



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

**DETERMINACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LOS PRIMEROS EFECTOS
DEL PROCESO DE EVAPORACIÓN DE UN INGENIO, UTILIZANDO LOS MÉTODOS
DE VUKOV Y DIFERENCIAS DE GLUCOSA/BRUX**

Leisy Oneida Mazariegos Calderón

Asesorado por el Ing. Rodolfo Espinosa Smith

Guatemala, febrero de 2014

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**DETERMINACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LOS PRIMEROS EFECTOS
DEL PROCESO DE EVAPORACIÓN DE UN INGENIO, UTILIZANDO LOS MÉTODOS
DE VUKOV Y DIFERENCIAS DE GLUCOSA/BRUX**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA
POR

LEISY ONEIDA MAZARIEGOS CALDERON
ASESORADO POR EL ING. RODOLFO ESPINOSA SMITH

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

INGENIERA QUÍMICA

GUATEMALA, FEBRERO DE 2014

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
VOCAL I	Ing. Alfredo Enrique Beber Aceituno
VOCAL II	Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco
VOCAL III	Inga. Elvia Miriam Ruballos Samayoa
VOCAL IV	Br. Walter Rafael Véliz Muñoz
VOCAL V	Br. Sergio Alejandro Donis Soto
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
EXAMINADOR	Ing. Otto Raúl de León de Paz
EXAMINADOR	Ing. Erwin Manuel Ortíz Castillo
EXAMINADOR	Ing. Jorge Emilio Godínez Lemus
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:

DETERMINACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LOS PRIMEROS EFECTOS DEL PROCESO DE EVAPORACIÓN DE UN INGENIO, UTILIZANDO LOS MÉTODOS DE VUKOV Y DIFERENCIAS DE GLUCOSA/BRIX

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química, con fecha 17 de enero de 2013.



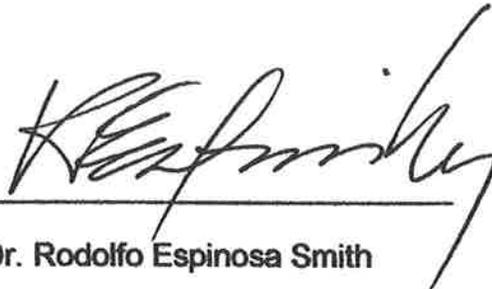
Leisy Oneida Mazariegos Calderón

Ing. Victor Manuel Monzón

Director de la Escuela de Ingeniería Química

Por medio de la presente, informo que es de mi satisfacción el informe final de la señorita Leisy Oneida Mazariegos Calderón, de carné 2008-15601 de la Escuela de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería, tema que lleva por nombre: **"Determinación de la pérdida de sacarosa en los primeros efectos del proceso de evaporación de un ingenio, utilizando los métodos de Vukov y diferencias de glucosa/Brix"**.

Atte.



Dr. Rodolfo Espinosa Smith

Ingeniero Químico Colegiado 81

RODOLFO F. ESPINOSA SMITH
Ingeniero Químico
Colegiado # 81

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

Estimado Ingeniero Monzón:

Como consta en el Acta TG-026-2013-IF 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

Solicitado por la estudiante universitaria: **Leisy Oneida Mazariegos Calderón.**

Identificada con número de carné: 2008-15601.

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:

DETERMINACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LOS PRIMEROS EFECTOS DEL PROCESO DE EVAPORACIÓN DE UN INGENIO, UTILIZANDO LOS MÉTODOS DE VUKOV Y DIFERENCIAS DE GLUCOSA/BRIX

El Trabajo de Graduación ha sido asesorado por el Ingeniero Químico: **Rodolfo Espinosa Smith.**

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.

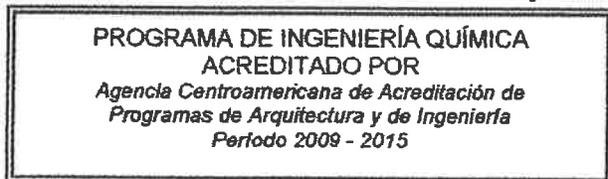
"ID Y ENSEÑAD A TODOS"



Ing. Víctor Manuel Monzón Valdez
COORDINADOR DE TERNA
Tribunal de Revisión
Trabajo de Graduación



C.c.: archivo



FORMANDO INGENIEROS QUÍMICOS EN GUATEMALA Desde 1939



Agencia Centroamericana de Acreditación de
Programas de Arquitectura y de Ingeniería



Ref.EIQ.TG.016.2014

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 Trabajo de Graduación de la estudiante, **LEISY ONEIDA MAZARIEGOS CALDERÓN** titulado: "**DETERMINACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LOS PRIMEROS EFECTOS DEL PROCESO DE EVAPORACIÓN DE UN INGENIO, UTILIZANDO LOS MÉTODOS DE VUKOV Y DIFERENCIAS DE GLUCOSA/BRUX**". Procede a la autorización del mismo, ya que reúne el rigor, la secuencia, la pertinencia y la coherencia metodológica requerida.


Ing. Víctor Manuel Monzón Valdez
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química



Guatemala, febrero 2014

Cc: Archivo
VMMV/ale

Universidad de San Carlos
de Guatemala



Facultad de Ingeniería
Decanato

DTG. 060 .2014

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: **DETERMINACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LOS PRIMEROS EFECTOS DEL PROCESO DE EVAPORACIÓN DE UN INGENIO, UTILIZANDO LOS MÉTODOS DE VUKOV Y DIFERENCIAS DE GLUCOSA/BRUX**, presentado por la estudiante universitaria: **Leisy Oneida Mazariegos Calderón**, autoriza la impresión del mismo.

IMPRÍMASE:

Ing. Alfredo Enrique Beber Aceituno
Decano en Funciones

Guatemala, 14 de febrero de 2014

/gdech



ACTO QUE DEDICO A:

- Dios** Por ser la fuente de mi sabiduría, fortaleza y soporte para alcanzar esta meta.
- Mis padres** Juan Leonidas Mazariegos López y Felipa Calderón Mazariegos.
Con mucho cariño, admiración y respeto por fijar en mí las bases para ser la persona que soy.
- Mis hermanos** Nury Fabiola, Dayra Zorahída y Adyn Leonidas Mazariegos Calderón.
Por su apoyo, ayuda y ejemplo.
- Mis abuelos** Juana Calderón (q.d.e.p.)
Jorge Calderón y Audelia Mazariegos
Por su cariño y consejos.
- Mis tíos** Con mucho cariño y aprecio por sus enseñanzas brindadas.
- Amigos** Por su cariño y apoyo durante el camino para alcanzar esta meta.

AGRADECIMIENTOS A:

- Dios** Ingeniero por excelencia, por ser mi fiel compañero en todo momento y permitirme alcanzar mis metas.
- Mi padre** Juan Leonidas Mazariegos, por su esfuerzo y trabajo. Por enseñarme el valor de las cosas y a tener valores para alcanzar las metas propuestas.
- Mi madre** Felipa Calderón, por enseñarme la importancia del amor en la formación profesional, por estar conmigo en todo momento, por su dedicación y apoyo incondicional.
- Mis hermanos** Nury por su cariño, ejemplo de responsabilidad y entusiasmo para enfrentar cada uno de los problemas.
Dayra por su apoyo, cariño, sus consejos y animarme en los momentos difíciles.
Adyn por su cariño, apoyo y estar conmigo en todo momento.
- Erwin Asturias** Por su amor, apoyo, ánimo y comprensión en todo el recorrido realizado.

Ing. Byron López

Por su orientación, consejos, conocimientos, ayuda y amistad que me brindó durante la realización de este trabajo.

Mis tíos

Por sus consejos y ánimos en el camino. En especial a tío Idain Calderón, por su ejemplo de superación y la enseñanza que las metas se logran alcanzar, tía Guillermina Calderón, por sus consejos y por recordarme que lo mejor que se tiene en la vida es el amor a Dios.

Mis primos

Por su apoyo y por estar en cada logro alcanzado. En especial a Abner y Andrea Mazariegos López por su ayuda en momentos difíciles.

Mis amigos

Por las experiencias compartidas, por apoyarme y creer en mí en todo momento.

Mis vecinos

Por su ayuda y apoyo. En especial a las familias Aguirre Chinchilla y Funes Saenz, gracias por su apoyo.

CENGICAÑA

Por haberme permitido realizar el presente trabajo de graduación. Al Ing. Mario Muñoz, por brindarme nuevos conocimientos, ayudarme en la elaboración de mi trabajo de graduación y por su amistad.

Dr. Rodolfo Espinosa

Por creer, confiar en mí, y por asesorarme en la elaboración de mi trabajo de graduación.

Mis catedráticos

Por los conocimientos que me proporcionaron durante el tiempo como estudiante de la Facultad.

La Universidad de San Carlos de Guatemala

Por ser mi segundo hogar. A la Facultad de Ingeniería y Escuela de Ingeniería Química, por darme la oportunidad de conocer nuevas herramientas para mi crecimiento profesional.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES.....	V
LISTA DE SÍMBOLOS	VII
GLOSARIO	IX
RESUMEN.....	XI
OBJETIVOS.....	XIII
Hipótesis.....	XIV
INTRODUCCIÓN	XV
1. INDUSTRIA AZUCARERA DE GUATEMALA.....	1
1.1. Historia	1
1.2. Actualidad.....	2
1.3. Enfoque de estudio.....	4
1.3.1. Antecedentes.....	4
1.3.2. Justificación	5
1.3.3. Delimitación del problema	6
2. EVAPORACIÓN	7
2.1. Fundamentos de la evaporación	7
2.1.1. Punto de ebullición	7
2.1.2. Presión	8
2.1.3. Concentración.....	8
2.1.4. Formación de espuma	9
2.1.5. Sensibilidad a la temperatura	9
2.1.6. Incrustaciones.....	9
2.2. Transferencia de calor.....	10

2.2.1.	Generalidades	10
2.2.2.	Transferencia de calor con cambio de fase.....	12
2.3.	Múltiple efecto	13
2.3.1.	Principios de Rillieux	13
2.3.2.	Extracción de vapor.....	14
2.3.3.	Evaporación de jugo.....	14
2.3.4.	Evaporadores Robert	15
3.	AZUCARES	17
3.1.	Sacarosa	17
3.2.	Azúcares reductores	18
3.2.1.	Glucosa	19
3.2.2.	Fructosa	19
3.3.	Azúcares reductores en jugos en el proceso de evaporación ..	20
3.4.	Pérdidas de sacarosa en evaporadores.....	21
3.4.1.	Hidrólisis ácida de sacarosa.....	22
3.4.2.	Variables que favorecen la hidrólisis ácida.....	23
4.	METODOLOGÍA PARA LA RECOPIACIÓN DE DATOS	25
4.1.	Determinar los puntos de muestreo	25
4.2.	Conocer el tiempo de retención	25
4.2.1.	Volumen de operación	26
4.2.2.	Brix de entrada y salida de los efectos de evaporación.....	26
4.2.3.	Flujo de jugo a la entrada de cada efecto.....	27
4.2.4.	Densidad del jugo.....	27
4.2.5.	Determinar el tiempo de retención por efecto.....	27
4.3.	Toma de muestra	28
4.4.	Método Glucosa/Brix	29

4.5.	Método de Vukov.....	30
4.6.	Equipo utilizado	33
5.	RESULTADOS	35
5.1.	Método Glucosa/Brix	35
5.2.	Método de Vukov.....	37
	CONCLUSIONES	47
	RECOMENDACIONES	49
	BIBLIOGRAFÍA.....	51
	APÉNDICES	53
	ANEXOS.....	103

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1. Diagrama de un sistema de evaporación de múltiple efecto	15
2. Evaporador Roberts	16
3. Estructura molecular de sacarosa	18
4. Hidrólisis de sacarosa	23
5. Pérdidas de sacarosa porcentaje en evaporación	36
6. Lectura de pH del laboratorio y pH operación	38
7. Tiempo de retención en los efectos.....	39
8. Comportamiento de temperaturas en evaporación (°F)	40
9. Pérdidas de sacarosa por el método de Vukov	41
10. Gráficas de comportamiento de las pérdidas en función de las variables pH, temperatura y tiempo de retención. Primer efecto.....	44
11. Curvas de comportamiento de las pérdidas en función de las variables pH, temperatura y tiempo de retención. Segundo efecto.....	45
12. Comportamiento de la pérdida en función del pH y temperatura para un tiempo de retención de 8 minutos	46

TABLAS

I. Pérdida de sacarosa en ingenio Pantaleon método diferencias de Glu/Brix	37
II. Pérdida de sacarosa determinadas con el método de Vukov.	42
III. Variables experimentales que interfieren en la hidrólisis de la sacarosa.....	42

IV.	Comparación de resultados obtenidos con ambos métodos para determinar la pérdida de sacarosa. Ingenio Pantaleón.....	43
V.	Constante de velocidad de hidrólisis de sacarosa en cada uno de los ingenios.....	44

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Significado
h	Altura
A	Área de transferencia de calor
Q	Calor de transferencia
Cm	Centímetro
CV	Coefficiente de Variación
[agua]	Concentración de agua
Fru	Concentración de fructosa
[fructosa]	Concentración de fructosa
Glu	Concentración de glucosa
[glucosa]	Concentración de glucosa
[sacarosa]	Concentración de sacarosa
K	Constante de velocidad
ρ	Densidad del jugo en función del brix
EPE	Elevación del punto de ebullición
Evap	Evaporación
Bx entrada	Grados Brix de entrada al efecto.
Bx medio	Grados Brix medio de efecto
°C	Grados Celcius
°F	Grados Farheit
K	Grados Kelvin
g	Gramos
hr	Hora
lb	Libra

ml	Mililitro
min	Minutos
N	Número de
ps	Pérdida de sacarosa
W	Peso
pie	Pie
1er.	Primer
Pza	Pureza
Sac	Sacarosa
2do.	Segundo
DS	Sólidos disueltos
T_{operacion}	Temperatura de operación
T_{vaso}	Temperatura de vaso
T_{promedio}	Temperatura promedio
3er.	Tercer
t	Tiempo
t_{ret}	Tiempo de retención
V_{op}	Volumen de operación

GLOSARIO

Azúcares reductores	Los azúcares reductores son aquellos azúcares que poseen su grupo carbonilo (grupo funcional) intacto, y que a través del mismo pueden reaccionar como reductores con otras moléculas.
Brix	Es el porcentaje de sólidos disueltos en una solución.
Cromatografía	Método físico de separación para la caracterización de mezclas complejas, la cual tiene aplicación en todas las ramas de la ciencia.
Efecto	Se le denomina así a un grupo de evaporadores que tiene las mismas condiciones de operación.
Hidrólisis	Reacción química entre una molécula de agua y otra molécula, en la cual la molécula de agua se divide y sus átomos pasan a formar parte de otra especie química.
Meladores	Evaporadores que forman parte del último efecto, eso quiere decir 5to efecto. Son conocidos como meladores porque el nombre que se le da al jugo concentrado es meladura.

pH	Lectura logarítmica de la concentración de hidrógeno libre.
Pureza	Es el porcentaje de la relación de concentración de sacarosa entre los grados Brix.
Refractómetro	Instrumento de medición de los sólidos disueltos en una solución.
Sacarato de calcio	Es un compuesto derivado de la meladura con calcio, este compuesto es útil para el proceso de clarificación en la producción de azúcar.
Sólidos disueltos	Es la cantidad de sólidos que se disuelven en un solvente.
Tiempo de retención	Es el tiempo que dura un producto dentro de un equipo.

RESUMEN

La recuperación de sacarosa en la fábrica es el principal objetivo de la industria azucarera del país, los ingenios reportan pérdidas anuales en el área de evaporadores de aproximadamente un 0,30 %. El presente estudio se pudo realizar gracias al apoyo de dos ingenios del país, en los que se realizó un diagnóstico de la evaporación y se han calculado las pérdidas en dicho proceso de cada ingenio.

La pérdida estudiada es por a la inversión de la sacarosa debido a las condiciones de pH y temperatura que llevan a una hidrólisis ácida, que desdobra la sacarosa para formar los monosacáridos glucosa y fructosa. En cada ingenio se realizó un muestreo con veinticinco corridas, cada corrida implica la toma de muestras de cuatro materiales con distinto Brix en el área de evaporación: jugo claro, jugo de primer efecto, jugo de segundo efecto y meladura. Las muestras se analizaron y se obtuvo la concentración de sacarosa, glucosa, fructosa y el pH de la solución.

Del monitoreo en línea de la operación se obtuvo la temperatura a la cual se encontraba el jugo dentro del equipo de evaporación. Teniendo los datos recolectados, se procedió a calcular las pérdidas de sacarosa por medio del método de Vukov y el método Sacarosa/Brix.

OBJETIVOS

General

Establecer un método para determinar las variables del proceso de evaporación que tienen mayor impacto en la pérdida de sacarosa debido a la inversión por hidrólisis ácida.

Específicos

1. Identificar la teoría de evaporación aplicada a un evaporador Roberts utilizado en una fábrica de azúcar, de la pérdida de sacarosa por inversión debido a hidrólisis ácida y, los métodos válidos y aplicables para determinar la pérdida de sacarosa en la evaporación.
2. Determinar el impacto de las variables de operación de un evaporador en la pérdida de sacarosa.
3. Seleccionar puntos de muestreo y tomar muestras de materiales a analizar (jugo claro, jugo saliendo del primer efecto, jugo saliendo del segundo efecto y meladura).
4. Calcular las pérdidas de sacarosa por medio de los métodos propuestos en el proceso de evaporación (primero, segundo y quinto efecto).

5. Interpretar y comparar los resultados obtenidos (pérdidas de sacarosa) con los métodos propuestos.
6. Predecir el impacto en las pérdidas de sacarosa por inversión en función del tiempo de retención, temperatura del evaporador y el pH del jugo.
7. Establecer en qué efecto de evaporación (primero o segundo), se tiene la mayor pérdida por inversión de la sacarosa.
8. Recomendar el método más adecuado para calcular las pérdidas de Sacarosa por inversión debido a hidrólisis ácida en los primeros dos efectos de evaporadores tipo Roberts.

Hipótesis

Si se determinan los valores de las variables de operación de un evaporador de jugo de caña, es posible calcular las pérdidas de sacarosa por hidrólisis ácida, utilizando procedimientos establecidos (método de Vukov y diferencias de Glucosa/Brix).

Hipótesis nula:

Las condiciones de operaciones son directamente proporcional a las pérdidas de sacarosa en los primeros dos efectos de evaporadores.

Hipótesis alternativa:

Las condiciones de operaciones no son directamente proporcional a las pérdidas de sacarosa en los primeros dos efectos de evaporadores.

INTRODUCCIÓN

En la industria azucarera de Guatemala, en los procesos de evaporación de jugo, no se han realizado estudios experimentales para conocer el impacto de las variables de operación de un evaporador Roberts, que provocan pérdidas de sacarosa, ni se conoce cuál de ellas tiene un mayor impacto sobre dichas pérdidas. Por lo tanto, en la mayoría de fábricas consultadas no se aplica ninguna metodología para determinar las pérdidas de sacarosa durante este proceso.

Como iniciativa los ingenios han solicitado se investigue todo lo relacionado con la pérdida de sacarosa en el proceso de producción. Existen varias formas en la cual la sacarosa se degrada, en el proceso de evaporación la sacarosa es sometida a una serie de procesos químicos.

La determinación de la pérdida de sacarosa por hidrólisis ácida en la evaporación en algunos ingenios se considera como pérdidas indeterminadas y no es contabilizada como tal. Se sabe que el jugo contiene sólidos disueltos que no son necesariamente sacarosa, lo que permite que esta no se recupere en un 100 %. Dentro de los evaporadores el jugo es expuesto a temperaturas altas que permite que la concentración de sacarosa se disminuya, también es afectado por el tiempo que tarda en cruzar todo el proceso.

En el primer efecto de evaporación las condiciones a la que expone el jugo son críticas, por lo que pueden favorecer a la pérdida de sacarosa.

Los muestreos experimentales se realizaron en distintos ingenios, por lo tanto presentan condiciones diferentes, los resultados obtenidos son interesantes ya que las pérdidas obtenidas difieren. Por esta razón, se pudo determinar que variable tiene un mayor impacto en la pérdida de sacarosa.

Honig, Schaffler y Sak Hoi, identifican variables y realizan pruebas para hacer determinaciones de pérdidas de sacarosa y la explicación de otros fenómenos que acontecen durante la evaporación del jugo claro.

Las variables que interfieren en las pérdidas de evaporación son la temperatura, el tiempo de retención, pH y las concentraciones de sacarosa, glucosa y fructosa. Además estas variables, para llevar a cabo el estudio se toman en cuenta el flujo másico del jugo, la densidad del jugo y los efectos que incrementan el punto de ebullición del jugo en el proceso.

Los resultados obtenidos fueron según los resultados de la teoría, este estudio fue realizado en otros países, Honig, Schaffler y Sak Hoi han realizado trabajos relacionados al tema, y según el resultado de ellos es que la pérdida de sacarosa se da en los primeros dos efectos de evaporación. Esto debido a las condiciones existentes, temperaturas altas, gran volumen de operación y por ende tiempo de retención largos.

El trabajo se llevo a cabo en cuatro meses, investigando acerca de los temas, determinando las áreas de muestreo y tabulando los datos para obtener los resultados deseados.

1. INDUSTRIA AZUCARERA DE GUATEMALA

1.1. Historia

Guatemala comenzó a exportar azúcar a mediados del siglo XIX en pequeñas cantidades. En 1957 se fundó la Asociación de Azucareros de Guatemala (ASAZGUA), con el fin de resolver problemas en la producción azucarera y desarrollar programas para fomentar, mejorar y tecnificar la industria azucarera del país. Los ingenios azucareros definieron su estrategia de modernización y crecimiento aprovechando los cambios en la dinámica mundial de la industria.

La industria se transformó de local a una industria de exportación, y se convirtió en una de las actividades agroindustriales más importantes del país.

En la década de 1970 varios ingenios comenzaron a contratar a profesionales guatemaltecos y a técnicos azucareros y consultores principalmente de Cuba para mejorar la eficiencia en la operación industrial, y para diseñar proyectos de ampliación y modernización de algunos ingenios.

ASAZGUA creó el Departamento de Experimentación Agrícola en 1974 y el ingenio Pantaleón en 1978 principió a desarrollar trabajos de investigación. Posteriormente lo hicieron Santa Ana, Concepción y La Unión.

A partir de 1990 la agroindustria azucarera comienza a posicionarse como un modelo a nivel mundial, se ubica entre los diez países más importantes en volúmenes de exportación, según la International Sugar Organization (ISO), y

en productividad según la LMC International, actualmente Guatemala ocupa el tercer lugar a nivel mundial.

1.2. Actualidad

La agroindustria azucarera de Guatemala está conformada por 13 ingenios azucareros, los cuales se encuentran distribuidos geográficamente de la siguiente manera:

Diez de ellos se ubican en la planicie costera del océano Pacífico o costa sur de Guatemala y ocupan casi la totalidad del área sembrada con caña (99 %). Estos ingenios son: Tulumá, Palo Gordo, Madre Tierra, La Unión, Pantaleón, Concepción, Magdalena, Santa Ana, Trinidad y El Pilar. Los otros tres ingenios se localizan en diferentes lugares de la república y ocupan áreas relativamente pequeñas. En el municipio de Villa Canales del departamento de Guatemala se encuentra el ingenio Santa Teresa, y en el departamento de Santa Rosa se encuentra el ingenio La Sonrisa. El ingenio Chabil Utzaj que está en fase de establecimiento se localiza en la parte norte del país, en el departamento de Alta Verapaz.

El cultivo de la caña de azúcar en Guatemala, evolucionó de manera considerable en las últimas décadas, y su rumbo fue marcado por indicadores de predominancia agrícola. En el camino se unieron algunos requerimientos de los mercados y, finalmente, la búsqueda de satisfacer al sector energético y al de los biocombustibles.

Desde una perspectiva industrial, es importante mencionar que algunos resultados buscados en el campo, propiciaron en las fábricas de azúcar efectos a resaltar y explican muchos de los resultados finales. Se pudieron observar

cambios en las áreas industriales que orientaron la operación vivida en los últimos 30 años. Los principales procesos en donde se dieron dichos cambios fueron: preparación y molienda, energía y recuperación de sacarosa.

En los ingenios azucareros de Guatemala, la cogeneración ha tenido un desarrollo y una evolución sostenida; este impulso se ha dado por la generación secundaria de un subproducto, que pasó de ser un desecho a ser biomasa en cantidades abundantes, con un poder calorífico aprovechable que lo convirtieron en un buen combustible: el bagazo.

Tradicionalmente la industria azucarera basa su producción en tres productos principales: azúcar, electricidad y alcohol. Los mercados de estos tres productos presentan demandas con cierta variabilidad, que en algún momento pudiera representar una incertidumbre y menores ingresos de los previstos por los productores. Entre los factores más importantes que afectan la producción, la generación, la demanda y el consumo de estos productos son: Las políticas gubernamentales, tanto de los países productores como de los compradores, tales como subsidios o impedimentos arancelarios, los efectos climáticos regionales y las leyes regulatorias para la conservación del medio ambiente, la entrada a los mercados de competencias de economías emergentes, la necesidad de sustitución de las materias primas no renovables, tales como el petróleo y sus derivados, el auge y la búsqueda de biocombustibles y materias primas biodegradables, y en general el crecimiento de las economías en un mundo cada vez más globalizado.

A lo largo del proceso de fabricación del azúcar, se encuentran varias fases de donde pueden extraerse productos en procesos, que constituirían las materias primas para otros coproductos y derivados, a veces con métodos de

fabricación bien diferenciados, y en otras ocasiones con procesos químicos adjuntos, la integración de estos procesos se conocen como bio-refinerías.

1.3. Enfoque de estudio

La agroindustria azucarera en Guatemala tiene un gran campo para la investigación experimental y teórica. Involucra tanto la rama agrícola como la rama técnica (ingeniería).

1.3.1. Antecedentes

En la industria azucarera del país, se han realizado diversos estudios y análisis para mejorar el cultivo de la caña de azúcar. La investigación ha tenido énfasis en la mejora del rendimiento en campo y las labores agrícolas de la caña de azúcar. Sin embargo, para los procesos de extracción de sacarosa y más precisamente en el proceso de evaporación de jugo, los esfuerzos en investigación han sido escasos.

La información que se tiene acerca de la pérdida de sacarosa en evaporadores es obtenida en su mayoría, del libro de Peter Honig (1969), quien ha realizado estudios experimentales y ha determinado que la pérdida de sacarosa se da en los primeros dos efectos de evaporación, en Guatemala este concepto teórico es el más utilizado.

En las plantas de fabricación se tienen pérdidas de sacarosa por varias razones, una de ellas es por “la inversión de sacarosa”, Jeréz (2008), realizó pruebas de azúcares reductores en lotes de jarabe simple por medio de la prueba de Fehling, también realizó análisis a nivel de laboratorio para determinar las variables y los valores promedio que favorecen dicha inversión.

Ramírez (2010) determinó, también a partir de la prueba de Fehling, la concentración de los azúcares invertidos originados por el efecto de la recirculación de jugo clarificado en un evaporador de placas.

En el Ingenio La Unión (2011) un grupo de investigadores, especificaron un conjunto de puntos óptimos de operación para los evaporadores de la línea de azúcar crudo del ingenio, registrando mediciones a través de controladores de flujo/temperatura, y verificando que los instrumentos cumplieran con las especificaciones de fábrica.

Zepeda (2012) propone una alternativa para evitar la pérdida de sacarosa por inversión en el área de evaporadores, proponiendo el control de las variables del proceso.

1.3.2. Justificación

En la industria las pérdidas de la sacarosa están sujetas a las variables de operación del proceso, como es el caso de la pérdida por hidrólisis de la sacarosa, en la cual interfieren variables de operación que favorecen la descomposición de la sacarosa.

En Guatemala la industria azucarera necesita conocer valores de pérdidas, para conocer qué incidencia tienen las variables de operación en las pérdidas y, en un futuro controlarlas y así evitar este tipo de pérdida en la producción de azúcar. En los ingenios la pérdida de la sacarosa representa millones de quetzales.

Al conocer los valores de pérdidas de sacarosa se pudo mejorar el control de las variables de operación, implicando una eficiencia del proceso mejor. Las

variables de procesos que favorecen la hidrólisis de la sacarosa son; la temperatura, el tiempo de retención y el pH. En el área de evaporación se encuentran estas variables de operación y se considera un área adecuada para llevar a cabo la investigación de pérdidas de sacarosa por hidrólisis ácida por su corto tiempo de retención que mantiene.

1.3.3. Delimitación del problema

El estudio se realizará en el área de evaporación, tomando al primer y segundo efecto como puntos de estudio ya que las variables de operación alcanzan valores que pueden llegar a favorecer la hidrólisis ácida.

2. EVAPORACIÓN

La evaporación es la operación de separación de un solvente en forma de vapor en una solución. El objetivo de la evaporación es concentrar una disolución que consiste en un soluto no volátil y un disolvente volátil. En esta operación el vapor puede ser recuperado o no, dependiendo de la importancia económica. Dentro del proceso de recuperación de sacarosa se requiere concentrar el jugo clarificado de caña, hasta un valor cercano a 65° Brix, por lo cual se debe remover el 75 % de agua contenida en el mismo, por medio de evaporación.

2.1. Fundamentos de la evaporación

La evaporación se produce cuando por efecto de la temperatura, la energía cinética de las moléculas de un líquido aumenta, lo que les permite liberarse de la atracción de las moléculas vecinas y pueden desprenderse de la solución. (Gastón Salas, 2000).

La evaporación es una operación unitaria que depende de muchos factores y variables, ya que en cada proceso en donde se utiliza las condiciones de operación siempre fluctúan. A continuación se mencionan las variables más importantes que existen en el proceso:

2.1.1. Punto de ebullición

Es la temperatura en donde el líquido hace que sus moléculas se separen en grandes cantidades por encima de la superficie libre del mismo. Temperatura

mínima a la cual el líquido pasa a fase gaseosa. El punto de ebullición cambia cuando el líquido a evaporarse es el soluto de una solución, pues la concentración hace que la energía necesaria para liberar a las moléculas del líquido, sea mayor que la energía utilizada cuando el líquido es puro.

2.1.2. Presión

La velocidad a la cual los vapores se generan en el proceso de ebullición de un líquido, puede aumentar o disminuir dependiendo de la presión que se encuentre en la superficie libre de la solución, ya que la temperatura es una propiedad dependiente de la presión. Cuanto más elevada sea la presión de operación del evaporador, mayor será la temperatura de ebullición.

2.1.3. Concentración

La alimentación líquida a un evaporador es diluida, por lo que su viscosidad es baja, según la concentración puede ser similar a la del agua. A medida que aumenta la concentración, la disolución adquiere cada vez un carácter más individualista. La densidad y la viscosidad aumentan con el contenido de sólido hasta que la disolución o bien se transforma en saturada o resulta inadecuada para la transmisión de calor. La temperatura de ebullición puede aumentar considerablemente al aumentar el contenido de sólidos, de manera que la temperatura de ebullición de una disolución también aumenta al aumentar el contenido de sólidos, incluso mayor que la del agua a la misma presión.

El jugo está compuesto de agua y sólidos, y para lograr su evaporación es necesario aumentar la temperatura. A esta acción se le conoce como Elevación del punto de ebullición (EPE). El EPE tiene influencia sobre los evaporadores

disminuyendo el gradiente de temperatura entre el jugo y el vapor, reduciendo la razón de evaporación del dicho jugo. Claassen y Thieme determinaron que el EPE de soluciones azucaradas depende de la pureza y la cantidad de sólidos. El EPE puede determinarse con la ayuda de las tablas de elevación del punto de ebullición (ver apéndice, tabla II).

2.1.4. Formación de espuma

Debido a sus componentes químicos, algunas soluciones forman espumas durante la evaporación. Una cantidad de estas espumas puede ser arrastrada junto al vapor (vegetal) que sale del evaporador, dando lugar a contaminaciones indeseadas en los condensados y en el vapor. En casos extremos toda la masa de la solución podría salir con el vapor y perderse.

2.1.5. Sensibilidad a la temperatura

Muchos productos tales como químicos finos, productos farmacéuticos y los alimentos, se deterioran cuando se les aumenta la temperatura (aun moderadamente) durante tiempos relativamente cortos. En la concentración de estos materiales se necesitan técnicas especiales para reducir tanto la temperatura del líquido como el tiempo de calentamiento. La temperatura límite a la que los productos pueden descomponerse se le conoce como temperatura de termolabilidad.

2.1.6. Incrustaciones

Algunas soluciones depositan materiales sólidos llamados incrustaciones sobre las superficies de calentamiento. Estas incrustaciones se forman a causa de los productos de descomposición o por disminución de la solubilidad. El

resultado es una reducción del coeficiente de transferencia de calor, lo que obliga a limpiar los equipos (evaporador).

2.2. Transferencia de calor

Cuando un cuerpo, por ejemplo, un objeto sólido o un fluido, está a una temperatura diferente de la de su entorno u otro cuerpo, *la transferencia de energía térmica*, también conocida como transferencia de calor o intercambio de calor, ocurre de tal manera que el cuerpo y su entorno alcancen equilibrio térmico. La transferencia de calor siempre ocurre desde un cuerpo más caliente a uno más frío, como resultado de la Segunda ley de la termodinámica.

2.2.1. Generalidades

Según la ley cero de la termodinámica, la transferencia de calor es el paso de energía térmica desde un cuerpo de mayor temperatura a otro de menor temperatura. Cuando existe una diferencia de temperatura entre dos objetos en proximidad uno del otro, la transferencia de calor no puede ser detenida; solo puede hacerse más lenta.

La transferencia de calor puede darse en tres formas:

- **Conducción:** transferencia de calor que se produce a través de un medio estacionario (que puede ser un sólido) cuando existe un gradiente de temperatura.
- **Convección:** transferencia de calor que ocurrirá entre fluidos mezclados y en movimiento, y los mismos se encuentran a diferentes temperaturas.

- Radiación: en ausencia de un medio, existe una transferencia neta de calor entre dos superficies a diferentes temperaturas, debido a que todas las superficies con temperatura finita emiten energía, la cual se desplaza en forma de ondas electromagnéticas de un cuerpo a otro.

Los evaporadores utilizados en las fábricas de azúcar están constituidos esencialmente por una calandria tubular que tiene la función de transferir calor (intercambiar temperatura). El vapor para calentamiento rodea los tubos en su cara exterior y el jugo por evaporar se encuentra en el interior de dichos tubos. Cuando dos fluidos de temperaturas distintas se encuentran a cada lado de una pared, como en este caso, la cantidad de calor transmitida del uno al otro se expresa (Hugot, p. 339)

$$Q = KS (t - t')$$

(Ecuación 1)

Donde:

Q = cantidad de calor transmitido

K = coeficiente de transmisión del calor

S = superficie de intercambio

t = temperatura del fluido caliente

t' = temperatura del fluido frío

El coeficiente k está dado por:

$$1/k = 1/a + e/b + 1/c$$

(Ecuación 2)

Donde:

a = coeficiente de transmisión del calor del fluido caliente a la pared.

b = coeficiente de transmisión del calor a través de la pared.

c = coeficiente de transmisión del calor de la pared al fluido frío.

e = Espesor de la pared del tubo.

En el proceso de evaporación, el vapor es el fluido más utilizado para ceder el calor. El vapor sobrecalentado tiene un coeficiente de transmisión bajo, por lo que se utiliza el vapor saturado el cual tiene un coeficiente de transmisión excelente.

2.2.2. Transferencia de calor con cambio de fase

“Cuando una superficie sólida en contacto con un líquido se calienta tanto que el líquido entra en ebullición, el ascenso de las burbujas tiene dos efectos sobre el flujo del calor. Primer efecto, las burbujas hacen que la convección natural aumente y produce una corriente más intensa. Segundo efecto, las burbujas conducen tanto el calor latente como el calor sensible, como resultado de ello, cuando empieza la ebullición sobre una superficie calentada, el flujo del calor se incrementa muy rápidamente con el aumento de la temperatura” (Honing, p. 34). El aumento continúa hasta una cierta temperatura, cuando el flujo de calor llega a su máximo valor comienza a descender rápidamente. En la evaporación ocurre un cambio de fase, en el cual se tiene la participación de dos tipos de calor:

Calor sensible: es el calor que emiten o reciben los fluidos cuando se enfrían o calientan. El punto de ebullición de una solución depende de su concentración y de la presión hidrostática actuante en el medio.

Calor latente: calor necesario para convertir un gramo de agua líquida en un gramo de vapor, a una determinada temperatura y presión.

2.3. Múltiple efecto

Un evaporador de múltiple efecto consta de un conjunto de evaporadores, donde el primer efecto es el primer evaporador, el segundo evaporador es el segundo efecto y así sucesivamente. Durante el funcionamiento, el vapor producido en el primer efecto se utiliza como vapor calefactor del segundo efecto.

2.3.1. Principios de Rillieux

Desarrollado por Norbert Rillieux en Luisiana y patentado en 1840. Esta tecnología ha tenido un impacto significativo en la industria azucarera y en muchas otras industrias que involucran procesos. A partir de investigaciones en la industria azucarera, Rillieux desarrolló reglas generales o principios para el diseño y funcionamiento de evaporadores:

- a) En un evaporador múltiefecto con n efectos, un kg de vapor evaporará n kg de agua. Por consiguiente, en un tren de evaporadores de dos efectos, un kg de vapor evaporará dos kg de agua en uno de tres efectos, tres kg de agua. (Rein, 2012)

- b) Cuando se efectúan extracciones de vapor desde el i -enésimo efecto de un tren evaporador múltiefecto de n efectos, para ser utilizadas en reemplazo de escape en otra aplicación distinta de los evaporadores, el ahorro de vapor será i/n veces la cantidad de vapor utilizada para esta tarea. (Rein, 2012)

- c) En todo lugar donde se condense vapor u ocurran extracciones de vapor, se deben efectuar arreglos que permitan liberar continuamente los gases incondensables. (Rein, 2012).

2.3.2. Extracción de vapor

Según se incrementa el número del efecto desde el cual se extrae vapor, la temperatura de la extracción es menor. En consecuencia para mejorar el uso eficiente del vapor, se prefiere efectuar las extracciones desde un efecto tan cerca del último como sea posible; pero normalmente esto es restringido por la tarea para la cual será utilizado el vapor. El vapor producido en el primer efecto se utiliza generalmente en los tachos y los calentadores de jugo, mientras que el vapor del segundo efecto se usa con frecuencia para una primera etapa de calentamiento y en los tachos continuos.

El vapor tercer efecto se utiliza para aquellos casos donde se requiere una economía de vapor anormalmente elevada, generalmente como resultado de procesamientos derivados que requieren mayor cantidad de vapor y bagazo, limitando por tanto la disponibilidad para la fábrica.

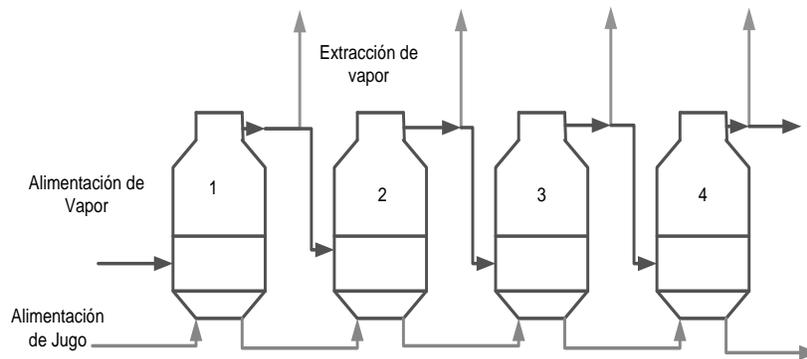
2.3.3. Evaporación de jugo

En la industria azucarera, luego de moler la caña, extraer el jugo y clarificarlo, se lleva al proceso de evaporación para la concentración de sacarosa y la eliminación del agua. El jugo sale de los clarificadores y mediante el uso de bombas se pasa por una serie de intercambiadores de calor que operan con vapor y vacío. Luego, dentro de los evaporadores el jugo hierve y va perdiendo agua por evaporación, así va pasando de un evaporador a otro empujado por diferencia de presiones. Al final del tren de evaporadores, la

solución se ha concentrado más y pasa a llamarse meladura, de aspecto más viscoso y de color caramelo oscuro por efecto de dicha concentración.

También se debe considerar que dentro del proceso debe cuidarse la temperatura ya que la sacarosa es un producto que al alcanzar ciertas condiciones puede presentar descomposición química.

Figura 1. **Diagrama de un sistema de evaporación de múltiple efecto**



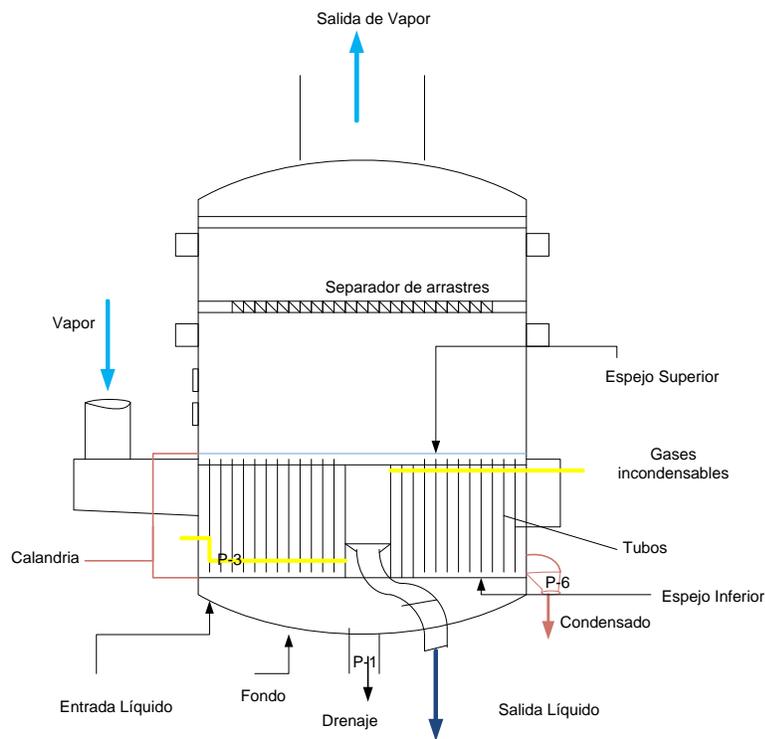
Fuente: elaboración propia.

2.3.4. **Evaporadores Robert**

Los evaporadores de calandria con tubos verticales fueron introducidos por primera vez alrededor de 1850 por Robert, el director de una fábrica de azúcar en Seelowitz, Moravia. El diseño fue ampliamente adoptado y aún hoy son los evaporadores más comúnmente utilizados. Generalmente cuentan con tubos de 38 a 51 mm de diámetro y longitudes de tubo en el rango de 1,5 a 3 m. Recientemente se ha presentado una tendencia al uso de tubos más largos en un intento de incrementar el área de intercambio con cuerpos de determinado diámetro. La mayoría de calandrias cuentan con un tubo bajante,

normalmente en el centro del evaporador, para mejorar la circulación y la transferencia de calor, y que proporciona una conveniente ubicación para la salida del líquido concentrado. Se debe tener el cuidado de distribuir uniformemente la alimentación de los cuerpos por debajo de la calandria. La evaporación por descompresión instantánea “flash” del líquido que entra promueve la circulación y la transferencia de calor, y puede ser utilizada en beneficio del proceso.

Figura 2. **Evaporador Roberts**



Fuente: elaboración propia, con programa Microsoft Office Visio 2007.

3. AZUCARES

Su fórmula general suele ser $(\text{CH}_2\text{O})_n$, donde oxígeno e hidrógeno se encuentran en la misma proporción que en el agua, de ahí su nombre clásico de hidratos de carbono, aunque su composición y propiedades no corresponde en absoluto con esta definición. Pueden clasificarse como azúcares sencillos (monosacáridos) o complejos (disacáridos).

Los monosacáridos son sólidos, cristalinos, incoloros, solubles en agua y de sabor dulce. Químicamente son polihidroxialdehídos o polihidroxicetonas y responden a la fórmula empírica $(\text{CH}_2\text{O})_n$, en la que n tiene un valor igual o mayor que 3, siendo los más frecuentes los de 5 y 6 átomos de carbono.

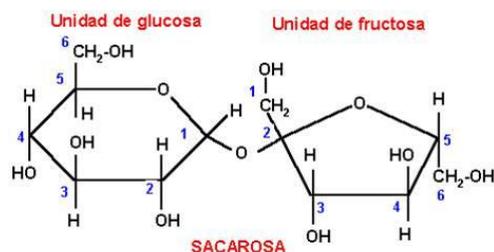
Presentan en todos sus carbonos un grupo hidroxilo (OH) excepto en uno, en el cual lleva un grupo carbonilo ($\text{C}=\text{O}$). Si el grupo carbonilo se encuentra al final de la cadena el monosacárido es un aldehído, y se denomina *aldosa*. Si se encuentra en un carbono secundario es una cetona, y se llama cetosa. La mayoría de los monosacáridos poseen uno o más átomos de carbono asimétricos y son, por tanto moléculas quirales; propiedad de los azúcares que ocasionan la rotación del plano de luz polarizada y la cual permite la determinación de la presencia de azúcares en jugos y productos de la fabricación de azúcar.

3.1. Sacarosa

La sacarosa, disacárido obtenido de la caña de azúcar, la remolacha y otras fuentes, es un componente importante de la dieta humana, como tal y en

combinación en diversos alimentos comerciales. La sacarosa no contiene átomo 22 de carbono anomérico libre; los de ambas hexosas se hallan unidos entre sí. La sacarosa, por tanto, no experimenta mutarrotación ni es un azúcar reductor. Se hidroliza con más facilidad que los otros disacáridos. La hidrólisis de la sacarosa a D-glucosay D-fructosa se denomina frecuentemente inversión, ya que va acompañada de un cambio neto de rotación óptica, de dextrógira a levógira. La hidrólisis de la sacarosa, que también es catalizada por el enzima invertasa, puede seguirse mediante un polarímetro.

Figura 3. **Estructura molecular de sacarosa**



Fuente: Rivero, Nataly. Los carbohidratos.

<http://bioquimicagreciaynataly.blogspot.com/2010/02/carbohidratos.html>. Consulta: 12 septiembre 2013.

3.2. **Azúcares reductores**

Algunos azúcares tienen la propiedad de oxidarse en presencia de agentes oxidantes suaves como el ion Fe^{+3} o Cu^{+2} . Esta característica radica en la presencia de un grupo carbonilo libre, el cual es oxidado y genera un grupo carboxilo. Por lo tanto, aquellos azúcares con un grupo carbonilo libre son llamados azúcares reductores y aquellos en los que el grupo carbonilo se encuentra combinado en unión glucosídica se conocen como azúcares no reductores. Entre los azúcares reductores más comunes se encuentra la

glucosa, fructosa, lactosa y maltosa que presentan un carbono libre en su estructura y pueden reducir, en determinadas condiciones, a las sales cúpricas.

3.2.1. Glucosa

La glucosa es metabólicamente el azúcar más importante en las plantas y animales. Sólo en la porción en crecimiento activo de la planta el contenido de glucosa excede el de la sacarosa. Al comienzo de la zafra el contenido de glucosa del jugo es alto y disminuye con la madurez. A pesar de que cantidades iguales de glucosa y fructosa están implicadas en la hidrólisis y condensación de la sacarosa, la relación dextrosa-levulosa raras veces es igual en el jugo crudo.

La fórmula empírica de la glucosa $C_6H_{12}O_6$ y el peso molecular es 180,2 g/mol. La glucosa es menos soluble en agua que la sacarosa; es soluble en etanol e insoluble en éter. Las moléculas de glucosa se condensan de diferente manera para formar almidón, dextrana y celulosa.

La glucosa se presenta en solución en tres formas y todas pueden aparecer al mismo tiempo. La cadena tiene libre el grupo aldehído y reduce una solución alcalina de sales cúpricas, dando positiva la prueba para los azúcares reductores. Las soluciones de glucosa muestran mutrorrotación, lo que quiere decir que la rotación específica cambia cuando la solución queda en reposo durante algún tiempo.

3.2.2. Fructosa

Conocida como azúcar de frutas. La fructosa es más dulce que la sacarosa y la glucosa; de las tres es la menos abundante en la caña. A

semejanza de la glucosa, es más abundante en las partes en crecimiento de la planta y menos abundante en la parte inferior del tallo y las raíces. La fructosa disminuye en la maduración y puede ser imposible de detectar en algunas variedades de alta pureza en la madurez.

La fórmula empírica de la fructosa es la misma que la glucosa ($C_6H_{12}O_6$) y el peso molecular es de 180,2 g/mol. La fructosa es muy soluble en agua y ligeramente soluble en etanol. Igual que la glucosa, la fructosa es un azúcar reductor, pero posee un grupo cetona en lugar de un grupo aldehído.

3.3. Azúcares reductores en jugos en el proceso de evaporación

Las sustancias reductoras en el jugo de la caña, determinadas por medio de la reducción de una solución alcalina de cobre, conocidas también en la literatura técnica azucarera como glucosa o invertido, son una mezcla de dextrosa y levulosa que se encuentran en el jugo de los molinos antes de la alcalización en cantidades aproximadamente iguales. En la caña no madura hay un ligero exceso de caña no madura hay un ligero exceso de la fructosa sobre la dextrosa. En la caña demasiado madura hay más dextrosa que fructosa o levulosa.

Cuando el jugo se hace alcalino con la cal y se calienta, se produce una conversión de las hexosas con la formación de otra relación entre los componentes de estas sustancias. Uno de los productos que posiblemente se formen es la d-manosa.

Una característica de esta conversión mutua de las hexosas en solución alcalina a la temperatura ambiente es que el equilibrio en las soluciones de las hexosas puras, es independiente del material inicial.

A la temperatura ambiente esta conversión es lenta. Con un pH de 7,4 a 8,3, la fructosa pura se transforma en aproximadamente una semana, en 39 % de aldosa y un 61 % de cetosa. En el caso de la dextrosa, bajo las mismas condiciones, el equilibrio después de una semana se encuentra en 78 % de aldosa y 22 de cetosa; y en el caso de la manosa, tenemos 39 % de aldosa y 61 % de cetosa. Esta conversión mutua, que establece un equilibrio después de un tiempo suficientemente largo, fue descrita por primera vez por Lobry de Bruyn y Alberda van Ekenstein.

A temperaturas más altas esta reacción de conversión se acelera, pero se combina con reacciones de descomposición. Es imposible representar en ecuaciones químicas sencillas las reacciones que tienen lugar con la mezcla de hexosas a temperaturas más elevadas y a un pH comprendido entre 6,5 y 7,5.

3.4. Pérdidas de sacarosa en evaporadores

Los evaporadores son operados con temperaturas elevadas, debido a esta razón se favorece la inversión de la sacarosa, aunque las mayores temperaturas se encuentran en el primer efecto y segundo efecto. Muchas de las reacciones que ocurren en la sacarosa dependen de la temperatura, ésta resulta ser importante en el proceso, según Peter Rein.

Las pérdidas por inversión no pueden estimarse en el proceso a partir de los cambios en la pureza, ya que estas pérdidas son del mismo orden de magnitud que los errores analíticos. Las reacciones de la sacarosa también se ven favorecidas por el pH y el tiempo de retención. Entre mayor sea el tiempo que el jugo tarde en el proceso de evaporación, mayor probabilidad tendrá la sacarosa a reaccionar, y degradarse.

3.4.1. Hidrólisis ácida de sacarosa

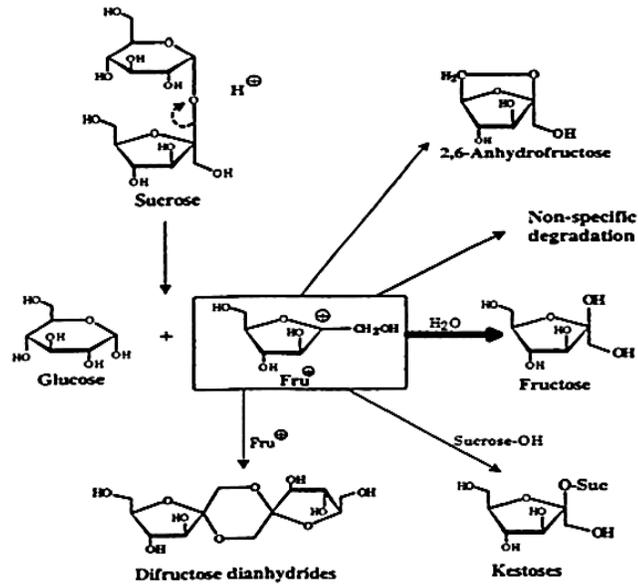
La sacarosa en la etapa de evaporación puede descomponerse por razones diferentes; la caramelización y la hidrólisis de sacarosa son algunas. A continuación se estudiara la hidrólisis ácida de sacarosa.

Cuando la molécula de sacarosa se divide por la intervención de un ácido, una enzima o de agua (H₂O), comúnmente agua, da lugar a una molécula de glucosa y fructosa.



Esta reacción es conocida como hidrólisis, y suele tener velocidades diversas que dependen de las condiciones en las que se encuentre la solución, tales como la temperatura, pH y el tiempo de retención. La hidrólisis de la Sacarosa también es conocida como Inversión de Sacarosa, debido a la inversión de la luz polarimetría, ocasionada por los azúcares reductores.

Figura 4. Hidrólisis de sacarosa



Fuente: LÓPEZ, Byron. Mazariegos, Leisy. Análisis de pérdidas de sacarosa en evaporación en Dos Ingenios utilizando cromatografía líquida para método de Vukov y diferencia Glucosa/Brix. www.cengicaña.org.

3.4.2. Variables que favorecen la hidrólisis ácida

La hidrólisis de la sacarosa, como se mencionó con anterioridad, difiere según las variables de temperatura, pH y tiempo. La constante de velocidad de hidrólisis de la Sacarosa depende de la concentración de iones hidronios (H^+).

$$-\frac{d[\text{sacarosa}]}{dt} = k[\text{sacarosa}][\text{agua}]$$

(Ecuación 3)

Entre mayor sea la concentración de hidronios mayor será el valor de la constante de velocidad, lo cual indica que la molécula de sacarosa se invertirá.

Esta también depende de las temperaturas, a mayor temperatura la hidrólisis se llevará a cabo por estar alcanzando, porque la temperatura alta juega el papel de catalizador en la reacción.

4. METODOLOGÍA PARA LA RECOPIACIÓN DE DATOS

4.1. Determinar los puntos de muestreo

Los puntos de muestreo se determinaron en base a las variables que eran necesarias analizar. Las variables del estudio fueron: temperatura, pH, concentración de sacarosa, concentración de glucosa y tiempo de retención en cada uno de los efectos. Los valores necesarios a conocer fueron los datos de entrada y salida de cada efecto. Por lo tanto se determinó que los puntos de muestreo se localizaron a la entrada de los equipos tanto del primer efecto como del segundo efecto, y a la salida del segundo efecto y del quinto efecto (meladura).

El estudio se realizó en dos ingenios, Santa Ana y Pantaleón. En cada uno de los estudios se realizaron veinticinco corridas y cada una de las corridas se tomó cuatro muestras de distintos materiales.

4.2. Conocer el tiempo de retención

Al realizar el muestreo se definió determinar el tiempo de retención de los equipos, para que al tomar las muestras del jugo, todas las muestras tendrían las mismas características de la muestra de jugo claro.

Para determinar el tiempo de retención se necesitó conocer las siguientes variables de operación de los ingenios en los cuales se realizó el estudio.

4.2.1. Volumen de operación

El volumen de operación se calculó a partir de la información proporcionada por los ingenios en los cuales se realizó el estudio. También se obtuvo la información de cuántos equipos operaban y las áreas de transferencia de calor en cada uno de los efectos.

Se asumió que los evaporadores operaban con un nivel de jugo del 33 %. Al tener toda la información reunida se procedió a calcular en una hoja de Excel el volumen de operación de cada efecto, utilizando las siguientes ecuaciones en el orden correspondiente.

$$V_{eq} = A * h * 0.33$$

(Ecuación 4)

$$V_{op} = V_{eq} * N$$

(Ecuación 5)

Donde:

A = área de transferencia de calor (pie²)

h = altura de jugo en la calandria (pie)

N = número de equipos operando en el efecto

V_{eq} = volumen de equipo de evaporación

V_{op} = volumen de operación del efecto

4.2.2. Brix de entrada y salida de los efectos de evaporación

Para conocer el Brix de entrada y salida de los efectos, se realizó un perfil de brix (ver apéndice, tablas VI), utilizando un refractómetro de mano digital. En el caso del primer efecto se tomo como Brix de entrada el Brix de jugo claro y el

de salida es el Brix del jugo en el último efecto. De la misma forma se completo el perfil en los siguientes efectos.

Luego de obtener las lecturas de Brix necesarias, se obtuvo un promedio aritmético de estos, de forma de que se encuentre un Brix para cada efecto.

4.2.3. Flujo de jugo a la entrada de cada efecto

Para determinar el flujo de jugo a la entrada de cada efecto, se necesita conocer el flujo de jugo entrando a la evaporación, dato que es posible obtener gracias a la lectura del flujo saliendo de los calentadores. Este flujo se tomará como base para determinar el flujo de entrada de cada uno de los efectos a partir del segundo.

4.2.4. Densidad del jugo

La densidad del jugo entrando a cada uno de los efectos puede determinarse por medio de la tabla 19 del libro de Chen, (p. 1127-1133). Se realizó una correlación para calcular la densidad en función del Brix, esta puede observarse en el apéndice, tabla IX.

4.2.5. Determinar el tiempo de retención por efecto

Ya habiendo encontrado los valores necesarios, el tiempo de retención puede ser determinado por medio de la ecuación que presenta Honig.

$$t_{ret} = \frac{V_{op} * \rho * \frac{Bx_{medio}}{100}}{flujo * \frac{Bx_{entrada}}{100}}$$

(Ecuación 6)

Donde:

T_{ret} = tiempo de retención (min)

V_{op} = volumen de operación (pie^3)

Bx_{medio} = Brix medio de efecto

$Bx_{entrada}$ = Brix de entrada al efecto.

Flujo = flujo de jugo al entrar a cada efecto (lb/min)

ρ = densidad del jugo en función del brix (lb/pie^3)

4.3. Toma de muestra

Las muestras de jugo claro se tomaron a la salida del tanque de jugo claro (datos a la entrada del primer efecto), el jugo de la salida del primer efecto fue muestreado saliendo del último equipo del efecto, antes de ser bombeado al siguiente efecto; este dato también se consideró como la entrada al segundo efecto. De igual manera se muestreo el jugo saliendo del segundo efecto; datos de entrada al tercer efecto, la meladura se muestreo entre la salida del quinto efecto y el tanque sello o tanque de meladura previo a ser bombeado a tratamiento o tanques de tachos. Al momento de tomar las muestras, se presentó evaporación flash en el jugo debido al cambio de presión que sufrió la muestra al salir del equipo a condiciones ambientales.

A cada una de las muestras se le realizó un análisis de cromatografía líquida (HPLC) para conocer la concentración de sacarosa, glucosa y fructosa. El equipo y los analistas fueron proporcionados por los ingenios, Santa Ana y Pantaleón, el uso de los equipos fue realizado por un solo laboratorista, de esta forma se buscó reducir la probabilidad de errores humanos en el análisis de los datos. También se midió el pH de cada uno de los materiales, usando un medidor de pH tipo lápiz, proporcionado también por el laboratorio de cada

ingenio en estudio. Se realizaron veinticinco corridas, cada una de las corridas implicó cuatro muestras.

La temperatura de operación se tomó en la pantalla de control de cada ingenio, la temperatura corresponde a la lectura promedio de todos los equipos que forman parte de los efectos que se estudiaron (primer efecto, segundo efecto y quinto efecto).

Los datos experimentales obtenidos se analizaron con siguientes métodos para la determinación de las pérdidas de sacarosa, los resultados dados por los métodos fueron realizados con ayuda de tablas y de gráficos, que permitieron llegar a las conclusiones del estudio.

4.4. Método Glucosa/Brix

Para la determinación de las pérdidas de Sacarosa por inversión se estudiaron dos métodos, uno de los cuales, es el método de Glucosa/Brix. Método que determina las pérdidas. Según Pieter Honig, la glucosa es más estable que la fructosa, por lo que los resultados obtenidos al utilizar este método se consideran datos congruentes para la determinación de pérdidas. Este método requiere la lectura de HPLC de la concentración de glucosa entrada y salida presente en la muestra estudiada, conocer Brix de entrada y salida del área donde se desea conocer la pérdida. A continuación se presenta la siguiente relación, propuesta por Schäffler, para estimar la pérdida por inversión (Peter Rein, p. 675). S,

$$\%Pérdida Sacarosa = \frac{342 * \left(\frac{WG}{W_{DS}} \right)_o - \left(\frac{WG}{W_{DS}} \right)_i}{180 * \left(\frac{WS}{W_{DS}} \right)_i}$$

(Ecuación 7)

Los factores 342 y 180 se refieren al peso molecular de la sacarosa y la glucosa, respectivamente. La relación de Schäffler, asume que la glucosa no se destruye, de manera que no se da un bajo estimado de inversión. La destrucción de la fructosa en relación a la glucosa hace que la lectura del polarímetro se incremente y por ende lleva un incremento medido en pureza a lo largo de los evaporadores (Pieter Rein, p 675).

Otro método con el que se puede obtener las pérdidas de manera práctica es el método de glucosa/cloruros, ya que los cloruros no son degradados en el jugo.

4.5. Método de Vukov

Otro de los métodos estudiado es el de Vukov, que involucra la constante de velocidad de la inversión de la sacarosa, donde la pérdida se determino en función de cuatro variables, la concentración de sacarosa, la temperatura de operación del equipo, el pH del jugo dentro del equipo y el tiempo que el jugo de caña permanece en el equipo (tiempo de residencia). En el caso de la temperatura se considero en que parte del equipo se encuentra el medidor y de esta forma conocer si existe o no una elevación del punto de ebullición (EPE), por lo que la lectura del medidor de temperatura se debe modificar y presentarse como la temperatura existente en el evaporador. La lectura que normalmente se obtiene de pH en el jugo, es la lectura del jugo bajo las condiciones de laboratorio de los ingenios, por tal razón se debe realizar una corrección para que la lectura de pH sea bajo condiciones de operación. Para determinar las pérdidas de sacarosa es necesario conocer:

- Densidad por medio de la ecuación de Peacock

$$\rho = \left(1 + \frac{B(B+200)}{54000}\right) \left(1 - \frac{0.036(T-20)}{(160-T)}\right)$$

(Ecuación 8)

Donde: B= brix ; T = Temperatura (°C)

- Concentración de Sacarosa en g/cm³

$$[Sac]g/cm^3 = \frac{[Sac]*\rho}{100}$$

(Ecuación 9)

Dónde: $[Sac]g/cm^3$ = concentración de la sacarosa; $[Sac]$ = concentración en porcentaje de sacarosa; ρ = densidad obtenida por ecuación de Peacock.

- El cálculo de EPE se realiza por medio de una hoja electrónica programada en base a la tabla No. 39 del libro del Dr. Larrahondo.

$$T_{vaso} = T_{operación} + EPE$$

(Ecuación 10)

$$T_{evap} = \frac{T_{entrada} + T_{vaso}}{2}$$

(Ecuación 11)

Para el caso de los cálculos relacionados con la pérdida de la sacarosa al finalizar el tercer efecto hasta el quinto efecto se realizó un promedio aritmético, donde se expresaba de esta forma:

$$T_{\text{evap}} = \frac{T_{\text{entrada}} + T_{\text{vaso}}}{2}$$

(Ecuación 12)

- Calculo del Brix y pH de operación

$$\text{Brix evaporador} = \frac{\text{Brix entrada} + \text{Brix salida}}{2}$$

(Ecuación 13)

$$\text{pH lab} = \frac{\text{pH}_{\text{Entrada}} + \text{pH}_{\text{Salida}}}{2}$$

(Ecuación 14)

Corrección de pH a temperatura del vaso del evaporador

$$\frac{dpH}{dT} = 0,0339 + 0,015pH - 0,0017pH^2$$

(Ecuación 15)

$$pH_{\text{operación}} = pH_{\text{Lab}} + \frac{dpH}{dT} (T_{\text{Evap}} - T_{\text{Lab}})$$

(Ecuación 16)

- Encontrar la constante de velocidad de la inversión de sacarosa

$$\text{Log}_{10}K = 16,91 + \log_{10}(\rho - [\text{Sac}]) - 5670 / T - \text{pH}_{\text{operación}}$$

(Ecuación 17)

$$K = 10^{(\text{Log } 10 K)}$$

(Ecuación 18)

$$\%[\text{Sac}]_{\text{Pérdida}} = 100 (1 - e^{-kt})$$

(Ecuación 19)

Donde: ρ = densidad de la solución por medio de Peacock (g/cm^3); $[\text{Sac}]$ = concentración de sacarosa en g/cm^3 ; T = temperatura en grados K; $\%[\text{Sac}]_{\text{Pérdida}}$ = pérdida de sacarosa en evaporación.

4.6. Equipo utilizado

- Balanza analítica. Marca OHAUS. Modelo GT400, precisión de 0.01 gramos
- Refractómetro. Marca Schmidt + Haensch. Modelo DUR-SW 5436(Santa Ana)
- Refractómetro Schmidt+Haensch
- Cromatógrafo VARIAN Pro Star Chromatography Systems Serial 100004(Santa Ana)
- Cromatógrafo líquido Merck-Hitachi
- Columna Biorad HPX87C
- Precolumna para columna Metacarb 87H
- Cronómetro digital decimal de minutos
- Balanza analítica
- Bomba de vacío
- Embudo de filtración al vacío
- Kitazato de 1000 ml
- pH-metro WTW Inolab 540
- Balón aforado 1000 ml tipo A
- Balón aforado 100 ml tipo A
- Jeringa de vidrio de 50 μL
- Plancha de agitación

- Espátula
- Earlenmeyer
- Pizeta
- Pipeta
- Beaker 50 ml

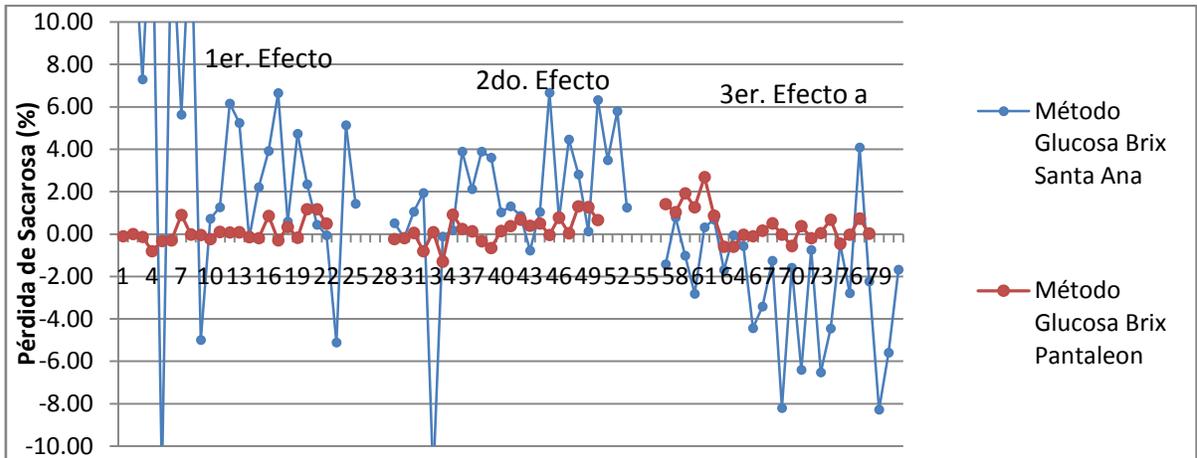
5. RESULTADOS

5.1. Método Glucosa/Brix

La determinación de pérdidas de sacarosa pueden ser estudiada mediante la diferencia de la relación existente entre la glucosa/brix a la entrada de un equipo y a la salida, esta determinación fue posible al asumir que la glucosa no se degrada con facilidad en el proceso de evaporación, se sabe que la glucosa es el azúcar reductor más estable.

En los resultados presentados en la figura 5, en el caso de ingenio Pantaleón se puede notar que las pérdidas son valores que están dentro del rango esperado de respuesta, mientras que en el ingenio Santa Ana los valores no son valores congruentes ni lógicos, ni bibliográficamente válidos, ya que los valores tienen magnitudes anormalmente altas sean positivos o negativos. Wong Sak Hoi, realizó un estudio de la determinación de la inversión de la sacarosa por medio de cloruros, estos no son modificados por las condiciones en la evaporación y la relación de glucosa/cloruros se puede utilizar con más confianza. Wong Sak Hoi utilizó un marcador para conocer la inversión de sacarosa y es la razón de fru/glu conforme el número de efecto. Según los resultados observados en la figura 5, los valores obtenidos como resultados del ingenio Santa Ana muestran una variabilidad excesiva (CV muy alto).

Figura 5. Pérdidas de sacarosa porcentaje en evaporación



Fuente: elaboración propia.

En la tabla XVI (apéndice), se observa que los valores de la relación de fructosa/ glucosa del ingenio Santa Ana son valores que no siguen el comportamiento observado en el estudio de Wong Sak, en el jugo claro la relación fru/glu es mayor a 1 al igual que en el primer efecto, pero en el segundo efecto y en la meladura los valores no son comunes ya que debería deberían ser mayores (valores que presenta Pantaleón). Los resultados no son válidos y congruentes, por lo tanto, no se tomaran en cuenta, por presentar un valor exagerado de CV, lo cual se podría pensar que fue debida a problemas ocasionados por la columna del cromatógrafo.

Tabla I. **Pérdida de sacarosa en ingenio Pantaleon método diferencias de Glu/Brix**

	Pérdidas de Sacarosa (%)
1er. Efecto	0,12
2do. Efecto	0,19
3er. Efecto- Meladores	0,42
Pérdida Total	0,72

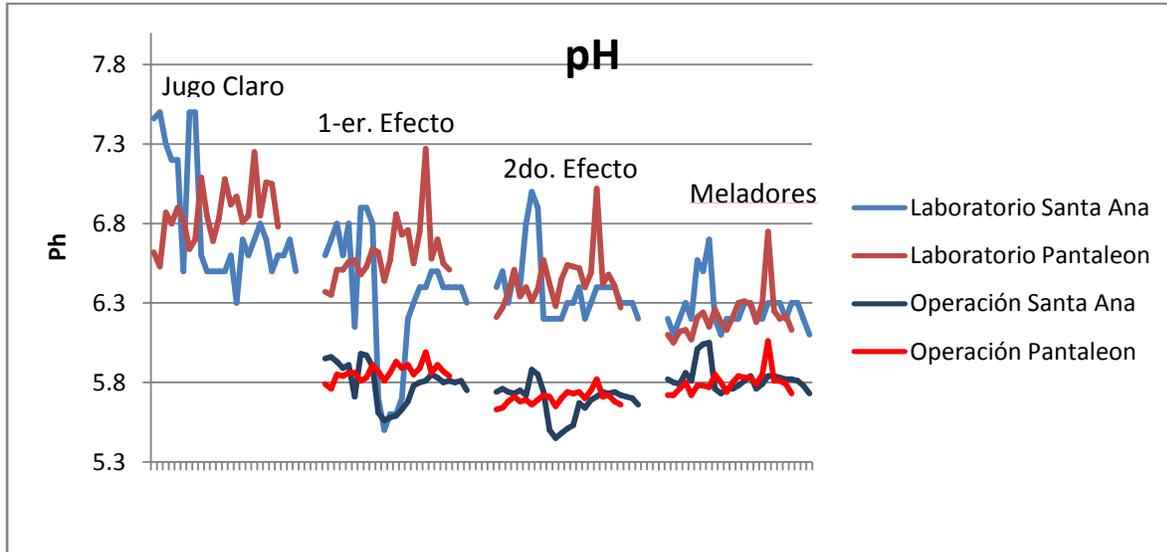
Fuente: elaboración propia.

En el caso del ingenio Pantaleón, el resultado promedio de las pérdidas se presentan en la tabla 1. Estos son los únicos resultados considerados para el estudio del método de glucosa/brix.

5.2. Método de Vukov

La lectura de pH dada en los laboratorios de los ingenios es una medida analítica que es obtenida bajo condiciones distintas a las condiciones de operación. Para determinar las pérdidas por medio del método de Vukov fue necesario ajustar el pH para las condiciones de operación que el jugo tiene en los equipos. En la figura 6, se observa que el pH dado en el laboratorio y el pH de operación tienen una diferencia notable, por lo que demuestra la importancia de ajustar el pH para los cálculos del método. La hidrólisis puede ocurrir ya que el pH de operación es un pH entre valores de 5,4 a 6,1. El descenso del pH también es un indicador de reacciones dentro del tren de evaporadores.

Figura 6. **Lectura de pH del laboratorio y pH operación**

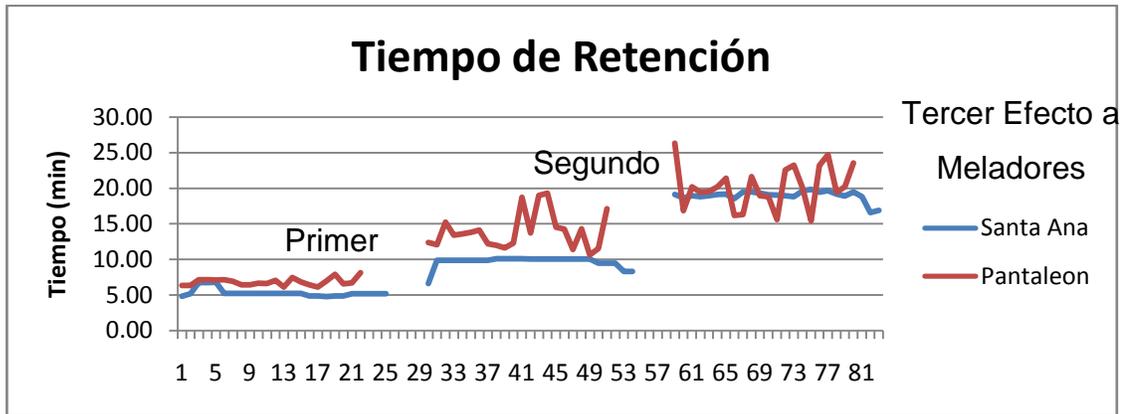


Fuente: elaboración propia.

Para el caso del tiempo de retención en ambos ingenios se observa en la figura 7 que el tiempo de retención del ingenio Pantaleón es mayor que el tiempo de retención en el ingenio Santa Ana, el tiempo es distinto porque se calculó un mayor volumen de operación en Pantaleón.

En Pantaleón, el flujo del jugo de caña a la entrada de la evaporación durante la experimentación fue muy variable, por distintos problemas operativos razón por la cual el tiempo de retención muestra mayor variabilidad, ver figura 3. Se debe recordar que el tiempo de retención está en función del flujo del jugo y del volumen de operación disponible en la evaporación.

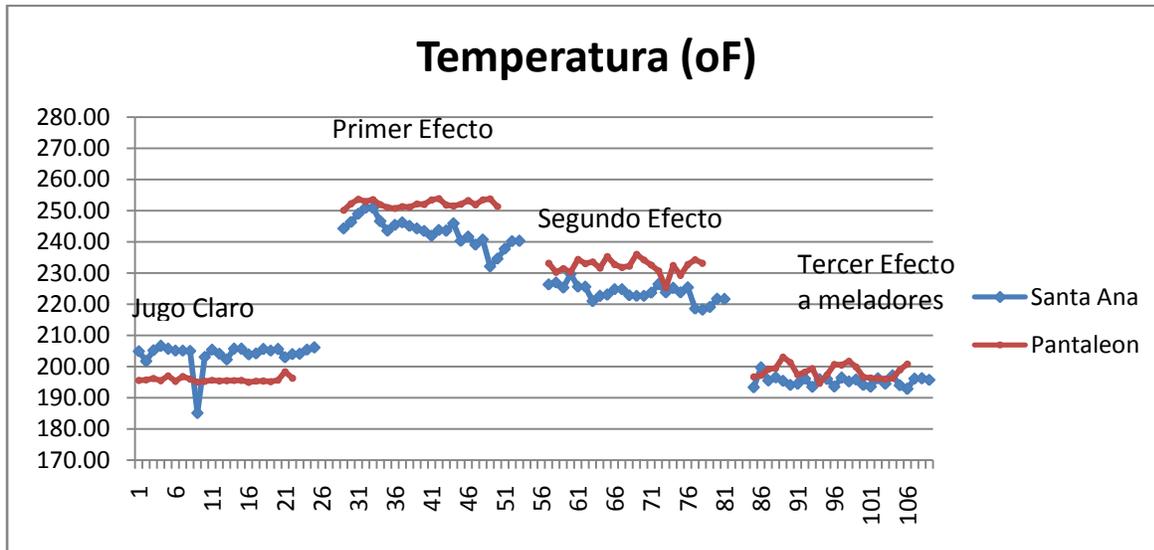
Figura 7. Tiempo de retención en los efectos



Fuente: elaboración propia.

El tiempo de retención se calculó para cada uno de los ingenios por medio de un perfil de Brix. Se realizaron mediciones de Brix del jugo a la entrada de la evaporación y a la salida de cada uno de los efectos, se solicitó conocer el volumen utilizado para cada uno de los efectos. El tiempo calculado con el perfil de Brix, sirvió para muestrear el mismo lote aproximadamente de jugo durante el recorrido por el área de evaporación, al realizar los cálculos del método de Vukov se realizó nuevamente el cálculo del tiempo para los valores de Brix experimentales del estudio obtenidos del laboratorio, esto con el fin de utilizar los datos aproximados a los datos reales y así obtener resultados válidos. El tiempo del tercer efecto al quinto efecto es la sumatoria de los tiempos de tercer, cuarto y quinto efecto.

Figura 8. Comportamiento de temperaturas en evaporación (°F)



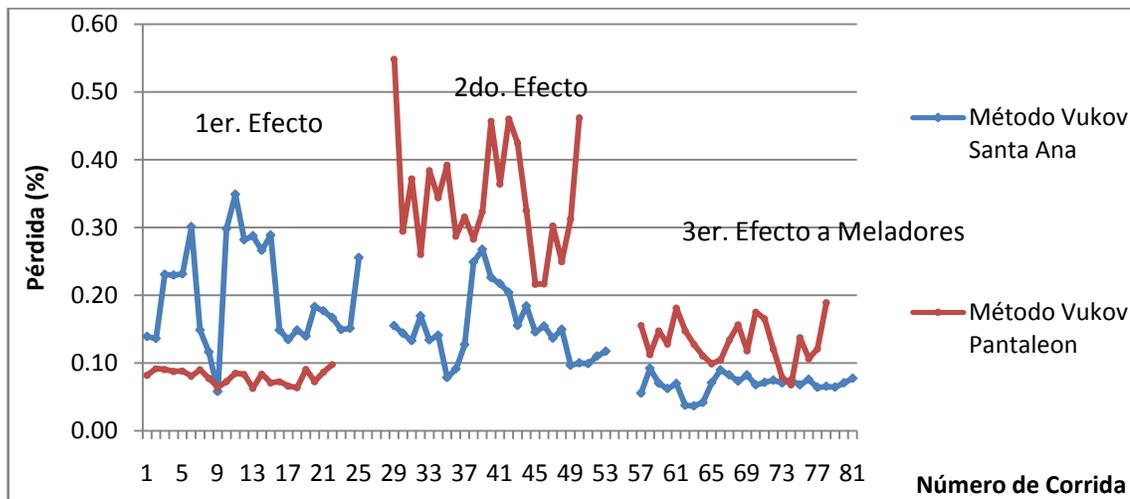
Fuente: elaboración propia.

En la figura 8 se observa el comportamiento de la temperatura de operación para ambos ingenios, Santa Ana operaba con vapor de escape saturado un rango entre 260 y 265 °F pero en Pantaleón el vapor de escape utilizado estuvo alrededor de los 275 °F, levemente sobrecalentado. La temperatura que se utilizó para obtener resultados con el método de Vukov fue el promedio de entrada y de salida del efecto a estudiar, y en el caso de Pantaleon se tomó en cuenta que el medidor de temperatura no estaba en la parte baja, por lo que se tenía la temperatura en el evaporador y no la temperatura a la que el jugo se encuentra. Para está lectura se consideró agregar la elevación del punto de ebullición.

Se determinó que si la temperatura se mueve 10 °F, la pérdida de sacarosa aumenta un 27 %, asumiendo que el cambio a la temperatura no

afecta el pH. Pero si ese cambio de temperatura afecta al pH la pérdida es un 33 %.

Figura 9. Pérdidas de sacarosa por el método de Vukov



Fuente: elaboración propia.

Los resultados dados por el método de Vukov, se muestran en la figura 9. Los resultados obtenidos en ingenio Santa Ana representan pérdidas promedio de 0,35 % en el segundo efecto, el comportamiento de las pérdidas se ve reflejado en el comportamiento de pH, figura 2, ya que el pH promedio en Santa Ana es menor al pH promedio en Pantaleón, puede concluirse que el comportamiento de las pérdidas se ve afectado directamente por el pH.

En el caso del segundo efecto el comportamiento de las pérdidas en Pantaleón son mayores a las pérdidas de Santa Ana, por lo que viendo las figuras 2,3 y 4 se observan que la variable que tiene un mayor efecto en el comportamiento de pérdidas es el tiempo de retención, la otras dos variables también se observa que afectan la pérdida, pero se observa que el tiempo de

retención en el segundo efecto es la variable que mayor impacto tiene, esto se debe a que los ingenios utilizan muchas extracciones desde el segundo efecto y por lo tanto dicho efecto tiene mucho volumen de operación y por lo tanto, tiempo de retención. A continuación se presenta una tabla con los resultados promedios de las pérdidas en los distintos efectos y los valores promedios de las variables:

Tabla II. **Pérdida de sacarosa determinada con el método de Vukov**

Pérdidas de Sacarosa	Método de Vukov	
	<i>Pantaleón</i>	<i>Santa Ana</i>
1er. Efecto	0,08	0,07
2do. Efecto	0,35	0,15
3er. Efecto – Mel.	0,13	0,35
Pérdida Total	0,56	0,47

Fuente: elaboración propia.

Tabla III. **Variables experimentales que interfieren en la hidrólisis de la sacarosa**

	PANTALEÓN			SANTA ANA		
	$T (^{\circ}F)$	pH (Op.)	$t_{Retención}$ (min)	$T (^{\circ}F)$	pH (Op.)	$t_{Retención}$ (min)
1er. Efecto	252,23	5,86	6,61	243,12	5,80	5,30
2do. Efecto	232,30	5,70	13,80	223,66	5,68	9,65
3er. Efecto-Mel	207,57	5,80	24,40	201,05	5,83	19,09

Fuente: elaboración propia.

En ingenio Santa Ana se observó que los datos proporcionados por el laboratorio de lecturas de pH son muy variables, la inestabilidad puede atribuirse al uso de lechada de cal, mientras que el comportamiento del pH obtenido para el ingenio Pantaleón se observa estable; allí se utiliza sacarato de calcio.

Tabla IV. **Comparación de resultados obtenidos con ambos métodos para determinar la pérdida de sacarosa. Ingenio Pantaleón**

Pérdidas de Sacarosa	Método Glu/Brix	Método de Vukov
1er. Efecto	0,12	0,08
2do. Efecto	0,19	0,35
3er. Efecto- Mel	0,42	0,13
Pérdida Total	0,72	0,56

Fuente: elaboración propia.

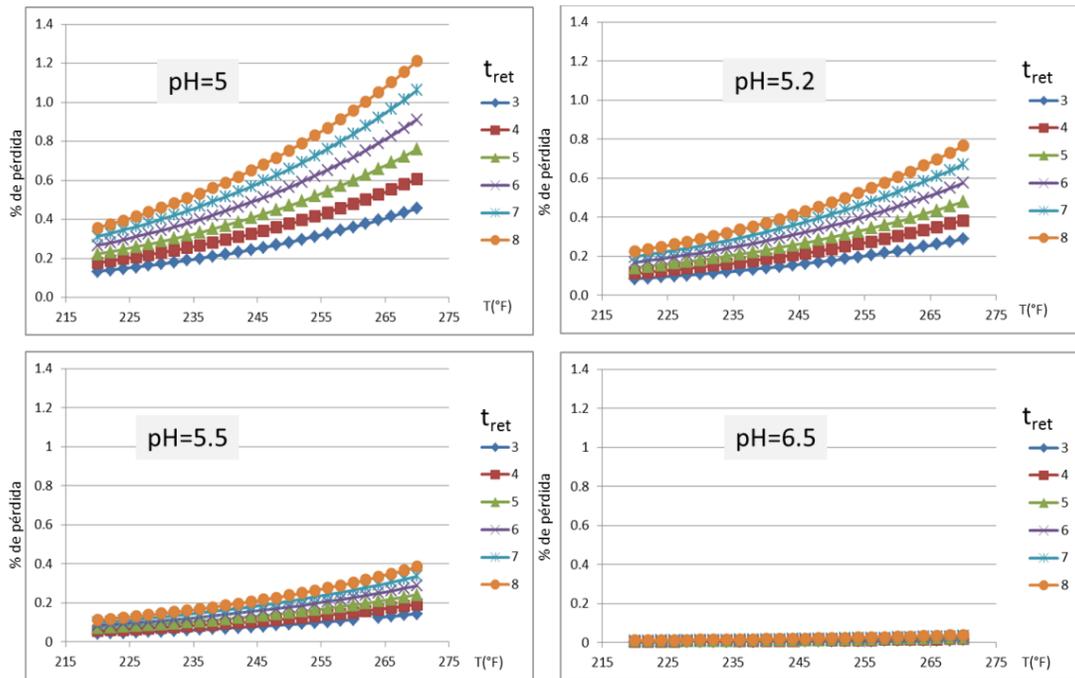
En el tabla IV, se observan los resultados obtenidos con el método de Vukov y el de Glucosa /Brix, aunque el método glucosa/brix se considera un método adecuado ya que los valores de concentración de la glucosa pudieran dar valores reales para las pérdidas de sacarosa, se debe considerar que la degradación de sacarosa altera el Brix, por lo que lo adecuado sería utilizar el método glucosa/ cloruros, ya que los cloruros no se ven afectados como se mencionó. En cuanto al método de Vukov, es un método calculado para determinar la pérdida de sacarosa por la hidrólisis ácida, los valores obtenidos por lo tanto son resultados calculados basados en la concentración inicial de sacarosa y las variables mencionadas. Este método presentó una constante de velocidad promedio de $1.25E-04$ (min^{-1}), para los dos ingenios. Este valor no es considerable ya que se pueden ver los valores de la constante de velocidad de hidrólisis de la sacarosa para cada uno de los ingenios.

Tabla V. **Constante de velocidad de hidrólisis de sacarosa en cada uno de los ingenios**

	Valor de K		
	<i>Pantaleón</i>	<i>Santa Ana</i>	<i>Promedio</i>
1er. Efecto	1,17E-04	1,34E-04	1,25E-04
2do. Efecto	2,50E-04	1,57E-04	2,04E-04
3er. Efecto- Mel	3,82E-05	2,39E-05	3,11E-05

Fuente: elaboración propia.

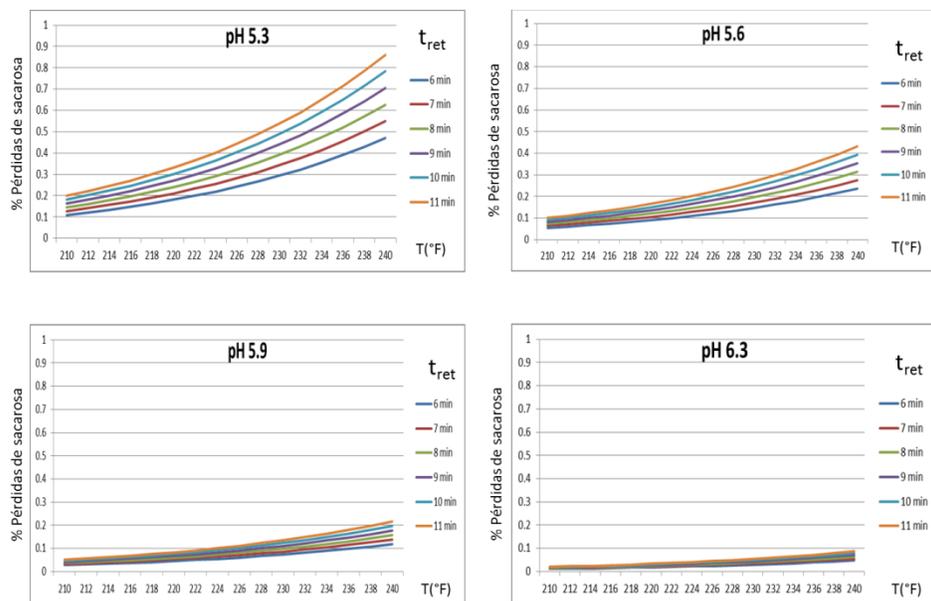
Figura 10. **Gráficas de comportamiento de las pérdidas en función de las variables pH, temperatura y tiempo de retención. Primer efecto**



Fuente: elaboración propia, con base al programa de Excel.

La figura 6 ilustra el comportamiento de la pérdida de sacarosa por hidrólisis en el primer efecto, estas gráficas demuestran que el valor de la pérdida aumenta si el valor de pH disminuye y también aumenta si la temperatura y el tiempo de retención aumentan.

Figura 11. **Curvas de comportamiento de las pérdidas en función de las variables pH, temperatura y tiempo de retención. Segundo efecto**

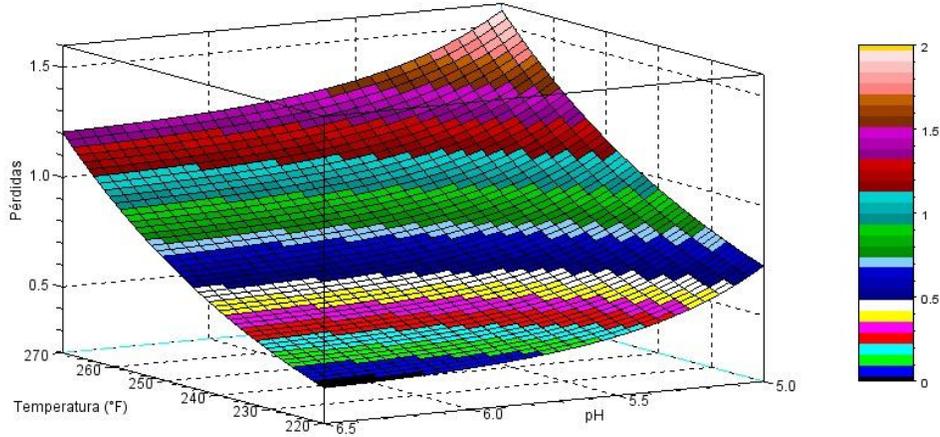


Fuente: elaboración propia, con base al programa de Excel.

En la figura 11 se observa que el comportamiento de las pérdidas de sacarosa por hidrólisis es el mismo que el comportamiento de las pérdidas del primer efecto. El comportamiento de la pérdida de sacarosa es exponencial con respecto a la temperatura.

Figura 12. Comportamiento de la pérdida en función del pH y temperatura para un tiempo de retención de 8 minutos

Comportamiento de las Pérdidas según pH y Temperatura para un tiempo de retención de 8 min



Fuente: elaboración propia.

La figura 12 ilustra el comportamiento de la pérdida de acuerdo al valor de cada una de la variables, así puede verse que a menor temperatura y a mayor pH la pérdida se hace menor, mientras que con alta temperatura y bajo pH, sin importar el tiempo de retención, las pérdidas aumentan al máximo.

CONCLUSIONES

1. La variable de operación que tiene mayor efecto en la pérdida de sacarosa por hidrólisis es el pH; el cual en una pequeña variación de disminución puede incrementar las pérdidas a altos valores, luego sigue la temperatura; pues esta por si misma genera pérdidas y aparte afecta el pH de operación, disminuyéndolo si esta aumenta. Por último, el tiempo de retención que es un parámetro difícil de controlar, ya que en los ingenios no tienen una medición de este en los equipos de evaporación.
2. El efecto que tiene una mayor pérdida dentro del área de evaporación es el segundo efecto, debido al volumen de operación que es mayor y el jugo tiene un mayor tiempo de retención.
3. El método que pueden aplicar los ingenios para determinar las pérdidas es el método de Vukov ya que implica las variables que interfieren en el proceso de evaporación, dando así valores aproximados.
4. El método más recomendable para cálculo de pérdidas es el método de Glucosa/Brix, porque los valores que se obtienen son valores reales ya que el exceso de la glucosa presente en el jugo de caña representa la cantidad de sacarosa destruida y es un método de análisis rápido.
5. Se debe controlar que la temperatura no se eleve, al igual que el tiempo de retención. Mientras que el pH debe mantenerse entre 6 a 7 para evitar las pérdidas de sacarosa.

RECOMENDACIONES

1. El flujo de jugo al entrar al área de evaporación debe ser constante para evitar la variación del tiempo de retención al descender o ascender este, debe evitar que el tiempo de retención se alargue en los equipos.
2. La temperatura es una variable que debe medirse y controlarse lo mejor posible en la operación de evaporación, ya que una elevación de la misma en la operación puede ocasionar pérdidas de sacarosa, no solo por los valores altos que ocasionan la degradación de la sacarosa, la glucosa y la fructosa, sino también porque permiten que el pH disminuya su valor en la operación.
3. Realizar el estudio de glucosa/cloruros, ya que se pueden determinar las pérdidas de sacarosa con valores más precisos.
4. Conociendo los sistemas de evaporación en serie o paralelo, se debe analizar cuál de los dos presenta el menor tiempo de retención.
5. En próximas ampliaciones se recomienda evaluar otros equipos de evaporación como por ejemplo película descendente o placas para tener un menor tiempo de retención.

BIBLIOGRAFÍA

1. CHEN, James C. P.; CHOW, Chung Chi. *Cane sugar handbook*. 12a ed. Estados Unidos. 1985. 1100 p.
2. HONIG, Peter. *Principios de tecnología azucarera*. Editorial Continental Tomo II y III. 1974. 300 p.
3. Hulletts Sugar Limited Research and Development. *Sugar Technology*. South Africa, October, 1975. 89 p.
4. Ingenio La Unión. *Proyectos de investigación aplicada*. Guatemala. Optimización de evaporadores en la línea de crudo. 2011. 145 p.
5. RAMOS, Aulio Alberto. *Proceso de elaboración del azúcar y etanol de la caña*. 2a ed. 2009. 418 p.
6. REIN, Peter. *Cane sugar engineering*. Alemania. 2007. 768 p. ISBN:3870401109
7. SAK HOY, Wong. *Estimation of sucrose inversión*. Mauritius Sugar Industry Reseach Institute, Reduit Mauritius. 1978. 578 p.
8. Universidad Técnica Federico Santa María. *Procesos Industriales II*. [en línea]. Chile. Abril 2010. [Consulta: 13 de junio de 2013] Disponible en: <http://es.scribd.com/doc/29577400/Evaporación.OperaciónUnitariaEvaporación>. Gastón Salas S. 2000.

APÉNDICES

INGENIO SANTA ANA

Perfil de Brix en cada uno de los efectos de evaporación

Corrida	Flujo (gpm)		Brix Jugo Claro	Brix salida				
	Entrada evap.	Salida evap.		1er. Efecto	2do. Efecto	3er. Efecto	4to. Efecto	5to. Efecto
1	3 472,00	669,38	15,49	24,73	38,32	45,66	56,92	63,98
2	3 395,00	670,19	15,54	24,33	38,73	45,66	56,92	63,01
3	3 331,00	625,02	16,32	24,19	47,23	45,66	56,92	68,07
4	2 840,00	539,13	15,91	24,41	48,03	45,66	56,92	66,13
5	3 171,00	630,20	15,95	25,64	44,37	45,66	56,92	64,02
6	2 949,00	647,71	19,67	25,28	45,91	45,66	56,92	70,29
7	3 160,00	672,62	18,21	25,85	47,50	45,66	56,92	67,64
8	2 830,00	577,18	15,38	25,84	45,29	45,66	56,92	60,95
9	2 712,00	328,37	11,22	26,43	40,86	45,66	56,92	70,23
10	3 267,00	563,44	15,89	19,25	36,38	45,66	56,92	70,93
11	3 067,00	613,46	16,55	21,17	45,77	45,66	56,92	65,63
12	3 008,00	647,20	15,69	24,64	44,58	45,66	56,92	59,46
13	3 500,00	606,71	14,94	25,14	33,30	45,66	56,92	67,32
14	2 786,00	525,82	17,04	21,76	39,11	45,66	56,92	70,13
15	3 417,00	772,11	16,38	24,11	38,26	45,66	56,92	59,35
16	2 800,00	482,60	13,72	24,44	44,67	45,66	56,92	63,18
17	3 000,00	504,65	13,80	24,02	41,37	45,66	56,92	64,65
18	3 056,00	558,05	14,39	23,63	35,56	45,66	56,92	62,83
19	3 400,00	646,85	14,78	22,19	36,56	45,66	56,92	62,23
20	3 591,00	682,81	16,21	23,24	35,77	45,66	56,92	67,04
21	3 276,00	750,79	19,11	25,46	34,22	45,66	56,92	66,55
22	3 100,00	907,62	18,01	25,20	35,78	45,66	56,92	52,45
23	2 600,00	489,86	17,47	27,94	51,20	45,66	56,92	71,61
24	3 163,00	557,71	14,01	23,15	38,13	45,66	56,92	63,15
25	3 743,00	819,44	16,93	25,08	41,36	45,66	56,92	62,44

Fuente: Refractómetro digital. Ingenio Santa Ana

Promedio Brix entrada y salida de cada efecto de evaporación

Corrida	Brix Medio				
	1er. Efecto	2do. Efecto	3er. Efecto	4to. Efecto	5to. Efecto
1	20,11	31,53	41,99	51,29	60,45
2	19,94	31,53	42,19	51,29	59,96
3	20,26	35,71	46,44	51,29	62,49
4	20,16	36,22	46,84	51,29	61,52
5	20,80	35,01	45,01	51,29	60,47
6	22,48	35,60	45,78	51,29	63,60
7	22,03	36,68	46,58	51,29	62,28
8	20,61	35,57	45,47	51,29	58,93
9	18,83	33,65	43,26	51,29	63,57
10	17,57	27,82	41,02	51,29	63,92
11	18,86	33,47	45,71	51,29	61,27
12	20,17	34,61	45,12	51,29	58,19
13	20,04	29,22	39,48	51,29	62,12
14	19,40	30,44	42,38	51,29	63,52
15	20,25	31,19	41,96	51,29	58,13
16	19,08	34,56	45,16	51,29	60,05
17	18,91	32,70	43,51	51,29	60,78
18	19,01	29,60	40,61	51,29	59,87
19	18,49	29,38	41,11	51,29	59,57
20	19,73	29,51	40,71	51,29	61,98
21	22,29	29,84	39,94	51,29	61,73
22	21,61	30,49	40,72	51,29	54,68
23	22,71	39,57	48,43	51,29	64,26
24	18,58	30,64	41,89	51,29	60,03
25	21,01	33,22	43,51	51,29	59,68

Fuente: Ingenio Santa Ana

Promedio de flujo de entrada a cada efecto de evaporación

Corrida	Flujo (lb/min)				
	1er. Efecto	2do. Efecto	3er. Efecto	4to. Efecto	5to. Efecto
1	30 735,12	19 251,39	12 423,98	10 427,54	8 364,74
2	30 059,77	19 199,71	12 061,16	10 231,34	8 207,35
3	29 589,69	19 962,95	10 224,51	10 576,85	8 484,51
4	25 184,70	16 414,94	8 342,47	8 776,12	7 040,01
5	28 124,68	17 495,66	10 110,18	9 825,23	7 881,60
6	26 571,72	20 675,07	11 384,57	11 447,74	9 183,12
7	28 295,87	19 932,99	10 847,74	11 285,70	9 053,14
8	25 040,44	14 904,10	8 503,47	8 435,17	6 766,51
9	23 588,85	10 013,88	6 477,41	5 796,89	4 650,14
10	28 968,85	23 912,47	12 652,97	10 082,09	8 087,63
11	27 270,91	21 319,49	9 860,90	9 885,38	7 929,83
12	26 649,94	16 969,87	9 379,49	9 158,30	7 346,58
13	30 911,97	18 370,12	13 868,62	10 115,17	8 114,16
14	24 823,55	19 439,03	10 815,48	9 264,65	7 431,90
15	30 362,57	20 640,50	13 006,86	10 899,66	8 743,47
16	24 604,79	13 812,51	7 557,15	7 393,83	5 931,16
17	26 370,98	15 150,69	8 796,70	7 970,78	6 393,98
18	26 928,94	16 398,96	10 897,29	8 487,42	6 808,42
19	30 008,79	19 987,83	12 131,56	9 714,46	7 792,72
20	31 884,56	22 239,62	14 449,23	11 320,33	9 080,92
21	29 447,40	22 102,90	16 444,76	12 325,46	9 887,21
22	27 735,02	19 821,73	13 960,53	10 940,52	8 776,24
23	23 208,42	14 511,49	7 918,97	8 880,43	7 123,68
24	27 827,96	16 841,02	10 224,75	8 539,16	6 849,92
25	33 335,04	22 502,48	13 645,12	12 361,00	9 915,72

Fuente: Refractómetro digital. Ingenio Santa Ana.

Densidad de cada efecto en función del Brix medio

Corrida	Densidad por efecto (lb/pie3)				
	1er. Efecto	2do. Efecto	3er. Efecto	4to. Efecto	5to. Efecto
1	67,43	70,71	73,97	77,06	80,30
2	67,38	70,71	74,03	77,06	81,13
3	67,47	71,98	75,43	77,06	81,05
4	67,44	72,14	75,56	77,06	80,69
5	67,62	71,77	74,95	77,06	80,31
6	68,09	71,95	75,21	77,06	81,45
7	67,96	72,28	75,47	77,06	80,97
8	67,57	71,94	75,11	77,06	79,75
9	67,08	71,35	74,38	77,06	81,45
10	66,74	69,61	73,66	77,06	81,58
11	67,09	71,30	75,19	77,06	80,60
12	67,45	71,65	74,99	77,06	79,49
13	67,41	70,02	73,16	77,06	80,91
14	67,24	70,38	74,10	77,06	81,43
15	67,47	70,61	73,96	77,06	79,47
16	67,15	71,63	75,00	77,06	80,16
17	67,10	71,06	74,46	77,06	80,42
18	67,13	70,14	73,52	77,06	80,09
19	66,99	70,07	73,68	77,06	79,99
20	67,32	70,11	73,56	77,06	80,86
21	68,03	70,21	73,31	77,06	80,77
22	67,84	70,40	73,56	77,06	78,24
23	68,15	73,19	76,09	77,06	81,71
24	67,01	70,45	73,94	77,06	80,15
25	67,68	71,22	74,46	77,06	80,02

Fuente: Anexo 1, datos de ingenio Santa Ana

Tiempo determinado para cada efecto

Corrida	TIEMPO DE RETENCIÓN POR EFECTO				
	1er. Efecto	2do. Efecto	3er. Efecto	4to. Efecto	5to. Efecto
1	5,10	7,16	5,21	6,31	7,36
2	5,43	10,69	5,24	6,31	7,28
3	7,20	12,32	5,88	6,31	7,68
4	7,16	12,53	5,94	6,31	7,53
5	7,41	12,04	5,66	6,31	7,36
6	6,19	12,28	5,78	6,31	7,85
7	6,06	12,71	5,90	6,31	7,64
8	5,63	12,26	5,73	6,31	7,13
9	5,11	11,77	5,40	6,51	7,85
10	4,74	9,50	5,07	6,51	7,91
11	5,12	11,68	5,77	6,51	7,49
12	5,50	12,14	5,68	6,51	7,01
13	5,46	9,98	4,85	6,17	7,62
14	5,28	10,45	5,27	6,17	7,84
15	5,53	10,74	5,21	6,17	7,00
16	4,82	12,07	5,92	6,51	7,30
17	4,77	11,33	5,67	6,51	7,41
18	4,80	10,12	5,22	6,51	7,27
19	4,65	10,04	5,30	6,51	7,22
20	4,99	10,09	5,24	6,17	7,62
21	6,07	9,66	4,91	6,17	7,56
22	5,87	9,89	5,18	6,51	6,49
23	6,19	13,35	6,18	6,17	7,96
24	4,98	8,73	5,20	6,31	5,24
25	5,69	9,57	5,44	6,31	5,20
Promedio	5,59	10,92	5,47	6,35	7,27
Desviación	0,78	1,47	0,36	0,137	0,70
CV	14,00	13,42	6,52	2,16	9,66
Máximo	7,41	13,35	6,18	6,51	7,96
Mínimo	4,65	7,16	4,85	6,17	5,20

Fuente: cálculo realizado por medio del método de para determinar el tiempo de retención, según Honig.

Datos recolectados del punto de muestreo de jugo claro

Corrida	gpm	T (°F)	pH(20°C)	Brix	[Sacarosa]	[Glucosa]	[Fructuosa]
1	3 472,00	204,90	7,46	15,49	12,86	0,73	0,35
2	3 395,00	201,70	7,50	15,54	12,89	0,69	0,26
3	3 331,00	205,20	7,30	16,32	13,69	0,66	0,32
4	2 840,00	206,60	7,20	15,91	13,29	0,75	0,34
5	3 171,00	205,70	7,20	15,95	11,70	1,39	0,82
6	2 949,00	205,10	6,50	19,67	16,91	0,71	0,31
7	3 160,00	205,10	7,50	18,21	15,55	0,70	0,30
8	2 830,00	205,00	7,50	15,38	12,88	0,23	0,17
9	2 712,00	185,10	6,60	11,22	8,65	0,37	0,23
10	3 267,00	203,10	6,50	15,89	13,17	0,67	0,40
11	3 067,00	205,40	6,50	16,55	13,55	0,67	0,40
12	3 008,00	204,10	6,50	15,69	12,81	0,71	0,42
13	3 500,00	202,30	6,50	14,94	12,36	0,69	0,42
14	2 786,00	205,70	6,60	17,04	14,35	0,75	0,49
15	3 417,00	205,70	6,30	16,39	13,51	0,74	0,46
16	2 800,00	203,90	6,70	13,72	11,02	0,40	0,28
17	3 000,00	204,20	6,60	13,80	10,99	0,16	0,28
18	3 056,00	205,60	6,70	14,39	11,82	0,41	0,31
19	3 400,00	205,10	6,80	14,78	12,08	0,16	0,35
20	3 591,00	205,60	6,70	16,21	13,19	0,49	0,35
21	3 276,00	203,00	6,50	19,11	16,52	0,10	0,38
22	3 100,00	204,00	6,60	18,01	15,39	0,11	0,39
23	2 600,00	204,10	6,60	17,47	14,69	0,58	0,49
24	3 163,00	205,40	6,70	14,01	11,22	0,13	0,30
25	3 743,00	206,10	6,50	16,93	13,77	0,52	0,41
Promedio	3145,36	203,91	6,80	15,94	13,16	0,54	0,37
Desviación	294,23	4,10	0,39	1,82	1,83	0,29	0,12
CV	9,35	2,01	5,69	11,43	13,89	54,25	33,10
Máximo	3743,00	206,60	7,50	19,67	16,91	1,39	0,82
Mínimo	2600,00	185,10	6,30	11,22	8,65	0,10	0,17

Fuente: datos proporcionados por laboratorio ingenio Santa Ana.

Datos recolectados del punto de muestreo de primer efecto

Corrida	gpm	tRet. (min)	T (°F)	pH(20°C)	Brix	[Sacarosa]	[Glucosa]	[Fructuosa]
1	2 174,74	4,83	244,30	6,60	24,73	20,60	4,95	2,90
2	2 168,45	5,20	246,33	6,70	24,33	20,22	2,65	1,63
3	2 247,29	6,76	249,00	6,80	24,19	20,41	1,75	0,87
4	1 851,06	6,76	250,88	6,60	24,41	20,50	2,93	1,30
5	1 972,60	6,80	250,88	6,80	25,64	20,55	1,09	0,60
6	2 294,57	5,22	246,57	6,15	25,28	21,74	2,61	1,33
7	2 226,06	5,22	243,60	6,90	25,85	22,17	1,65	0,86
8	1 684,42	5,22	245,40	6,90	25,84	21,30	2,12	1,28
9	1 151,29	5,22	246,23	6,80	26,43	20,65	0,33	0,53
10	2 696,76	5,22	245,10	5,70	19,25	15,70	0,87	0,50
11	2 397,68	5,22	244,30	5,50	21,17	17,60	0,97	0,58
12	1 915,40	5,22	243,50	5,60	24,64	19,80	1,77	1,14
13	2 079,95	5,22	241,97	5,60	25,14	20,42	1,73	1,10
14	2 181,68	5,22	243,80	5,70	21,76	17,68	0,94	0,60
15	2 322,88	5,22	243,53	6,20	24,11	20,15	1,32	0,92
16	1 571,85	4,85	245,90	6,30	24,44	20,42	1,13	1,07
17	1 723,56	4,85	240,33	6,40	24,02	19,68	0,95	0,81
18	1 861,02	4,78	241,60	6,40	23,63	19,84	0,73	0,57
19	2 264,62	4,85	239,10	6,50	22,19	17,96	0,68	0,57
20	2 504,74	4,85	240,70	6,50	23,24	19,28	0,94	0,83
21	2 458,93	5,16	232,10	6,40	25,46	22,24	0,18	0,56
22	2 215,52	5,16	234,60	6,40	25,20	21,87	0,15	0,64
23	1 625,70	5,16	237,77	6,40	27,94	23,94	0,29	0,82
24	1 914,20	5,16	240,33	6,40	23,15	18,97	0,72	0,59
25	2 526,67	5,16	240,27	6,30	25,08	20,91	0,93	0,73
Promedio	2 081,27	5,30	243,12	6,34	24,28	20,18	1,38	0,93
Desviación	354,49	0,58	4,47	0,42	1,81	1,72	1,07	0,51
CV	17,03	10,87	1,84	6,66	7,44	8,52	77,47	54,74
Máximo	2 696,76	6,80	250,88	6,90	27,94	23,94	4,95	2,90
Mínimo	1 151,29	4,78	232,10	5,50	19,25	15,70	0,15	0,50

Fuente: Datos proporcionados por laboratorio ingenio Santa Ana.

Datos recolectados del punto de muestreo de segundo efecto

Corrida	gpm	tRet. (min)	T (°F)	pH(20°C)	Brix	[Sacarosa]	[Glucosa]	[Fructuosa]
1	1 403,48	6,61	226,36	6,40	38,32	32,10	1,90	1,10
2	1 362,21	9,86	226,92	6,50	38,73	32,17	1,69	0,82
3	1 151,00	9,86	225,30	6,30	47,23	40,14	2,12	1,09
4	940,75	9,86	229,64	6,50	48,03	40,44	2,66	1,58
5	1 139,90	9,86	225,62	6,40	44,37	36,68	1,91	0,97
6	1 263,49	9,86	225,62	6,80	45,91	39,84	1,63	0,77
7	1 211,44	9,86	221,00	7,00	47,50	40,84	1,86	0,85
8	961,04	9,86	222,62	6,90	45,29	37,17	1,46	0,72
9	744,70	10,08	223,02	6,20	40,86	33,24	1,69	0,95
10	1 426,96	10,08	224,82	6,20	36,38	30,04	2,14	1,26
11	1 109,00	10,07	224,84	6,20	45,77	38,34	2,57	1,84
12	1 058,67	10,07	222,86	6,20	44,58	36,31	2,21	1,32
13	1 570,27	10,03	222,68	6,30	33,30	27,63	1,73	1,19
14	1 213,84	10,03	222,68	6,30	39,11	32,11	1,87	1,34
15	1 463,79	10,03	223,68	6,40	38,26	31,92	1,60	0,95
16	860,00	10,03	226,40	6,20	44,67	38,31	1,52	1,14
17	1 000,73	10,03	223,76	6,30	41,37	34,36	1,65	1,44
18	1 236,67	10,03	225,18	6,40	35,56	29,59	1,12	0,90
19	1 374,51	10,03	223,76	6,40	36,56	29,74	1,09	0,94
20	1 627,34	10,03	225,42	6,40	35,77	29,81	1,51	1,39
21	1 829,47	9,48	218,58	6,40	34,22	29,73	0,20	0,70
22	1 560,40	9,48	218,24	6,30	35,78	31,10	1,25	1,13
23	887,15	9,48	219,12	6,30	51,20	43,45	2,48	2,24
24	1 162,17	8,32	221,72	6,30	38,13	31,24	1,29	0,92
25	1 532,13	8,32	221,60	6,20	41,36	34,88	1,50	1,06
Promedio	1 243,64	9,65	223,66	6,39	41,13	34,45	1,70	1,14
Desviación	270,34	0,79	2,70	0,21	5,00	4,41	0,52	0,36
CV	21,74	8,22	1,21	3,35	12,15	12,80	30,75	31,34
Máximo	1 829,47	10,08	229,64	7,00	51,20	43,45	2,66	2,24
Mínimo	744,70	6,61	218,24	6,20	33,30	27,63	0,20	0,70

Fuente: datos proporcionados por laboratorio ingenio Santa Ana.

Datos recolectados del punto de muestreo de quinto efecto

Corrida	gpm	tRet. (min)	T (°F)	pH(20°C)	Brix	[Sacarosa]	[Glucosa]	[Fructuosa]
1	596,57	18,88	146,00	6,20	63,98	53,35	2,77	0,89
2	657,87	18,83	157,80	6,10	63,01	52,73	2,96	1,08
3	592,40	19,86	151,30	6,20	68,07	57,35	2,75	1,13
4	525,72	19,77	143,00	6,30	66,13	56,10	2,84	1,26
5	572,47	19,33	145,25	6,20	64,02	52,57	2,84	1,01
6	511,91	19,94	141,40	6,57	70,29	61,22	2,72	1,01
7	538,05	19,85	148,95	6,50	67,64	58,03	2,14	0,98
8	565,67	19,16	149,35	6,70	60,95	50,40	1,95	0,91
9	453,02	19,76	142,50	6,20	70,23	58,37	2,73	1,51
10	544,98	19,48	149,20	6,10	70,93	58,72	2,81	1,62
11	531,67	19,76	148,50	6,20	65,63	53,15	2,70	1,56
12	553,22	19,20	140,60	6,20	59,46	49,14	2,63	1,49
13	595,13	18,63	151,50	6,20	67,32	55,88	1,08	1,57
14	482,96	19,28	153,40	6,30	70,13	59,59	2,87	1,70
15	616,05	18,38	148,55	6,30	59,35	47,72	0,81	1,30
16	476,10	19,73	139,55	6,20	63,18	51,09	1,93	1,32
17	481,93	19,59	142,45	6,20	64,65	50,74	0,73	1,28
18	522,94	19,00	148,20	6,30	62,83	50,67	0,76	1,27
19	567,17	19,03	144,95	6,30	62,23	49,78	1,72	1,26
20	622,51	19,00	151,95	6,30	67,04	55,73	2,02	1,49
21	579,10	18,64	150,60	6,20	66,55	54,98	1,63	1,13
22	537,40	18,18	146,65	6,30	52,45	40,72	1,29	0,86
23	465,98	20,31	157,60	6,30	71,61	60,33	0,83	1,91
24	618,36	16,74	141,25	6,20	63,15	50,86	0,61	1,30
25	648,86	16,94	142,50	6,10	62,44	50,37	1,81	1,38
Promedio	554,32	19,09	147,32	6,27	64,93	53,58	2,00	1,29
Desviación	56,87	0,86	5,04	0,14	4,37	4,69	0,82	0,27
CV	10,26	4,50	3,42	2,25	6,73	8,75	41,29	21,19
Máximo	657,87	20,31	157,80	6,70	71,61	61,22	2,96	1,91
Mínimo	453,02	16,74	139,55	6,10	52,45	40,72	0,61	0,86

Fuente: datos proporcionados por laboratorio ingenio Santa Ana,

Valores de la relación de concentraciones sacarosa, glucosa y fructosa, y temperatura en grados Celsius y Kelvin

Corrida	Pureza %	Glu/Brix	Fru/Brix	Fru/Glu	Glu/Sac.	T (°C)	T (K)
1	83,01	4,72	2,27	0,48	5,69	96,06	369,21
2	82,97	4,43	1,66	0,38	5,34	94,28	367,43
3	83,87	4,02	1,97	0,49	4,79	96,22	369,37
4	83,55	4,69	2,17	0,46	5,61	97,00	370,15
5	73,38	8,74	5,15	0,59	11,91	96,50	369,65
6	85,97	3,61	1,59	0,44	4,20	96,17	369,32
7	85,38	3,84	1,67	0,44	4,50	96,17	369,32
8	83,74	1,50	1,09	0,73	1,79	96,11	369,26
9	77,10	3,27	2,02	0,62	4,24	85,06	358,21
10	82,88	4,19	2,49	0,59	5,06	95,06	368,21
11	81,88	4,05	2,40	0,59	4,95	96,33	369,48
12	81,65	4,52	2,68	0,59	5,54	95,61	368,76
13	82,74	4,61	2,80	0,61	5,57	94,61	367,76
14	84,23	4,39	2,87	0,65	5,21	96,50	369,65
15	82,41	4,51	2,78	0,62	5,47	96,50	369,65
16	80,34	2,95	2,04	0,69	3,67	95,50	368,65
17	79,65	1,18	2,00	1,69	1,48	95,67	368,82
18	82,15	2,85	2,15	0,75	3,47	96,44	369,59
19	81,75	1,05	2,35	2,24	1,28	96,17	369,32
20	81,39	3,02	2,18	0,72	3,72	96,44	369,59
21	86,44	0,52	1,97	3,81	0,60	95,00	368,15
22	85,45	0,64	2,19	3,44	0,75	95,56	368,71
23	84,09	3,31	2,78	0,84	3,93	95,61	368,76
24	80,12	0,93	2,15	2,31	1,16	96,33	369,48
25	81,34	3,10	2,43	0,79	3,81	96,72	369,87
Promedio	82,30	3,39	2,31	1,02	4,15	95,50	368,65
Desviación	2,81	1,78	0,73	0,94	2,33	2,28	2,28
CV	3,41	52,72	31,39	91,52	56,10	2,38	0,62
Máximo	86,44	8,74	5,15	3,81	11,91	97,00	370,15
Mínimo	73,38	0,52	1,09	0,38	0,60	85,06	358,21

Fuente: datos calculados, jugo claro.

Pérdidas de sacarosa por método de glu/Brix

Corrida	Pureza %	Glu/Brix	Fru/Brix	Fru/Glu	Glu/Sac	Fru/Sac	%Ps
1	83,28	20,03	11,74	0,59	24,06	14,09	
2	83,12	10,89	6,71	0,62	13,10	8,07	14,80
3	84,37	7,24	3,59	0,50	8,58	4,26	7,30
4	83,98	12,00	5,34	0,44	14,29	6,35	16,62
5	80,14	4,25	2,32	0,55	5,31	2,90	-11,62
6	85,98	10,32	5,26	0,51	12,01	6,12	14,84
7	85,78	6,37	3,33	0,52	7,43	3,89	5,64
8	82,43	8,22	4,96	0,60	9,98	6,02	15,26
9	78,12	1,24	2,02	1,63	1,59	2,58	-4,99
10	81,56	4,51	2,57	0,57	5,53	3,16	0,73
11	83,12	4,60	2,73	0,59	5,53	3,29	1,27
12	80,34	7,17	4,64	0,65	8,92	5,77	6,16
13	81,23	6,89	4,36	0,63	8,48	5,37	5,24
14	81,23	4,31	2,76	0,64	5,30	3,40	-0,18
15	83,56	5,47	3,80	0,69	6,54	4,54	2,22
16	83,56	4,61	4,38	0,95	5,52	5,24	3,93
17	81,92	3,97	3,38	0,85	4,85	4,13	6,65
18	83,98	3,11	2,40	0,77	3,70	2,86	0,59
19	80,93	3,09	2,57	0,83	3,81	3,17	4,73
20	82,98	4,03	3,59	0,89	4,86	4,33	2,35
21	87,35	0,72	2,21	3,09	0,82	2,54	0,44
22	86,78	0,61	2,53	4,12	0,71	2,92	-0,05
23	85,67	1,04	2,95	2,83	1,22	3,45	-5,11
24	81,95	3,10	2,54	0,82	3,79	3,10	5,15
25	83,36	3,71	2,92	0,79	4,45	3,51	1,43
Promedio	83,07	5,66	3,82	1,03	6,81	4,60	3,89
Desviación	2,20	4,26	2,03	0,93	5,10	2,43	6,74
CV	2,64	75,34	53,07	90,10	74,77	52,87	173,28
Máximo	87,35	20,03	11,74	4,12	24,06	14,09	16,62
Mínimo	78,12	0,61	2,02	0,44	0,71	2,54	-11,62

Fuente: datos calculados, ver ecuación 6. Ingenio Santa Ana.

Pérdidas de sacarosa por método de glu/Brix, segundo efecto

Corrida	Pureza %	Glu/Brix	Fru/Brix	Fru/Glu	Glu/Sac	Fru/Sac	%Ps (1 ef.)
1	83,78	4,95	2,88	0,58	5,90	3,44	-34,43
2	83,07	4,35	2,11	0,48	5,24	2,54	-14,94
3	84,98	4,49	2,31	0,51	5,28	2,72	-6,20
4	84,20	5,54	3,29	0,59	6,59	3,91	-14,60
5	82,67	4,29	2,20	0,51	5,19	2,66	0,10
6	86,78	3,55	1,67	0,47	4,10	1,93	-14,96
7	85,97	3,92	1,79	0,46	4,56	2,08	-5,43
8	82,08	3,21	1,58	0,49	3,92	1,93	-11,55
9	81,34	4,12	2,32	0,56	5,07	2,86	7,01
10	82,56	5,89	3,46	0,59	7,13	4,20	3,21
11	83,76	5,61	4,02	0,72	6,70	4,80	2,31
12	81,45	4,96	2,96	0,60	6,09	3,64	-5,21
13	82,96	5,18	3,59	0,69	6,25	4,32	-4,00
14	82,09	4,77	3,42	0,72	5,82	4,17	1,09
15	83,43	4,17	2,47	0,59	5,00	2,97	-2,95
16	85,76	3,39	2,56	0,75	3,96	2,98	-2,77
17	83,05	3,98	3,49	0,88	4,79	4,20	0,02
18	83,21	3,16	2,52	0,80	3,80	3,03	0,13
19	81,34	2,97	2,56	0,86	3,65	3,15	-0,27
20	83,34	4,23	3,89	0,92	5,08	4,66	0,46
21	86,87	0,57	2,05	3,57	0,66	2,36	-0,31
22	86,93	3,48	3,16	0,91	4,01	3,63	6,28
23	84,87	4,85	4,37	0,90	5,72	5,15	8,45
24	81,93	3,38	2,41	0,71	4,12	2,94	0,64
25	84,34	3,64	2,57	0,71	4,31	3,05	-0,17
Promedio	83,71	4,11	2,79	0,78	4,92	3,33	-3,52
Desviación	1,73	1,10	0,75	0,60	1,33	0,91	9,07
CV	2,07	26,68	27,00	76,52	27,01	27,17	-257,43
Máximo	86,93	5,89	4,37	3,57	7,13	5,15	8,45
Mínimo	81,34	0,57	1,58	0,46	0,66	1,93	-34,43

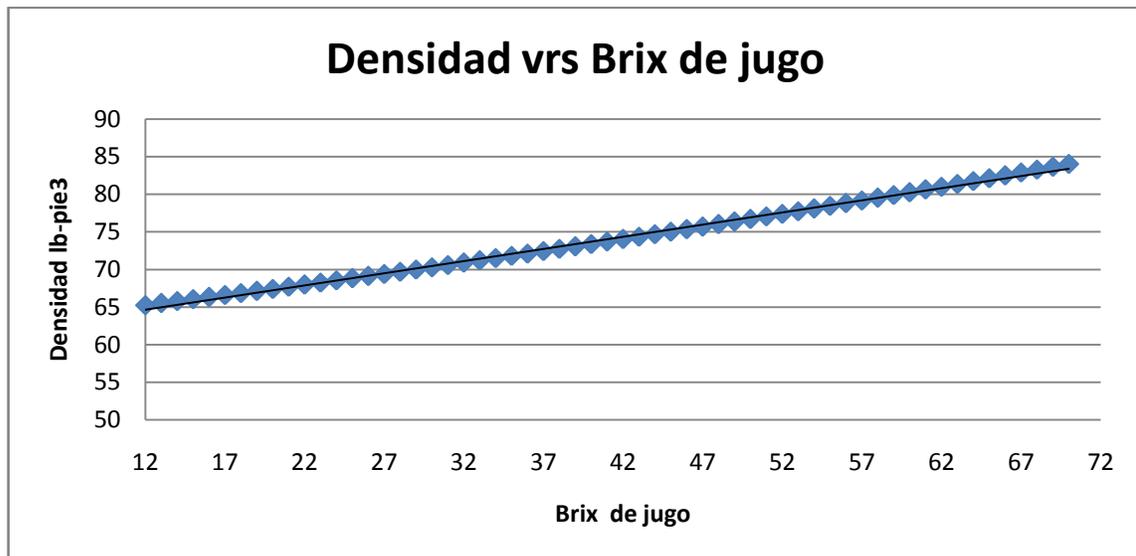
Fuente: datos calculados, ver ecuación 6. segundo efecto. Ingenio Santa Ana

Pérdidas de sacarosa por método de glu/Brix, tercer efecto

Corrida	Pureza %	Glu/Brix	Fru/Brix	Fru/Glu	Glu/Sac	Fru/Sac	%Ps
1	83,39	4,32	1,39	0,32	5,18	1,66	-1,41
2	83,68	4,70	1,72	0,37	5,62	2,05	0,79
3	84,25	4,04	1,66	0,41	4,80	1,97	-1,00
4	84,84	4,30	1,90	0,44	5,07	2,24	-2,81
5	82,11	4,43	1,58	0,36	5,40	1,92	0,32
6	87,10	3,87	1,43	0,37	4,44	1,64	0,69
7	85,79	3,16	1,46	0,46	3,68	1,70	-1,69
8	82,69	3,19	1,49	0,47	3,86	1,80	-0,05
9	83,11	3,88	2,15	0,55	4,67	2,59	-0,56
10	82,79	3,96	2,28	0,57	4,79	2,75	-4,42
11	80,99	4,11	2,38	0,58	5,08	2,94	-3,40
12	82,64	4,43	2,50	0,57	5,36	3,03	-1,25
13	83,01	1,61	2,34	1,46	1,93	2,82	-8,19
14	84,97	4,09	2,42	0,59	4,81	2,85	-1,58
15	80,41	1,36	2,19	1,61	1,70	2,73	-6,39
16	80,87	3,06	2,09	0,68	3,78	2,59	-0,74
17	78,49	1,13	1,99	1,76	1,44	2,53	-6,51
18	80,64	1,21	2,03	1,67	1,51	2,51	-4,45
19	79,99	2,76	2,02	0,73	3,45	2,53	-0,49
20	83,13	3,01	2,23	0,74	3,62	2,68	-2,79
21	82,61	2,45	1,70	0,70	2,96	2,06	4,09
22	77,64	2,47	1,63	0,66	3,18	2,11	-2,22
23	84,25	1,16	2,67	2,30	1,38	3,16	-8,26
24	80,54	0,97	2,06	2,13	1,20	2,56	-5,59
25	80,67	2,90	2,20	0,76	3,59	2,73	-1,66
Promedio	82,42	3,06	1,98	0,85	3,70	2,41	-2,38
Desviación	2,23	1,22	0,37	0,59	1,44	0,45	2,97
CV	2,70	39,89	18,52	69,25	39,02	18,85	-124,38
Máximo	87,10	4,70	2,67	2,30	5,62	3,16	4,09
Mínimo	77,64	0,97	1,39	0,32	1,20	1,64	-8,26

Fuente: datos proporcionados por laboratorio ingenio Santa Ana.

Correlación para determinar la densidad del jugo al entrar a cada efecto



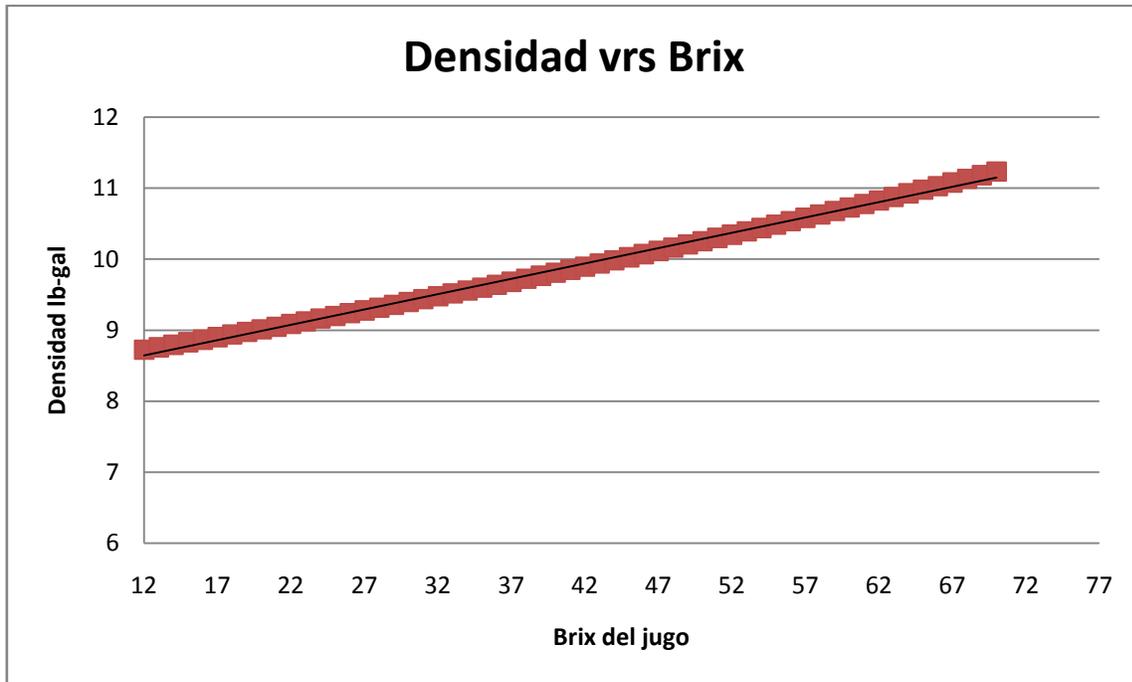
Fuente: correlación de la tabla No. 19 del libro Chen-Chow.

Tabla VI. **Datos recolectados del punto de muestreo de quinto efecto**

Correlación	Intervalo válido	Coefficiente de Correlación
Densidad (lb-pie ³) = 0,323Brix + 60,77	[12-70]	0,997

Fuente: datos obtenidos del software Microsoft Excel.

Correlación para determinar la densidad del jugo al entrar a cada efecto



Fuente: correlación de la tabla No. 19 del libro Chen-Chow.

Tabla VII. **Datos recolectados del punto de muestreo de quinto efecto.**

Correlación	Intervalo válido	Coefficiente de Correlación
Densidad (lb-gal) = 0,043Brix + 8,124	[12-70]	0,997

Fuente: datos obtenidos del software Microsoft Excel.

Flujo del jugo y temperatura en distintos grados, primer efecto

Corrida	ρ (lb/gal)	Flujo (lb/min)	Flujo (lb/h)	T (°C)	T (K)
1	9,21	20 031,95	1 201 916,82	117,94	380,15
2	9,19	19 938,76	1 196 325,84	119,07	379,83
3	9,19	20 650,97	1 239 058,49	120,56	381,54
4	9,20	17 026,43	1 021 585,52	121,60	382,45
5	9,25	18 243,38	1 094 602,61	121,60	382,20
6	9,23	21 187,27	1 271 236,16	119,21	380,84
7	9,26	20 606,67	1 236 400,42	117,56	380,01
8	9,26	15 592,02	935 521,18	118,56	380,48
9	9,28	10 685,08	641 105,06	119,02	375,19
10	8,99	24 255,23	1 455 313,95	118,39	379,87
11	9,07	21 744,23	1 304 653,95	117,94	380,29
12	9,21	17 636,14	1 058 168,52	117,50	379,71
13	9,23	19 193,62	1 151 617,48	116,65	378,78
14	9,09	19 836,10	1 190 166,23	117,67	380,23
15	9,19	21 338,08	1 280 284,86	117,52	380,16
16	9,20	14 460,09	867 605,69	118,83	380,32
17	9,18	15 826,47	949 587,91	115,74	378,85
18	9,17	17 059,35	1 023 560,96	116,44	379,59
19	9,11	20 628,75	1 237 725,27	115,06	378,76
20	9,15	22 920,89	1 375 253,15	115,94	379,34
21	9,24	22 723,00	1 363 379,90	111,17	376,23
22	9,23	20 450,03	1 227 001,61	112,56	377,21
23	9,34	15 190,33	911 419,65	114,32	378,11
24	9,15	17 509,92	1 050 595,33	115,68	379,16
25	9,23	23 309,75	1 398 584,73	115,71	379,36
Promedio	9,19	19 121,78	1 147 306,85	117,29	379,55
Desviación	0,07	3 187,50	191 249,86	2,48	1,64
CV	0,79	16,67	16,67	2,12	0,43
Máximo	9,34	24 255,23	1 455 313,95	121,60	382,45
Mínimo	8,99	10 685,08	641 105,06	111,17	375,19

Fuente: datos calculados, por medio de la correlación de la figura 14, en la temperatura se calculo la conversión de °F a °C y K.

Flujo del jugo y temperatura en distintos grados, segundo efecto

Corrida	ρ (lb/gal)	Flujo (lb/min)	Flujo (lb/h)	T (°C)	T (K)
1	9,80	13 755,69	825 341,15	107,98	386,11
2	9,82	13 377,00	802 619,79	108,29	381,44
3	10,23	11 772,49	706 349,43	107,39	380,54
4	10,27	9 659,57	579 573,90	109,80	382,95
5	10,09	11 498,80	689 928,08	107,57	380,72
6	10,16	12 840,56	770 433,82	107,57	380,72
7	10,24	12 406,95	744 416,72	105,00	378,15
8	10,13	9 737,59	584 255,34	105,90	379,05
9	9,92	7 387,17	443 230,27	106,12	379,27
10	9,71	13 859,17	831 550,00	107,12	380,27
11	10,16	11 262,87	675 772,16	107,13	380,28
12	10,10	10 690,18	641 410,57	106,03	379,18
13	9,57	15 034,74	902 084,28	105,93	379,08
14	9,84	11 941,44	716 486,47	105,93	379,08
15	9,80	14 342,77	860 566,05	106,49	379,64
16	10,10	8 687,78	521 266,56	108,00	381,15
17	9,94	9 950,90	597 054,13	106,53	379,68
18	9,68	11 965,18	717 910,59	107,32	380,47
19	9,72	13 361,00	801 660,26	106,53	379,68
20	9,68	15 760,53	945 631,74	107,46	380,61
21	9,62	17 591,02	1 055 460,96	103,66	376,81
22	9,69	15 112,86	906 771,49	103,47	376,62
23	10,43	9 251,58	555 094,88	103,96	377,11
24	9,79	11 380,44	682 826,21	105,40	378,55
25	9,94	15 234,32	914 059,49	105,33	378,48
Promedio	9,94	12 314,50	738 870,17	106,48	379,83
Desviación	0,24	2 470,53	148 232,05	1,50	1,97
CV	2,39	20,06	20,06	1,41	0,52
Máximo	10,43	17 591,02	1 055 460,96	109,80	386,11
Mínimo	9,57	7 387,17	443 230,27	103,47	376,62

Fuente: datos calculados, por medio de la correlación de la figura 14, en la temperatura se calculo la conversión de °F a °C y K.

Datos recolectados del punto de muestreo de quinto efecto

Corrida	ρ (lb/gal)	Flujo (lb/min)	Flujo (lb/h)	T (K)
1	11,12	6 631,81	397 908,33	368,24
2	11,06	7 277,29	436 637,56	368,86
3	11,35	6 723,98	403 438,53	369,83
4	11,24	5 908,36	354 501,62	370,23
5	11,12	6 365,17	381 910,03	369,51
6	11,48	5 876,90	352 614,06	368,37
7	11,33	6 093,66	365 619,36	368,52
8	10,95	6 192,61	371 556,70	368,91
9	11,48	5 199,15	311 949,06	362,74
10	11,52	6 277,16	376 629,88	368,26
11	11,21	5 960,11	357 606,50	368,86
12	10,87	6 011,12	360 667,31	367,89
13	11,31	6 729,15	403 748,72	368,01
14	11,47	5 539,99	332 399,35	369,09
15	10,86	6 690,07	401 404,14	368,56
16	11,07	5 271,16	316 269,76	367,95
17	11,15	5 375,57	322 534,23	367,67
18	11,05	5 779,44	346 766,36	368,66
19	11,02	6 249,32	374 959,02	368,17
20	11,29	7 028,72	421 723,39	368,64
21	11,26	6 522,20	391 332,14	367,39
22	10,49	5 638,82	338 328,94	367,02
23	11,56	5 385,94	323 156,62	368,34
24	11,07	6 845,17	410 710,30	369,03
25	11,03	7 157,01	429 420,67	357,75
Promedio	11,17	6 189,20	371 351,70	367,86
Desviación	0,25	602,96	36 177,57	2,51
CV	2,20	9,74	9,74	0,68
Máximo	11,56	7 277,29	436 637,56	370,23
Mínimo	10,49	5 199,15	311 949,06	357,75

Fuente: datos calculados, por medio de la correlación de la figura 14, en la temperatura se calculo la conversión de °F a °C y K.

Variables de operación en el primer efecto

Corrida	ρ (Peacock) g/cm ³	[Sacarosa] g/cm ³	T vaso (°C)	T Evap. (°C)	Brix (evap)
1	1,02	0,17	117,94	107,00	20,11
2	1,02	0,17	119,07	106,68	19,94
3	1,02	0,17	120,56	108,39	20,26
4	1,01	0,17	121,60	109,30	20,16
5	1,02	0,16	121,60	109,05	20,80
6	1,03	0,20	119,21	107,69	22,48
7	1,03	0,19	117,56	106,86	22,03
8	1,02	0,17	118,56	107,33	20,61
9	1,02	0,15	119,02	102,04	18,83
10	1,01	0,15	118,39	106,72	17,57
11	1,01	0,16	117,94	107,14	18,86
12	1,02	0,17	117,50	106,56	20,17
13	1,02	0,17	116,65	105,63	20,04
14	1,01	0,16	117,67	107,08	19,40
15	1,02	0,17	117,52	107,01	20,25
16	1,01	0,16	118,83	107,17	19,08
17	1,02	0,16	115,74	105,70	18,91
18	1,01	0,16	116,44	106,44	19,01
19	1,01	0,15	115,06	105,61	18,49
20	1,02	0,17	115,94	106,19	19,73
21	1,03	0,20	111,17	103,08	22,29
22	1,03	0,19	112,56	104,06	21,61
23	1,03	0,20	114,32	104,96	22,71
24	1,01	0,15	115,68	106,01	18,58
25	1,02	0,18	115,71	106,21	21,01
Promedio	1,02	0,17	117,29	106,40	20,11
Desviación	0,01	0,02	2,48	1,64	1,35
CV	0,64	9,33	2,12	1,54	6,70
Máximo	1,03	0,20	121,60	109,30	22,71
Mínimo	1,01	0,15	111,17	102,04	17,57

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Variables de operación en el segundo efecto

Corrida	ρ (Peacock) g/cm ³	[Sacarosa]	T EVAPORADOR (°C)	T evap. (°C)	Brix (evap)
1	1,03	0,27	107,98	112,96	26,35
2	1,03	0,27	108,29	113,68	26,20
3	1,05	0,32	107,39	113,97	30,27
4	1,04	0,32	109,80	115,70	30,47
5	1,04	0,30	107,57	114,58	28,61
6	1,05	0,32	107,57	113,39	30,79
7	1,06	0,33	105,00	111,28	31,50
8	1,05	0,31	105,90	112,23	29,24
9	1,04	0,28	106,12	112,57	26,94
10	1,02	0,23	107,12	112,76	22,87
11	1,04	0,29	107,13	112,54	27,97
12	1,04	0,29	106,03	111,77	28,05
13	1,03	0,25	105,93	111,29	24,02
14	1,03	0,26	105,93	111,80	24,89
15	1,03	0,27	106,49	112,00	26,03
16	1,04	0,31	108,00	113,42	29,37
17	1,04	0,28	106,53	111,14	27,02
18	1,03	0,25	107,32	111,88	24,72
19	1,03	0,24	106,53	110,79	23,85
20	1,03	0,25	107,46	111,70	24,55
21	1,04	0,27	103,66	107,41	25,98
22	1,04	0,28	103,47	108,01	26,49
23	1,07	0,36	103,96	109,14	33,69
24	1,03	0,26	105,40	110,54	25,11
25	1,04	0,29	105,33	110,52	27,89
Promedio	1,04	0,28	106,48	111,88	27,31
Desviación	0,01	0,03	1,50	1,89	2,69
CV	1,15	10,99	1,41	1,69	9,86
Máximo	1,07	0,36	109,80	115,70	33,69
Mínimo	1,02	0,23	103,47	107,41	22,87

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Variables de operación en el segundo efecto

Corrida	ρ (Peacock) g/cm ³	Brix (evap)	Pureza Promedio	Sac (evap)	[Sacarosa] g/cm ³
1	1,24	39,74	83,20	33,72	0,42
2	1,24	39,28	83,33	33,57	0,42
3	1,26	42,20	84,06	35,83	0,45
4	1,25	41,02	84,20	35,62	0,45
5	1,25	39,99	77,75	34,15	0,43
6	1,27	44,98	86,54	37,18	0,47
7	1,26	42,93	85,59	36,66	0,46
8	1,24	38,17	83,22	34,19	0,42
9	1,25	40,73	80,11	34,05	0,43
10	1,27	43,41	82,84	33,50	0,42
11	1,25	41,09	81,44	34,34	0,43
12	1,23	37,58	82,15	33,57	0,41
13	1,25	41,13	82,88	33,28	0,42
14	1,27	43,59	84,60	34,52	0,44
15	1,23	37,87	81,41	32,78	0,40
16	1,24	38,45	80,61	34,04	0,42
17	1,24	39,23	79,07	33,19	0,41
18	1,24	38,61	81,40	32,55	0,40
19	1,24	38,51	80,87	32,16	0,40
20	1,26	41,63	82,26	33,57	0,42
21	1,26	42,83	84,53	34,47	0,43
22	1,22	35,23	81,55	32,08	0,39
23	1,27	44,54	84,17	37,63	0,48
24	1,24	38,58	80,33	32,61	0,40
25	1,24	39,69	81,01	33,89	0,42
Promedio	1,25	40,44	82,36	34,12	0,43
Desviación	0,01	2,41	2,06	1,46	0,02
CV	1,09	5,96	2,50	4,29	5,19
Máximo	1,27	44,98	86,54	37,63	0,48
Mínimo	1,22	35,23	77,75	32,08	0,39

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Corrección para la temperatura de operación en el 3er. 4to. y 5to. efecto

t_{ret} 1er Efecto (min)	t_{ret} 2do Efecto (min)	t_{ret} 3er Efecto (min)	t_{ret} 4to. Efecto (min)	t_{ret} Meladura (min)	$T_{promedio}$ (°F)	T (°C)	T EVAP. (°C)	T evaporación. (°C)
4,83	6,61	5,02	6,27	7,79	201,41	94,12	94,12	95,09
5,20	9,86	5,02	6,27	7,32	206,87	97,15	97,15	95,71
6,76	9,86	5,02	6,27	7,63	206,84	97,13	97,13	96,68
6,76	9,86	5,02	6,27	7,47	206,90	97,17	97,17	97,08
6,80	9,86	5,02	6,27	7,63	205,21	96,23	96,23	96,36
5,22	9,86	5,02	6,27	7,79	201,69	94,27	94,27	95,22
5,22	9,86	5,02	6,27	7,87	202,23	94,57	94,57	95,37
5,22	9,86	5,02	6,27	7,24	203,75	95,42	95,42	95,76
5,22	10,08	5,02	6,47	7,95	201,43	94,13	94,13	89,59
5,22	10,08	5,02	6,47	7,95	203,31	95,17	95,17	95,11
5,22	10,07	5,02	6,47	7,79	203,16	95,09	95,09	95,71
5,22	10,07	5,02	6,47	7,55	200,98	93,88	93,88	94,74
5,22	10,03	5,02	6,13	7,87	203,19	95,10	95,10	94,86
5,22	10,03	5,02	6,13	7,79	203,70	95,39	95,39	95,94
5,22	10,03	5,02	6,13	7,63	201,77	94,32	94,32	95,41
4,85	10,03	5,23	6,47	7,87	201,38	94,10	94,10	94,80
4,85	10,03	5,23	6,47	8,11	200,09	93,38	93,38	94,52
4,78	10,03	5,23	6,47	7,70	202,23	94,57	94,57	95,51
4,85	10,03	5,23	6,47	7,95	200,98	93,88	93,88	95,02
4,85	10,03	5,23	6,13	7,79	202,17	94,54	94,54	95,49
5,16	9,48	5,02	6,13	7,71	200,26	93,48	93,48	94,24
5,16	9,48	5,18	6,47	7,79	197,92	92,18	92,18	93,87
5,16	9,48	5,02	6,13	7,65	202,59	94,77	94,77	95,19
5,16	8,32	5,02	6,27	5,26	203,78	95,43	95,43	95,88
5,16	8,32	5,02	6,27	5,59	162,45	72,47	72,47	84,60
5,30	9,65	5,07	6,31	7,55	201,05	93,92	93,92	94,71
0,58	0,79	0,09	0,14	0,67	8,33	4,63	4,63	2,51
10,87	8,22	1,74	2,16	8,86	4,14	4,93	4,93	2,65
6,80	10,08	5,23	6,47	8,11	206,90	97,17	97,17	97,08
4,78	6,61	5,02	6,13	5,26	162,45	72,47	72,47	84,60

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Corrección de pH, y resultado final de la pérdida de sacarosa, primer efecto

Corrida	pH(lab, 20°C)	dpH/dt	pH(ope.)	Log10K	K (min ⁻¹)	% Ps
1	7,03	-0,01	5,95	-4,02	9,50E-05	0,05
2	7,10	-0,01	5,96	-4,05	8,84E-05	0,05
3	7,05	-0,01	5,93	-3,96	1,10E-04	0,07
4	6,90	-0,01	5,89	-3,88	1,33E-04	0,09
5	7,00	-0,01	5,91	-3,91	1,24E-04	0,08
6	6,33	-0,01	5,71	-3,77	1,70E-04	0,09
7	7,20	-0,01	5,98	-4,07	8,48E-05	0,04
8	7,20	-0,01	5,97	-4,04	9,12E-05	0,05
9	6,70	-0,01	5,90	-4,17	6,84E-05	0,04
10	6,10	-0,01	5,61	-3,69	2,04E-04	0,11
11	6,00	-0,01	5,56	-3,62	2,38E-04	0,12
12	6,05	-0,01	5,58	-3,68	2,11E-04	0,11
13	6,05	-0,01	5,59	-3,72	1,91E-04	0,10
14	6,15	-0,01	5,63	-3,70	1,98E-04	0,10
15	6,25	-0,01	5,68	-3,76	1,75E-04	0,09
16	6,50	-0,01	5,78	-3,85	1,41E-04	0,07
17	6,50	-0,01	5,80	-3,92	1,21E-04	0,06
18	6,55	-0,01	5,81	-3,90	1,25E-04	0,06
19	6,65	-0,01	5,85	-3,98	1,06E-04	0,05
20	6,60	-0,01	5,83	-3,93	1,16E-04	0,06
21	6,45	-0,01	5,80	-4,04	9,22E-05	0,05
22	6,50	-0,01	5,81	-4,01	9,84E-05	0,05
23	6,50	-0,01	5,80	-3,97	1,08E-04	0,06
24	6,55	-0,01	5,81	-3,92	1,20E-04	0,06
25	6,40	-0,01	5,75	-3,86	1,38E-04	0,07
Promedio	6,57	-0,01	5,80	-3,90	1,34E-04	0,07
Desviación	0,37	0,00	0,13	0,14	4,57E-05	0,02
CV	5,66	-31,10	2,24	-3,66	3,42E+01	34,84
Máximo	7,20	-0,01	5,98	-3,62	2,38E-04	0,12
Mínimo	6,00	-0,01	5,56	-4,17	6,84E-05	0,04

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Corrección de pH, y resultado final de la pérdida de sacarosa, segundo efecto

Corrida	pH(lab, 20°C)	dpH/dt	pH(ope.)	Log10K	K (min ⁻¹)	% Pérdida Sacarosa
1	6,50	-0,01	5,74	-3,63	2,35E-04	0,15
2	6,60	-0,01	5,76	-3,84	1,46E-04	0,14
3	6,55	-0,01	5,74	-3,87	1,35E-04	0,13
4	6,55	-0,01	5,73	-3,76	1,72E-04	0,17
5	6,60	-0,01	5,75	-3,87	1,36E-04	0,13
6	6,48	-0,01	5,72	-3,84	1,43E-04	0,14
7	6,95	-0,01	5,88	-4,10	7,95E-05	0,08
8	6,90	-0,01	5,85	-4,03	9,26E-05	0,09
9	6,50	-0,01	5,74	-3,90	1,26E-04	0,13
10	5,95	0,00	5,50	-3,61	2,47E-04	0,25
11	5,85	0,00	5,45	-3,58	2,66E-04	0,27
12	5,90	0,00	5,48	-3,65	2,25E-04	0,23
13	5,95	0,00	5,51	-3,66	2,17E-04	0,22
14	6,00	-0,01	5,53	-3,69	2,04E-04	0,20
15	6,30	-0,01	5,67	-3,81	1,55E-04	0,16
16	6,25	-0,01	5,64	-3,74	1,84E-04	0,18
17	6,35	-0,01	5,69	-3,84	1,45E-04	0,15
18	6,40	-0,01	5,71	-3,81	1,54E-04	0,15
19	6,45	-0,01	5,74	-3,87	1,36E-04	0,14
20	6,45	-0,01	5,73	-3,83	1,49E-04	0,15
21	6,40	-0,01	5,74	-3,99	1,02E-04	0,10
22	6,35	-0,01	5,72	-3,98	1,05E-04	0,10
23	6,35	-0,01	5,71	-3,98	1,04E-04	0,10
24	6,35	-0,01	5,70	-3,88	1,32E-04	0,11
25	6,25	-0,01	5,66	-3,85	1,41E-04	0,12
Promedio	6,37	-0,01	5,68	-3,82	1,57E-04	0,15
Desviación	0,28	0,00	0,11	0,14	4,98E-05	0,05
CV	4,38	-24,87	1,92	-3,56	31,70	32,76
Máximo	6,95	0,00	5,88	-3,58	2,66E-04	0,27
Mínimo	5,85	-0,01	5,45	-4,10	7,95E-05	0,08

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Corrección de pH, y resultado final de la pérdida de sacarosa acumulada del tercer al quinto efecto

Corrida	Pureza Promedio	pH(lab, 20°C)	dpH/dt	pH(ope.)	Log10K	K (min-1)	% Pérdida Sacarosa
1	83,20	6,83	-0,01	6,02	-4,59	2,55E-05	0,30
2	83,33	6,30	-0,01	5,78	-4,32	4,74E-05	0,33
3	84,06	6,25	-0,01	5,75	-4,26	5,48E-05	0,35
4	84,20	6,40	-0,01	5,82	-4,32	4,81E-05	0,41
5	77,75	6,30	-0,01	5,78	-4,30	5,07E-05	0,37
6	86,54	6,69	-0,01	5,96	-4,54	2,87E-05	0,36
7	85,59	6,75	-0,01	5,99	-4,56	2,75E-05	0,20
8	83,22	6,80	-0,01	6,00	-4,55	2,80E-05	0,23
9	80,11	6,20	-0,01	5,77	-4,57	2,69E-05	0,27
10	82,84	6,15	-0,01	5,70	-4,26	5,44E-05	0,55
11	81,44	6,20	-0,01	5,73	-4,27	5,33E-05	0,60
12	82,15	6,20	-0,01	5,73	-4,32	4,77E-05	0,52
13	82,88	6,25	-0,01	5,76	-4,33	4,63E-05	0,50
14	84,60	6,30	-0,01	5,78	-4,31	4,88E-05	0,48
15	81,41	6,35	-0,01	5,81	-4,36	4,34E-05	0,41
16	80,61	6,20	-0,01	5,73	-4,32	4,78E-05	0,40
17	79,07	6,25	-0,01	5,76	-4,35	4,43E-05	0,33
18	81,40	6,35	-0,01	5,81	-4,35	4,42E-05	0,35
19	80,87	6,35	-0,01	5,81	-4,38	4,21E-05	0,31
20	82,26	6,35	-0,01	5,81	-4,36	4,40E-05	0,34
21	84,53	6,30	-0,01	5,79	-4,40	4,02E-05	0,26
22	81,55	6,30	-0,01	5,79	-4,41	3,86E-05	0,27
23	84,17	6,30	-0,01	5,78	-4,37	4,29E-05	0,27
24	80,33	6,25	-0,01	5,75	-4,29	5,18E-05	0,30
25	81,01	6,15	-0,01	5,77	-4,79	1,61E-05	0,34
Promedio	82,36	6,35	-0,01	5,81	-4,40	4,17E-05	0,36
Desviación	2,06	0,20	0,00	0,09	0,13	1,04E-05	0,10
CV	2,50	3,10	-19,22	1,53	-2,99	24,92	28,09
Máximo	86,54	6,83	-0,01	6,02	-4,26	5,48E-05	0,60
Mínimo	77,75	6,15	-0,01	5,70	-4,79	1,61E-05	0,20

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Total de libras pérdidas, primer efecto

Corrida	Flujo de Sacarosa (lb/h)	Pérdida de Sacarosa (lb/h)	Pérdida de Sacarosa (lb/día)	Pérdidas de Sacarosa (lb/ton) Por día
1	247 536,50	113,52	2 724,59	0,14
2	241 934,12	111,12	2 666,86	0,14
3	252 880,72	188,32	4 519,57	0,23
4	209 420,11	187,48	4 499,52	0,23
5	224 917,81	188,94	4 534,67	0,23
6	276 312,64	245,80	5 899,25	0,30
7	274 161,04	121,34	2 912,06	0,15
8	199 265,19	94,84	2 276,14	0,12
9	132 369,70	47,22	1 133,25	0,06
10	228 488,66	243,41	5 841,89	0,30
11	229 573,48	284,88	6 837,05	0,35
12	209 472,67	230,03	5 520,75	0,28
13	235 174,36	234,80	5 635,14	0,29
14	210 369,59	217,22	5 213,35	0,27
15	257 930,23	235,68	5 656,29	0,29
16	177 182,99	121,23	2 909,58	0,15
17	186 852,16	109,63	2 631,22	0,13
18	203 120,29	121,20	2 908,87	0,15
19	222 275,25	113,86	2 732,54	0,14
20	265 211,41	149,47	3 587,21	0,18
21	303 206,28	144,34	3 464,23	0,18
22	268 327,58	136,27	3 270,39	0,17
23	218 159,21	121,81	2 923,53	0,15
24	199 312,91	123,36	2 960,54	0,15
25	292 397,75	208,58	5 005,90	0,26
Promedio	230 634,11	163,77	3 930,58	0,20
Desviación	38 771,32	60,63	1 455,07	0,07
CV	16,81	37,02	37,02	37,02
Máximo	303 206,28	284,88	6 837,05	0,35
Mínimo	132 369,70	47,22	1 133,25	0,06

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Total de libras pérdidas, primer efecto

Corrida	Flujo de sacarosa (lb/h)	Sacarosa pérdida (lb/h)	Pérdida de Sacarosa (lb/día)	Pérdida de Sacarosa (lb/ton)
1	264 971,62	410,42	9 850,19	0,35
2	258 226,95	371,36	8 912,73	0,32
3	283 500,79	376,52	9 036,59	0,32
4	234 386,99	397,07	9 529,61	0,34
5	253 070,30	338,78	8 130,62	0,29
6	306 946,21	432,08	10 369,91	0,37
7	303 988,15	238,01	5 712,27	0,20
8	217 191,27	198,11	4 754,63	0,17
9	147 309,90	187,05	4 489,09	0,16
10	249 758,77	621,24	14 909,70	0,53
11	259 070,45	693,16	16 635,88	0,59
12	232 898,81	526,43	12 634,21	0,45
13	249 206,92	540,92	12 982,13	0,46
14	230 030,84	469,16	11 259,94	0,40
15	274 695,42	426,34	10 232,23	0,37
16	199 691,97	367,42	8 818,14	0,31
17	205 134,57	298,71	7 169,11	0,26
18	212 425,98	328,05	7 873,23	0,28
19	238 396,96	325,44	7 810,51	0,28
20	281 899,61	421,62	10 118,76	0,36
21	313 755,97	302,91	7 269,92	0,26
22	282 038,16	281,89	6 765,26	0,24
23	241 207,82	238,41	5 721,89	0,20
24	213 314,29	234,61	5 630,57	0,20
25	318 851,59	373,79	8 970,98	0,32
Promedio	250 878,81	375,98	9 023,52	0,32
Desviación	40 401,17	125,91	3 021,74	0,11
CV	16,10	33,49	33,49	33,49
Máximo	318 851,59	693,16	16 635,88	0,59
Mínimo	147 309,90	187,05	4 489,09	0,16

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Total de libras pérdidas acumuladas, tercer, cuarto y quinto efecto

Corrida	Flujo de sacarosa (lb/h)	Sacarosa pérdida (lb/h)	Pérdida Sacarosa (lb/día)	Pérdida Sacarosa (lb/ton)
1	212 295,72	117,64	2 823,46	0,14
2	230 224,87	212,07	5 089,67	0,26
3	231 367,86	162,28	3 894,75	0,20
4	198 892,04	123,50	2 964,04	0,15
5	200 757,96	139,74	3 353,83	0,17
6	215 879,46	80,84	1 940,20	0,10
7	212 162,90	77,68	1 864,43	0,10
8	187 262,92	77,89	1 869,47	0,10
9	182 078,90	128,85	3 092,43	0,16
10	221 168,16	198,11	4 754,66	0,24
11	190 081,22	156,57	3 757,77	0,19
12	177 223,78	129,66	3 111,77	0,16
13	225 624,20	185,50	4 451,96	0,23
14	198 074,98	134,05	3 217,29	0,16
15	191 563,44	136,32	3 271,64	0,17
16	161 593,82	120,44	2 890,56	0,15
17	163 666,07	115,17	2 764,05	0,14
18	175 693,03	130,77	3 138,37	0,16
19	186 646,26	126,12	3 026,82	0,15
20	235 027,93	177,94	4 270,49	0,22
21	215 142,50	137,64	3 303,28	0,17
22	137 774,92	90,13	2 163,15	0,11
23	194 964,99	125,37	3 008,89	0,15
24	208 891,41	147,23	3 533,44	0,18
25	216 300,68	167,07	4 009,63	0,20
Promedio	198 814,40	135,94	3 262,64	0,17
Desviación	24 116,22	35,06	841,44	0,04
CV	12,13	25,79	25,79	25,79
Máximo	235 027,93	212,07	5 089,67	0,26
Mínimo	137 774,92	77,68	1 864,43	0,10

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

INGENIO PANTALEÓN

Datos recolectados del punto de muestreo de jugo claro

Corrida	gpm	T (°F)	pH(20°C)	Brix	[Sacarosa]	[Glucosa]	[Fructuosa]
1	5 720,60	195,59	6,62	14,36	11,94	0,34	0,32
2	5 256,00	195,77	6,53	14,70	12,45	0,31	0,18
3	5 655,00	196,22	6,87	13,67	11,18	0,34	0,34
4	6 252,15	195,48	6,80	14,06	11,70	0,39	0,30
8	5 096,00	197,10	6,90	13,18	11,29	0,28	0,30
9	5 342,50	195,30	6,83	14,58	14,36	0,27	0,55
10	5 600,80	196,80	6,64	14,30	12,25	0,21	0,24
11	5 640,20	195,99	6,70	14,53	12,57	0,25	0,18
12	5 327,90	195,05	7,09	13,89	11,95	0,25	0,23
13	5 508,00	195,30	6,85	14,14	11,93	0,28	0,25
14	5 048,30	195,67	6,69	14,32	11,24	0,29	0,28
15	5 598,70	195,40	6,83	14,44	11,24	0,25	0,23
16	4 740,30	195,48	7,08	14,69	11,79	0,21	0,25
17	4 994,50	195,56	6,92	14,04	11,16	0,27	0,21
18	5 300,70	195,60	6,97	14,63	10,46	0,21	0,18
19	5 615,40	195,02	6,81	14,55	11,99	0,28	0,35
20	5 111,20	195,36	6,85	13,90	12,06	0,23	0,17
21	4 717,50	195,40	7,25	13,85	10,30	0,14	0,09
22	5 490,20	195,21	6,85	14,53	11,05	0,27	0,14
23	5 475,60	195,67	7,06	14,26	9,51	0,20	0,13
24	4 661,30	198,42	7,05	14,15	9,12	0,20	0,09
25	5 304,00	196,33	6,78	12,58	10,84	0,53	0,49
Promedio	5 338,95	195,81	6,86	14,15	11,47	0,27	0,25
Desviación	376,72	0,79	0,17	0,51	1,09	0,08	0,12
CV	7,06	0,40	2,53	3,62	9,54	29,72	46,17
Máximo	6 252,15	198,42	7,25	14,70	14,36	0,53	0,55
Mínimo	4 661,30	195,02	6,53	12,58	9,12	0,14	0,09

Fuente: datos proporcionados por laboratorio ingenio Pantaleón.

Datos recolectados del punto de muestreo de primer efecto

Corrida	gpm	tRet. (min)	T (°F)	pH(20°C)	Brix	[Sacarosa]	[Glucosa]	[Fructuosa]
1	3 913,66	6,31	247,00	6,37	20,99	17,39	0,50	0,45
2	3 402,17	6,34	252,20	6,35	22,71	19,71	0,48	0,36
3	3 876,82	7,15	253,64	6,51	19,94	15,68	0,49	0,47
4	4 279,71	7,12	252,94	6,51	20,54	17,31	0,50	0,39
8	3 460,34	7,10	253,51	6,56	19,41	16,86	0,39	0,45
9	3 589,57	7,15	251,95	6,57	21,70	18,88	0,37	0,39
10	3 897,39	6,89	251,05	6,48	20,55	17,14	0,39	0,35
11	3 895,06	6,43	250,74	6,53	21,04	17,61	0,36	0,35
12	3 795,10	6,41	251,31	6,64	19,50	16,13	0,34	0,31
13	3 775,24	6,65	251,09	6,62	20,63	17,10	0,39	0,40
14	3 311,57	6,60	252,16	6,44	21,83	20,75	0,45	0,38
15	3 924,53	7,06	252,03	6,57	20,60	15,12	0,36	0,35
16	3 156,62	6,10	253,43	6,86	22,06	17,07	0,33	0,37
17	3 525,53	7,45	253,83	6,73	19,89	17,49	0,37	0,34
18	3 726,54	6,81	251,80	6,76	20,81	17,61	0,28	0,30
19	3 903,68	6,43	251,47	6,55	20,93	19,26	0,48	0,42
20	3 637,77	6,12	252,04	6,75	19,53	15,17	0,29	0,27
21	3 133,69	6,96	253,25	7,27	20,85	13,70	0,23	0,14
22	3 827,86	7,88	251,90	6,58	20,84	15,65	0,37	0,30
23	3 709,36	6,57	253,50	6,70	21,05	16,53	0,39	0,19
24	3 017,26	6,70	253,80	6,55	21,86	15,97	0,40	0,35
25	3 459,01	8,10	251,33	6,51	19,29	17,36	0,86	0,76
Promedio	3 646,30	6,83	252,09	6,61	20,75	17,07	0,41	0,37
Desviación	311,22	0,52	1,51	0,19	0,92	1,61	0,12	0,12
CV	8,54	7,66	0,60	2,92	4,42	9,46	30,21	31,68
Máximo	4 279,71	8,10	253,83	7,27	22,71	20,75	0,86	0,76
Mínimo	3 017,26	6,10	247,00	6,35	19,29	13,70	0,23	0,14

Fuente: datos proporcionados por laboratorio ingenio Pantaleón.

Datos recolectados del punto de muestreo de segundo efecto

Corrida	gpm	tRet. (min)	T (°F)	pH(20°C)	Brix	[Sacarosa]	[Glucosa]	[Fructuosa]
1	2 751,10	12,37	233,12	6,21	29,86	24,39	0,69	0,68
2	2 281,17	12,05	230,25	6,27	33,87	30,99	0,69	0,65
3	2 806,97	15,23	231,47	6,36	27,54	24,23	0,69	0,66
4	4 279,71	11,88	230,32	6,51	20,54	17,31	0,50	0,39
8	2 403,05	13,58	234,39	6,34	27,95	23,10	0,61	0,65
9	2 477,53	13,80	233,06	6,40	31,44	28,20	0,37	0,57
10	2 784,82	14,10	233,58	6,31	28,76	24,84	0,55	0,56
11	2 687,84	12,20	231,62	6,39	30,49	27,44	0,56	0,58
12	2 697,94	11,96	235,31	6,57	27,43	23,66	0,50	0,52
13	2 653,60	11,61	232,70	6,42	29,35	24,34	0,54	0,57
14	2 178,12	12,28	231,82	6,28	33,19	25,12	0,59	0,60
15	2 860,77	18,70	232,24	6,45	28,26	22,38	0,51	0,46
16	2 133,43	13,71	235,98	6,54	32,64	25,82	0,52	0,45
17	2 433,13	18,97	234,20	6,53	28,82	27,34	0,64	0,58
18	2 688,02	19,29	232,58	6,52	28,85	26,36	0,45	0,49
19	2 750,98	14,50	230,72	6,40	29,70	24,90	0,63	0,63
20	2 465,15	14,23	225,32	6,49	28,82	26,00	0,46	0,44
21	2 117,91	11,40	232,49	7,02	30,85	22,86	0,40	0,20
22	2 771,81	14,30	229,24	6,42	28,78	21,12	0,53	0,43
23	2 612,31	10,63	232,71	6,48	29,89	25,52	0,56	0,52
24	1 985,47	11,52	234,25	6,41	33,22	29,95	0,62	0,69
25	2 394,99	17,10	233,15	6,27	27,86	25,08	1,27	1,18
Promedio	2 600,72	13,88	232,30	6,44	29,46	25,04	0,58	0,57
Desviación	453,50	2,56	2,27	0,16	2,77	2,91	0,18	0,18
CV	17,44	18,44	0,98	2,55	9,39	11,63	30,09	31,37
Máximo	4 279,71	19,29	235,98	7,02	33,87	30,99	1,27	1,18
Mínimo	1 985,47	10,63	225,32	6,21	20,54	17,31	0,37	0,20

Fuente: datos proporcionados por laboratorio ingenio Pantaleón.

Datos recolectados del punto de muestreo de quinto efecto

Corrida	gpm	t _{Ret.} (min)	T (°F)	pH (20°C)	Brix	[Sacarosa]	[Glucosa]	[Fructuosa]
1	1 110,00	24,0	135,50	6,10	62,34	55,20	1,81	1,46
2	1 109,99	24,0	135,91	6,05	65,17	59,30	1,64	1,37
3	1 102,17	24,0	137,51	6,12	64,77	56,85	2,21	1,61
4	926,63	24,0	134,66	6,13	59,00	52,96	1,77	1,33
8	873,17	24,0	142,11	6,07	67,10	59,92	2,25	1,64
9	1 091,15	23,3	138,75	6,21	68,58	58,16	1,08	1,22
10	756,81	23,3	140,31	6,24	62,80	54,22	1,03	1,23
11	719,99	23,3	139,52	6,15	66,82	54,50	1,05	1,18
12	1 533,90	26,0	140,20	6,26	62,81	53,16	1,14	1,18
13	1 170,60	25,0	141,17	6,18	65,40	51,04	1,17	1,23
14	1 130,98	25,0	140,36	6,13	66,42	52,27	1,21	1,10
15	672,31	25,0	134,32	6,21	67,42	60,05	1,35	1,33
16	666,40	26,0	138,13	6,30	66,12	51,52	1,05	1,07
17	701,58	25,0	142,72	6,31	68,50	52,62	1,32	1,24
18	1 005,49	26,0	138,12	6,29	66,25	50,99	1,17	1,00
19	884,90	26,0	140,96	6,18	66,21	55,09	1,35	1,42
20	669,28	23,0	137,84	6,30	63,43	62,91	1,04	1,01
21	805,37	25,0	141,70	6,75	68,85	53,15	1,07	0,96
22	1 183,40	24,0	140,17	6,25	66,01	47,67	1,10	0,99
23	631,35	23,0	138,22	6,20	67,67	49,32	1,27	1,07
24	1 573,64	24,0	143,82	6,22	63,96	56,07	1,41	2,86
25	839,88	24,0	142,10	6,13	71,73	64,79	3,27	2,86
Promedio	953,37	24,52	138,95	6,22	65,47	54,82	1,36	1,24
Desviación	234,98	1,01	2,51	0,15	2,49	3,85	0,39	0,20
CV	24,65	4,11	1,81	2,42	3,81	7,01	28,80	16,12
Máximo	1 533,90	26,00	142,72	6,75	68,85	62,91	2,25	1,64
Mínimo	666,40	23,00	134,32	6,05	59,00	47,67	1,03	0,96

Fuente: datos proporcionados por laboratorio ingenio Pantaleón.

Valores de la relación de concentraciones sacarosa, glucosa y fructosa, y temperatura en grados Celsius y Kelvin

Corrida	Pureza %	glu/Brix	fru/Brix	fru/glu	glu/Sac.	T (°C)	T (K)
1	83,14	2,40	2,22	0,93	2,88	90,88	364,03
2	84,69	2,11	1,23	0,58	2,49	90,98	364,13
3	81,81	2,49	2,48	1,00	3,04	91,23	364,38
4	83,18	2,79	2,15	0,77	3,35	90,82	363,97
8	85,64	2,14	2,29	1,07	2,50	91,72	364,87
9	98,47	1,84	3,79	2,06	1,87	90,72	363,87
10	85,66	1,50	1,70	1,14	1,75	91,56	364,71
11	86,49	1,73	1,27	0,73	2,00	91,11	364,26
12	86,04	1,77	1,67	0,94	2,06	90,58	363,73
13	84,36	1,98	1,77	0,89	2,35	90,72	363,87
14	78,52	2,03	1,96	0,96	2,59	90,93	364,08
15	77,86	1,73	1,57	0,91	2,23	90,78	363,93
16	80,27	1,44	1,71	1,19	1,79	90,82	363,97
17	79,47	1,92	1,52	0,79	2,42	90,87	364,02
18	71,50	1,42	1,23	0,86	1,99	90,89	364,04
19	82,41	1,90	2,41	1,27	2,30	90,57	363,72
20	86,74	1,63	1,25	0,77	1,88	90,76	363,91
21	74,39	0,98	0,63	0,64	1,31	90,78	363,93
22	76,04	1,83	0,96	0,53	2,40	90,67	363,82
23	66,70	1,42	0,91	0,64	2,14	90,93	364,08
24	64,47	1,43	0,60	0,42	2,21	92,46	365,61
25	86,14	4,24	3,91	0,92	4,93	91,29	364,44
Promedio	81,09	1,94	1,78	0,91	2,39	91,00	364,15
Desviación	7,42	0,66	0,86	0,33	0,73	0,44	0,44
CV	9,15	33,77	48,17	36,65	30,50	0,48	0,12
Máximo	98,47	4,24	3,91	2,06	4,93	92,46	365,61
Mínimo	64,47	0,98	0,60	0,42	1,31	90,57	363,72

Fuente: datos calculados, jugo claro.

Pérdidas de sacarosa por método de glu/Brix

Corrida	Pureza %	glu/Brix	fru/Brix	fru/glu	glu/Sac	fru/Sac	%Ps
1	82,86	2,36	2,15	0,91	2,85	2,60	-0,09
2	86,79	2,11	1,57	0,74	2,44	1,81	0,01
3	78,66	2,44	2,34	0,96	3,10	2,97	-0,12
4	84,29	2,44	1,88	0,77	2,89	2,23	-0,80
8	86,88	2,00	2,31	1,16	2,30	2,66	-0,31
9	87,01	1,69	1,79	1,06	1,94	2,06	-0,29
10	83,40	1,91	1,71	0,89	2,29	2,05	0,92
11	83,72	1,72	1,68	0,98	2,05	2,01	-0,02
12	82,74	1,76	1,59	0,90	2,13	1,92	-0,04
13	82,90	1,88	1,95	1,04	2,27	2,35	-0,22
14	95,03	2,07	1,72	0,83	2,18	1,81	0,10
15	73,39	1,77	1,67	0,95	2,41	2,28	0,08
16	77,40	1,47	1,68	1,14	1,90	2,17	0,08
17	87,94	1,86	1,73	0,93	2,12	1,97	-0,15
18	84,62	1,36	1,46	1,08	1,60	1,73	-0,18
19	92,01	2,27	1,98	0,87	2,47	2,16	0,86
20	77,66	1,50	1,39	0,93	1,93	1,79	-0,28
21	65,68	1,11	0,66	0,60	1,69	1,01	0,34
22	75,11	1,75	1,46	0,83	2,34	1,95	-0,18
23	78,53	1,84	0,93	0,50	2,34	1,18	1,18
24	73,06	1,83	1,61	0,88	2,50	2,20	1,18
25	90,02	4,46	3,93	0,88	4,96	4,37	0,48
Promedio	82,26	1,98	1,78	0,90	2,39	2,15	0,12
Desviación	6,87	0,65	0,61	0,16	0,68	0,66	0,51
CV	8,35	32,76	34,45	17,35	28,36	30,57	442,70
Máximo	95,03	4,46	3,93	1,16	4,96	4,37	1,18
Mínimo	65,68	1,11	0,66	0,50	1,60	1,01	-0,80

Fuente: datos calculados, ver ecuación 6. Ingenio Pantaleón.

Pérdidas de sacarosa por método de glu/Brix, segundo efecto

Corrida	Pureza %	glu/Brix	fru/Brix	fru/glu	glu/Sac	fru/Sac	%Ps
1	81,69	2,30	2,28	0,99	2,81	2,79	-0,14
2	91,49	2,03	1,92	0,95	2,22	2,10	-0,19
3	87,98	2,51	2,41	0,96	2,86	2,74	0,18
4	84,29	2,44	1,88	0,77	2,89	2,23	0,00
8	82,66	2,18	2,31	1,06	2,64	2,79	0,41
9	89,70	1,17	1,83	1,57	1,30	2,04	-1,14
10	86,36	1,91	1,94	1,01	2,22	2,25	0,01
11	90,01	1,84	1,91	1,03	2,05	2,12	0,28
12	86,25	1,83	1,89	1,03	2,12	2,19	0,17
13	82,93	1,83	1,95	1,07	2,20	2,35	-0,12
14	75,67	1,77	1,80	1,02	2,33	2,38	-0,61
15	79,18	1,79	1,64	0,92	2,26	2,07	0,06
16	79,10	1,60	1,38	0,86	2,02	1,74	0,31
17	94,86	2,21	2,00	0,91	2,33	2,11	0,75
18	91,38	1,58	1,70	1,08	1,72	1,86	0,49
19	83,82	2,12	2,12	1,00	2,52	2,53	-0,32
20	90,22	1,61	1,53	0,95	1,79	1,70	0,28
21	74,10	1,29	0,63	0,49	1,74	0,86	0,52
22	73,39	1,84	1,49	0,81	2,51	2,03	0,21
23	85,39	1,89	1,73	0,92	2,21	2,02	0,11
24	90,14	1,86	2,06	1,11	2,06	2,29	0,07
25	90,04	4,55	4,22	0,93	5,06	4,68	0,19
Promedio	85,03	2,01	1,94	0,97	2,36	2,27	0,07
Desviación	5,98	0,66	0,63	0,19	0,72	0,68	0,40
CV	7,03	32,78	32,51	19,22	30,46	30,05	581,28
Máximo	94,86	4,55	4,22	1,57	5,06	4,68	0,75
Mínimo	73,39	1,17	0,63	0,49	1,30	0,86	-1,14

Fuente: datos calculados, ver ecuación 6. Ingenio Pantaleón.

Pérdidas de sacarosa por método de glu/Brix, tercer efecto

Corrida	Pureza %	glu/Brix	fru/Brix	fru/glu	glu/Sac	fru/Sac	%Ps
1	88,54	2,91	2,35	0,81	3,29	2,65	1,42
2	90,99	2,52	2,10	0,83	2,77	2,31	1,03
3	87,77	3,41	2,48	0,73	3,88	2,83	1,93
4	89,76	3,00	2,26	0,75	3,35	2,52	1,27
8	89,31	3,36	2,45	0,73	3,76	2,74	2,70
9	84,81	1,57	1,78	1,13	1,85	2,10	0,86
10	86,34	1,65	1,96	1,19	1,91	2,27	-0,59
11	81,56	1,56	1,77	1,13	1,92	2,17	-0,59
12	84,64	1,81	1,88	1,04	2,14	2,22	-0,04
13	78,04	1,79	1,88	1,05	2,29	2,41	-0,09
14	78,70	1,83	1,66	0,91	2,32	2,11	0,16
15	89,07	2,00	1,97	0,98	2,24	2,21	0,50
16	77,92	1,59	1,62	1,02	2,04	2,08	-0,03
17	76,81	1,92	1,81	0,94	2,50	2,35	-0,57
18	76,96	1,76	1,50	0,85	2,29	1,96	0,39
19	83,20	2,04	2,15	1,05	2,45	2,58	-0,18
20	99,18	1,64	1,60	0,98	1,65	1,61	0,05
21	77,19	1,55	1,40	0,90	2,01	1,81	0,68
22	72,22	1,66	1,50	0,90	2,30	2,07	-0,46
23	72,89	1,88	1,59	0,85	2,57	2,18	-0,02
24	87,66	2,20	4,46	2,03	2,51	5,09	0,73
25	90,33	4,56	3,98	0,87	5,05	4,41	0,02
Promedio	83,81	2,19	2,10	0,99	2,60	2,49	0,42
Desviación	6,82	0,79	0,76	0,27	0,81	0,80	0,85
CV	8,14	35,93	36,14	27,10	31,27	31,99	204,83
Máximo	99,18	4,56	4,46	2,03	5,05	5,09	2,70
Mínimo	72,22	1,55	1,40	0,73	1,65	1,61	-0,59

Fuente: datos proporcionados por laboratorio ingenio Pantaleón.

Flujo del jugo y temperatura en distintos grados, primer efecto

Corrida	ρ (lb/gal)	Flujo (lb/min)	Flujo (lb/h)	T (°C)	T (K)
1	9,06	35 464,88	2 127 892,53	119,44	378,57
2	9,13	31 061,16	1 863 669,39	122,33	380,09
3	9,02	34 972,33	2 098 339,59	123,13	380,57
4	9,04	38 706,59	2 322 395,46	122,74	380,17
8	9,00	31 144,40	1 868 664,24	123,06	380,74
9	9,09	32 628,24	1 957 694,57	122,19	379,86
10	9,04	35 250,37	2 115 022,13	121,69	380,01
11	9,06	35 303,94	2 118 236,41	121,52	379,71
12	9,00	34 170,55	2 050 232,91	121,84	379,57
13	9,05	34 157,29	2 049 437,50	121,72	379,61
14	9,09	30 118,35	1 807 100,74	122,31	380,01
15	9,05	35 503,43	2 130 205,51	122,24	379,92
16	9,10	28 737,78	1 724 266,95	123,02	380,36
17	9,02	31 796,52	1 907 791,11	123,24	380,41
18	9,05	33 742,90	2 024 573,87	122,11	379,89
19	9,06	35 365,24	2 121 914,50	121,93	379,62
20	9,01	32 758,16	1 965 489,80	122,24	379,87
21	9,06	28 379,69	1 702 781,21	122,92	380,30
22	9,06	34 664,85	2 079 890,74	122,17	379,83
23	9,06	33 622,25	2 017 334,79	123,06	380,41
24	9,10	27 445,22	1 646 712,95	123,22	381,29
25	9,00	31 116,41	1 866 984,42	121,85	379,92
Promedio	9,05	33 005,03	1 980 301,42	122,27	380,03
Desviación	0,04	2 779,63	166 777,75	0,84	0,53
CV	0,39	8,42	8,42	0,69	0,14
Máximo	9,13	38 706,59	2 322 395,46	123,24	381,29
Mínimo	9,00	27 445,22	1 646 712,95	119,44	378,57

Fuente: datos calculados, por medio de la correlación de la figura 14, en la temperatura se calculo la conversión de °F a °C y K.

Flujo del jugo y temperatura en distintos grados, segundo efecto

Corrida	ρ (lb/gal)	Flujo (lb/min)	Flujo (lb/h)	T (°C)	T (K)
1	9.43	25 929.69	1 555 781.46	111.73	389.36
2	9.60	21 898.84	1 313 930.37	110.14	384.06
3	9.33	26 180.92	1 570 855.04	110.82	384.56
4	9.04	38 706.59	2 322 395.46	110.18	383.80
8	9.34	22 454.83	1 347 289.93	112.44	386.23
9	9.49	23 519.84	1 411 190.15	111.70	385.55
10	9.38	26 117.26	1 567 035.62	111.99	385.79
11	9.45	25 406.01	1 524 360.78	110.90	384.72
12	9.32	25 151.63	1 509 097.53	112.95	386.70
13	9.40	24 953.02	1 497 181.23	111.50	385.35
14	9.57	20 844.06	1 250 643.54	111.01	385.06
15	9.36	26 769.14	1 606 148.11	111.24	385.10
16	9.55	20 364.80	1 221 887.76	113.32	387.34
17	9.38	22 825.12	1 369 507.31	112.33	386.07
18	9.38	25 219.62	1 513 177.00	111.43	385.20
19	9.42	25 909.76	1 554 585.49	110.40	384.26
20	9.38	23 125.53	1 387 531.67	107.40	381.15
21	9.47	20 051.74	1 203 104.57	111.38	385.35
22	9.38	25 997.56	1 559 853.53	109.58	383.49
23	9.43	24 624.96	1 477 497.62	111.51	385.36
24	9.57	19 003.13	1 140 188.10	112.36	386.25
25	9.34	22 370.43	1 342 225.64	111.75	385.47
Promedio	9.41	24 428.38	1 465 703.09	111.28	385.28
Desviación	0.12	3 916.81	235 008.79	1.26	1.57
CV	1.23	16.03	16.03	1.13	0.41
Máximo	9.60	38 706.59	2 322 395.46	113.32	389.36
Mínimo	9.04	19 003.13	1 140 188.10	107.40	381.15

Fuente: datos calculados, por medio de la correlación de la figura 14, en la temperatura se calculo la conversión de °F a °C y K.

Datos recolectados del punto de muestreo de quinto efecto

Corrida	ρ (lb/gal)	Flujo (lb/min)	Flujo (lb/h)	T (K)
1	11,02	12 237.23	734 233.51	366.97
2	11,18	12 413.97	744 838.48	367.95
3	11,16	12 301.48	738 088.86	368.43
4	10,84	10 045.23	602 713.51	368.33
8	11,29	9 861.90	591 713.88	369.65
9	11,38	12 417.40	745 044.24	368.64
10	11,05	8 362.91	501 774.47	368.00
11	11,28	8 120.22	487 213.14	368.30
12	11,05	16 950.77	1 017 046.31	368.35
13	11,20	13 107.15	786 429.12	367.03
14	11,26	12 729.47	763 768.39	367.99
15	11,31	7 605.73	456 343.61	368.34
16	11,24	7 489.05	449 342.87	368.67
17	11,38	7 980.79	478 847.29	368.73
18	11,25	11 307.25	678 435.02	368.06
19	11,24	9 949.13	596 947.57	367.29
20	11,09	7 419.31	445 158.89	367.49
21	11,40	9 177.87	550 672.28	367.63
22	11,23	13 291.68	797 500.74	367.49
23	11,33	7 151.48	429 088.76	367.92
24	11,12	17 491.55	1 049 493.03	369.25
25	11,57	9 713.65	582 819.07	368.69
Promedio	11,22	10 778.42	646 705.14	368.14
Desviación	0,16	2 932.67	175 960.11	0.67
CV	1,38	27.21	27.21	0.18
Máximo	11,57	17 491.55	1 049 493.03	369.65
Mínimo	10,84	7 151.48	429 088.76	366.97

Fuente: datos calculados, por medio de la correlación de la figura 14, en la temperatura se calculo la conversión de °F a °C y K.

Variables de operación en el primer efecto

Corrida	ρ (Peacock) g/cm ³	[Sacarosa] g/cm ³	EPE (°C)	T vaso (°C)	T evap. (°C)	Brix (evap)
1	1,01	0,15	0,50	119,95	105,42	17,68
2	1,01	0,16	0,56	122,89	106,94	18,71
3	1,00	0,13	0,47	123,60	107,42	16,81
4	1,01	0,15	0,47	123,22	107,02	17,30
8	1,00	0,14	0,40	123,47	107,59	16,30
9	1,01	0,17	0,51	122,70	106,71	18,14
10	1,01	0,15	0,48	122,17	106,86	17,43
11	1,01	0,15	0,50	122,02	106,56	17,79
12	1,01	0,14	0,43	122,27	106,42	16,70
13	1,01	0,15	0,48	122,20	106,46	17,39
14	1,01	0,16	0,48	122,80	106,86	18,08
15	1,01	0,13	0,52	122,76	106,77	17,52
16	1,01	0,15	0,59	123,61	107,21	18,38
17	1,00	0,14	0,42	123,66	107,26	16,97
18	1,01	0,14	0,48	122,59	106,74	17,72
19	1,01	0,16	0,45	122,38	106,47	17,74
20	1,00	0,14	0,45	122,69	106,72	16,72
21	1,01	0,12	0,60	123,52	107,15	17,35
22	1,01	0,13	0,53	122,70	106,68	17,69
23	1,01	0,13	0,53	123,58	107,26	17,66
24	1,01	0,13	0,60	123,82	108,14	18,01
25	1,00	0,14	0,39	122,24	106,77	15,94
Promedio	1,01	0,14	0,49	122,77	106,88	17,45
Desviación	0,00	0,01	0,06	0,85	0,52	0,67
CV	0,29	8,22	12,05	0,69	0,49	3,84
Máximo	1,01	0,17	0,60	123,82	108,14	18,71
Mínimo	1,00	0,12	0,39	119,95	105,42	15,94

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Variables de operación en el segundo efecto

Corrida	ρ (Peacock) g/cm ³	[Sacarosa]	EPE (°C)	T Evap (°C)	T Evaporación (°C)	Brix (evap)
1	1,00	0,21	0,74	112,47	116,21	20,89
2	1,02	0,26	0,77	110,91	116,90	25,35
3	0,99	0,20	0,60	111,41	117,51	19,96
4	0,98	0,17	0,47	110,65	116,93	17,31
8	0,99	0,20	0,64	113,08	118,27	19,98
9	1,01	0,24	0,70	112,40	117,55	23,54
10	1,00	0,21	0,65	112,64	117,41	20,99
11	1,00	0,23	0,67	111,57	116,79	22,53
12	0,99	0,20	0,60	113,55	117,91	19,90
13	1,00	0,21	0,70	112,20	117,20	20,72
14	1,00	0,23	0,90	111,91	117,36	22,93
15	0,99	0,19	0,71	111,95	117,36	18,75
16	0,99	0,21	0,87	114,19	118,90	21,45
17	1,00	0,22	0,59	112,92	118,29	22,42
18	1,00	0,22	0,62	112,05	117,32	21,99
19	1,00	0,22	0,71	111,11	116,75	22,08
20	1,00	0,21	0,60	108,00	115,35	20,58
21	0,98	0,18	0,82	112,20	117,86	18,28
22	0,99	0,18	0,77	110,34	116,52	18,39
23	1,00	0,21	0,70	112,21	117,90	21,03
24	1,00	0,23	0,74	113,10	118,46	22,96
25	1,00	0,21	0,57	112,32	117,28	21,22
Promedio	1,00	0,21	0,69	111,96	117,36	21,06
Desviación	0,01	0,02	0,10	1,28	0,80	1,90
CV	0,80	9,81	14,83	1,15	0,68	9,04
Máximo	1,02	0,26	0,90	114,19	118,90	25,35
Mínimo	0,98	0,17	0,47	108,00	115,35	17,31

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Variables de operación en el tercer a quinto efecto

Corrida	ρ (Peacock) g/cm ³	Brix (evap)	Pureza Promedio	Sac (evap)	[Sacarosa] g/cm ³	EPE (°C)
1	1,24	38,35	85,84	32,05	0,40	1,31
2	1,25	39,94	87,84	34,30	0,43	1,33
3	1,24	39,22	84,79	31,89	0,40	1,38
4	1,23	36,53	86,47	30,44	0,37	1,21
8	1,25	40,14	87,47	32,43	0,41	1,32
9	1,26	41,58	91,64	33,83	0,43	1,31
10	1,24	38,55	86,00	31,97	0,40	1,41
11	1,25	40,68	84,02	32,58	0,41	1,44
12	1,24	38,35	85,34	31,38	0,39	1,48
13	1,25	39,77	81,20	31,30	0,39	1,43
14	1,25	40,37	78,61	32,13	0,40	1,59
15	1,25	40,93	83,47	32,03	0,40	1,36
16	1,25	40,41	79,10	31,60	0,40	1,54
17	1,26	41,27	78,14	32,00	0,40	1,58
18	1,25	40,44	74,23	31,47	0,39	1,68
19	1,25	40,38	82,81	32,44	0,41	1,48
20	1,24	38,67	92,96	33,25	0,41	1,31
21	1,26	41,35	75,79	30,56	0,38	1,63
22	1,25	40,27	74,13	29,81	0,37	1,65
23	1,25	40,97	69,79	30,71	0,38	1,62
24	1,24	39,06	76,07	32,41	0,40	1,67
25	1,26	42,16	88,23	33,58	0,42	1,34
Promedio	1,25	39,97	82,45	32,01	0,40	1,46
Desviación	0,01	1,32	6,05	1,11	0,01	0,14
CV	0,59	3,30	7,34	3,47	3,66	9,80
Máximo	1,26	42,16	92,96	34,30	0,43	1,68
Mínimo	1,23	36,53	69,79	29,81	0,37	1,21

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Corrección de la temperatura en el 3er. 4to. y 5to. efecto

Corrida	t _{ret.} - 1er Efecto (min)	t _{ret.} - 2do Efecto (min)	t _{ret.} - 3er Efecto (min)	t _{ret.} - 4to. Efecto (min)	t _{ret.} - Meladura (min)	T _{promedio} (°F)	T (°C)	T evap (°C)
1	6,31	12,37	9,35	7,35	9,62	203,79	95,44	96,75
2	6,34	12,05	5,21	3,90	7,70	207,10	97,28	98,61
3	7,15	15,23	6,33	4,80	9,07	208,31	97,95	99,33
4	7,12	13,39	6,75	5,25	7,42	209,00	98,33	99,54
8	7,10	13,58	6,81	5,32	7,41	211,93	99,96	101,28
9	7,15	13,80	6,93	5,52	7,74	210,11	98,95	100,25
10	6,89	14,10	5,28	6,00	10,13	206,12	96,73	98,14
11	6,43	12,20	4,25	4,16	7,76	207,95	97,75	99,19
12	6,41	11,96	4,28	4,06	7,94	209,00	98,33	99,81
13	6,65	11,61	5,21	6,33	10,08	204,08	95,60	97,03
14	6,60	12,28	5,14	5,16	8,64	206,89	97,16	98,76
15	7,06	18,70	4,42	5,10	9,27	208,83	98,24	99,60
16	6,10	13,71	3,37	4,12	8,10	209,64	98,69	100,23
17	7,45	18,97	5,18	6,73	10,66	209,66	98,70	100,29
18	6,81	19,29	5,65	6,71	10,88	207,06	97,26	98,94
19	6,43	14,50	4,11	6,02	9,94	205,21	96,23	97,71
20	6,12	14,23	3,43	4,07	7,91	205,91	96,62	97,93
21	6,96	11,40	7,90	5,40	9,87	205,79	96,55	98,18
22	7,88	14,30	8,40	5,36	10,94	205,42	96,35	98,00
23	6,57	10,63	6,69	4,29	8,48	206,57	96,98	98,61
24	6,70	11,52	6,97	4,38	8,83	208,53	98,07	99,75
25	8,10	17,10	7,07	6,22	10,27	209,21	98,45	99,79
Promedio	6,83	13,95	5,85	5,28	9,03	207,55	97,53	98,99
Desviación	0,52	2,52	1,60	1,00	1,19	2,08	1,15	1,14
CV	7,66	18,09	27,33	18,96	13,14	1,00	1,18	1,15
Máximo	8,10	19,29	9,35	7,35	10,94	211,93	99,96	101,28
Mínimo	6,10	10,63	3,37	3,90	7,41	203,79	95,44	96,75

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Corrección de pH, y resultado final de la pérdida de sacarosa, primer efecto

Corrida	pH(lab, 20°C)	dpH/dt	pH(ope.)	Log10K	K (min ⁻¹)	% Ps
1	6,50	-0,00819	5,80	-3,93	1,18E-04	0,075
2	6,44	-0,00781	5,76	-3,84	1,45E-04	0,092
3	6,69	-0,00964	5,85	-3,90	1,27E-04	0,090
4	6,66	-0,00937	5,84	-3,91	1,23E-04	0,088
8	6,73	-0,00995	5,86	-3,91	1,24E-04	0,088
9	6,70	-0,00971	5,86	-3,95	1,13E-04	0,080
10	6,56	-0,00866	5,81	-3,88	1,30E-04	0,090
11	6,62	-0,00906	5,83	-3,92	1,20E-04	0,077
12	6,87	-0,01104	5,91	-4,00	9,96E-05	0,064
13	6,74	-0,00999	5,87	-3,96	1,09E-04	0,073
14	6,57	-0,00869	5,81	-3,89	1,28E-04	0,085
15	6,70	-0,00971	5,86	-3,93	1,18E-04	0,083
16	6,97	-0,01194	5,93	-3,99	1,03E-04	0,063
17	6,83	-0,01071	5,89	-3,95	1,12E-04	0,083
18	6,87	-0,01104	5,91	-3,98	1,04E-04	0,071
19	6,68	-0,00956	5,85	-3,95	1,12E-04	0,072
20	6,80	-0,01051	5,89	-3,97	1,08E-04	0,066
21	7,26	-0,01460	5,99	-4,04	9,13E-05	0,064
22	6,72	-0,00983	5,86	-3,94	1,15E-04	0,091
23	6,88	-0,01117	5,91	-3,96	1,10E-04	0,072
24	6,80	-0,01051	5,87	-3,89	1,29E-04	0,086
25	6,65	-0,00929	5,84	-3,92	1,21E-04	0,098
Promedio	6,74	-0,01	5,86	-3,94	0,00	0,08
Desviación	0,1750	0,0014	0,0491	0,0450	1,20E-05	1,05E-02
CV	2,60	-14,31	0,84	-1,14	10,30	13,15
Máximo	7,26	-0,01	5,99	-3,84	0,00	0,10
Mínimo	6,44	-0,01	5,76	-4,04	0,00	0,06

Fuente: Calculados según la metodología del presente documento.

Corrección de pH, y resultado final de la pérdida de sacarosa, segundo efecto

Corrida	pH(lab, 20°C)	dpH/dt	pH(ope.)	Log10K	K (min ⁻¹)	% Ps
1	6,29	-0,0068	5,63	-3,39	4,08E-04	0,50
2	6,31	-0,0069	5,64	-3,61	2,45E-04	0,29
3	6,44	-0,0078	5,68	-3,61	2,45E-04	0,37
4	6,51	-0,0083	5,71	-3,66	2,19E-04	0,26
8	6,45	-0,0079	5,68	-3,55	2,83E-04	0,38
9	6,49	-0,0081	5,69	-3,60	2,50E-04	0,34
10	6,40	-0,0075	5,66	-3,56	2,78E-04	0,39
11	6,46	-0,0079	5,69	-3,63	2,35E-04	0,29
12	6,61	-0,0090	5,72	-3,58	2,64E-04	0,32
13	6,52	-0,0084	5,71	-3,61	2,44E-04	0,28
14	6,36	-0,0073	5,65	-3,58	2,64E-04	0,32
15	6,51	-0,0083	5,70	-3,61	2,45E-04	0,46
16	6,70	-0,0097	5,74	-3,58	2,66E-04	0,36
17	6,63	-0,0092	5,73	-3,61	2,43E-04	0,46
18	6,64	-0,0093	5,74	-3,66	2,21E-04	0,42
19	6,48	-0,0080	5,70	-3,65	2,24E-04	0,32
20	6,62	-0,0091	5,75	-3,82	1,52E-04	0,22
21	7,15	-0,0135	5,82	-3,72	1,90E-04	0,22
22	6,50	-0,0082	5,71	-3,67	2,12E-04	0,30
23	6,59	-0,0089	5,72	-3,63	2,35E-04	0,25
24	6,48	-0,0081	5,68	-3,57	2,72E-04	0,31
25	6,39	-0,0075	5,66	-3,57	2,71E-04	0,46
Promedio	6,52	-0,0084	5,70	-3,61	2,48E-04	0,34
Desviación	0,18	0,0014	0,04	0,08	4,69E-05	0,08
CV	2,69	-16,1736	0,74	-2,17	1,89E+01	23,74
Máximo	7,15	-0,0068	5,82	-3,39	4,08E-04	0,50
Mínimo	6,29	-0,0135	5,63	-3,82	1,52E-04	0,22

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Corrección de pH, y resultado final de la pérdida de sacarosa acumulada del tercer al quinto efecto

Corrida	pH(lab, 20°C)	dpH/dt	pH(ope.)	Log10K	K (min-1)	% Pérdida Sacarosa
1	6,36	-0,01	5,82	-4,44	4,02E-05	0,81
2	6,16	-0,01	5,71	-4,30	3,89E-05	0,59
3	6,24	-0,01	5,75	-4,30	4,16E-05	0,70
4	6,32	-0,01	5,79	-4,35	3,90E-05	0,56
8	6,21	-0,01	5,72	-4,23	5,47E-05	0,74
9	6,31	-0,01	5,78	-4,33	4,33E-05	0,65
10	6,28	-0,01	5,77	-4,34	3,60E-05	0,70
11	6,27	-0,01	5,77	-4,33	3,90E-05	0,55
12	6,42	-0,01	5,84	-4,39	3,50E-05	0,54
13	6,30	-0,01	5,79	-4,40	3,14E-05	0,53
14	6,21	-0,01	5,74	-4,30	4,28E-05	0,63
15	6,33	-0,01	5,80	-4,35	4,17E-05	0,78
16	6,42	-0,01	5,84	-4,38	4,02E-05	0,61
17	6,42	-0,01	5,84	-4,38	4,22E-05	0,80
18	6,41	-0,01	5,84	-4,40	3,88E-05	0,73
19	6,29	-0,01	5,79	-4,39	3,47E-05	0,59
20	6,40	-0,01	5,84	-4,44	2,65E-05	0,43
21	6,89	-0,01	6,05	-4,62	1,96E-05	0,41
22	6,34	-0,01	5,81	-4,38	3,52E-05	0,62
23	6,34	-0,01	5,81	-4,37	3,53E-05	0,50
24	6,32	-0,01	5,78	-4,31	3,81E-05	0,61
25	6,20	-0,01	5,73	-4,27	4,65E-05	0,85
Promedio	6,34	-0,01	5,80	-4,36	3,82E-05	0,63
Desviación	0,14	0,00	0,07	0,08	6,94E-06	0,12
CV	2,28	-14,45	1,18	-1,79	1,82E+01	18,91
Máximo	6,89	-0,01	6,05	-4,23	5,47E-05	0,85
Mínimo	6,16	-0,01	5,71	-4,62	1,96E-05	0,41

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Total de libras pérdidas, primer efecto

Corrida	Flujo de Sacarosa (lb/hr)	Pérdida de Sacarosa (lb/hr)	Pérdida de Sacarosa (lb/día)	Pérdidas de Sacarosa (lb/ton) Por día
1	370 093,71	276,14	6 627,27	0,24
2	367 329,24	336,36	8 072,75	0,29
3	329 116,17	297,67	7 144,01	0,26
4	402 101,87	352,22	8 453,27	0,30
8	315 112,85	277,57	6 661,78	0,24
9	369 624,48	297,45	7 138,85	0,25
10	362 485,18	325,75	7 818,09	0,28
11	373 112,52	288,32	6 919,57	0,25
12	330 786,63	211,14	5 067,28	0,18
13	350 492,75	254,16	6 099,96	0,22
14	374 893,89	317,06	7 609,49	0,27
15	322 046,60	267,33	6 416,03	0,23
16	294 413,41	184,25	4 422,00	0,16
17	333 693,65	278,58	6 686,03	0,24
18	356 505,19	251,51	6 036,15	0,22
19	408 610,71	295,46	7 091,00	0,25
20	298 113,70	196,99	4 727,67	0,17
21	233 197,59	148,13	3 555,08	0,13
22	325 556,98	294,98	7 079,50	0,25
23	333 489,65	241,10	5 786,46	0,21
24	263 012,99	227,19	5 452,62	0,19
25	324 183,17	316,65	7 599,54	0,27
Promedio	338 089,68	269,82	6 475,65	0,23
Desviación	4,20E+04	51,74	1 241,86	0,04
CV	12,43	19,18	19,18	19,18
Máximo	408 610,71	352,22	8 453,27	0,30
Mínimo	233197,59	148,13	3 555,08	0,13

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Total de libras pérdidas, segundo efecto

Corrida	Flujo de sacarosa (lb/h)	Sacarosa pérdida (lb/h)	Pérdida de Sacarosa (lb/día)	Pérdida de Sacarosa (lb/ton)
1	379 515,77	1 910,76	45 858,23	1,64
2	407 148,92	1 199,73	28 793,43	1,03
3	380 605,61	1 415,23	33 965,44	1,21
4	402 101,87	1 046,01	25 104,24	0,90
8	311 288,64	1 195,29	28 687,00	1,02
9	397 969,73	1 368,34	32 840,18	1,17
10	389 203,07	1 524,35	36 584,31	1,31
11	418 339,48	1 200,45	28 810,70	1,03
12	357 047,95	1 126,46	27 034,95	0,97
13	364 392,95	1 030,08	24 721,96	0,88
14	314 109,13	1 015,71	24 377,05	0,87
15	359 412,58	1 641,49	39 395,79	1,41
16	315 453,54	1 148,11	27 554,65	0,98
17	374 420,56	1 721,18	41 308,32	1,48
18	398 929,44	1 694,01	40 656,30	1,45
19	387 018,72	1 257,37	30 176,80	1,08
20	360 788,76	779,29	18 703,04	0,67
21	275 023,69	595,23	14 285,50	0,51
22	329 484,74	995,58	23 894,02	0,85
23	377 106,15	940,83	22 579,96	0,81
24	341 437,31	1 066,68	25 600,41	0,91
25	336 683,88	1 553,98	37 295,56	1,33
Promedio	362 612,84	1 246,64	29 919,45	1,07
Desviación	36 921,70	326,64	7 839,25	0,28
CV	10,18	26,20	26,20	26,20
Máximo	418 339,48	1 910,76	45 858,23	1,64
Mínimo	275 023,69	595,23	14 285,50	0,51

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

Total de libras pérdidas, primer efecto

Corrida	Flujo de sacarosa (lb/h)	Sacarosa pérdida (lb/h)	Pérdida de Sacarosa (lb/día)	Pérdida de Sacarosa (lb/ton)	Tpromedio (°F)
1	405 272,67	3 274,62	78 590,97	2,81	196,74
2	441 667,62	2 606,10	62 546,52	2,23	197,20
3	419 604,99	2 937,15	70 491,68	2,52	199,17
4	319 190,45	1 798,00	43 152,01	1,54	199,47
8	354 583,36	2 627,60	63 062,38	2,25	203,02
9	433 343,06	2 825,36	67 808,58	2,42	201,30
10	272 065,13	1 901,63	45 639,09	1,63	197,40
11	265 509,72	1 465,85	35 180,50	1,26	198,26
12	540 694,36	2 929,52	70 308,45	2,51	199,39
13	401 391,06	2 135,66	51 255,76	1,83	194,67
14	399 255,34	2 499,08	59 977,92	2,14	197,33
15	274 042,55	2 134,74	51 233,73	1,83	200,69
16	231 499,20	1 405,12	33 722,87	1,20	200,53
17	251 947,90	2 020,18	48 484,32	1,73	201,74
18	345 910,95	2 527,37	60 656,88	2,17	199,90
19	328 856,03	1 938,00	46 512,05	1,66	196,60
20	280 036,99	1 194,69	28 672,59	1,02	196,39
21	292 670,20	1 203,46	28 883,02	1,03	196,24
22	380 175,78	2 359,37	56 624,97	2,02	196,04
23	211 640,91	1 058,42	25 402,17	0,91	196,32
24	588 444,44	3 564,68	85 552,22	3,06	198,96
25	377 625,96	3 193,75	76 649,96	2,74	200,81
Promedio	355 246,76	2 254,56	54 109,48	1,93	198,55
Desviación	96 115,44	717,58	17 221,96	0,62	2,22
CV	27,06	31,83	31,83	31,83	1,12
Máximo	588 444,44	3 564,68	85 552,22	3,06	203,02
Mínimo	211 640,91	1 058,42	25 402,17	0,91	194,67

Fuente: calculados según la metodología del presente documento,

Pérdidas de sacarosa en función de la temperatura y pH

pH Op	t _{Retención} (min)	244	246	248	250	252	254	256	258	260	262
		5,00	3	0,2442	0,2565	0,2694	0,2828	0,2969	0,3116	0,3270	0,3431
5,00	4	0,3255	0,3419	0,3590	0,3769	0,3957	0,4153	0,4358	0,4572	0,4796	0,5030
5,00	5	0,4067	0,4272	0,4486	0,4709	0,4943	0,5188	0,5444	0,5711	0,5991	0,6283
5,00	6	0,4879	0,5124	0,5380	0,5648	0,5929	0,6222	0,6529	0,6850	0,7185	0,7535
5,00	7	0,5690	0,5975	0,6274	0,6587	0,6914	0,7256	0,7613	0,7987	0,8377	0,8785
5,00	8	0,6500	0,6826	0,7167	0,7524	0,7897	0,8288	0,8696	0,9123	0,9568	1,0034
5,20	3	0,1542	0,1619	0,1701	0,1785	0,1874	0,1967	0,2064	0,2166	0,2272	0,2383
5,20	4	0,2055	0,2159	0,2267	0,2380	0,2498	0,2622	0,2752	0,2887	0,3029	0,3177
5,20	5	0,2568	0,2697	0,2833	0,2974	0,3122	0,3277	0,3438	0,3608	0,3784	0,3969
5,20	6	0,3081	0,3236	0,3398	0,3568	0,3745	0,3931	0,4125	0,4327	0,4539	0,4761
5,20	7	0,3594	0,3774	0,3963	0,4161	0,4368	0,4584	0,4810	0,5047	0,5294	0,5552
5,20	8	0,4106	0,4312	0,4528	0,4754	0,4990	0,5237	0,5496	0,5766	0,6048	0,6343
5,40	3	0,0973	0,1022	0,1073	0,1127	0,1183	0,1242	0,1303	0,1367	0,1434	0,1504
5,40	4	0,1297	0,1362	0,1431	0,1502	0,1577	0,1655	0,1737	0,1823	0,1912	0,2005
5,40	5	0,1621	0,1703	0,1788	0,1877	0,1971	0,2069	0,2171	0,2278	0,2389	0,2506
5,40	6	0,1945	0,2043	0,2145	0,2253	0,2365	0,2482	0,2604	0,2733	0,2867	0,3007
5,40	7	0,2269	0,2383	0,2503	0,2627	0,2758	0,2895	0,3038	0,3187	0,3344	0,3507
5,40	8	0,2593	0,2723	0,286	0,3002	0,3152	0,3308	0,3471	3642	0,382	0,4007
5,60	3	0,0614	0,0645	0,0677	0,0711	0,0747	0,0784	0,0822	0,0863	0,0905	0,095
5,60	4	0,0819	0,086	0,0903	0,0948	0,0995	0,1045	0,1096	0,115	0,1207	0,1266
5,60	5	0,1023	0,1075	0,1129	0,1185	0,1244	0,1306	0,137	0,1438	0,1508	0,1582
5,60	6	0,1228	0,129	0,1354	0,1422	0,1493	0,1567	0,1644	0,1725	0,181	0,1898
5,60	7	0,1432	0,1504	0,158	0,1659	0,1741	0,1828	0,1918	0,2012	0,2111	0,2214
5,60	8	0,1637	0,1719	0,1805	0,1895	0,199	0,2088	0,2192	0,2299	0,2412	0,253
5,70	3	0,0488	0,0512	0,0538	0,0565	0,0593	0,0623	0,0653	0,0685	0,0719	0,0754
5,70	4	0,065	0,0683	0,0717	0,0753	0,0791	0,083	0,0871	0,0914	0,0959	0,1006
5,70	5	0,0813	0,0854	0,0897	0,0941	0,0988	0,1037	0,1089	0,1142	0,1198	0,1257
5,70	6	0,0975	0,1024	0,1076	0,113	0,1186	0,1245	0,1306	0,1371	0,1438	0,1508
5,70	7	0,1138	0,1195	0,1255	0,1318	0,1383	0,1452	0,1524	0,1599	0,1677	0,1759
5,70	8	0,13	0,1366	0,1434	0,1506	0,1581	0,1659	0,1741	0,1827	0,1917	0,201

Fuente: calculados según la metodología del presente documento.

ANEXOS

Determinación de la densidad según el Brix del jugo

TABLE 19.
Weight per Unit Volume and Weight of Solids (Brix) per Unit Volume
of Sugar Solutions at 20 C^o
(Expanded, 1943, by Meade from table of Snyder and Hammond,
NBS—C440, 1942, p. 644)

(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solids (Brix) per		(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solids (Brix) per	
	1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 gal		1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 gal
0.0	62.253	8.322	0.000	0.000	6.0	63.727	8.519	3.824	.511
.2	62.298	8.328	.125	.017	.2	63.779	8.526	3.954	.529
.4	62.350	8.335	.249	.033	.4	63.834	8.532	4.085	.546
.6	62.395	8.341	.374	.050	.6	63.876	8.539	4.216	.564
.8	62.447	8.348	.500	.067	.8	63.929	8.546	4.347	.581
1.0	62.492	8.354	.625	.084	7.0	63.973	8.552	4.478	.599
.2	62.545	8.361	.751	.100	.2	64.026	8.559	4.610	.616
.4	62.590	8.367	.876	.117	.4	64.078	8.566	4.742	.634
.6	62.642	8.374	1.002	.134	.6	64.130	8.573	4.874	.652
.8	62.687	8.380	1.128	.151	.8	64.183	8.580	5.006	.669
2.0	62.739	8.387	1.255	.168	8.0	64.228	8.586	5.138	.687
.2	62.784	8.393	1.381	.185	.2	64.280	8.593	5.271	.705
.4	62.836	8.400	1.508	.202	.4	64.332	8.600	5.403	.722
.6	62.881	8.406	1.635	.219	.6	64.385	8.607	5.537	.740
.8	62.934	8.413	1.762	.236	.8	64.437	8.614	5.670	.758
3.0	62.978	8.419	1.889	.253	9.0	64.482	8.620	5.803	.776
.2	63.031	8.426	2.017	.270	.2	64.534	8.627	5.938	.794
.4	63.076	8.432	2.145	.287	.4	64.587	8.634	6.071	.812
.6	63.128	8.439	2.273	.304	.6	64.639	8.641	6.205	.829
.8	63.180	8.446	2.401	.321	.8	64.692	8.648	6.340	.848
4.0	63.225	8.452	2.529	.338	10.0	64.744	8.655	6.474	0.866
.2	63.278	8.459	2.658	.355	.2	64.796	8.662	6.609	.883
.4	63.323	8.465	2.786	.372	.4	64.849	8.669	6.744	.902
.6	63.375	8.472	2.915	.390	.6	64.894	8.675	6.879	.820
.8	63.427	8.479	3.044	.407	.8	64.946	8.682	7.014	.938
5.0	63.472	8.485	3.174	.424	11.0	65.006	8.689	7.151	.956
.2	63.525	8.492	3.303	.442	.2	65.051	8.696	7.286	.974
.4	63.577	8.499	3.433	.459	.4	65.103	8.703	7.422	.992
.6	63.622	8.505	3.563	.476	.6	65.155	8.710	7.558	1.010
.8	63.674	8.512	3.693	.494	.8	65.208	8.717	7.695	1.029

TABLE 19. (Continued)

(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solids (Brix) per		(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solids (Brix) per	
	1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 gal		1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 ga
12.0	65.260	8.724	7.831	1.047	19.0	67.138	8.975	12.756	1.70
.2	65.312	8.731	7.968	1.065	.2	67.198	8.983	12.902	1.72
.4	65.365	8.738	8.105	1.083	.4	67.250	8.990	13.047	1.74
.6	65.417	8.745	8.243	1.102	.6	67.302	8.997	13.191	1.76
.8	65.470	8.752	8.380	1.120	.8	67.362	9.005	13.338	1.78
13.0	65.522	8.759	8.518	1.139	20.0	67.414	9.012	13.483	1.80
.2	65.574	8.766	8.656	1.157	.2	67.474	9.020	13.630	1.82
.4	65.627	8.773	8.794	1.176	.4	67.527	9.027	13.776	1.84
.6	65.686	8.781	8.933	1.194	.6	67.579	9.034	13.921	1.86
.8	65.739	8.788	9.072	1.213	.8	67.639	9.042	14.069	1.88
14.0	65.791	8.795	9.211	1.231	21.0	67.691	9.049	14.215	1.90
.2	65.844	8.802	9.350	1.250	.2	67.751	9.057	14.363	1.92
.4	65.896	8.809	9.489	1.268	.4	67.803	9.064	14.510	1.94
.6	65.948	8.816	9.628	1.287	.6	67.863	9.072	14.658	1.95
.8	66.001	8.823	9.768	1.306	.8	67.916	9.097	14.806	1.97
15.0	66.053	8.830	9.908	1.325	22.0	67.975	9.087	14.955	1.99
.2	66.105	8.837	10.048	1.343	.2	68.028	9.094	15.102	2.01
.4	66.165	8.845	10.189	1.362	.4	68.088	9.102	15.252	2.03
.6	66.218	8.852	10.330	1.381	.6	68.140	9.109	15.400	2.05
.8	66.270	8.859	10.471	1.400	.8	68.200	9.117	15.550	2.07
16.0	66.322	8.866	10.612	1.419	23.0	68.260	9.125	15.700	2.09
.2	66.375	8.873	10.753	1.437	.2	68.312	9.132	15.848	2.11
.4	66.434	8.881	10.895	1.456	.4	68.372	9.140	15.999	2.13
.6	66.487	8.888	11.037	1.475	.6	68.424	9.147	16.148	2.15
.8	66.539	8.895	11.179	1.494	.8	68.484	9.155	16.299	2.17
17.0	66.592	8.902	11.321	1.513	24.0	68.544	9.163	16.451	2.19
.2	66.644	8.909	11.463	1.532	.2	68.596	9.170	16.600	2.21
.4	66.704	8.917	11.606	1.551	.4	68.656	9.178	16.752	2.23
.6	66.756	8.924	11.749	1.571	.6	68.709	9.185	16.902	2.25
.8	66.809	8.931	11.892	1.590	.8	68.768	9.193	17.054	2.28
18.0	66.868	8.939	12.036	1.609	25.0	68.828	9.201	17.207	2.30
.2	66.921	8.946	12.180	1.628	.2	68.881	9.208	17.358	2.32
.4	66.973	8.953	12.323	1.647	.4	68.940	9.216	17.511	2.34
.6	67.033	8.961	12.468	1.667	.6	69.000	9.224	17.664	2.36
.8	67.085	8.968	12.612	1.686	.8	69.060	9.232	17.817	2.38

TABLE 19. (Continued)

(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solids (Brix) per		(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solids (Brix) per	
	1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 gal		1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 gal
26.0	69.113	9.239	17.969	2.402	33.0	71.192	9.517	23.493	3.141
.2	69.172	9.247	18.123	2.423	.2	71.252	9.525	23.656	3.162
.4	69.232	9.255	18.277	2.443	.4	71.312	9.533	23.818	3.184
.6	69.292	9.263	18.432	2.464	.6	71.372	9.541	23.981	3.206
.8	69.344	9.270	18.584	2.484	.8	71.439	9.550	24.146	3.228
27.0	69.404	9.278	18.739	2.505	34.0	71.499	9.558	24.310	3.250
.2	69.464	9.286	18.894	2.526	.2	71.599	9.566	24.473	3.272
.4	69.524	9.294	19.050	2.547	.4	71.618	9.574	24.637	3.293
.6	69.584	9.302	19.205	2.567	.6	71.686	9.583	24.803	3.316
.8	69.636	9.309	19.359	2.588	.8	71.746	9.591	24.968	3.338
28.0	69.696	9.317	19.515	2.609	35.0	71.806	9.599	25.132	3.368
.2	69.756	9.325	19.671	2.630	.2	71.865	9.607	25.296	3.382
.4	69.816	9.333	19.828	2.651	.4	71.932	9.616	25.464	3.404
.6	69.876	9.341	19.985	2.672	.6	71.993	9.624	25.630	3.426
.8	69.935	9.349	20.141	2.692	.8	72.052	9.632	25.795	3.448
29.0	69.995	9.357	20.299	2.714	36.0	72.112	9.640	25.960	3.470
.2	70.055	9.365	20.456	2.735	.2	72.180	9.649	26.129	3.493
.4	70.107	9.372	20.611	2.755	.4	72.239	9.657	26.295	3.515
.6	70.167	9.380	20.769	2.776	.6	72.299	9.665	26.461	3.537
.8	70.227	9.388	20.928	2.798	.8	72.367	9.674	26.631	3.560
30.0	70.287	9.396	21.086	2.819	37.0	72.426	9.682	26.798	3.582
.2	70.347	9.404	21.244	2.840	.2	72.494	9.691	26.968	3.605
.4	70.407	9.412	21.404	2.861	.4	72.554	9.699	27.135	3.627
.6	70.466	9.420	21.563	2.883	.6	72.613	9.707	27.302	3.650
.8	70.526	9.428	21.722	2.904	.8	72.681	9.716	27.473	3.673
31.0	70.586	9.436	21.882	2.925	38.0	72.741	9.724	27.642	3.695
.2	70.646	9.444	22.042	2.947	.2	72.808	9.733	27.813	3.718
.4	70.706	9.452	22.202	2.968	.4	72.868	9.741	27.981	3.741
.6	70.766	9.460	22.362	2.989	.6	72.928	9.749	28.150	3.763
.8	70.826	9.468	22.523	3.011	.8	72.995	9.758	28.322	3.786
32.0	70.893	9.477	22.686	3.033	39.0	73.055	9.766	28.491	3.809
.2	70.953	9.485	22.847	3.054	.2	73.122	9.775	28.664	3.832
.4	71.013	9.493	23.008	3.076	.4	73.182	9.783	28.834	3.855
.6	71.072	9.501	23.169	3.097	.6	73.249	9.792	29.007	3.878
.8	71.132	9.509	23.331	3.119	.8	73.317	9.801	29.180	3.901

TABLE 19. (Continued)

(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solids (Brix) per		(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solid (Brix) per	
	1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 gal		1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 g
40.0	73.376	9.809	29.350	3.924	47.0	75.673	10.116	35.566	4.7
.2	73.444	9.818	29.524	3.947	.2	75.740	10.125	35.749	4.7
.4	73.504	9.826	29.696	3.970	.4	75.808	10.134	35.933	4.8
.6	73.571	9.835	29.870	3.993	.6	75.875	10.143	36.117	4.8
.8	73.631	9.843	30.041	4.016	.8	75.942	10.152	36.300	4.8
41.0	73.698	9.852	30.216	4.039	48.0	76.017	10.162	36.488	4.8
.2	73.765	9.861	30.391	4.063	.2	76.077	10.170	36.669	4.9
.4	73.825	9.869	30.564	4.086	.4	76.144	10.179	36.854	4.9
.6	73.893	9.878	30.739	4.109	.6	76.219	10.189	37.042	4.9
.8	73.960	9.887	30.915	4.133	.8	76.286	10.198	37.228	4.9
42.0	74.020	9.895	31.088	4.156	49.0	76.354	10.207	37.413	5.0
.2	74.087	9.904	31.265	4.180	.2	76.421	10.216	37.599	5.0
.4	74.154	9.913	31.441	4.203	.4	76.488	10.225	37.785	5.0
.6	74.214	9.921	31.615	4.226	.6	76.556	10.234	37.972	5.0
.8	74.282	9.930	31.793	4.250	.8	76.623	10.243	38.158	5.1
43.0	74.349	9.939	31.970	4.274	50.0	76.690	10.252	38.345	5.1
.2	74.416	9.948	32.148	4.298	.2	76.765	10.262	38.536	5.1
.4	74.476	9.956	32.323	4.321	.4	76.832	10.271	38.723	5.1
.6	74.543	9.965	32.501	4.345	.6	76.900	10.280	38.911	5.2
.8	74.611	9.974	32.680	4.369	.8	76.975	10.290	39.103	5.2
44.0	74.678	9.983	32.858	4.392	51.0	77.042	10.299	39.291	5.2
.2	74.745	9.992	33.037	4.416	.2	77.109	10.308	39.480	5.2
.4	74.805	10.000	33.213	4.440	.4	77.177	10.317	39.669	5.3
.6	74.873	10.009	33.393	4.464	.6	77.244	10.326	39.858	5.3
.8	74.940	10.018	33.573	4.488	.8	77.319	10.336	40.051	5.3
45.0	75.007	10.027	33.753	4.512	52.0	77.386	10.345	40.241	5.3
.2	75.074	10.036	33.933	4.536	.2	77.453	10.354	40.430	5.4
.4	75.142	10.045	34.114	4.560	.4	77.528	10.364	40.625	5.4
.6	75.209	10.054	34.296	4.585	.6	77.595	10.373	40.815	5.4
.8	75.276	10.063	34.476	4.609	.8	77.663	10.382	41.006	5.4
46.0	75.336	10.071	34.655	4.633	53.0	77.738	10.392	41.201	5.5
.2	75.404	10.080	34.837	4.657	.2	77.805	10.401	41.392	5.5
.4	75.471	10.089	35.019	4.681	.4	77.872	10.410	41.583	5.5
.6	75.538	10.098	35.201	4.706	.6	77.947	10.420	41.780	5.5
.8	75.606	10.107	35.384	4.730	.8	78.014	10.429	41.972	5.6

TABLE 19. (Continued)

(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solids (Brix) per		(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solids (Brix) per	
	1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 gal		1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 gal
54.0	78.089	10.439	42.168	5.637	61.0	80.618	10.777	49.177	6.574
.2	78.156	10.448	42.361	5.663	.2	80.685	10.786	49.379	6.601
.4	78.231	10.458	42.558	5.689	.4	80.760	10.796	49.587	6.629
.6	78.299	10.467	42.751	5.715	.6	80.834	10.806	49.794	6.656
.8	78.366	10.476	42.945	5.741	.8	80.909	10.816	50.002	6.684
55.0	78.441	10.486	43.143	5.767	62.0	80.984	10.826	50.210	6.712
.2	78.508	10.495	43.336	5.793	.2	81.059	10.836	50.419	6.740
.4	78.583	10.505	43.535	5.820	.4	81.134	10.846	50.628	6.768
.6	78.658	10.515	43.734	5.846	.6	81.209	10.856	50.837	6.796
.8	78.725	10.524	43.929	5.872	.8	81.283	10.866	51.046	6.824
56.0	78.800	10.534	44.128	5.899	63.0	81.358	10.876	51.256	6.852
.2	78.867	10.543	44.323	5.925	.2	81.443	10.886	51.472	6.881
.4	78.942	10.553	44.523	5.952	.4	81.508	10.896	51.676	6.908
.6	79.009	10.562	44.719	5.978	.6	81.583	10.906	51.887	6.936
.8	79.084	10.572	44.920	6.005	.8	81.657	10.916	52.097	6.964
57.0	79.151	10.581	45.116	6.031	64.0	81.732	10.926	52.308	6.993
.2	79.226	10.591	45.317	6.058	.2	81.807	10.936	52.520	7.021
.4	79.301	10.601	45.519	6.085	.4	81.882	10.946	52.732	7.049
.6	79.368	10.610	45.716	6.111	.6	81.957	10.956	52.944	7.078
.8	79.443	10.620	45.918	6.138	.8	82.039	10.967	53.161	7.107
58.0	79.518	10.630	46.120	6.165	65.0	82.114	10.977	53.374	7.135
.2	79.593	10.640	46.323	6.192	.2	82.188	10.987	53.587	7.164
.4	79.660	10.649	46.521	6.219	.4	82.263	10.997	53.800	7.192
.6	79.735	10.659	46.725	6.246	.6	82.338	11.007	54.014	7.221
.8	79.810	10.669	46.928	6.273	.8	82.413	11.017	54.227	7.249
59.0	79.877	10.678	47.127	6.300	66.0	82.488	11.027	54.442	7.278
.2	79.952	10.688	47.332	6.327	.2	82.570	11.038	54.661	7.307
.4	80.027	10.698	47.536	6.355	.4	82.645	11.048	54.876	7.336
.6	80.101	10.708	47.740	6.382	.6	82.720	11.058	55.092	7.365
.8	80.176	10.718	47.945	6.409	.8	82.794	11.068	55.306	7.393
60.0	80.244	10.727	48.146	6.436	67.0	82.877	11.079	55.528	7.423
.2	80.318	10.737	48.351	6.464	.2	82.951	11.089	55.743	7.452
.4	80.393	10.747	48.557	6.491	.4	83.026	11.099	55.960	7.481
.6	80.468	10.757	48.763	6.519	.6	83.109	11.110	56.182	7.510
.8	80.543	10.767	48.970	6.546	.8	83.183	11.120	56.398	7.539

TABLE 19. (Continued)

(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solids (Brix) per		(1) De- gree Brix	(2) Weight (lb) in Air of		(3) Pounds Solids (Brix) per	
	1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 gal		1 cu ft	1 gal	1 cu ft	1 gal
68.0	83.258	11.130	56.615	7.568	75.0	86.018	11.499	64.514	8.62
.2	83.333	11.140	56.833	7.597	.2	86.101	11.510	64.748	8.65
.4	83.415	11.151	57.056	7.627	.4	86.183	11.521	64.982	8.68
.6	83.490	11.161	57.274	7.656	.6	86.265	11.532	65.216	8.71
.8	83.572	11.172	57.498	7.686	.8	86.348	11.543	65.452	8.75
69.0	83.647	11.182	57.716	7.716	76.0	86.430	11.554	65.687	8.78
.2	83.722	11.192	57.936	7.745	.2	86.505	11.564	65.917	8.81
.4	83.804	11.203	58.160	7.775	.4	86.587	11.575	66.146	8.84
.6	83.879	11.213	58.380	7.804	.6	86.669	11.586	66.388	8.87
.8	83.961	11.224	58.605	7.834	.8	86.752	11.597	66.626	8.90
70.0	84.036	11.234	58.825	7.864	77.0	86.834	11.608	66.862	8.93
.2	84.118	11.245	59.050	7.894	.2	86.916	11.619	67.099	8.97
.4	84.193	11.255	59.272	7.924	.4	86.998	11.630	67.336	9.00
.6	84.268	11.265	59.493	7.953	.6	87.081	11.641	67.575	9.03
.8	84.350	11.276	59.720	7.983	.8	87.163	11.652	67.813	9.06
71.0	84.425	11.286	59.942	8.013	78.0	87.238	11.663	68.046	9.09
.2	84.507	11.297	60.169	8.043	.2	87.320	11.673	68.284	9.12
.4	84.590	11.308	60.397	8.074	.4	87.402	11.684	68.523	9.16
.6	84.664	11.318	60.619	8.104	.6	87.485	11.695	68.763	9.19
.8	84.747	11.329	60.848	8.134	.8	87.567	11.706	69.003	9.22
72.0	84.822	11.339	61.072	8.164	79.0	87.647	11.717	69.243	9.25
.2	84.904	11.350	61.301	8.195	.2	87.732	11.728	69.484	9.28
.4	84.979	11.360	61.525	8.225	.4	87.821	11.740	69.730	9.32
.6	85.061	11.371	61.754	8.255	.6	87.904	11.751	69.972	9.35
.8	85.143	11.382	61.984	8.286	.8	87.986	11.762	70.213	9.38
73.0	85.218	11.392	62.209	8.316	80.0	88.068	11.773	70.454	9.41
.2	85.300	11.403	62.440	8.347	.2	88.150	11.784	70.696	9.45
.4	85.383	11.414	62.671	8.378	.4	88.233	11.795	70.939	9.48
.6	85.457	11.424	62.896	8.408	.6	88.315	11.806	71.181	9.51
.8	85.540	11.435	63.129	8.439	.8	88.397	11.817	71.425	9.54
74.0	85.622	11.446	63.360	8.470	81.0	88.480	11.828	71.669	9.58
.2	85.697	11.456	63.587	8.500	.2	88.562	11.839	71.912	9.61
.4	85.779	11.467	63.820	8.531	.4	88.652	11.851	72.163	9.64
.6	85.861	11.478	64.052	8.563	.6	88.732	11.862	72.405	9.67
.8	85.944	11.489	64.286	8.594	.8	88.816	11.873	72.651	9.71

FUENTE: Libro de Chen-Chow, pág.1023-1028

Tabla para el cálculo del punto de ebullición

ELEVACIÓN DEL PUNTO DE EBULLICIÓN DE SOLUCIONES AZUCARADAS (°C)
A UNA PRESIÓN ATMOSFÉRICA, POR CLAASSEN - THIEME,
ADAPTADO BRASIL.

BRIX %	PUREZA						
	100	90	80	75	70	60	55
15	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3
45	1,4	1,5	1,8	1,9	2,0	2,2	2,3
50	1,8	1,9	2,2	2,3	2,5	2,8	3,0
55	2,3	2,5	2,8	3,0	3,1	3,5	3,7
60	3,0	3,2	3,6	3,8	4,0	4,4	4,7
65	3,8	4,1	4,5	4,8	4,9	5,5	5,8
70	5,1	5,5	6,0	6,3	6,5	7,1	7,4
75	7,0	7,5	8,0	8,4	8,6	9,4	9,8
80	9,4	9,9	10,3	10,9	11,3	12,1	12,7
85	12,8	13,0	13,4	13,9	14,6	15,2	15,9
90	16,1	16,4	17,0	17,5	18,2	18,9	20,0
92	17,4	17,8	18,4	18,9	19,6	20,4	21,6
94	19,2	19,6	20,3	20,8	21,5	22,6	23,5
95	20,1	20,5	21,2	21,8	22,4	23,7	24,5
96	21,0	21,4	22,1	22,8	23,3	24,8	25,5

Fuente: RAMOS, Aulio. p. 418.