométrica (RDS) de la solución, que no es más que el Brix.

El cálculo del color se hace a través de la concentración de sólidos en la solución *c*, a partir del valor de RDS. Se toma en cuenta la concentración del *buffer* en la solución de ensayo multiplicando el valor del RDS por el factor 0,989 para obtener un RSD corregido. Con el dato de RSD se obtiene la densidad (ρ en kg/m^3 de la solución analizada) a través de una interpolación de los valores que se presentan en la tabla I.

Tabla I. **Relación de porcentaje RSD y densidad**

% RDS	Densidad (kg/m^3)
47	1 213,3
48	1 218,7
49	1 224,2
50	1 229,7
51	1 235,2
52	1 240,7
53	1 246,3

Fuente: ICUMSA, *Libro de Métodos*, 2007. SPS-4 (Standar Especifications). p.6.

Con los datos obtenidos se calcula la concentración de la solución, utilizando la ecuación 1.

$$c = \frac{(RDS \text{ corregido}) * \rho}{10^5} \quad (\text{Ec. 1})$$

Donde:

c = concentración de la solución (g/mL)

RDS corregido = materia seca refractométrica (%)

ρ = densidad (kg/m³)

Finalmente el cálculo del color ICUMSA se hace utilizando la ecuación 2:

$$Color = \frac{1000 * A_s}{b * c} \quad (\text{Ec. 2})$$

Donde:

Color = color de solución ICUMSA (UI)

c = concentración de la solución (g/mL)

A_s = absorbancia (A)

b = tamaño de la celda (cm)

2.5. Evaporación

La transferencia de energía en forma de calor es común en las diferentes etapas de la producción de azúcar. La transferencia de energía se produce del medio con la temperatura más elevada hacia el medio con la temperatura más baja, a la razón o velocidad a la cual se transfiere este calor se le llama

transferencia de calor. Esta transferencia se detiene cuando ambos medios están a la misma temperatura.

La transferencia de calor de un líquido en ebullición recibe el nombre general de evaporación. En la evaporación se elimina el agua de una solución acuosa.

El proceso de evaporación en la producción de azúcar consiste en la conexión de varios evaporadores (múltiple efecto) ya sea en serie, paralelo o una combinación de ambos. La decisión del número de efectos y su conexión se basan en la capacidad del ingenio.

Para comprender el proceso de evaporación de múltiple efecto, es necesario comprender cómo funciona un evaporador individualmente o como efecto simple.

2.5.1. Evaporadores de efecto simple

Un evaporador de efecto simple se refiere a que la evaporación del fluido se hace en un solo evaporador. La solución acuosa entra al evaporador a una temperatura T_f en el tubo de intercambiador de calor en donde entra el vapor de agua a una temperatura T_s , que es la temperatura del vapor de agua saturado. El vapor condensado sale en forma de pequeños chorros con una temperatura T_1 .

Se supone que la solución en el evaporador está completamente mezclada y dentro del evaporador la solución tiene la misma composición y misma temperatura T_1 , que corresponde al punto de ebullición de la solución.

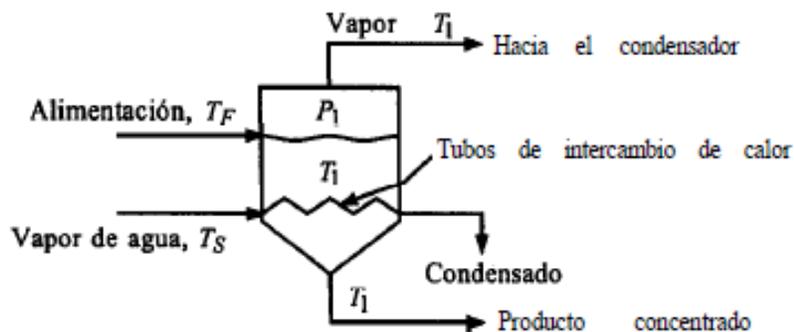
La temperatura del vapor también es T_1 pues está en equilibrio con la solución a ebullición. Mientras que la presión P_1 es la presión de vapor de la solución a una temperatura T_1 .

Es decir, que tanto la solución como el vapor que se genera de la ebullición y el producto condensado tendrán una misma presión y una misma temperatura debido al equilibrio que hay con la solución que se evapora.

Si se supone que la solución que se va a evaporar es bastante diluida y parecida al agua, 1 kg de vapor de agua condensándose evaporará aproximadamente 1 kg de vapor de agua de solución, esto será cierto siempre que la alimentación tenga una temperatura T_f cercana al punto de ebullición.

La figura 4 muestra las propiedades de cada flujo que entra y sale del evaporador de simple efecto.

Figura 4. **Diagrama de un evaporador de simple efecto**



Fuente: GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 550.

Sin embargo, este tipo de evaporación genera una gran pérdida del vapor que se obtiene de la evaporación del agua de la solución. Por tanto este no es utilizado en la industria azucarera.

2.5.2. Evaporadores de efecto múltiple

Los evaporadores de efecto múltiple se refieren a que la evaporación se llevará a cabo en un conjunto de evaporadores conectados en serie o en paralelo; según convenga; asimismo el flujo de la solución acuosa y del vapor va en paralelo o contracorriente.

En la industria azucarera se prefiere utilizar evaporadores de efecto múltiple conectados en serie y con flujo paralelo, ya que se obtiene un ahorro de vapor de escape y se evapora la mayoría de agua, ya que la cantidad de sólidos disueltos (Brix) alcanza un rango de 65 a 68 %.

Por otra parte, el rango o el Brix máximo que alcanza el licor depende de su grado de saturación, es decir, que no es mayor a la concentración de saturación, debido a que si este límite se excede, el licor empezará a cristalizarse dentro del evaporador.

Los evaporadores de efecto múltiple funcionan muy parecidos a los de efecto simple. La diferencia radica en que el vapor que se obtiene en el primer efecto alimenta al segundo efecto, donde hay una nueva evaporación de la solución, el vapor obtenido de esta nueva evaporación alimenta al tercer efecto, se repite este procedimiento hasta el penúltimo efecto.

En el último efecto los vapores obtenidos de la evaporación se llevan a un condensador barométrico y la solución pasa a la siguiente etapa.

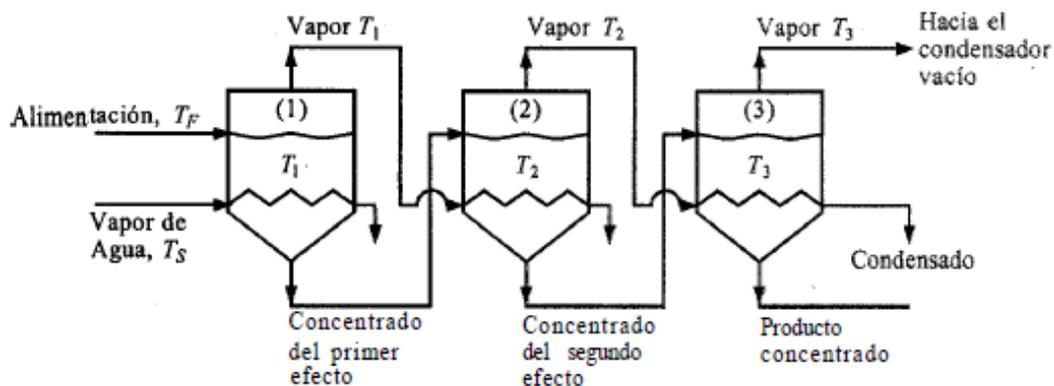
Debido a las sangrías que se realizan a todos los evaporadores del “tren” se logra un ahorro de vapor según los principios de Rillieux. El primero dice “en un evaporador multiefecto con N efectos, 1 kg de vapor evaporará N kg de agua” Peter Rain (2012, p. 318). Es decir, que con solo 1 kg de vapor de escape se evaporará 1 kg de agua de cada efecto. Por ejemplo, si se tiene un tren de evaporadores de cuarto efecto, se tendría que por 1 kg de vapor de escape se evaporarán 4 kg de agua.

El segundo principio dice “Cuando se efectúan extracciones de vapor desde el i-esimo efecto en un tren de evaporador multiefecto de N efectos, para ser utilizados en reemplazo de escape en otra aplicación distinta de los evaporadores, el ahorro de vapor será i/N veces la cantidad de vapor utilizado para esta tarea” Peter Rain (2012, p. 318). Es decir, que la sangría de vapor de agua que sale del evaporador anterior se convierte en la alimentación de vapor del siguiente efecto, por lo que ya no es necesaria la inyección de vapor de escape, generando un ahorro en el vapor de escape que se obtiene de las turbinas.

El tercer principio que fue agregado por Chen y Chou (1993, p.111) que dice “En todo lugar donde se condense vapor o extracciones de vapor, se deben efectuar arreglos que permitan liberar continuamente los gases incondensables”. Se refiere a la necesidad de introducir un condensador barométrico para los gases.

La figura 5 muestra la configuración de un tren de evaporadores de múltiple efecto.

Figura 5. Diagrama de evaporadores de efecto múltiple



Fuente: GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. p. 551.

La temperatura T_f es la temperatura a la cual entra la solución al primer efecto. La temperatura T_1 va a ser igual para el vapor de escape y para la solución, porque se asume que la solución está bien homogeneizada dentro del evaporador, y que tanto el vapor como la solución están en equilibrio. Lo mismo sucede para la temperatura T_2 y T_3 .

Cabe mencionar que a través del tren de evaporación la presión tiende a disminuir y por ende la temperatura. Ambas disminuyen porque la presión de vapor que se recibe del efecto anterior es más baja. Si la presión es más baja significa que la temperatura de ebullición de la solución también disminuye porque la presión de vapor del agua debe llegar a la misma presión del ambiente a la que está sujeta para ebullicir.

Asimismo, el coeficiente de transferencia de calor de un efecto a otro va disminuyendo; esto se debe al hecho de que el fluido que entra al siguiente efecto está más concentrado, por ende está más viscoso; lo que dificulta el intercambio de calor.

2.5.3. Coeficiente de transferencia de calor

El coeficiente de transferencia de calor indica la cantidad de calor que se transfiere por unidad de área y unidad de temperatura. Para su cálculo se utiliza la siguiente ecuación.

$$k = \frac{Q}{A\Delta T} \quad (\text{Ec. 3})$$

Donde:

k = coeficiente global de transferencia de calor ($\text{kW}/\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$)

Q = carga térmica (kJ/s)

A = área de transferencia de calor (m^2)

ΔT = diferencial de temperatura ($^\circ\text{C}$)

En un evaporador las temperaturas de trabajo y la del líquido en ebullición son constantes, por lo que el diferencial de temperatura está únicamente entre la temperatura del vapor que se condensa y la temperatura del líquido a la salida del evaporador.

Sin embargo, también se debe tomar en cuenta la elevación del punto de ebullición debido a que el líquido cambia sus propiedades fisicoquímicas conforme se va concentrando. El grado de aumento está determinado por la concentración de sólidos disueltos (Brix).

Se calcula con la siguiente ecuación:

$$\Delta t_b = \frac{2 * Bx}{100 - Bx} \quad (\text{Ec. 4})$$

Donde:

Δt_b = elevación del punto de ebullición (°C)

Bx = Brix de licor a la salida de cada efecto (%)

Teniendo esta elevación de punto de ebullición se puede proceder a calcular el diferencial de temperatura. En donde $T_{v,i}$ es la temperatura del líquido a la salida del evaporador, o bien, la temperatura del vapor vegetal que sale de cada efecto. Esto se debe a la suposición del equilibrio entre el vapor de agua y el líquido en ebullición dentro del evaporador, ya que ambos tienen la misma temperatura y la misma presión.

$$\Delta T = T_v - (T_{v,i} + \Delta t_b) \quad (\text{Ec. 5})$$

Donde:

ΔT = diferencial de temperatura (°C)

T_v = temperatura del vapor que se condensa (°C)

$T_{v,i}$ = temperatura del vapor vegetal de cada efecto (°C)

Δt_b = elevación del punto de ebullición (°C)

Mientras que la carga térmica es la cantidad de calor transferida que se obtiene de la siguiente ecuación:

$$\dot{Q} = \dot{m}_{v,i}(h_{v,i} - h_{c,i}) \quad (\text{Ec. 6})$$

Donde:

\dot{Q} = carga térmica (kJ/s)

$\dot{m}_{v,i}$ = flujo másico del vapor en el i-ésimo efecto (kg/s)

$h_{v,i}$ = entalpía del vapor en el i-ésimo efecto (kJ/kg)

$h_{c,i}$ = entalpía del vapor condensado en el i-ésimo efecto (kJ/kg)

2.5.4. Aumento del color en la evaporación

El aumento de color en la evaporación está relacionado con las altas temperaturas y con tiempos de residencia prolongados. Se relaciona con altas temperaturas por la hidrólisis de la sacarosa, ya que la disociación del agua produce una mayor concentración de hidronios (H^+) lo cual disminuye el pH. Asimismo, existe formación de pOH el cual propicia el desdoblamiento de la sacarosa; a valores de pOH 5,0 los azúcares reductores reaccionan con los hidroxilos formando aldehído pirúvico que es un precursor de color.

Si se mantiene por mucho tiempo el licor dentro de los evaporadores a altas temperaturas hay pérdidas de sacarosa por la inversión y por lo tanto formación de color. La formación de color se presenta principalmente en los primeros efectos en donde las temperaturas son más elevadas. Por lo anterior, se sabe que “si el tiempo de retención del material azucarado dentro del equipo es menor, se incrementan las temperaturas sin afectar el color (menos del 15 %)", según Honig.

A continuación se muestra una tabla con la relación de tiempo de retención y temperatura.

Tabla II. **Relación entre el tiempo de retención y la temperatura que influye en la formación de color en los jugos**

Tiempo de retención (min)	Temperatura del jugo (°C)
2	120
3	115
6	110
12	105

Fuente: HONIG, Pieter. *Principios de tecnología azucarera*. p.135.

“Es mejor utilizar los evaporadores con tiempos bajos de residencia tales como evaporadores de película descendente, porque se minimizan las pérdidas de sacarosa y la formación de color” Peter Rain (2012, p. 320). El evaporador de placas es otra opción de bajo tiempo de residencia.

2.5.5. Tipos de evaporadores

Existe una gran variedad de evaporadores ya que se fabrican en diferentes tamaños y diseños por lo que también cambian sus componentes y su funcionamiento. A continuación se describen algunos de ellos.

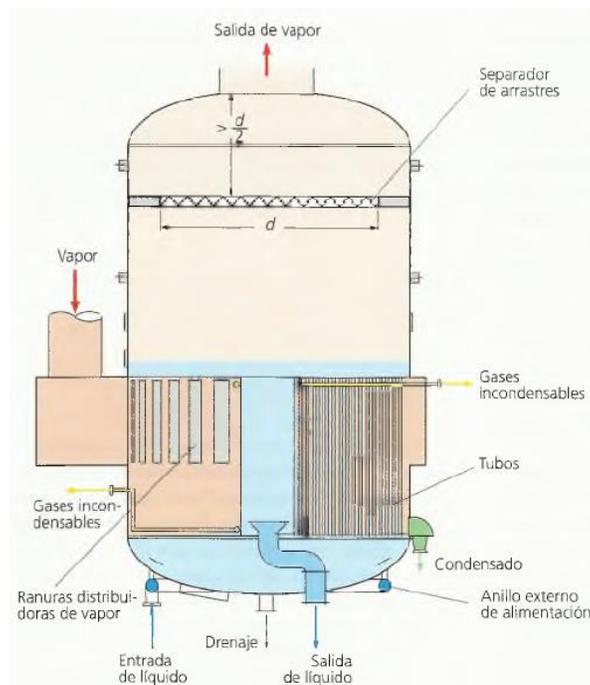
2.5.5.1. Evaporadores Robert

Son evaporadores de calandria con tubos verticales de 38 a 51 mm de diámetro y longitudes de tubo en el rango de 1,5 a 3 m. La mayoría de las calandrias cuentan con un tubo de diámetro mayor en el centro del evaporador,

para mejorar la transferencia de calor y permitiendo la salida del líquido concentrado.

La evaporación por descomposición instantánea (evaporación *flash*), del líquido que entra promueve la circulación y la transferencia de calor.

Figura 6. **Evaporador tipo Robert**

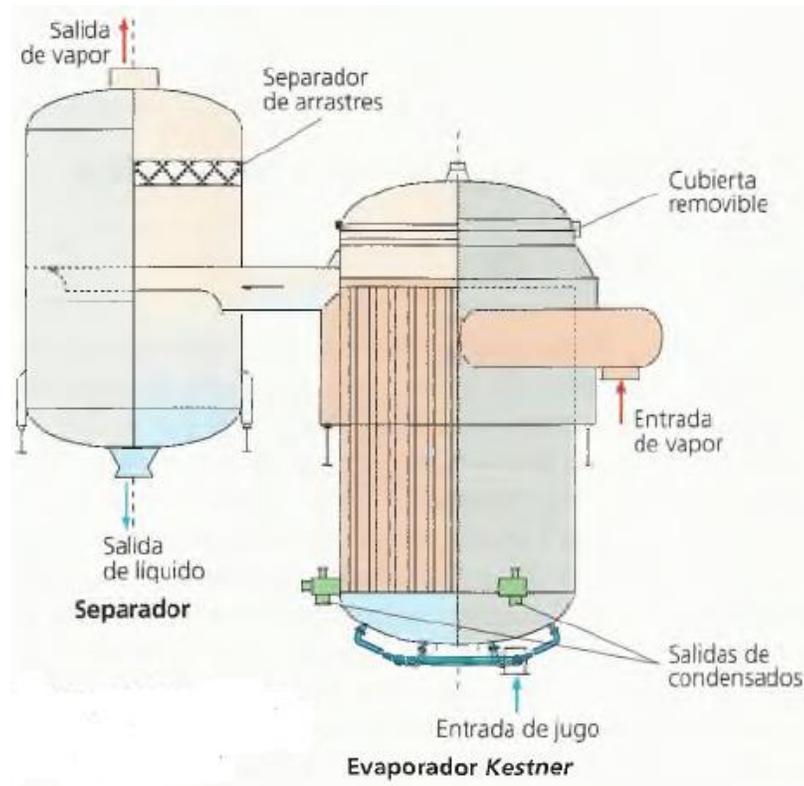


Fuente: RAIN, Peter. *Ingeniería de la caña de azúcar*. p. 339.

2.5.5.2. Evaporadores Kestner

También se conocen como evaporador de tubos largos con película ascendente, se utiliza cuando se requiere una gran capacidad ya que proporciona arreglos de evaporación compactos empleando tubos de mayor longitud (6 a 7,5 m).

Figura 7. **Evaporador tipo Kestner o evaporador de tubos largos con película ascendente**



Fuente: RAIN, Peter. *Ingeniería de la caña de azúcar*. p. 339.

2.5.5.3. Evaporadores tubulares de película descendente

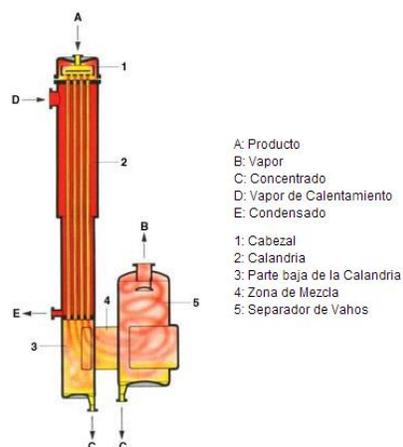
Estos evaporadores son muy utilizados debido a su capacidad de trabajar con productos termosensibles como la sacarosa, por su alta eficiencia, economía, rendimiento y por elevados coeficientes de transferencia de calor.

Estos equipos son alimentados en la parte superior, generando una distribución homogénea del producto dentro de los tubos y así producir una película descendente de iguales características. Si esto no ocurre se produce una baja eficiencia de evaporación, ensuciamiento prematuro de los tubos y eventualmente un taponamiento de los mismos.

Dentro de los tubos se produce la evaporación parcial, y el producto que está siendo concentrado permanece en íntimo contacto con el vapor que se genera, ya que ambos fluidos que circulan en paralelo abandonan el equipo por la parte inferior; donde se produce la separación de las dos fases. El flujo concentrado pasa a las bombas, mientras que el vapor se envía a un condensador o al siguiente efecto.

En la siguiente figura se muestra la circulación de los fluidos dentro del evaporador.

Figura 8. **Evaporador tubular de película descendente**



Fuente: GEA. *Evaporadores película descendente*. http://www.gea-niro.com.mx/lo-que-suministros/evaporadores_película_descendente.asp. Consulta: 27 de mayo de 2014

2.5.5.4. Evaporador de placas

El evaporador de placas no es más que un intercambiador de calor que consta de una serie de placas con pasos corrugados y aplastados para el flujo. Los fluidos caliente y frío se dan en pasos alternados, de este modo cada corriente de fluido frío queda rodeada por dos corrientes de fluido caliente, lo que da por resultado una transferencia más eficaz de calor.

La ventaja de este equipo es que se limpia únicamente con hervir agua dentro del evaporador.

Los evaporadores instalados en la refinería están compuesto de dos cubiertas de acero al carbono (la placa de la armazón y la placa de presión) entre los cuales las placas se presionan entre sí por medio de tornillos de apriete.

La placa de la armazón es estacionaria, mientras que la placa de presión es móvil a lo largo de la barra de transporte.

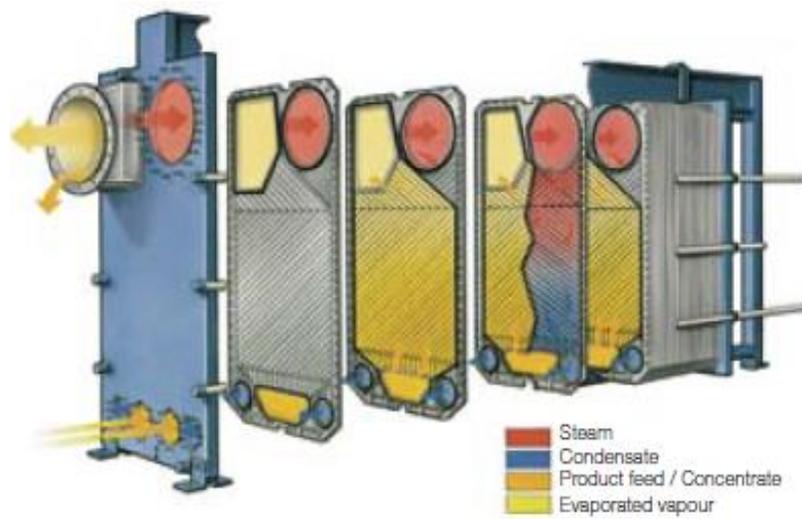
El evaporador está diseñado para una alta eficiencia de evaporación de película descendente. El líquido a evaporar entra a través de dos conexiones de alimentación ubicadas en el centro de la parte inferior de la unidad.

El líquido evaporado se eleva a través de los canales de la placa y sale del equipo a través de la conexión de la parte superior izquierda como una mezcla de líquido-vapor.

El medio de calentamiento es el vapor y entra a la unidad por la parte superior derecha y al transferir su calor abandona el sistema como agua (el vapor se condensa), a través de unos tubos conectados en la parte inferior.

A continuación se muestra el diagrama de los flujos de vapor y líquido a través del evaporador de placas.

Figura 9. **Evaporador de placas**



Fuente: Alfa Laval. AlfaVap range. *Plate evaporators*. p. 1

3. DISEÑO METODOLÓGICO

3.1. Variables

Las variables que se analizaron en este estudio se dividen en independientes, dependientes y constantes; según el objetivo a evaluar. La tabla III muestra estas variables.

Tabla III. **Variables independientes, dependientes y constantes**

Objetivo	Variable	Unidades	Independiente	Dependiente	Constante
1	Brix de licor filtrado	%	X		
	Absorbancia	A	X		
	Color de licor filtrado	UI		X	
2	Brix licor filtrado	%	X		
	Brix licor salida de cada efecto	%	X		
	Flujo de licor filtrado	kg/h			X
	Flujo de vapor vegetal	kg/h		X	
	Flujo de licor entrada de cada efecto	kg/h		X	
	Temperaturas de vapor vegetal	°C			X
	Tiempo de retención	min			X
	Área de transferencia de calor	m ²		X	
	Coefficiente de transferencia de calor	kW/m ² *°C		X	

Continuación de la tabla III.

3	Brix licor filtrado	%	X		
	Brix licor salida de cada efecto	%	X		
	Flujo de licor filtrado	kg/h			X
	Flujo de vapor vegetal	kg/h		X	
	Flujo de licor entrada de cada efecto	kg/h		X	
	Temperaturas de vapor vegetal	°C			X
	Eficiencias de turbinas	lb vapor/kWh			X
	Ahorro de vapor	kg/h		X	
	Ahorro de bagazo	TM		X	
	Precio 1 kWh	\$			X

Fuente: elaboración propia.

3.2. Delimitación del campo de estudio

La eficiencia evaluada está delimitada para el color del licor que es su parámetro de calidad, la comparación de coeficientes de transferencia de operación y teóricos, el ahorro de vapor y su consecuencia en cuanto al ahorro de bagazo e ingreso económico por venta de energía eléctrica.

Para determinar el efecto del sistema de evaporación sobre el color de licor, se tomaron muestras a la entrada y salida del sistema, analizadas con el

método ICUMSA y con el apoyo del laboratorio de control de calidad del ingenio en donde se llevó a cabo el estudio.

Para la cuantificación del ahorro de vapor, ahorro de bagazo y el ingreso económico por venta de energía eléctrica, se asumió una diferencia de eficiencias de turbinas de escape y de condensado, de 5 lb de vapor por kWh y el precio de 1 kWh de \$0.13. Asimismo se considera que una caldera consume 1 lb de bagazo por 2 lb de vapor que produce, para calcular el bagazo ahorrado.

Los valores obtenidos son válidos únicamente para los días en que se muestreo el perfil de Brix. El ingreso económico es calculado para una zafra asumiendo el mismo flujo de vapor total en la evaporación durante este período.

3.3. Recursos humanos disponibles

- Investigadora: Br. Maria Fernanda Matías Chávez
- Asesor del proyecto: Ing. Byron de Jesús López Maldonado
- Equipo de investigación industrial de CENGICAÑA: Ing. Mario Muñoz, Francisco Méndez y Abel Palma
- Personal de refinería del ingenio

3.4. Recursos materiales disponibles

Los recursos físicos empleados fueron proporcionados por el Laboratorio de Control de Calidad, así como equipo de laboratorio del área de Investigación Industrial.

3.4.1. Equipo y cristalería

En la tabla siguiente se incluye el equipo y cristalería utilizados.

Tabla IV. **Cristalería y equipo**

Nombre del equipo y cristalería	Imagen
Balanza semianalítica Satorius Serie: AX623	
Plancha de agitación para 10 plazas. LBX SO4X10	
Potenciómetro Thermo Orion	
Refractómetro de mano Atago	
Espectrofotómetro Varian Cary50	
Beacker plástico semitransparente de 250 mL y 500 mL	
Filtros portamembranas para membranas de 0.45 um	
Jeringa plástica de 20 mL	
Cubeta para espectrofotómetro de 10 mm	
Piseta de 500 mL	
Pipeta Pasteur plástica de 3 mL	
Barras magnéticas de agitación de 9 mm de diámetro y 36 mm de largo	

Fuente: elaboración propia.

3.4.2. Reactivos

- Hidróxido de sodio al 0,1N: pesar 4,8 g de NaOH en un vidrio reloj; diluir en 50 mL de agua destilada; verter la solución en un balón de aforo en 500 mL, completar el volumen con agua desmineralizada y homogeneizar.
- Ácido clorhídrico al 0,1N: en un balón de aforo de 500 mL agregar 200 mL de agua destilada; adicionar 4,2 mL de ácido clorhídrico concentrado moviendo el balón en círculos para agitar la solución y complete el volumen de agua destilada, homogenizar.

3.4.3. Otros materiales

- Botes plásticos con tapadera para tomar muestras
- Kimwipes

3.5. Técnica cuantitativa o cualitativa

Para cada una de las variables analizadas se utilizó una técnica cuantitativa, que permitió las comparaciones de color de licor, coeficientes de transferencia de calor y cuantificar el ahorro de vapor y su efecto en el bagazo y venta de energía eléctrica.

3.5.1. Análisis de color para licor. Método GS2/3-9 (2007), determinación del color en solución de azúcar blanco a pH 7,0

- Hacer una dilución 1:1, pesando la misma cantidad de muestra como de agua desmineralizada.
- Diluir la muestra en una plancha de agitación con una barra magnética. Observar que se haya diluido bien la muestra antes de continuar al siguiente paso.
- Llevar la solución a pH $7 \pm 0,02$, utilizando soluciones de hidróxido de sodio al 0,1N y ácido clorhídrico a 0,1N, las cuales aumentan o disminuyen el pH, según sea necesario.
- Calibrar el espectrofotómetro a una longitud de 420 nm y con una celda cuadrada de 1 cm llena de agua desmineralizada, leer en el espectrofotómetro hasta que el valor de la absorbancia sea cero. Si no da este valor después de 2 intentos limpiar nuevamente la celda.
- Filtrar la muestra con un filtro portamembrana de 0,45 mm; la solución debe ser inyectada con una jeringa de 20 mL. Lavando primero la jeringa con la solución y luego descargando las primeras gotas de solución filtrada antes de llenar con ella la celda cuadrada de 1 cm del espectrofotómetro. Anotar el dato de la absorbancia leída.
- Con la solución que queda sin filtrar, leer la concentración de sólidos disueltos (Brix) con un refractómetro y anotar dicho dato.

- Se procede al cálculo del color utilizando la ecuación 2, con un tamaño de celda de 1 cm.

3.5.2. Perfil de Brix para el sistema de evaporación

- Tomar una muestra de licor filtrado, leer concentración de sólidos disueltos con un refractómetro. Apuntar los datos de presión de vapor y temperaturas en cada uno de los efectos del sistema de evaporación, así como los flujos de licor entrando y saliendo del sistema.
- Al minuto tomar una muestra de licor evaporado del efecto 1-2 y leer concentración de sólidos disueltos con un refractómetro.
- A los 30 segundos tomar la muestra del efecto 2-3 y leer concentración de sólidos disueltos con un refractómetro.
- A los 30 segundos tomar la muestra del licor evaporado a la salida del sistema y leer concentración de sólidos disueltos con un refractómetro.

3.5.3. Coeficiente de transferencia de calor

- Calcular el flujo de licor a la entrada de cada efecto. Para el primer efecto convertir el flujo volumétrico del licor filtrado a flujo másico. Para ello se debe calcular la densidad del licor filtrado utilizando la siguiente ecuación.

$$\rho(Bx) = (2 \times 10^{-5} * Bx^2 + 0.0037 * Bx + 0.998) * 1000 \quad (\text{Ec. 7})$$

Donde:

ρ = densidad (kg/m^3)

Bx = concentración de sólidos (Brix)

Para los siguientes efectos se debe multiplicar el flujo del efecto n-1 por su concentración de sólidos a la entrada y dividirlo dentro de la concentración de sólidos a la salida de cada efecto.

- Calcular cantidad de agua evaporada. Flujo de licor a la entrada del efecto n menos el flujo de entrada al efecto n+1.
- Calcular el aumento del punto de ebullición para cada uno de los efectos.
- Calcular las entalpías del vapor vegetal que sale de cada efecto y del vapor vegetal que entra al sistema, utilizando las temperaturas respectivas y sustituyéndolas en la siguiente ecuación.

$$h_{v,i}(T) = -1 \times 10^{-11}T^6 + 1 \times 10^{-9}T^5 - 4 \times 10^{-6}T^4 + 0,00077T^3 - 0,05497T^2 + 3,4946T + 2\,490,60 \quad (\text{Ec. 8})$$

Donde:

$h_{v,i}$ = entalpía de vapor vegetal (kJ/kg)

T = temperatura de vapor vegetal i-ésimo efecto ($^{\circ}\text{C}$)

- Calcular la entalpía del agua condensada a la temperatura del vapor de entrada de cada efecto, sustituyendo en la siguiente ecuación.

$$h_{c,i}(T) = 1 \times 10^{-11}T^6 - 1 \times 10^{-11}T^5 + 6 \times 10^{-6}T^4 - 0,00127T^3 + 0,11817T^2 - 1,3749T + 91,902 \quad (\text{Ec. 9})$$

Donde:

$h_{c,i}$ = entalpía del agua condensada (kJ/kg)

T = temperatura de entrada del i-ésimo efecto (°C)

- Calcular el flujo de calor para cada efecto.
- Calcular el coeficiente de transferencia de calor para cada efecto.

Nota: los datos de temperaturas, concentración de sólidos y flujos de jugo filtrado son dados por el perfil de Brix. Los datos obtenidos dan como resultado el balance de masa que se muestra en el apéndice 6.

3.5.4. Ahorro de vapor

- Sumar los flujos de vapor vegetal a la salida de cada efecto para determinar el flujo total de evaporación; información dada por el balance de masa para calcular el coeficiente de transferencia de calor.
- Calcular el flujo de vapor que se utilizaría si no existiera evaporación, para ello se multiplica el flujo total de vapor por 1,1.
- Calcular el flujo de vapor ahorrado. Al flujo de vapor calculado en el paso anterior restar el flujo de vapor a la entrada del sistema de evaporación.

Nota: “se multiplica el flujo de vapor total evaporado por 1,1 porque se sabe que el tacho necesitará 1 lb de vapor vegetal para evaporar 1 lb de vapor de agua”, Baikow (1982).

3.5.5. Ahorro de bagazo

- Calcular el ahorro de bagazo multiplicando el flujo de vapor ahorrado por el factor de 2 lb de vapor por 1 lb bagazo.

3.5.6. Venta energía eléctrica

- Multiplicar el vapor ahorrado por la eficiencia de la turbina de escape.
- Multiplicar el vapor ahorrado por la eficiencia de la turbina de condensados.
- Restar los resultados para obtener el excedente de energía.
- Multiplicar por 24 horas el excedente de energía.
- Multiplicar por los días que dura la zafra.
- Multiplicar el resultado del paso anterior por \$0,13.

3.6. Recolección y ordenamiento de la información

La toma de muestras del licor a la entrada y salida del sistema de evaporación se llevó a cabo cada 15 minutos. La muestra a la salida se tomó 5 minutos después de tomar la muestra a la entrada. Durante el día se hicieron varias mediciones; se repitió el procedimiento para cuatro días consecutivos. Para cada muestra tomada se hicieron dos repeticiones de análisis de color.

Las tomas de muestra para las mediciones del perfil de Brix se hicieron a la entrada del sistema y a la salida de cada efecto, dejando un minuto entre cada uno de los equipos. Las muestras se tomaron durante tres días, una vez por semana, durante medio día.

Los datos calculados se encuentran en el apéndice.

3.7. Tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información

Para cada uno de los parámetros evaluados se elaboró una tabla con las variables necesarias para su estimación. De tal manera que dichas variables fueran manejadas con facilidad.

3.8. Análisis estadístico

Se hicieron análisis estadísticos diferentes para cada uno de los objetivos a evaluar debido a la naturaleza de los datos.

Se aplicó la técnica estadística Anova de un factor para validar las medias de los colores obtenidos del análisis a la entrada y salida del sistema de evaporación. Se utilizó una confiabilidad del 95 % en los datos. A continuación se muestran los resultados.

Tabla V. **Anova de un factor para los datos de color a la entrada y salida del sistema de evaporación**

Grupos	Cuenta	Suma	Promedio	Varianza
Entrada	53	21 678	409,02	10 923,17
Salida	53	21 773	410,81	11 201,19

Origen de las variaciones	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Promedio de los cuadrados	F	Probabilidad	Valor crítico para F
Entre grupos	85,14	1	85,14	0,008	0,93	3,93
Dentro de los grupos	1 150 467,09	104	11 062,18			
Total	1 150 552,24	105				

Fuente: elaboración propia.

Como se puede observar, el valor F calculado es menor a F crítico, por lo que las medias son iguales.

Para determinar si existe o no diferencia significativa entre los colores de licor a la entrada y salida del sistema de evaporación, se utilizó la prueba t por parejas, la cual consiste en comparar el valor t calculada contra el valor t crítica (valor que se encuentra en la bibliografía); si el valor t calculada es menor que el valor t crítica, no hay diferencia significativa entre los colores; si por el contrario t calculada es mayor que la crítica, se considera que hay diferencia significativa entre los colores.

Para evaluar los datos con esta técnica se utilizaron todas las muestras con sus repeticiones, considerando una confiabilidad de los datos del 95 %. Se aplicó el método estadístico utilizando el programa InfoStat versión libre. Las ecuaciones necesarias para este método son las siguientes.

Valor t

$$t = \frac{\overline{x_d} \sqrt{n}}{s_d} \quad (\text{Ec. 10})$$

Donde:

t = valor t calculada

$\overline{x_d}$ = media de las diferencias

s_d = desviación estándar de las diferencias

n = número de muestras totales analizadas

Grados de libertad

$$G = n - 1 \quad (\text{Ec. 11})$$

Donde:

G = grados de libertad

n = número de muestras totales analizadas

Los resultados de este análisis estadístico se presentan a continuación.

Tabla VI. **Prueba t por parejas para el color licor a la entrada y a la salida del sistema de evaporación**

Obs. 1	Obs. 2	Número de muestras	Media de las diferencias	Desviación estándar de las diferencias	t	Valor crítico para t
Color de licor entrada	Color de licor salida	54	-1.81	48.53	-0.27	1.96

Fuente: elaboración propia.

Se puede determinar que no existe diferencia significativa entre el color de licor a la entrada y salida del sistema de evaporación de licor, ya que el valor t calculada es menor al valor t crítica.

Se validaron también los datos de los coeficientes de transferencia de calor para cada uno de los efectos, utilizando el método Anova de un factor y un nivel de confiabilidad del 95 %.

Tabla VII. Anova de un factor para los datos de coeficiente de transferencia de calor de cada uno de los efectos

Grupos	Cuenta	Suma	Promedio	Varianza
Efecto 1	26	32,06	1,23	0,29
Efecto 2	26	66,17	2,54	5,40
Efecto 3	26	55,42	2,13	3,12

Origen de las variaciones	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Promedio de los cuadrados	F	Probabilidad	Valor crítico para F
Entre grupos	23,39	2	11.69	3,98	0,023	3,12
Dentro de los grupos	220,12	75	2.93			
Total	243,51	77				

Fuente: elaboración propia.

Según los datos obtenidos hay diferencia significativa entre las medias de los coeficientes de transferencia de calor de cada efecto, lo cual es lo esperado, ya que no trabajan bajo las mismas condiciones.

Para la comparación de los coeficientes de calor calculados contra el del proveedor se utilizó la técnica estadística t de student. En donde se acepta que no hay diferencia significativa entre los coeficientes si la t calculada es menor al valor t crítica; si por el contrario t calculada es mayor que t crítica hay diferencia significativa entre los coeficientes. Además el valor t calculada se toma como

valor absoluto. Se aplica esta técnica ya que se conoce el valor de referencia del coeficiente de transferencia de calor para cada uno de los equipos que conforman el sistema de evaporación.

Para este análisis se consideró una confiabilidad de los datos del 95 %. Para hacer los cálculos se utilizó el programa Microsoft Excel. Las ecuaciones utilizadas se describen a continuación.

Media aritmética

$$\bar{x} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n a_i \quad (\text{Ec. 12})$$

Donde:

\bar{x} = media aritmética

n = número de datos

a_i = dato

Desviación estándar

$$\sigma = \sqrt{\frac{1}{N-1} \sum_{i=1}^N (x_i - \bar{x})^2} \quad (\text{Ec. 13})$$

Donde:

σ = desviación estándar

N = número de datos

x_i = dato

\bar{x} = media aritmética

Valor t con un valor de referencia

$$t = \bar{x} * \mu * \sqrt{\frac{n}{\sigma}} \quad (\text{Ec. 14})$$

Donde:

t = valor de t calculado

\bar{x} = media aritmética

μ = valor del coeficiente de transferencia de calor dado por el proveedor

n = número de datos

σ = desviación estándar

Utilizando las ecuaciones anteriores se obtuvieron los siguientes resultados.

Tabla VIII. **Prueba t para coeficiente de transferencia de calor de efecto 1**

Media de k (kW/m ² °C)	Desviación estándar k (kW/m ² °C)	Valor referencia de k (kW/m ² °C)	Número de muestras	t	Valor crítico para t
1,23	0,53	1,28	26	-0,33	2,065

Fuente: elaboración propia.

Tabla IX. **Prueba t para coeficiente de transferencia de calor de efecto 2**

Media de k (kW/m ² °C)	Desviación estándar k (kW/m ² °C)	Valor referencia de k (kW/m ² °C)	Número de muestras	t	Valor crítico para t
2,54	2,32	1,88	26	2,22	2,065

Fuente: elaboración propia.

Tabla X. **Prueba t para coeficiente de transferencia de calor de efecto 3**

Media de k (kW/m ² °C)	Desviación estándar k (kW/m ² °C)	Valor referencia de k (kW/m ² °C)	Número de muestras	t	Valor crítico para t
2,13	1,77	2,41	26	-1,07	2,065

Fuente: elaboración propia.

Como lo muestran las tablas VII y X no existe diferencia significativa entre los valores del coeficiente de transferencia de calor del efecto 1 y el efecto 3 con el ofrecido por el proveedor. Por el contrario, existe diferencia significativa entre el coeficiente de transferencia de calor del efecto 2 y el ofrecido por el proveedor.

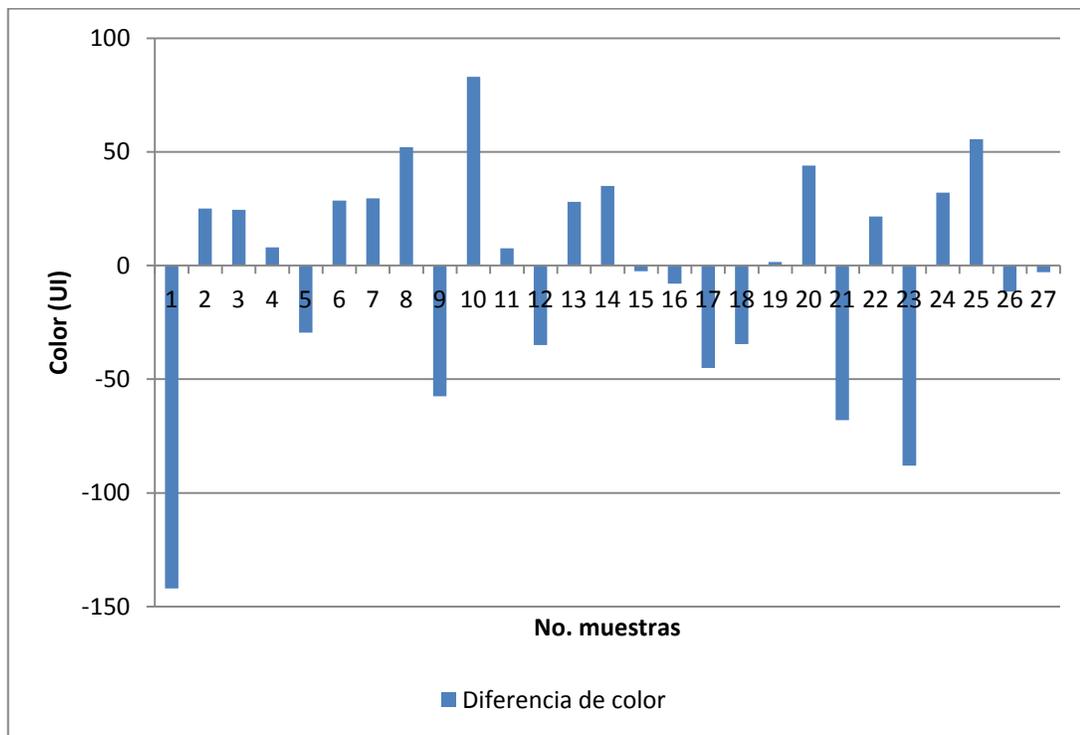
Para el último objetivo que es el cálculo del vapor vegetal ahorrado y en consecuencia el bagazo ahorrado y el ingreso económico por la venta de energía eléctrica, no es posible aplicar algún método estadístico, ya que son únicamente estimaciones por medio de ecuaciones.

4. RESULTADOS

4.1. Efecto del sistema de evaporación sobre el color de licor

A continuación se muestran las comparaciones entre el color del licor filtrado que entra y sale del sistema de evaporación. Se hizo una resta entre ambos colores y la diferencia es la que muestra el efecto sobre el licor.

Figura 10. **Diferencia entre el color de licor a la entrada y a la salida del sistema de evaporación**

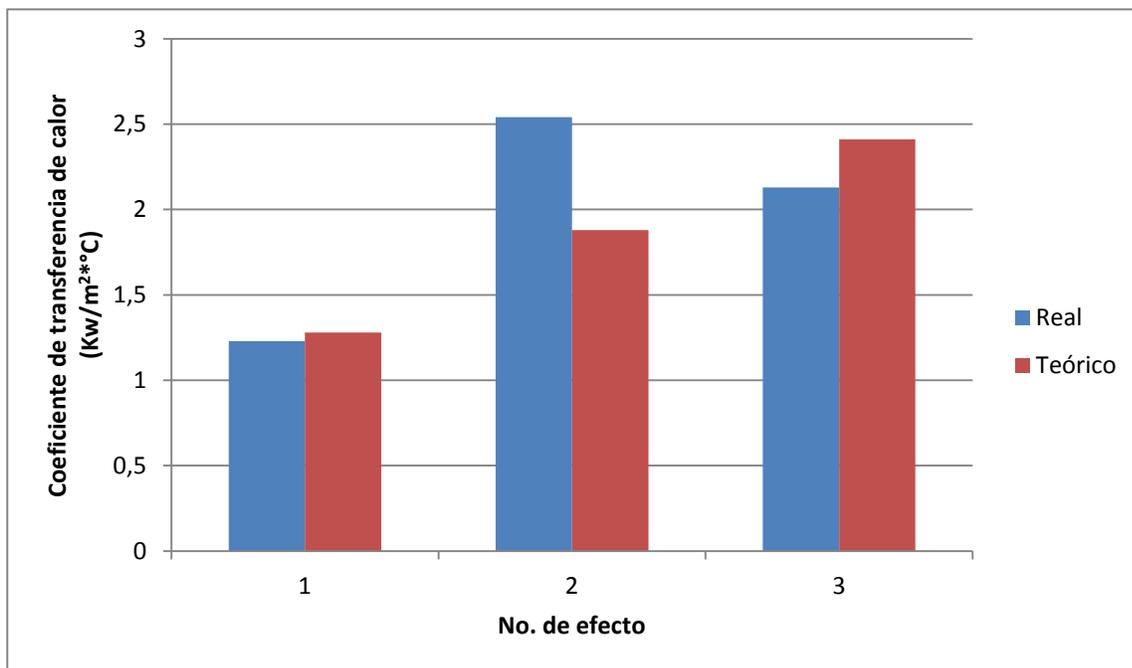


Fuente: elaboración propia, con base en datos calculados.

4.2. Comparación del coeficiente de transferencia de calor del sistema de evaporación real con el ofrecido por el proveedor

La siguiente tabla muestra los datos del coeficiente de transferencia de calor por equipo real comparados con el coeficiente de transferencia de calor que ofreció el proveedor.

Figura 11. Comparación de coeficiente de transferencia de calor del sistema de evaporación



Fuente: elaboración propia, con base en datos calculados.

4.3. Cuantificación del ahorro de vapor

En la tabla XI se muestran los valores del vapor vegetal ahorrado, cantidad de bagazo ahorrado y el probable ingreso económico por la venta de energía eléctrica.

Tabla XI. **Ahorro de vapor, ahorro de bagazo e ingreso económico por venta de energía eléctrica**

Ahorro de vapor	
Vapor entrada al sistema (kg/h)	25 531,24
Total vapor de agua evaporada (kg/h)	57 737,91
Vapor a utilizar sin sistema de evaporación (kg/h)	63 511,70
Vapor ahorrado por evaporación (kg/h)	37 980,46

Ahorro de bagazo	
Bagazo ahorrado (TM)	18,95

ingreso de energía eléctrica	
Energía turbina escape (kWh)	5 570,47
Energía turbina de condensados (kWh)	8 355,70
Energía excedente (kWh)	2 785,23
Energía excedente durante la zafra (kWh)	10 026 841,51
Ingreso económico probable (\$)	1 303 489,40

Fuente: elaboración propia.

5. INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS

La figura 10 muestra la diferencia entre el color de licor a la entrada y a la salida del sistema de evaporación, como se aprecia el color tiende a aumentar y en otros a disminuir. Por lo que se determina a través de la prueba t por parejas que no hay diferencia significativa entre ambos colores. Esto se debe al corto tiempo de residencia del licor dentro del tren de evaporación.

A menor tiempo de residencia, poca inversión de la sacarosa y por tanto la formación de color es insignificante.

En el caso del coeficiente de transferencia de calor se observa en la figura 11 que todos los efectos cumplen con lo ofrecido por el proveedor. Estadísticamente se comprobó que no hay diferencia significativa entre el coeficiente de transferencia de calor del efecto uno y el efecto tres. Sin embargo, la diferencia es significativa en el efecto dos. Esta diferencia se debe a que el efecto dos muestra que realmente evapora más de lo que el diseño original indica, y junto con el efecto tres son los que evaporan la mayor cantidad de agua del licor.

Esto se debe a las condiciones de operación del sistema, según el diseño del fabricante el rango de aumento debería ser 12 °Brix, sin embargo el equipo en operación produce un aumento de 14 °Brix, lo cual se logra haciendo modificaciones a las temperaturas de entrada y salida tanto en los calentadores como en los efectos.

La tabla XI muestra los valores para el ahorro de vapor, ahorro de bagazo y el ingreso económico por la venta de energía eléctrica lograda con el vapor ahorrado. El total del vapor de agua evaporada indica la cantidad de agua que no llegará a los tachos, y por tanto el tacho no necesitará la cantidad de vapor vegetal que antes utilizaba para eliminar esta agua. Si en el proceso no existiera el sistema de evaporación, el vapor vegetal necesario para evaporar esta agua sería 63 511,70 kg/h. Por lo tanto el ahorro de vapor indica la cantidad de vapor vegetal ahorrado en la etapa de cristalización.

El vapor ahorrado se traduce en la cantidad de vapor de escape que ya no se producirá en las calderas ni en las turbinas de escape, generando un ahorro de bagazo; en este caso son 18,95 toneladas métricas.

Sin embargo, este bagazo puede quemarse en las calderas y el vapor obtenido conducido a las turbinas para producir energía eléctrica. En la tabla VIII se muestran las cantidades de energía eléctrica producida; si el vapor ahorrado se utilizará tanto en turbinas de escape como en turbinas de condensación. La diferencia de ambas cantidades representa el posible excedente de energía eléctrica. Por las eficiencias supuestas en este estudio se tiene mayor producción en una turbina de condensación, por lo que para una zafra se tendría una probable ganancia de \$1 303 489,40 por la venta de esta energía.

6. LOGROS

Se planteó y confirmó que el sistema de evaporación por el tipo de evaporadores que utiliza no afecta el color del licor siendo este la materia prima para la producción del azúcar refinado.

Se realizó el balance de masa y de energía para cada uno de los efectos que componen el sistema de evaporación.

Se estimaron los beneficios económicos que el sistema de evaporación aporta al ingenio como tal, ya que a través del ahorro de vapor vegetal y el ahorro de bagazo se produce mayor energía eléctrica, lo cual se traduce en ingresos extras para el ingenio.

CONCLUSIONES

1. El sistema de evaporación no afecta el color del licor porque no existe diferencia significativa entre los colores a la entrada y a la salida del sistema de evaporación.
2. Los coeficientes de transferencia de calor real de los equipos del sistema de evaporación de licor cumplen con lo ofrecido por el proveedor.
3. La cantidad de vapor vegetal ahorrado permite un considerable ahorro en bagazo y por consiguiente generar ingresos por venta de energía eléctrica.

RECOMENDACIONES

1. Realizar una mayor cantidad de análisis de licor filtrado a la entrada del sistema de evaporación que permita caracterizar el flujo de entrada y así establecer un adecuado control de proceso.
2. Realizar balances de masa y de energía en el sistema de evaporación cada tres meses para comprobar que los equipos están evaporando al rendimiento deseado.

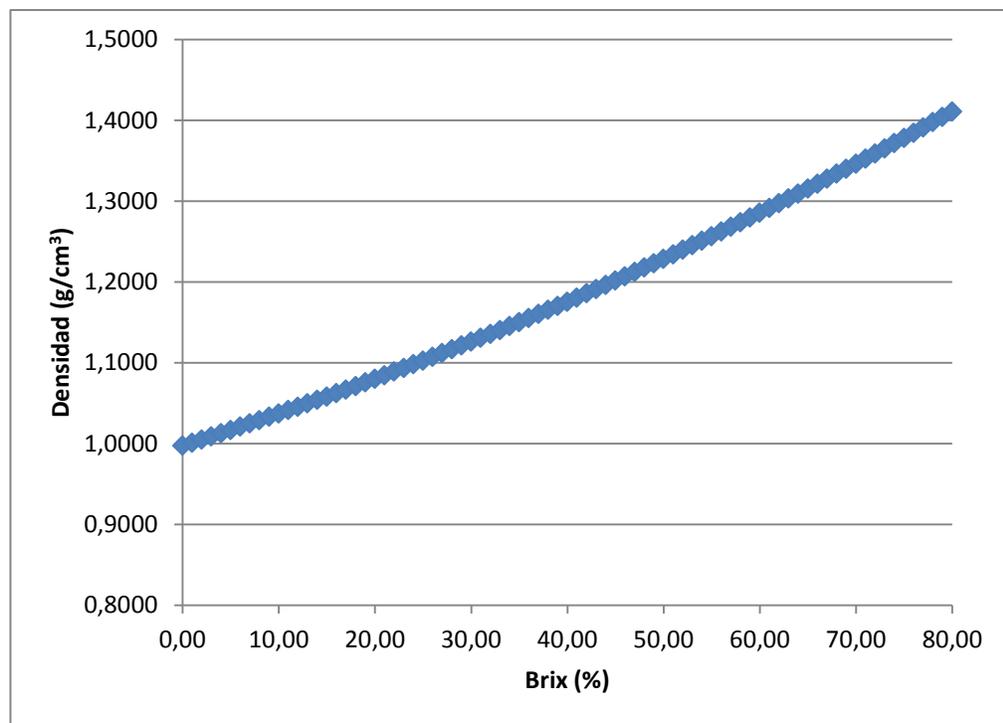
BIBLIOGRAFÍA

1. ALFA LAVAL. *Alfa Vap range. Plate evaporators*. 2 p.
2. AZASGUA. *Economía*. [en línea].
<<http://www.azucar.com.gt/economia3.html>>. [Consulta: julio de 2014].
3. *Azúcar*. [en línea]. <<http://www.perafan.com/azucar/ea02edul.html>>. [Consulta: julio de 2014].
4. BAIKOW, V.E. *Manufacture and refining of raw cane sugar*. 2a ed. New York, USA: Elsevier. 1982. 500 p.
5. BUBNIK, Z. *Sugar technologists manual. Chemical and physical data for sugar manufacturers and users*. 8a. ed. Alemania: Bartens. 1995. 500 p.
6. CENGEL, Yunus A. & GHAJAR, Afshin J. *Transferencia de calor y masa. Fundamentos y aplicaciones*. 4a ed. México: McGraw Hill, 2011. 919 p.
7. GEANKOPLIS, Christie. *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. 2a ed. México: CECSA, 1995. 831 p.
8. *Hidrólisis*. [en línea]. <<http://clubensayos.com/Ciencia/Hidrolisis-Sacarosa/930692.html>>. [Consulta: junio de 2014].

9. HONIG, Pieter. *Principios de tecnología azucarera, Tomo III*. México: Editorial Continental, S. A. 900 p.
10. ICUMSA *Libro de métodos*. Bartens, 2007. 7 p.
11. MILLER, J.C. & MILLER, J.N. *Estadística para química analítica*. 2a ed. Wilmington, Delaware, E.U.A.: Addison-Wesley Iberoamérica, S. A. 1993. 211 p.
12. Monografías. *Inversión de la sacarosa*. [en línea]. <<http://www.monografias.com/trabajos58/evaluacion-inversion-sacarosa/evaluacion-inversion-sacarosa2.shtml>>. [Consulta: julio de 2014].
13. OROZCO, Héctor, CATALÁN, Mynor, CASTRO, Oscar & QUEMÉ, José. *Catálogo de variedades promisorias de caña de azúcar de la agroindustria azucarera guatemalteca. Morfología y productividad*. Sta. Lucía Cotz., Escuintla, Guatemala: CENGICAÑA, 2004. 41 p.
14. REIN, Peter. *Ingeniería de la caña de azúcar*. Alemania: Bartens, 2012. 879 p.
15. SMITH, J.M., VAN NESS, H.C. & ABBOTT, M.M. *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*. 7a ed. México: McGraw-Hill Interamericana, 2007. 600 p.

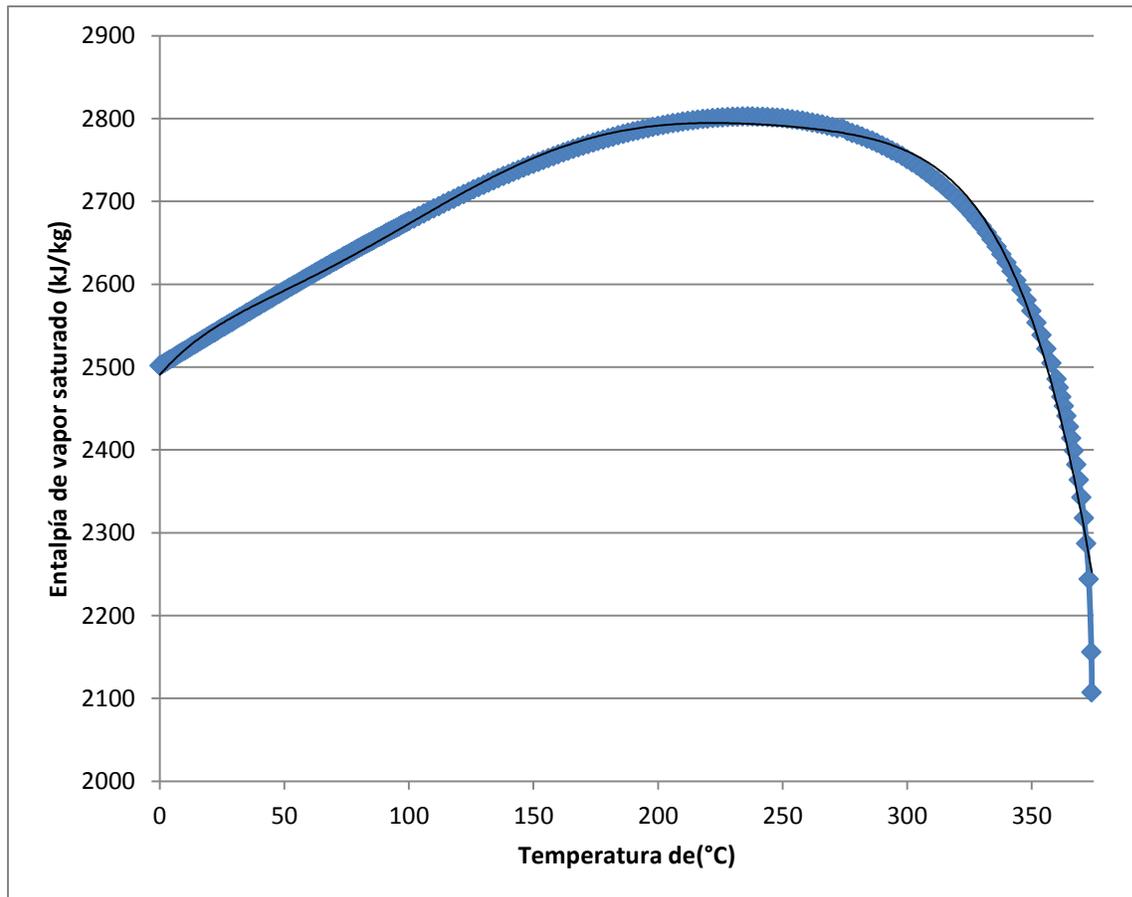
APÉNDICES

Apéndice 1. Correlación para el cálculo de densidad en función del Brix



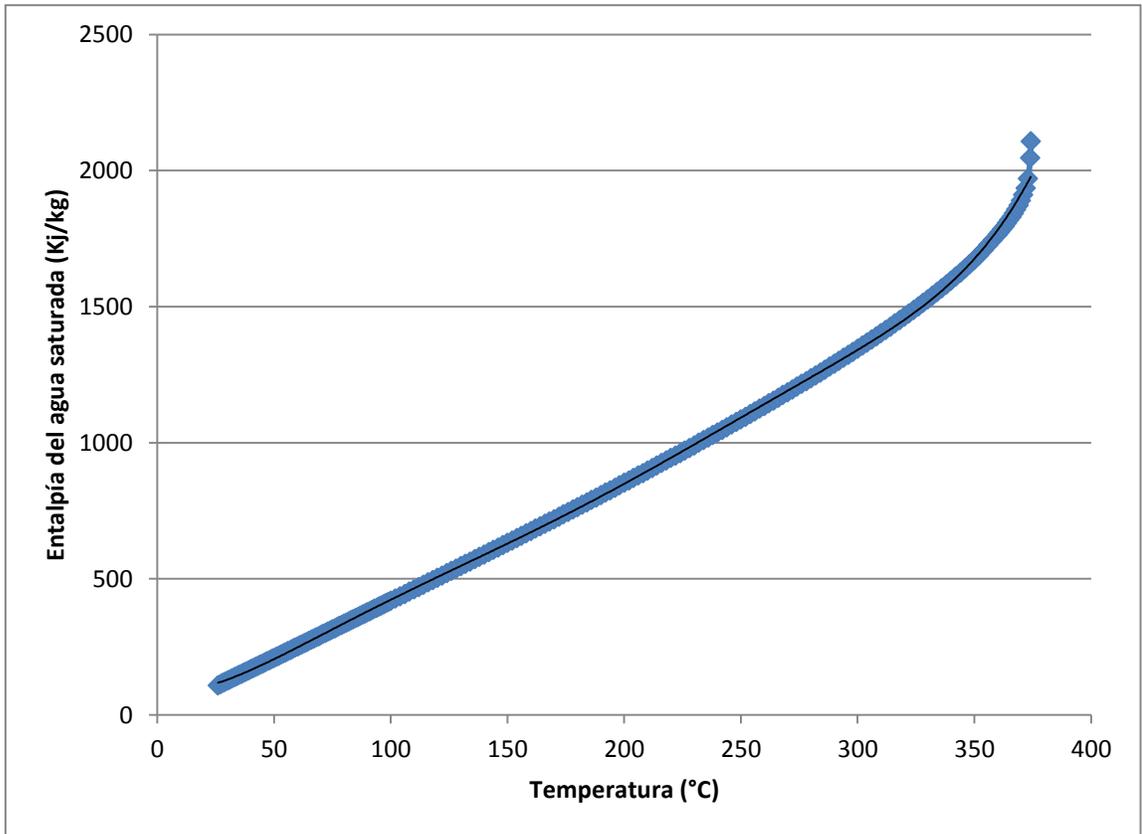
Fuente: elaboración propia, con datos de *Sugar technologists manual. Chemical and physical data for sugar manufacturers and users.*

Apéndice 2. **Correlación para el cálculo de entalpia de vapor saturado en función de la temperatura**



Fuente: elaboración propia, con datos de *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*.

Apéndice 3. **Correlación para el cálculo de entalpía de agua saturada en función de la temperatura**



Fuente: elaboración propia, con datos de *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*.

Apéndice 4. **Ecuaciones obtenidas de las correlaciones**

Modelo matemático	Descripción	Correlación (R²)
$\rho(Bx) = 2E-05*Bx^2 + 0,0037*Bx + 0,998$	Densidad en función del Brix	1
$h_v(T_{v,i}) = -1E-11(T_{v,i})^6 + 1E-08(T_{v,i})^5 - 4E-06(T_{v,i})^4 + 0.0007(T_{v,i})^3 - 0.0549(T_{v,i})^2 + 3.4946(T_{v,i}) + 2\ 490,6$	Entalpia de vapor saturado en función de temperatura	0,9862
$h_c(T_{v,i}) = 1E-11(T_{v,i})^6 - 1E-08(T_{v,i})^5 + 6E-06(T_{v,i})^4 - 0,0012(T_{v,i})^3 + 0,1181(T_{v,i})^2 - 1,3749(T_{v,i}) + 91,902$	Entalpia de agua saturada en función de temperatura	0.9995

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 5. Datos calculados

Apéndice 5.a. Color de licor a la entrada y a la salida del sistema de evaporación

Fecha	Corrida	Licor a la entrada del sistema de evaporación				Licor a la salida del sistema de evaporación				Dif. (UI)
		Bx _{EL} (%)	Ab _{EL}	Color licor (UI)	\bar{x} color licor (UI)	Brix (%)	Ab _{EL}	Color licor (UI)	\bar{x} color licor (UI)	
12/05/2014	1	27,20	0,1474	487	487	20,30	0,1380	629	629	-142
		27,18	0,1470	486		20,28	0,1377	628		
	2	26,70	0,1532	517	517	25,00	0,1357	492	492	25
		26,73	0,1533	516		25,03	0,1356	491		
	3	21,40	0,1307	562	562	27,10	0,1620	537	538	25
		21,39	0,1306	562		27,12	0,1622	538		
	4	24,70	0,1507	554	555	26,80	0,1625	546	547	8
		24,69	0,1509	555		26,78	0,1622	547		
	5	29,10	0,1507	462	462	30,40	0,1684	491	491	-30
		29,12	0,1506	461		30,42	0,1686	491		
	6	30,30	0,1710	501	501	28,50	0,1506	472	472	29
		30,29	0,1708	500		28,47	0,1503	472		
13/05/2014	7	27,30	0,1785	587	587	27,80	0,1729	558	558	30
		27,29	0,1783	587		27,77	0,1725	557		
	8	23,20	0,1455	573	573	27,00	0,1562	520	521	52
		23,22	0,1453	572		27,04	0,1565	521		
	9	24,50	0,1347	500	500	24,20	0,1485	558	558	-58
		24,49	0,1346	500		24,18	0,1480	557		
	10	28,40	0,1633	514	515	29,80	0,1445	431	432	83
		28,44	0,1637	515		29,82	0,1449	432		
	11	31,40	0,1561	438	439	29,10	0,1407	431	431	8
		31,43	0,1564	439		29,07	0,1405	431		
	12	28,30	0,1412	446	447	29,50	0,1596	481	482	-35
		28,32	0,1414	447		29,47	0,1594	482		
13	29,40	0,1319	399	399	29,90	0,1249	371	371	28	
	29,39	0,1318	399		29,92	0,1251	371			
15/05/2014	14	31,40	0,1104	310	311	33,50	0,1055	276	276	35
		31,38	0,1106	311		33,48	0,1052	275		
	15	30,40	0,1256	366	366	34,70	0,1469	369	369	-3
		30,41	0,1255	366		34,67	0,1466	368		
	16	29,00	0,1207	371	372	31,30	0,1342	379	380	-8
		29,03	0,1210	372		31,28	0,1344	380		
	17	28,40	0,0860	271	271	33,30	0,1203	316	316	-45
		28,37	0,0863	270		33,33	0,1199	315		
	18	29,90	0,1083	322	322	33,20	0,1351	356	356	-35
		29,87	0,1080	321		33,17	0,1349	356		
	19	28,50	0,1020	320	320	32,50	0,1176	318	319	2
		28,49	0,1021	320		32,54	0,1180	319		
	20	26,90	0,1149	384	384	33,40	0,1298	340	340	44
		26,87	0,1145	384		33,38	0,1295	340		
	21	27,80	0,1067	344	344	32,60	0,1528	412	412	-68
		27,79	0,1062	343		32,57	0,1525	411		
	22	29,70	0,1007	301	302	34,50	0,1109	280	280	22
		29,73	0,1010	302		34,48	0,1107	280		
	23	30,30	0,0867	254	254	35,30	0,1386	341	342	-88
		30,27	0,0864	253		35,34	0,1391	342		
	24	30,30	0,0985	288	289	34,80	0,1026	257	257	32
		30,32	0,0987	289		34,77	0,1023	256		
	25	30,60	0,1128	327	327	35,60	0,1113	271	271	56
		30,62	0,1126	326		35,58	0,1110	271		
26	28,60	0,0880	275	275	33,90	0,1110	286	286	-12	
	28,57	0,0876	274		33,94	0,1113	286			
27	29,90	0,1127	335	336	35,40	0,1379	338	339	-3	
	29,92	0,1130	336		35,43	0,1383	339			

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 5.b. Balance de masa para cálculo del coeficiente de transferencia de calor

Corrida	$\dot{Q}_{L,Fent}$ (m ³ /h)	$\dot{Q}_{L,sal}$ (m ³ /h)	Bx _{LF}	Bx _{E1}	Bx _{E2}	Bx _{E3}	\dot{m}_{LE1} (kg/h)	\dot{m}_{LE2} (kg/h)	\dot{m}_{LE3} (kg/h)	\dot{m}_{Lsal} (kg/h)	\dot{m}_{wE1} (kg/h)	\dot{m}_{wE2} (kg/h)	\dot{m}_{wE3} (kg/h)
1	317,50	282,30	60,60	64,00	65,60	69,40	411 374,34	389 520,07	380 019,58	359 211,60	21 854,26	9 500,49	20 807,99
2	321,50	284,40	58,80	60,90	64,30	68,10	413 033,88	398 791,33	377 704,39	356 628,37	14 242,55	21 086,94	21 076,02
3	341,10	298,60	61,50	64,30	72,80	75,90	443 837,61	424 510,32	374 945,24	359 631,27	19 327,30	49 565,08	15 313,97
4	301,20	256,20	55,90	57,10	60,10	74,40	381 718,65	373 696,54	355 042,81	286 802,05	8 022,11	18 653,74	68 240,75
5	159,80	108,70	52,10	57,20	61,40	69,10	198 960,30	181 220,83	168 824,62	150 012,04	17 739,47	12 396,21	18 812,58
6	159,70	111,10	54,80	59,30	61,90	70,10	201 353,08	186 073,34	178 257,66	157 405,83	15 279,74	78 15,68	20 851,82
7	160,10	127,00	58,20	61,50	71,30	74,00	205 101,68	194 096,22	167 418,20	161 309,70	11 005,46	26 678,02	6 108,50
8	159,70	157,10	59,30	62,30	67,70	70,30	205 652,05	195 749,06	180 135,40	173 473,21	9 902,99	15 613,66	6 662,19
9	159,80	125,20	59,30	67,20	74,20	75,60	205 780,82	181 589,32	164 458,26	161 412,73	24 191,50	17 131,07	3 045,52
10	161,90	129,50	52,90	62,60	69,70	71,20	202 326,14	170 975,28	153 558,86	150 323,77	31 350,86	17 416,42	3 235,09
11	159,50	162,30	50,40	57,20	62,90	65,30	197 027,67	173 604,80	157 872,73	152 070,36	23 422,87	15 732,07	5 802,37
12	159,50	119,50	58,20	61,60	66,00	69,10	204 333,03	193 054,90	180 184,58	172 101,04	11 278,12	12 870,33	8 083,53
13	159,50	122,50	56,10	65,80	67,00	72,40	202 328,01	172 501,54	169 411,96	156 776,27	29 826,47	3 089,58	12 635,70
14	160,20	116,30	56,80	64,90	66,80	72,20	203 884,10	178 437,86	173 362,53	160 396,36	25 446,24	5 075,33	12 966,17
15	161,10	125,10	58,00	63,70	67,20	73,80	206 188,67	187 738,50	177 960,46	162 045,29	18 450,16	9 778,05	15 915,16
16	159,60	129,00	54,50	58,80	61,20	69,00	200 945,18	186 250,21	178 946,28	158 717,57	14 694,97	7 303,93	20 228,71
17	152,60	121,70	53,30	57,60	65,80	76,70	191 059,44	176 796,32	154 763,96	132 770,12	14 263,12	22 032,37	21 993,83
18	297,50	249,30	54,00	57,30	58,60	62,70	373 695,70	352 173,96	344 361,23	321 843,19	21 521,74	7 812,73	22 518,04
19	335,10	294,80	57,50	59,80	60,50	65,80	427 880,81	411 423,86	406 663,58	373 908,00	16 456,95	4 760,28	32 755,58
20	296,30	248,30	56,40	59,10	61,20	71,40	376 389,65	359 194,19	346 868,90	297 316,20	17 195,47	12 325,29	49 552,70
21	298,80	251,20	56,20	58,10	61,20	69,70	379 209,71	366 808,70	348 228,52	305 761,63	12 401,01	18 580,18	42 466,89
22	371,90	271,10	52,80	55,70	56,90	71,10	464 546,54	440 360,09	431 073,06	344 979,71	24 186,44	9287,03	86 093,35
23	311,90	258,80	60,10	64,70	73,30	77,90	403 165,12	374 501,14	330 562,40	311 042,67	28 663,98	43 938,74	19 519,73
24	301,40	261,60	58,50	59,20	61,70	78,40	386 664,55	382 092,51	366 610,64	288 518,83	4 572,05	15 481,87	78 091,81
25	259,20	334,00	61,10	63,00	65,80	73,60	336 631,90	326 479,51	312 586,77	279 459,37	10 152,39	13 892,75	33 127,40
26	310,20	256,50	61,80	64,40	65,40	75,90	404 204,50	387 885,68	381 954,71	329 115,12	16 318,82	5 930,97	52 839,58

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 5.c. Datos de presión y temperatura para el sistema de evaporación

Corrida	P _{ve} (kPa)	T _{ve} (°C)	T _{LF} (°C)	P _{vvE1} (kPa)	T _{vvE1} (°C)	P _{vvE2} (kPa)	T _{vvE2} (°C)	P _{vvE3} (kPa)	T _{vvE3} (°C)	T _{C1} (°C)	T _{C2} (°C)
1	1 243,00	115,40	82,40	93,70	102,00	61,90	102,00	15,81	90,50	84,40	91,10
2	1 301,00	115,50	81,50	93,69	101,90	61,95	89,90	15,97	68,60	84,00	90,80
3	1 312,00	116,00	82,60	96,14	102,70	63,88	91,00	16,12	69,10	84,70	91,20
4	1 318,00	115,60	81,80	93,22	101,00	60,72	89,00	15,90	68,00	83,90	91,00
5	1 275,00	115,50	79,90	93,37	98,90	58,61	89,50	15,99	69,70	82,90	92,60
6	1 276,00	115,40	80,30	92,51	100,20	59,86	89,80	18,28	69,60	83,40	92,60
7	1 198,00	115,20	80,60	96,39	101,20	61,34	90,90	17,96	71,40	84,10	93,40
8	1 251,00	114,20	81,20	83,78	97,50	54,49	87,00	18,42	71,20	82,60	89,90
9	1 209,00	115,00	80,70	94,98	101,30	60,65	91,10	18,21	71,80	84,20	93,20
10	1 159,00	113,80	79,10	85,03	98,80	57,06	89,50	18,78	71,50	83,00	91,50
11	1 101,00	113,60	79,60	88,60	98,70	56,69	87,80	17,48	69,20	82,90	91,70
12	1 153,00	114,30	81,60	93,61	100,40	59,74	89,80	17,45	70,20	84,30	93,00
13	1 135,00	114,30	81,30	92,91	100,20	59,17	89,80	17,20	70,30	84,10	92,80
14	1 159,00	114,60	80,80	94,05	100,60	59,71	90,40	16,78	70,60	84,10	93,10
15	1 192,00	115,00	80,80	94,54	101,10	60,32	90,80	16,82	70,60	84,20	93,30
16	1 174,00	114,60	81,50	93,48	99,70	59,58	89,00	18,80	70,50	84,20	92,80
17	1 194,00	114,70	80,40	94,15	100,10	59,92	89,70	17,75	70,90	84,00	93,30
18	1 280,00	115,70	81,60	88,38	99,70	58,90	89,10	15,98	67,90	83,00	88,80
19	1 336,00	116,30	81,70	90,29	100,70	61,15	90,50	16,53	68,80	82,70	88,30
20	1 278,00	115,60	81,80	88,60	100,00	58,83	89,30	15,66	67,90	83,20	89,00
21	1 275,00	115,60	80,90	88,54	100,00	59,37	89,60	16,58	68,60	82,70	88,80
22	1 260,00	115,20	80,90	86,74	98,90	58,29	88,40	15,67	67,40	82,40	88,00
23	1 200,00	115,50	81,17	88,75	100,00	60,01	90,20	16,61	69,30	83,00	88,60
24	1 223,00	115,20	81,50	87,87	99,60	58,76	89,60	15,46	68,60	83,00	88,60
25	1 198,00	115,40	82,30	97,08	100,80	68,95	90,30	12,86	68,80	84,20	90,20
26	1 234,00	115,60	82,50	89,85	100,40	60,37	90,30	16,99	69,10	83,90	89,20

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 5.d. **Cálculo del coeficiente de transferencia de calor real para el efecto 1**

ΔT_b (°C)	T_{vve1} (°C)	T_{ve} (°C)	ΔT (°C)	\dot{m}_{vve1} (kg/s)	h_{vve1} (kJ/kg)	h_{cve} (kJ/kg)	\dot{Q}_{cator} (kJ/s)	A (m ²)	k (kW/m ² °C)
3,56	102,00	115,40	9,84	6,07	2 684,89	544,87	12 991,23	748,20	1,76
3,12	101,90	115,50	10,48	3,96	2 684,70	545,59	8 462,86	748,20	1,08
3,60	102,70	116,00	9,70	5,37	2 686,23	549,21	11 473,02	748,20	1,58
2,66	101,00	115,60	11,94	2,23	2 682,97	546,31	4 761,26	748,20	0,53
2,67	98,90	115,50	13,93	4,93	2 678,95	545,59	10 512,41	748,20	1,01
2,91	100,20	115,40	12,29	4,24	2 681,44	544,87	9 068,39	748,20	0,99
3,19	101,20	115,20	10,81	3,06	2 683,36	543,44	6 541,88	748,20	0,81
3,31	97,50	114,20	13,39	2,75	2 676,28	536,33	5 886,62	748,20	0,59
4,10	101,30	115,00	9,60	6,72	2 683,55	542,01	14 390,84	748,20	2,00
3,35	98,80	113,80	11,65	8,71	2 678,76	533,52	18 682,02	748,20	2,14
2,67	98,70	113,60	12,23	6,51	2 678,57	532,12	13 965,59	748,20	1,53
3,21	100,40	114,30	10,69	3,13	2 681,83	537,04	6 719,22	748,20	0,84
3,85	100,20	114,30	10,25	8,29	2 681,44	537,04	17 766,68	748,20	2,32
3,70	100,60	114,60	10,30	7,07	2 682,21	539,16	15 147,91	748,20	1,97
3,51	101,10	115,00	10,39	5,13	2 683,17	542,01	10 973,52	748,20	1,41
2,85	99,70	114,60	12,05	4,08	2 680,49	539,16	8 740,75	748,20	0,97
2,72	100,10	114,70	11,88	3,96	2 681,25	539,87	8 484,10	748,20	0,95
2,68	99,70	115,70	13,32	5,98	2 680,49	547,04	12 754,33	748,20	1,28
2,98	100,70	116,30	12,62	4,57	2 682,40	551,39	9 741,67	748,20	1,03
2,89	100,00	115,60	12,71	4,78	2 681,06	546,31	10 196,65	748,20	1,07
2,77	100,00	115,60	12,83	3,44	2 681,06	546,31	7 353,61	748,20	0,77
2,51	98,90	115,20	13,79	6,72	2 678,95	543,44	14 347,36	748,20	1,39
3,67	100,00	115,50	11,83	7,96	2 681,06	545,59	17 003,05	748,20	1,92
2,90	99,60	115,20	12,70	1,27	2 680,29	543,44	2 713,83	748,20	0,29
3,41	100,80	115,40	11,19	2,82	2 682,59	544,87	6 028,59	748,20	0,72
3,62	100,40	115,60	11,58	4,53	2 681,83	546,31	9 680,28	748,20	1,12

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 5.e. **Calculo del coeficiente de transferencia de calor real para el efecto 2**

ΔT_b (°C)	T_{vve2} (°C)	T_{vve1} (°C)	ΔT (°C)	\dot{m}_{vve2} (kg/s)	h_{vve2} (kJ/kg)	h_{cv1} (kJ/kg)	\dot{Q}_{calor} (kJ/s)	A (m ²)	k (kW/m ² °C)
3,81	102,00	102,00	0,00	2,64	2 684,89	457,24	5 878,83	597,70	0,00
3,60	89,90	101,90	8,40	5,86	2 661,83	456,64	12 916,87	597,70	2,57
5,35	91,00	102,70	6,35	13,77	2 663,91	461,44	30 323,68	597,70	7,99
3,01	89,00	101,00	8,99	5,18	2 660,14	451,29	11 445,34	597,70	2,13
3,18	89,50	98,90	6,22	3,44	2 661,08	439,02	7 651,41	597,70	2,06
3,25	89,80	100,20	7,15	2,17	2 661,64	446,58	4 808,94	597,70	1,13
4,97	90,90	101,20	5,33	7,41	2 663,72	452,47	16 386,55	597,70	5,14
4,19	87,00	97,50	6,31	4,34	2 656,39	431,00	9 651,81	597,70	2,56
5,75	91,10	101,30	4,45	4,76	2 664,10	453,07	10 521,46	597,70	3,96
4,60	89,50	98,80	4,70	4,84	2 661,08	438,44	10 752,86	597,70	3,83
3,39	87,80	98,70	7,51	4,37	2 657,89	437,87	9 701,52	597,70	2,16
3,88	89,80	100,40	6,72	3,58	2 661,64	447,76	7 914,84	597,70	1,97
4,06	89,80	100,20	6,34	0,86	2 661,64	446,58	1 901,00	597,70	0,50
4,02	90,40	100,60	6,18	1,41	2 662,77	448,93	3 121,10	597,70	0,85
4,10	90,80	101,10	6,20	2,72	2 663,53	451,88	6 007,11	597,70	1,62
3,15	89,00	99,70	7,55	2,03	2 660,14	443,66	4 496,94	597,70	1,00
3,85	89,70	100,10	6,55	6,12	2 661,45	446,00	13 558,82	597,70	3,46
2,83	89,10	99,70	7,77	2,17	2 660,32	443,66	4 810,61	597,70	1,04
3,06	90,50	100,70	7,14	1,32	2 662,96	449,52	2 926,83	597,70	0,69
3,15	89,30	100,00	7,55	3,42	2 660,70	445,41	7 584,47	597,70	1,68
3,15	89,60	100,00	7,25	5,16	2 661,27	445,41	11 436,37	597,70	2,64
2,64	88,40	98,90	7,86	2,58	2 659,01	439,02	5 726,97	597,70	1,22
5,49	90,20	100,00	4,31	12,21	2 662,40	445,41	2 7058,74	597,70	10,51
3,22	89,60	99,60	6,78	4,30	2 661,27	443,08	9 539,35	597,70	2,35
3,85	90,30	100,80	6,65	3,86	2 662,58	450,11	8 538,15	597,70	2,15
3,78	90,30	100,40	6,32	1,65	2 662,58	447,76	3 648,91	597,70	0,97

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 5.f. **Cálculo del coeficiente de transferencia de calor real para el efecto 3**

ΔT_b (°C)	T_{vve3} (°C)	T_{vve2} (°C)	ΔT (°C)	\dot{m}_{vve3} (kg/s)	h_{vve3} (kJ/kg)	h_{cv2} (kJ/kg)	\dot{Q}_{calor} (kJ/s)	A (m ²)	k (kW/m ² °C)
4,54	90,50	102,00	6,96	5,78	2 662,96	457,24	12 749,08	533,20	3,43
4,27	68,60	89,90	17,03	5,85	2 623,52	389,37	13 079,72	533,20	1,44
6,30	69,10	91,00	15,60	4,25	2 624,37	395,21	9 482,56	533,20	1,14
5,81	68,00	89,00	15,19	18,96	2 622,50	384,63	42 420,67	533,20	5,24
4,47	69,70	89,50	15,33	5,23	2 625,39	387,26	11 695,86	533,20	1,43
4,69	69,60	89,80	15,51	5,79	2 625,22	388,84	12 953,50	533,20	1,57
5,69	71,40	90,90	13,81	1,70	2 628,31	394,68	3 790,03	533,20	0,51
4,73	71,20	87,00	11,07	1,85	2 627,96	374,21	4 170,81	533,20	0,71
6,20	71,80	91,10	13,10	0,85	2 629,00	395,75	1 889,28	533,20	0,27
4,94	71,50	89,50	13,06	0,90	2 628,48	387,26	2 014,04	533,20	0,29
3,76	69,20	87,80	14,84	1,61	2 624,54	378,36	3 620,32	533,20	0,46
4,47	70,20	89,80	15,13	2,25	2 626,24	388,84	5 023,93	533,20	0,62
5,25	70,30	89,80	14,25	3,51	2 626,42	388,84	7 853,71	533,20	1,03
5,19	70,60	90,40	14,61	3,60	2 626,93	392,02	8 049,52	533,20	1,03
5,63	70,60	90,80	14,57	4,42	2 626,93	394,15	9 870,87	533,20	1,27
4,45	70,50	89,00	14,05	5,62	2 626,76	384,63	12 598,74	533,20	1,68
6,58	70,90	89,70	12,22	6,11	2 627,45	388,31	13 679,77	533,20	2,10
3,36	67,90	89,10	17,84	6,26	2 622,33	385,15	13 993,60	533,20	1,47
3,85	68,80	90,50	17,85	9,10	2 623,86	392,55	20 302,17	533,20	2,13
4,99	67,90	89,30	16,41	13,76	2 622,33	386,20	30 779,54	533,20	3,52
4,60	68,60	89,60	16,40	11,80	2 623,52	387,78	26 373,54	533,20	3,02
4,92	67,40	88,40	16,08	23,91	2 621,49	381,48	53 569,35	533,20	6,25
7,05	69,30	90,20	13,85	5,42	2 624,71	390,96	12 111,73	533,20	1,64
7,26	68,60	89,60	13,74	21,69	2 623,52	387,78	48 497,95	533,20	6,62
5,58	68,80	90,30	15,92	9,20	2 623,86	391,49	20 542,41	533,20	2,42
6,30	69,10	90,30	14,90	14,68	2 624,37	391,49	32 773,48	533,20	4,12

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 5.g. **Cálculo del coeficiente de transferencia de calor teórico por efecto**

Efecto 1									
ΔT_b (°C)	T_{vve1} (°C)	T_{ve} (°C)	ΔT (°C)	\dot{m}_{vve1} (kg/s)	h_{vve1} (kJ/kg)	h_{cve} (kJ/kg)	\dot{Q}_{calor} (kJ/s)	A (m ²)	k (kW/m ² °C)
3,38	96,00	108,00	8,62	3,72	2 669,70	452,60	8 237,14	748,20	1,28
Efecto 2									
ΔT_b (°C)	T_{vve2} (°C)	T_{vve1} (°C)	ΔT (°C)	\dot{m}_{vve2} (kg/s)	h_{vve2} (kJ/kg)	h_{cv1} (kJ/kg)	\dot{Q}_{calor} (kJ/s)	A (m ²)	k (kW/m ² °C)
3,92	84,00	96,00	8,08	4,04	2 650,40	402,20	9 075,86	597,70	1,88
Efecto 3									
ΔT_b (°C)	T_{vve3} (°C)	T_{vve2} (°C)	ΔT (°C)	\dot{m}_{vve3} (kg/s)	h_{vve3} (kJ/kg)	h_{cv2} (kJ/kg)	\dot{Q}_{calor} (kJ/s)	A (m ²)	k (kW/m ² °C)
5,14	61,00	84,00	17,86	10,17	2 611,40	377,70	22 689,31	533,20	2,41

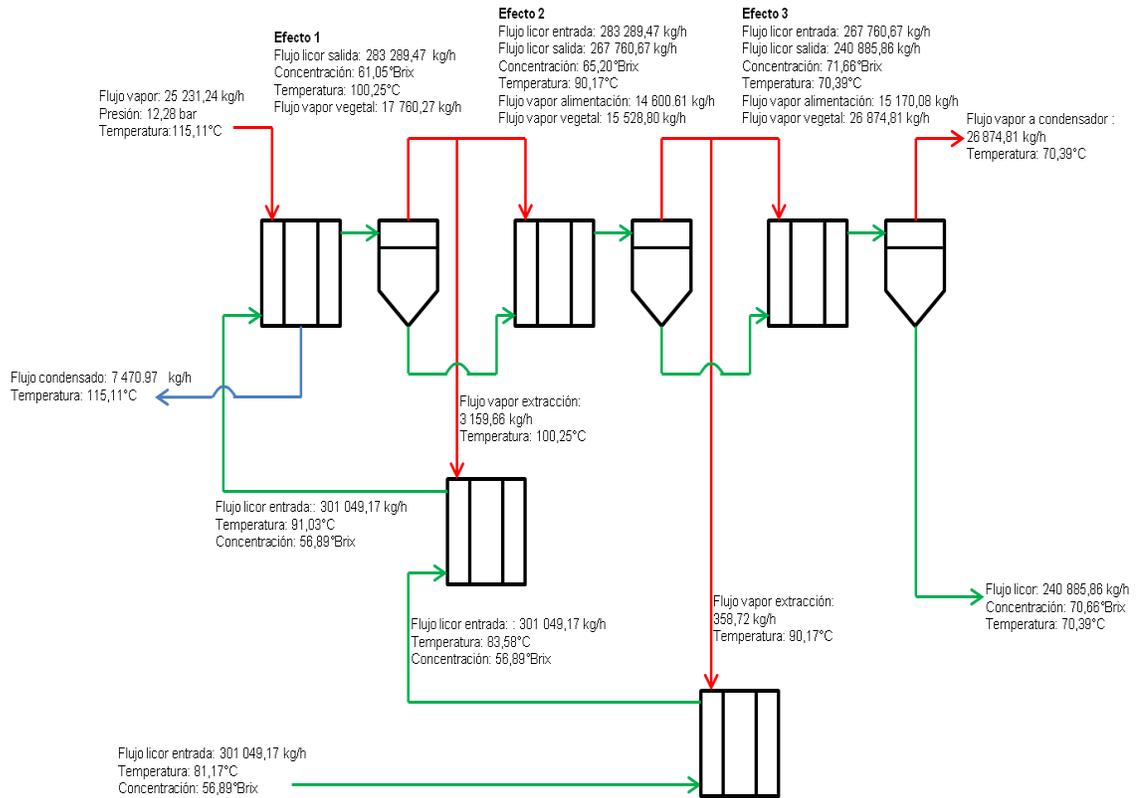
Fuente: elaboración propia.

Apéndice 5.h. **Ahorro de vapor, ahorro de bagazo y posible ingreso económico de energía eléctrica**

Ahorro de vapor	
Vapor entrada al sistema (kg/h)	25 531,24
Vapor de agua evaporada total (kg/h)	57 737,91
Vapor a utilizar sin evaporación (kg/h)	63 511,70
Vapor ahorrado por evaporación (kg/h)	37 980,46
Probable ingreso por venta de energía eléctrica	
Vapor ahorrado por evaporación (kg/h)	37 980,46
Vapor ahorrado por evaporación (lb/h)	83 557,01
Eficiencia turbina escape (lb vapor/kWh)	15,00
Eficiencia turbina de condensados (lb vapor/kWh)	10,00
Cantidad de energía turbina escape (kWh)	5 570,47
Cantidad de energía turbina de condensados (kWh)	8 355,70
Cantidad energía excedente (kWh)	2 785,23
Energía excedente durante la zafra (kWh)	10 026 841,51
Ingreso económico probable (\$)	1 303 489,40
Ahorro de bagazo	
Vapor ahorrado por evaporación (lb/h)	83 557,01
Bagazo ahorrado (lb)	41 778,51
Bagazo ahorrado (TM)	18,95

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 6. Balance de masa para el sistema de evaporación de licor



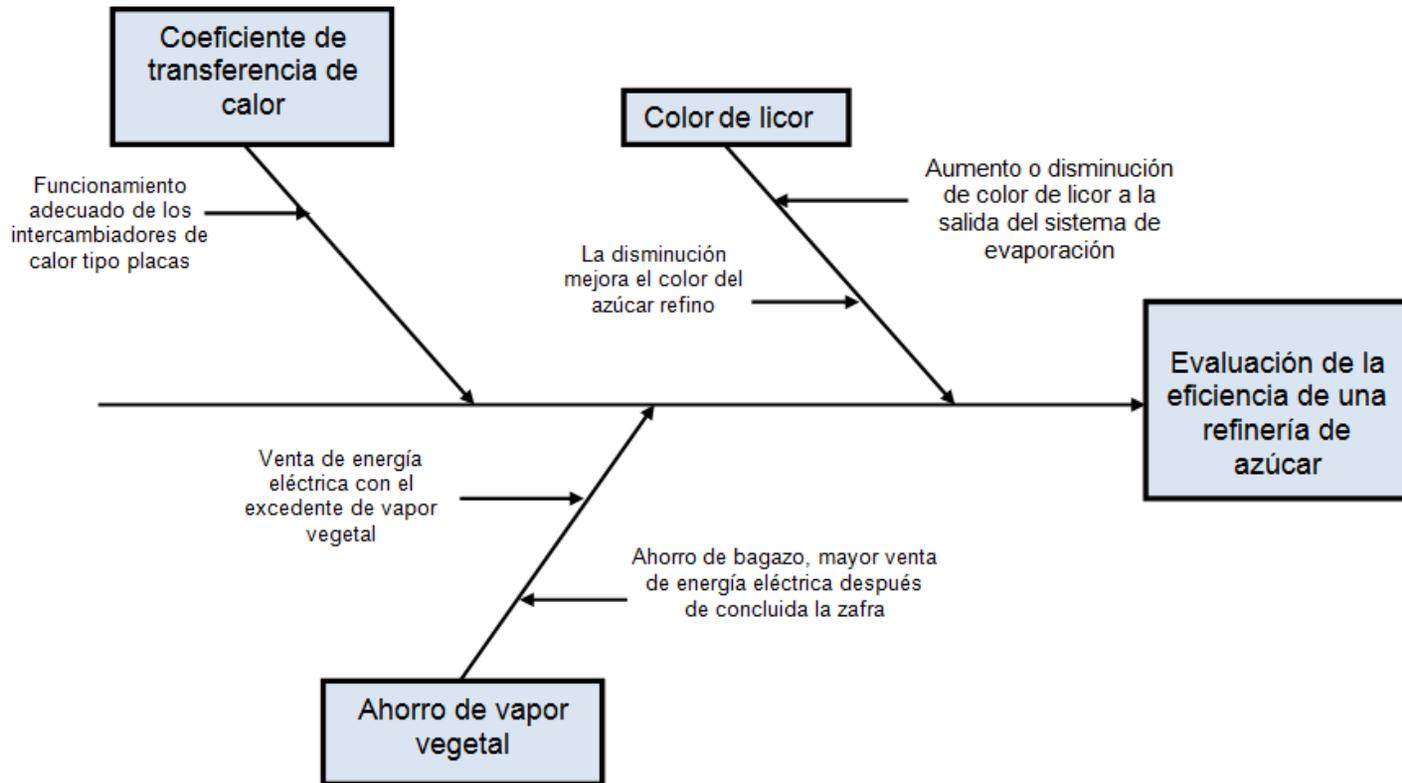
Fuente: elaboración propia

Símbolo	Descripción
	Intercambiador de calor de placas
	Separador ciclónico
	Línea de vapor
	Línea de licor
	Línea de condensado

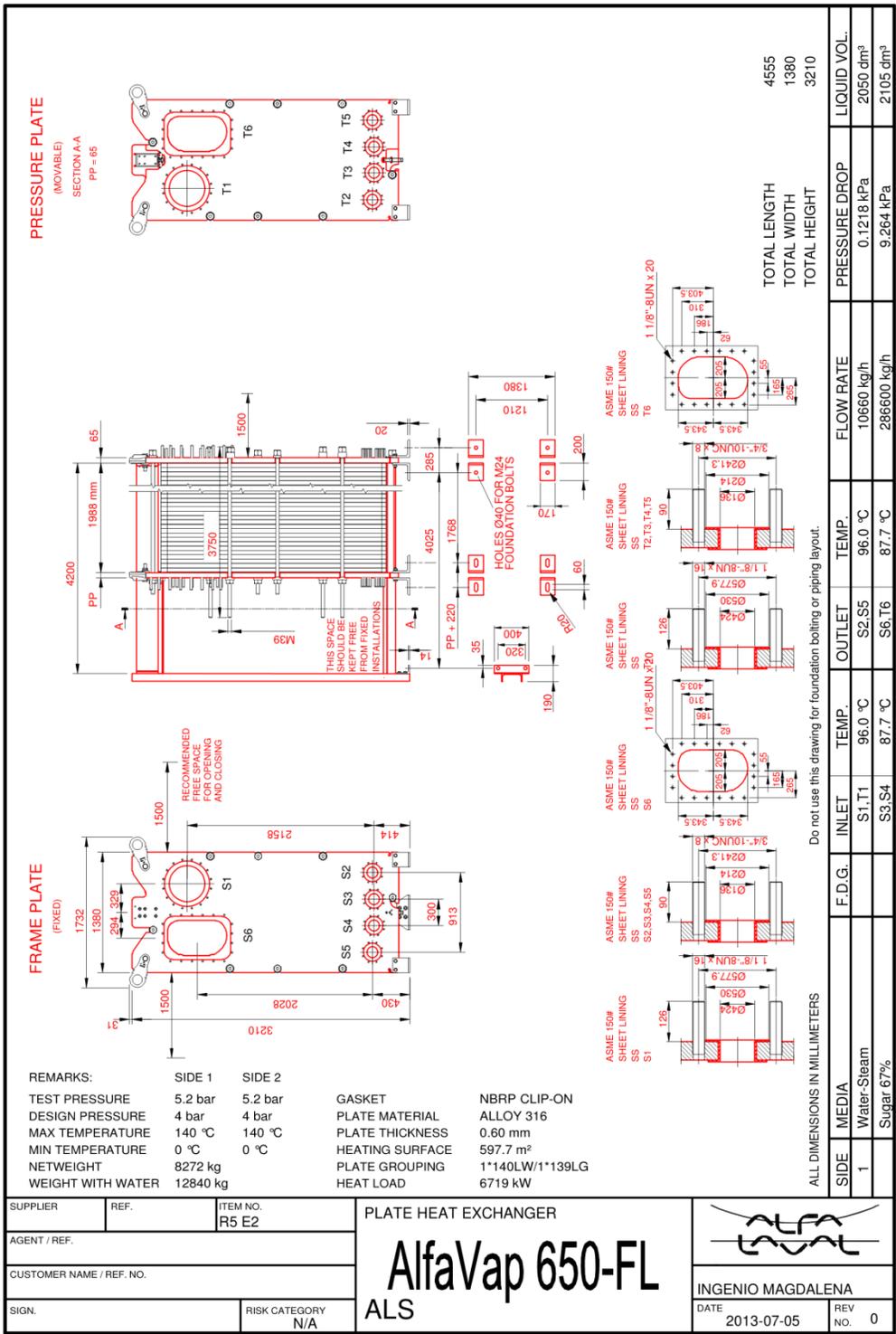
Para el cálculo de las extracciones de vapor vegetal de los efectos 1 y 2 utilizadas para calentar el licor en los prevaporadores a la temperatura deseada, se hizo un balance de energía para cada prevaporador.

Los datos de las entalpías a utilizar son los de soluciones puras de sacarosa (se considera de este tipo por ser azúcar disuelta la requerida para la refinería), así como la entalpía del vapor saturado que alimenta el equipo a la temperatura de salida del efecto del cual se extrae.

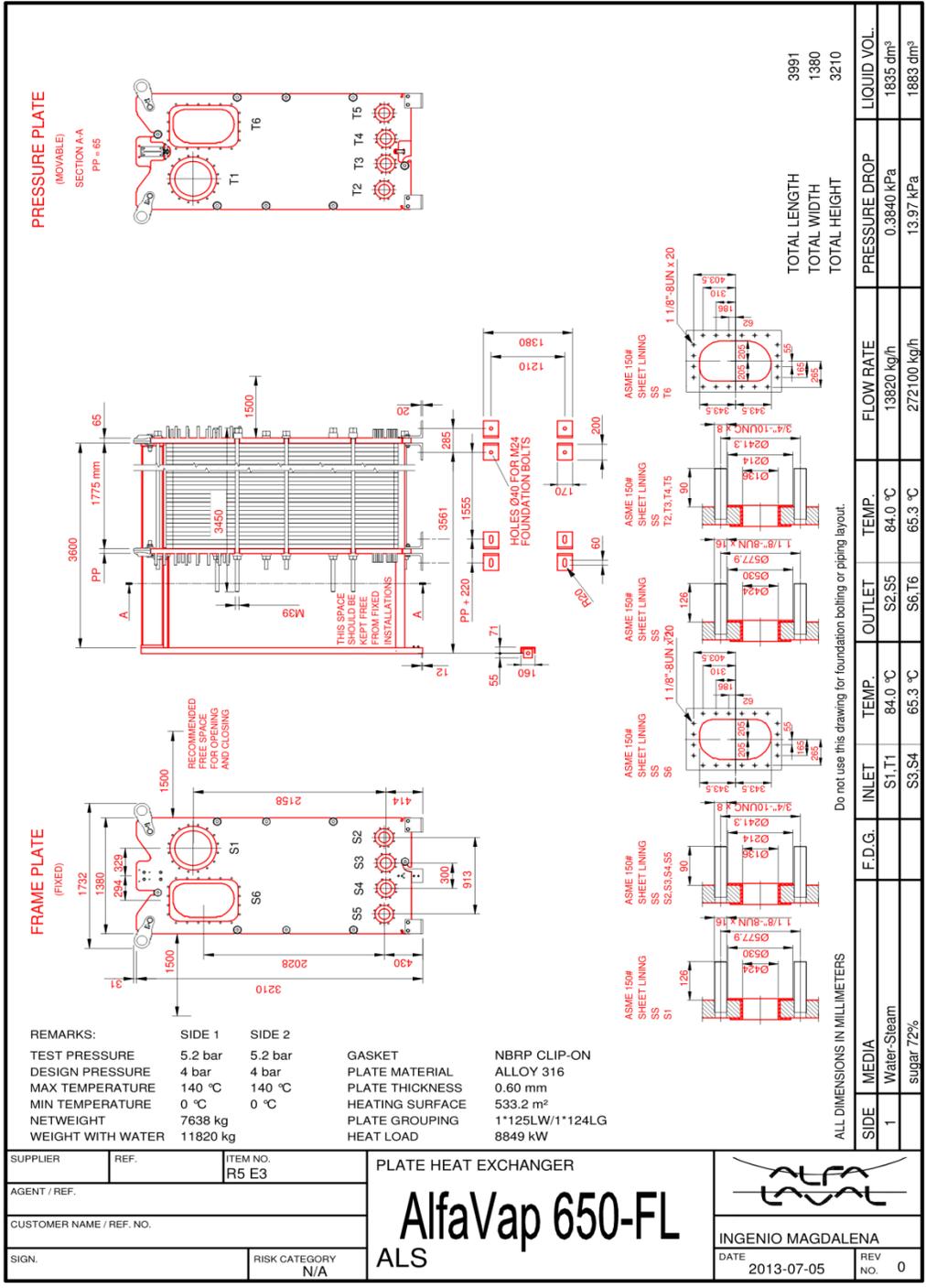
Apéndice 7. Diagrama de Ishikawa



Fuente: elaboración propia.



Fuente: Alfa Laval.



Fuente: Alfa Laval.

