



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

**DETERMINACIÓN DE SACAROSA INVERTIDA POR EFECTO DE
RECIRCULACIÓN DE JUGO CLARIFICADO DE CAÑA DE
AZÚCAR, EN UN EVAPORADOR DE PLACAS DE PELÍCULA
DESCENDENTE**

Jennifer Roxanna Ramírez Juárez

Asesorada por el Ingeniero Ludwing Milton Miranda Miranda

Guatemala, enero del 2011

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**DETERMINACIÓN DE SACAROSA INVERTIDA POR EFECTO DE
RECIRCULACIÓN DE JUGO CLARIFICADO DE CAÑA DE
AZÚCAR, EN UN EVAPORADOR DE PLACAS DE PELÍCULA
DESCENDENTE**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA

POR:

JENNIFER ROXANNA RAMÍREZ JUÁREZ

ASESORADO POR EL ING. LUDWING MILTON MIRANDA MIRANDA

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE
INGENIERA QUÍMICA

GUATEMALA, ENERO DE 2011

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	Inga. Alba Maritza Guererro Spínola de López
VOCAL III	Ing. Miguel Angel Dávila Calderón
VOCAL IV	Br. Luis Pedro Ortíz de León
VOCAL V	Agr. José Alfredo Ortíz Herincx
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
EXAMINADORA	Inga. Thelma Maricela Cano Morales
EXAMINADORA	Inga. Dinna Lissette Estrada Moreira
SECRETARIA	Inga. Marcia Ivónne Véliz Vargas

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

Cumpliendo 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 SACAROSA INVERTIDA POR EFECTO DE RECIRCULACIÓN DE JUGO CLARIFICADO DE CAÑA DE AZÚCAR, EN UN EVAPORADOR DE PLACAS DE PELÍCULA DESCENDENTE

El tema fue asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química, con fecha noviembre de 2009.



Jenniffer Roxahna Ramírez Juárez

Guatemala, octubre 18 del 2010.


Ingeniero Williams Álvarez.
Director Escuela Ingeniería Química.
Universidad de San Carlos de Guatemala.
Presente.

Estimado Ingeniero Álvarez:

Es un gusto poder saludarle y a la vez informarle que el Informe Final de trabajo de graduación titulado "DETERMINACIÓN DE SACAROSA INVERTIDA POR EFECTO DE RECIRCULACIÓN DE JUGO CLARIFICADO DE CAÑA DE AZÚCAR EN UN EVAPORADOR DE PLACAS DE PELÍCULA DESCENDENTE" presentado por la estudiante de la carrera de Ingeniería Química JENNIFFER ROXANNA RAMÍREZ JUÁREZ con carnet No. 2006-11047, fue revisado y aprobado en toda su extensión.

Sin otro particular.

Atentamente,



Ing. Ludwing Milton Miranda Miranda.

Colegiado No. 880.

Asesor.



UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

Guatemala, 15 de noviembre de 2010
Ref.EIQ.TG.138.2010

Ingeniero
Williams Guillermo Álvarez Mejía
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería
Presente.

Estimado Ingeniero Álvarez:

Como consta en el Acta TG-462010-B-IF le informo que reunidos los Miembros del Tribunal nombrado por la Escuela de Ingeniería Química, se practicó la revisión del informe final del trabajo de graduación, para optar al título de INGENIERA QUÍMICA a la estudiante universitaria **JENNIFER ROXANNA RAMÍREZ JUÁREZ**, identificada con carné No. **2006-11047**, titulado: **DETERMINACIÓN DE SACAROSA INVERTIDA POR EFECTO DE RECIRCULACIÓN DE JUGO CLARIFICADO DE CAÑA DE AZÚCAR EN UN EVAPORADOR DE PLACAS DE PELÍCULA DESCENDENTE**, el cual ha sido asesorado por el Ingeniero Químico Ludwing Milton Miranda Miranda.

Habiendo encontrado el referido informe final **satisfactorio**, se procede a recomendarle autorice a la estudiante **Ramírez Juárez**, proceder con los trámites requeridos de acuerdo a normas y procedimientos establecidos por la Facultad para su autorización e impresión.

"ID Y ENSEÑAD A TODOS"

Inga. Teresa Lisely de León Arana, M.Sc.
COORDINADORA
Tribunal que revisó el informe final
Del trabajo de graduación



ESCUELA DE
INGENIERIA QUIMICA

C.c.: archivo





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 **JENNIFFER ROXANNA RAMÍREZ JUÁREZ** titulado: **"DETERMINACIÓN DE SACAROSA INVERTIDA POR EFECTO DE RECIRCULACIÓN DE JUGO CLARIFICADO DE CAÑA DE AZÚCAR, EN UN EVAPORADOR DE PLACAS DE PELÍCULA DESCENDENTE"**. Procede a la autorización del mismo, ya que reúne el rigor, la secuencia, la pertinencia y la coherencia metodológica requerida.


Ing. Williams Guillermo Alvarez Mejía; C.Dr.
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química



Guatemala, enero de 2011

Cc: Archivo
WGAM/ale





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 SACAROSA INVERTIDA POR EFECTO DE RECIRCULACIÓN DE JUGO CLARIFICADO DE CAÑA DE AZÚCAR, EN UN EVAPORADOR DE PLACAS DE PELÍCULA DESCENDENTE**, presentado por la estudiante universitaria **Jennifer Roxanna Ramírez Juárez**, procede a la autorización para la impresión del mismo.

IMPRÍMASE.

Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
DECANO



Guatemala, enero de 2011

/cc

ACTO QUE DEDICO A:

- Dios Por regalarme y bendecirme cada día de mi vida y por guiar mis pasos en el cumplimiento de mis metas y sueños.
- Mi madre Rosa Juárez, por el amor, la comprensión, el ejemplo y apoyo incondicional que me ha brindado en todo momento y que me han motivado para alcanzar mis metas.

AGRADECIMIENTOS A:

Mi abuelita

Por su apoyo y cariño incondicional.

Mi tío

José Luis Juárez, por su cariño, sus palabras y su ejemplo.

Mi asesor

Ludwing Milton Miranda Miranda, por su tiempo, apoyo, motivación y comprensión en la realización de este trabajo.

Ingenio Concepción

Por abrirme las puertas y darme la oportunidad de aprender.

Mis amigos

Por ser incondicionales y que con su apoyo y cariño me han enseñado que la amistad no tiene precio.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES	V
LISTA DE SÍMBOLOS	V
GLOSARIO	XI
RESUMEN	XV
ABSTRACT	XVI
OBJETIVOS	XVII
INTRODUCCIÓN	XIX
1 ANTECEDENTES	1
2 MARCO TEÓRICO	3
2.1 Proceso de fabricación del azúcar de caña.	3
2.1.1 Extracción del jugo	3
2.1.2 Clarificación del jugo	4
2.1.3 Evaporación	4
2.1.4 Clarificación de meladura	5
2.1.5 Cristalización	5
2.1.6 Centrifugación	6
2.1.7 Enfriamiento, secado y envasado	6
2.2 Proceso de Evaporación	8
2.2.1 Evaporador de placas	8

2.3	Azúcares	11
2.3.1	Sacarosa	12
2.3.2	Azúcares reductores	13
2.4	Métodos de análisis para jugo de caña	16
2.4.1	Luz polarizada	16
2.4.2	Los principios de la sacarimetría	17
2.4.3	Sacarosa por polarización	17
2.4.5	Pureza	18
2.5	Métodos para determinación de azúcares reductores	19
2.5.1	Prueba de Fehling	19
3	DISEÑO METODOLOGICO	21
3.1	Variables	21
3.1.1	Variables independientes	21
3.1.2	Variables dependientes	22
3.1.3	Parámetro de respuesta	22
3.2	Delimitación del campo de estudio	23
3.3	Recursos humanos disponibles	24
3.4	Recursos materiales disponibles	24

3.5	Técnicas cuantitativas	25
3.5.1	Determinación del brix de jugo	25
3.5.2	Determinación de la pol del Jugo	25
3.5.3	Técnica de azúcares reductores de Fehling	26
3.6	Recolección y ordenamiento de la información	29
3.7	Tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información	30
3.8	Análisis estadístico	34
3.8.1	Determinación tamaño de muestra del trabajo de graduación	34
3.8.2	Determinación de media para datos de muestreo	35
3.8.3	Determinación de errores de muestreo	37
4	RESULTADOS	41
5	INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS	59
	CONCLUSIONES	63
	RECOMENDACIONES	65
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	67
	BIBLIOGRAFÍA	69
	APÉNDICE 1: TABLA DE REQUISITOS ACADÉMICOS	71
	APÉNDICE 2: DATOS CALCULADOS	73

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1. Diagrama de operación de un ingenio azucarero	7
2. Diagrama de flujo del evaporador de placas	10
3. Estructura de la sacarosa	12
4. Estructura de la glucosa	14
5. Estructura de la fructosa	15
6. Comportamiento de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y evaporador de calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 10 l/s a 30 l/s	41
7. Comportamiento de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y evaporador de calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 31 l/s a 51 l/s	42
8. Comportamiento de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y de calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 52 l/s a 72 l/s	43
9. Comportamiento de pureza y azúcares reductores entre la entrada y la salida del evaporador de placas a distintos flujos de recirculación.	44
10. Correlación lineal del diferencial de pureza entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación.	46
11. Correlación lineal del diferencial de azúcares reductores entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación.	47
12. Correlación lineal del diferencial de sólidos Pol entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación.	48

13. Correlación lineal del diferencial de pureza entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 10 a 30 l/s.	49
14. Correlación lineal del diferencial de pureza entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 31 a 51 l/s.	50
15. Correlación lineal del diferencial de pureza entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 52 a 72 l/s.	51
16. Correlación lineal del diferencial de azúcares reductores entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 10 a 30 l/s.	52
17. Correlación lineal del diferencial de azúcares reductores entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 31 a 51 l/s.	53
18. Correlación lineal del diferencial de azúcares reductores entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 52 a 72 l/s.	54
19. Correlación lineal del diferencial de azúcares reductores entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 10 a 30 l/s.	55
20. Correlación lineal del diferencial de sólidos Pol entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 31 a 51 l/s.	56
21. Correlación lineal del diferencial de sólidos Pol entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 52 a 72 l/s.	57
22. Correlación lineal del diferencial de sólidos Pol entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 10 a 30 l/s.	

TABLAS

I.	Media aritmética para brix, Pol, pureza y azúcares reductores en los distintos flujos de recirculación.	36
II.	Varianza de Pureza y Azúcares Reductores para los distintos rangos en el flujo de recirculación.	38
III.	Desviación estándar de pureza y azúcares reductores a distintos rangos de recirculación.	39
IV.	Valores promedio de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 10 l/s a 30 l/s.	41
V.	Valores promedio de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y evaporador de calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 31 l/s a 51 l/s.	42
VI.	Valores promedio de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y evaporador de calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 52 l/s a 72 l/s.	43
VII.	Coeficiente de correlación para figura 9.	44
VIII.	Balance del porcentaje de pérdida de sacarosa para los distintos rangos de flujo de recirculación del evaporador de placas.	45
IX.	Comparación del porcentaje de pérdida de sacarosa entre un evaporador de placas y un evaporador de calandria para los distintos rangos de flujo de recirculación.	45
X.	Coeficiente de correlación para figura 10.	46
XI.	Coeficiente de correlación para figura 11.	47
XII.	Coeficiente de correlación para figura 12.	48

XIII.	Coeficiente de correlación para figura 13.	49
XIV.	Coeficiente de correlación para figura 14.	50
XV.	Coeficiente de correlación para figura 15.	51
XVI.	Coeficiente de correlación para figura 16.	52
XVII.	Coeficiente de correlación para figura 17.	53
XVIII.	Coeficiente de correlación para figura 18.	54
XIX.	Coeficiente de correlación para figura 19.	55
XX.	Coeficiente de correlación para figura 20.	56
XXI.	Coeficiente de correlación para figura 21.	57
XXII.	Brix, pol y pureza de jugo de caña para ciento noventa y cuatro corridas obtenidas durante la etapa de muestreo para el evaporador de placas y de calandria.	73
XXIII.	Azúcares reductores y factor de Fehling para ciento noventa y cuatro corridas de jugo de caña obtenidas durante la etapa de muestreo para el evaporador de placas y de calandria	81
XXIV.	Ton- jugo/hora y Ton-pol/ hora calculadas para ciento noventa y cuatro corridas de jugo de caña obtenidas para el evaporador de placas	94
XXV.	Ton-jugo/hora y Ton-pol/ hora calculadas para ciento noventa y cuatro corridas de jugo de caña obtenidas para el evaporador de calandria.	101

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Significado
Δ	Cambio
U	Coefficiente total de transferencia de calor
G	Gramo
h	Hora
l/s	litro por segundo
\$	Dólar
%	Porcentaje
Ton	Toneladas

GLOSARIO

Albúmina	Cada una de las numerosas sustancias que forman principalmente la clara de huevo. Se halla también, en los plasmas sanguíneo y linfático, en los músculos, en la leche y en las semillas de muchas plantas.
Aldosa	Carbohidrato con grupo funcional aldehído.
Azúcares	Hidratos de carbono. Están compuestos solamente por carbono, oxígeno e hidrógeno. Su característica principal es el sabor dulce.
Cera	Esteres de los ácidos grasos con alcoholes de peso molecular elevado. Se obtienen por esterificación de un ácido graso, con un alcohol monovalente lineal de cadena larga.
Cetosa	Monosacáridos con un grupo cetona por molécula.

Disacárido	Tipo de hidratos de carbono, o carbohidratos, formados por la condensación de dos monosacáridos iguales o distintos mediante enlace O-glucosídico (con pérdida de una molécula de agua).
Floculación	Proceso químico mediante el cual, con la adición de sustancias denominadas floculantes, se agrupan las sustancias coloidales presentes en el agua, facilitando de esta forma su decantación y posterior filtrado.
Fosfato de calcio	Su fórmula es $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$. Producto formado por la sustitución de parte o todo el hidrógeno del ácido fosfórico por el calcio.
Goma	Sustancias resinosas con un alto peso molecular, estructuralmente muy complejas, siempre con carácter ácido.
Índice de refracción	Cantidad que se desvía un rayo de luz al pasar por un medio como el aire, a otro medio, como agua.

Jugo clarificado	Jugo obtenido en la etapa de molienda. Es de carácter ácido, éste se trata con lechada de cal, la cual eleva el pH. La clarificación del jugo se da por sedimentación; los sólidos no azúcares se precipitan en forma de lodo llamado cachaza y el jugo claro queda en la parte superior del tanque. Este jugo sobrante se envía a los evaporadores.
Masa cocida	Cristales (azúcar) resultantes después de la cristalización en los tachos que se obtiene junto con líquido (miel).
Meladura	Líquido que se obtiene luego de la evaporación con una concentración aproximada de sólidos solubles del 55 al 60%.
Monosacáridos	Glúcidos más sencillos, que no se hidrolizan conteniendo de tres a seis átomos de carbono. Su fórmula empírica es $(CH_2O)_n$ donde $n \geq 3$.
Mutorrotación	Fenómeno de isomerización, que ocurre en monosacáridos referido a la rotación que sufre el carbono anomérico al pasar de un confórmero al otro. Puede pasar de un enlace de carbono alfa a uno beta o viceversa.

Vapor de escape

Vapor de la extracción de una turbina, que se obtiene luego de que el vapor directo generado en una caldera realiza un trabajo en la turbina.

Viscosidad

Propiedad de un fluido que tiende a oponerse a su flujo cuando se le aplica una fuerza.

RESUMEN

El presente trabajo de graduación presenta un estudio realizado en un ingenio azucarero para determinar si existe disminución (o pérdida) en la concentración de sacarosa dentro de un evaporador de placas debido al proceso de recirculación de jugo de caña en el mismo evaporador, el cual es utilizado como mecanismo de protección de las placas. Para ello, se llevó a cabo el análisis de pureza y azúcares reductores en jugo de caña.

Después de graficar las variables, se determinó que la pureza disminuye entre la entrada y la salida de cada evaporador y que, por el contrario, los azúcares reductores aumentan en cada etapa; ambos eran los comportamientos esperados para cada una de las variables. Para comprobar si el comportamiento de la pureza y de los azúcares reductores dependía del flujo de recirculación, se graficaron los diferenciales de las variables entre la entrada y salida del evaporador respecto a diferentes flujos volumétricos de recirculación; al realizar el análisis de correlación entre variables se encontró que ninguna de las figuras presentaba, en el coeficiente, un valor mayor a 0.70; por lo que se concluyó que el comportamiento de las variables es independiente del flujo de recirculación.

Para determinar la pérdida de sacarosa se hizo un análisis diferencial de sólidos de sacarosa aparente para ambos evaporadores. Al analizar los resultados se encontró que la pérdida de sacarosa en un evaporador de calandria (que por diseño no cuenta con recirculación), es mayor que la pérdida en un evaporador de placas. De esta manera se comprobó que la pérdida de sacarosa en un evaporador de placas de película descendente es independiente del flujo de recirculación y que el comportamiento se atribuye a causas ajenas al estudio.

ABSTRACT

This graduate work presents a study in a sugar mill to determine if any decline (or loss) in the sucrose concentration in a plate evaporator through the process of recirculation of cane juice in the same evaporator which is used as a protective mechanism of the plates. For that purpose, was made an analysis of purity and reducing sugars in sugarcane juice.

By plotting the variables at different stages of sampling, was found that the purity decreases between the inlet and outlet of each evaporator and that the reducing sugars increases in each stage; these were the expected behaviors for each of the variables. To check the behavior of the purity and reducing sugars depended on the recirculation flow, was plotted the differential between the inlet and outlet of the evaporator for each of these variables over different recirculation flows. However, when performing the correlation analysis between variables was found that none of the graphs presented in the coefficient, a value greater than 0.70, indeed, all were less than 0.2 it was concluded that the behavior of the variables is independent of recirculation flow.

To determine the loss of sucrose, an analysis of loss by the difference of apparent sucrose solids at the entrance and exit of both the plate and the *calandria* evaporator was made. The analysis in the results showed that the loss of sucrose in a *calandria* evaporator (which by design has no recirculation), is greater than the loss in a plate evaporator. Thus it was found that the loss of sucrose in a plate evaporator is independent of recirculation flow, and losses of sucrose are attributed to other causes beyond the objective of this study.

OBJETIVOS

General:

Evaluar el comportamiento de la concentración de sacarosa aparente (pol) y azúcares reductores, a distintos flujos volumétricos de recirculación de jugo, en el evaporador de placas de película descendente y comparar con el comportamiento de la concentración sacarosa aparente (pol) y de azúcares reductores en un evaporador de calandria.

Específicos:

1. Determinar el comportamiento en la concentración de sacarosa aparente (pol), mediante el análisis de la pureza y de los azúcares reductores en el jugo clarificado de un evaporador de placas de película descendente, en un ingenio azucarero.
2. Determinar el comportamiento en la concentración de sacarosa aparente (pol), mediante el análisis de la pureza y de los azúcares reductores, en el jugo clarificado de un evaporador de calandria, en un ingenio azucarero.
3. Evaluar el costo que representa la pérdida de sacarosa, en el jugo evaporado en un evaporador de placas de película descendente, por efecto de recirculación.

INTRODUCCIÓN

La sacarosa en el jugo y la celulosa en la fibra son los dos principales constituyentes químicos de la caña de azúcar; cada uno de ellos está compuesto de azúcares simples. Los azúcares simples, glucosa (dextrosa) y fructosa (levulosa) se encuentran también sin formar cadenas en la caña de azúcar, por lo general, en cantidades menores que la sacarosa. La producción de azúcar a partir del jugo de la caña de azúcar se basa en la capacidad que tiene la sacarosa de cristalizar, a partir de una meladura espesa, mientras que la glucosa y la fructosa permanecen disueltas.

Dentro de la industria azucarera de Guatemala, en un ingenio con una capacidad de molienda de 8500 TM, se cuenta en el primer efecto de la evaporación, con un evaporador de dos módulos de placas de película descendente. El ensamble de placas es semejante a intercambiadores de calor de placas, pero son equipados con grandes espacios para el flujo de vapor. En estas unidades, una placa para jugo y una placa para vapor son conectadas de forma alterna. El espacio para el jugo es diseñado para una distribución uniforme de líquido sobre la superficie de la placa y una baja caída de presión en la fase de vapor.

Para evitar la carbonización del jugo dentro del evaporador se requiere de un flujo mínimo de entrada de líquido dentro de las placas, el cual se regula, a través de la línea de recirculación del jugo. El presente estudio, buscaba determinar el comportamiento de la sacarosa dentro del evaporador de placas y evaluar si este comportamiento dependía directamente del flujo volumétrico de recirculación.

Luego de analizar los resultados, se concluyó en que el comportamiento de la pureza y de los azúcares reductores, indicadores del comportamiento de sacarosa, es independiente del flujo de recirculación en el evaporador de placas, al no presentarse una correlación adecuada para ninguna de las dos variables. Además, cuando se comparó el porcentaje de la pérdida de sacarosa, entre la entrada y la salida de los evaporadores, se llegó a determinar que ésta era mayor para el evaporador de calandria, el cual, por diseño, no cuenta con una línea de recirculación de jugo.

1 ANTECEDENTES

La mayor parte de análisis de sacarosa realizados a distintos productos como materias primas, han sido elaborados por ingenieros Agrónomos y Licenciados en Química Farmacéutica. Sin embargo, ninguno ha realizado un análisis de la cantidad de sacarosa invertida en el jugo de caña.

La investigación que mayor información brinda sobre el análisis de sacarosa invertida fue realizado por el **Ingeniero Químico Luis Carlos Jeréz López**, cuyo trabajo de graduación se titula: *Control de la inversión de la sacarosa en el proceso de elaboración de jarabe simple de bebidas carbonatadas*. En su tesis el ingeniero Jeréz López, mediante la prueba de Fehling, al azúcar ya procesada analizada y enviada una empresa de bebidas carbonatadas para determinar la pureza del azúcar. Además midió la cantidad de azúcar invertido, por las condiciones de trabajo a la que se realiza el jarabe simple.

En el año 1996, la Licenciada Química Farmacéutica, Ivette Cristina Lima Portillo, realizó la tesis: *Comparación de dos métodos para cuantificar sacarosa y determinación del contenido de la misma en azúcar de consumo local*, en la cual se presenta una comparación entre el método de Fehling y HPLC aplicado a la determinación de concentración de azúcares reductores, concluyendo con el método que brinda mayor precisión en los resultados obtenidos.

En el año 2004, el Licenciado Químico Farmacéutico, Douglas Eugene Marroquín Reyes, presentó la tesis: *Determinación de sacarosa en bebidas carbonatadas*, en la cual se realizaron cuantificaciones de los niveles de sacarosa presentes en las bebidas carbonatadas más consumidas en Guatemala, mediante la medición del índice de refracción y por el método directo descrito en la Metodología Oficial de la *Association of Official Analytical Chemist (AOAC)*, con el objetivo de verificar si los niveles de sacarosa cumplen con lo especificado en la norma NGO 34 154 de las Normas COGUANOR.

En el año 2006 el Ingeniero Agrónomo, Ronald Giovanni Pocasangre García, realiza la tesis: *Determinación de la relación existente entre la concentración de sacarosa con respecto a la concentración de diferentes compuestos químicos presentes en el jugo de caña de azúcar en 5 variedades*, la cual tiene como objetivo determinar la relación de la sacarosa respecto a otros compuestos químicos presentes en la caña de azúcar, durante el crecimiento de la misma.

2 MARCO TEÓRICO

2.1 Proceso de fabricación del azúcar de caña

2.1.1 Extracción del jugo

La extracción del jugo moliendo caña entre pesados rodillos o mazas constituye la primera etapa del procesamiento del azúcar. Primero, la caña se prepara para la molienda mediante picadoras de caña giratorias que cortan los tallos en pedazos pequeños, mediante molinos de martillos que desmenuzan la caña pero no extraen el jugo. El molino consta de unidades múltiples que utilizan combinaciones de tres rodillos, a través de los cuales pasan sucesivamente la caña exprimida o bagazo. Para ayudar a la extracción del jugo se aplican aspersiones de agua o jugo diluido sobre la capa de bagazo, según sale de cada unidad de molienda. Lo anterior contribuye a extraer por lixiviación el azúcar. La molienda eficiente extrae más del 95% del azúcar contenido en la caña y este porcentaje se conoce como extracción de sacarosa o Pol de extracción.

El bagazo final que sale del último molino contiene el azúcar no extraído; este material pasa por lo general a las calderas como combustible para la generación de energía eléctrica.

2.1.2 Clarificación del jugo

El jugo color verde oscuro procedente de los molinos es ácido y turbio. El proceso de clarificación cuyo objetivo principal es remover las impurezas tanto solubles como insolubles, emplea en forma universal cal y calor como agentes clarificantes. La solución de cal neutraliza la acidez natural del jugo, formando sales insolubles de calcio, en su mayor parte fosfatos de calcio. El calentamiento del jugo alcalizado hasta el punto de ebullición o ligeramente arriba coagula la albúmina y algunas grasas, ceras y gomas; el precipitado así formado atrapa los sólidos en suspensión al igual que las partículas más finas.

Los lodos se separan del jugo clarificado mediante sedimentación y se filtran en tambores rotativos de filtración. El jugo filtrado regresa al proceso o pasa directamente al jugo clarificado y la cachaza regresa para ser utilizada como fertilizante. El jugo clarificado transparente y de un color parduzco pasa a los evaporadores sin tratamiento adicional.

2.1.3 Evaporación

El jugo clarificado, presenta más o menos la misma composición que el jugo extraído, excepto las impurezas precipitadas por el tratamiento con cal, contiene aproximadamente 85% de agua. Dos terceras partes del agua se evaporan en evaporadores de múltiple efecto, los cuales consisten en una sucesión de celdas de ebullición, dispuestos en serie de manera que cada cuerpo subsiguiente tiene un grado de menor presión y, por consiguiente, hierve a una temperatura más baja. Los vapores de un cuerpo hacen hervir de esta manera el jugo contenido en el siguiente cuerpo. Mediante este sistema, el vapor introducido realiza una evaporación de múltiple efecto.

El vapor del cuerpo final pasa a un condensador de agua. La meladura sale en forma continua del último efecto con aproximadamente 65% de sólidos y 35% de agua.

2.1.4 Clarificación de meladura

En este caso, se añade a la meladura cal y ácido fosfórico, luego se aérea junto con la adición de un electrolito (polímero floculante). A continuación la meladura floculada se pasa directamente a un clarificador en donde se eliminan las impurezas por flotación.

2.1.5 Cristalización

La cristalización tiene lugar en tachos al vacío de simple efecto, donde la meladura se evapora hasta quedar saturado de azúcar. En este momento se añaden semillas a fin de que sirvan de núcleos para los cristales de azúcar, y se añade más meladura según se evapora el agua. El crecimiento de los cristales continúa hasta que se llena el tacho.

Bajo la vigilancia de un tachero experto, los cristales originales crecen sin que se formen cristales adicionales, de manera que, cuando el tacho está totalmente lleno todos los cristales tienen el tamaño deseado. Los cristales y la meladura forman una masa densa conocida como masa cocida; a continuación la templa se descarga por medio de una válvula de pie a un mezclador.

2.1.6 Centrifugación

La masa cocida proveniente del mezclador o del cristalizador se lleva a máquinas giratorias llamadas centrífugas en donde se realiza la separación de cristales de la miel que los contiene.

2.1.7 Enfriamiento, secado y envasado

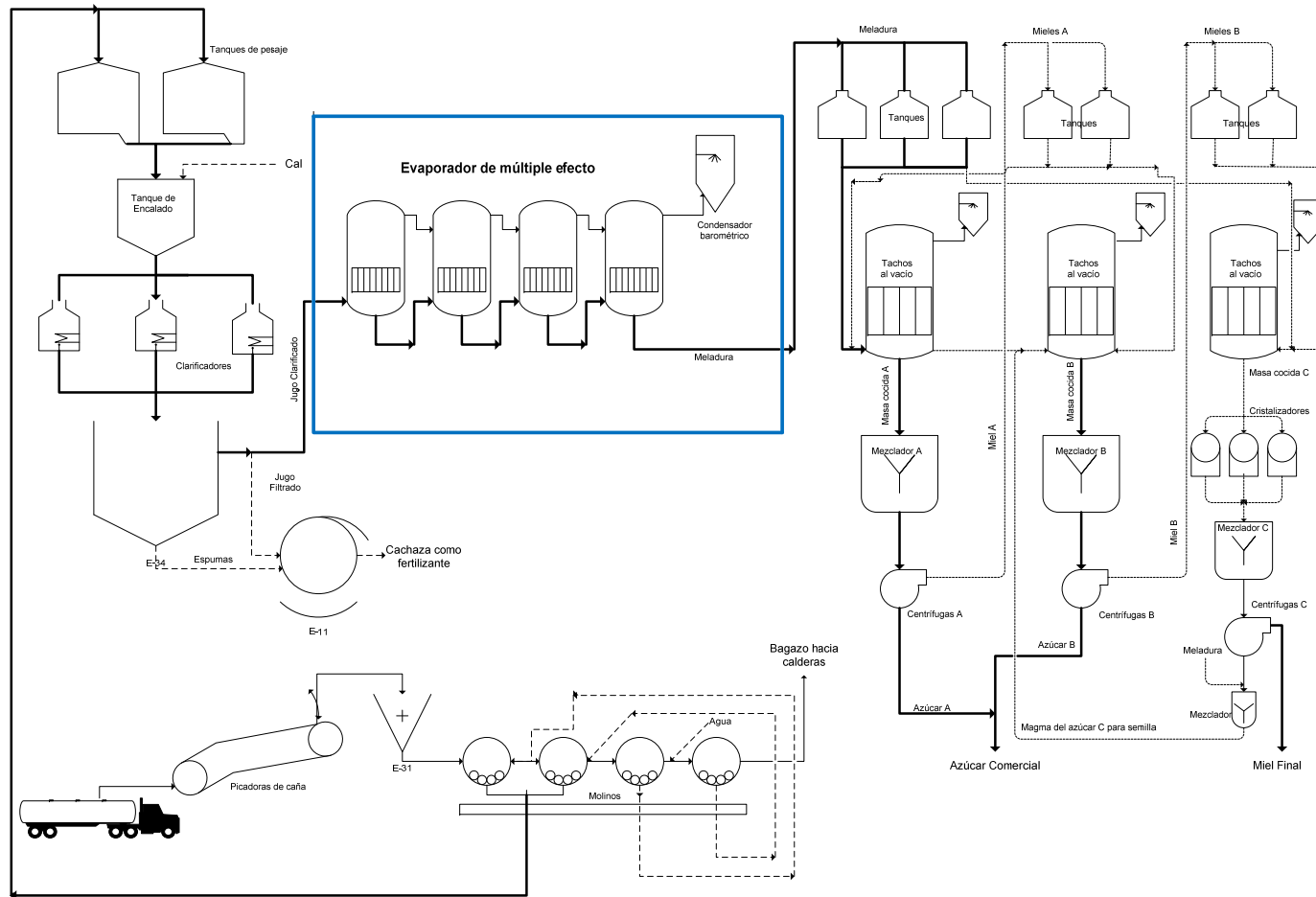
Los azúcares húmedos que descargan las centrífugas contienen 1% de humedad aproximadamente, y se transportan a tolvas distribuidoras situadas arriba de los granuladores, mediante elevadores de cangilones. El azúcar pasa ahora a través de los granuladores para proceder al secado.

El secador es el que separa los cristales uno de otro, se encuentra ligeramente inclinado con respecto a la horizontal en dirección al extremo de descarga y en su interior contiene una serie de entrepaños para levantar el azúcar y dejarlo caer, permitiendo que lo atraviese el aire caliente a medida que gira.

Al salir el azúcar del secador, pasa a un enfriador el cual trabaja de la misma manera, con la diferencia que el aire de trabajo se encuentra a temperatura ambiente. Al salir del secador el azúcar debe estar relativamente frío, preferiblemente por debajo de los 110°C.

Luego de enfriado el azúcar, este pasa a la tolvas por medio de un elevador, de las cuales, al salir el azúcar cae en los sacos en donde se envasa el azúcar.

Figura 1. Diagrama de operación de un ingenio azucarero



Fuente: (Chen C.P., James, pág. 74) ^[1]

^[1]: Referencia 1

2.2 Proceso de evaporación

La evaporación del jugo clarificado se realiza por lo general en evaporadores de calandra, pero también existen otras opciones como lo son los evaporadores de placas de película descendente.

Previo al sistema de múltiple efecto, los jugos se calientan en los intercambiadores de calor o precalentadores con condensados calientes, vapores de expansión, vapores vegetales de las etapas de la estación de evaporación y vapor de escape de las turbinas.

El número de etapas de calentamiento desde la extracción del jugo hasta la estación de evaporación varía de caso en caso. La temperatura del medio de calefacción es elegida de acuerdo a la temperatura del jugo, de modo que el calentamiento ocurra con diferencias pequeñas de temperatura. Esto tiene como consecuencia superficies de intercambio relativamente grande.

2.2.1 Evaporador de placas

La serie estándar de evaporadores de placas están constituidos por varias láminas delgadas corrugadas o con hoyuelos. Las placas tienen orificios o lumbreras en las esquinas, a fin de proveer el patrón de flujo que se desee. El arreglo de la junta de cada placa distribuye el medio caliente y frío en canales de flujo alternados a través de los módulos de placas.

Los evaporadores de placas, en virtud de la delgada película de líquido en cada paso, poseen valores en el coeficiente total de transferencia de calor (U) muy elevados. Al comparar los evaporadores de placa con los de calandria, se hallaron ventajas como un requerimiento mucho menor de superficie para el mismo programa de evaporación calefacción.

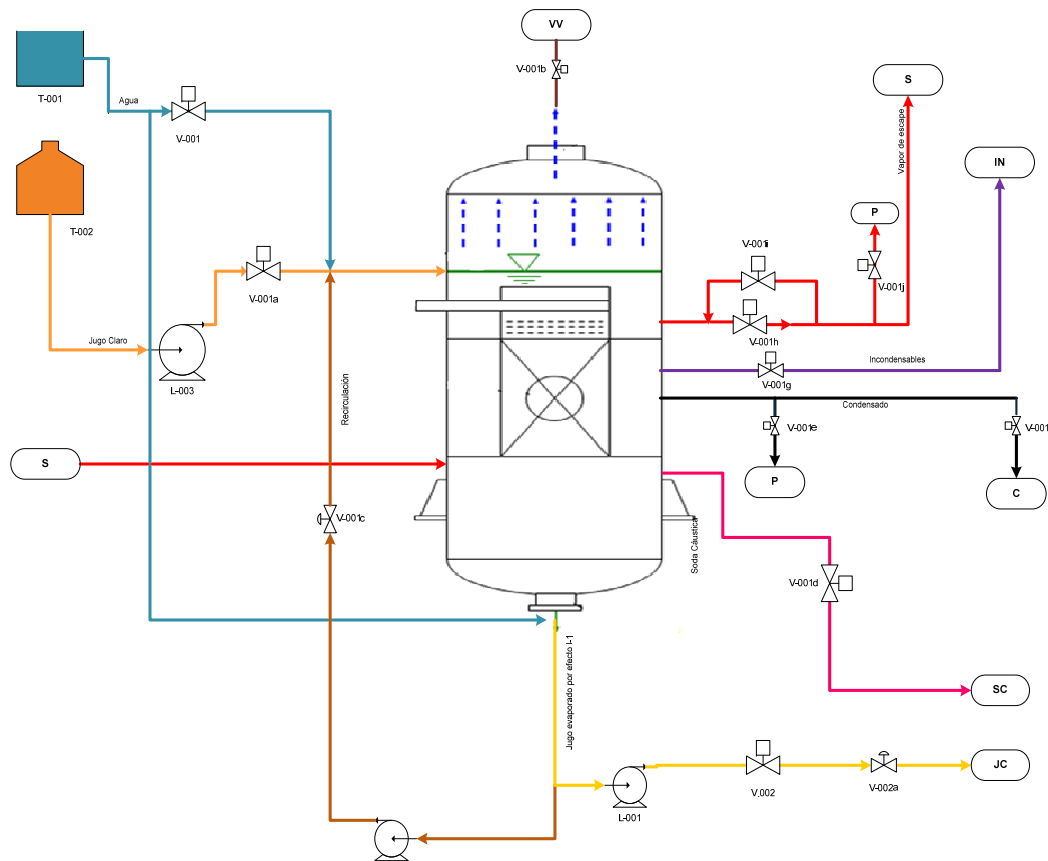
Al operar los evaporadores tipo placa, se debe tener cuidado de que no se excedan los límites de presión y temperatura. Las unidades de este tipo tienen capacidad para soportar presiones de hasta 300 lb/pulg² manométrica, pero la mayoría de las unidades están diseñadas para 85 a 140 lb/pulg² manométricas.

Algunas características del evaporador de placas son:

- a) Compactos: con una gran superficie de intercambio y las placas en conjunto proporcionan una mayor eficiencia térmica requiriendo menor espacio de instalación.
- b) Alto rendimiento térmico: Precisión de intercambio y mayor superficie de intercambio térmico, y el resultado es una gran transferencia térmica.
- c) Seguridad: ausencia de contaminación entre circuitos debido al sellado independiente de ambos mediante las juntas de estanqueidad.
- d) Livianos: su diseño proporciona más fácil manipulación en planta, embarque y seguridad de uso en la instalación.
- e) Mínima corrosión y desgaste de materiales.

Su mayor desventaja es que necesita un flujo mínimo de entrada para evitar daño a las placas.

Figura 2. Diagrama de flujo del evaporador de placas



LISTA DE EQUIPOS	
Equipo	Descripción
E-001	Evaporador de placas
T-001	Tanque de agua
T-001	Tanque de jugo claro
L-001	Bomba centrífuga de jugo
L-002	Bomba centrífuga de recirculación
L-003	Bomba centrífuga de jugo claro
V-004	Válvula de mariposa

LISTA DE SERVICIOS	
Equipo	Descripción
VV	Vapor vegetal I
S	Vapor de escape
P	Purgas
IN	Incondensables
C	Condensados
SC	Soda cáustica
JC	Jugo claro

2.3 Azúcares

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.

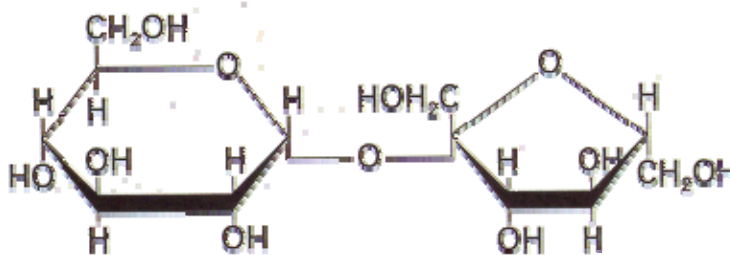
Presentan en todos sus carbonos un grupo hidroxilo (-OH) excepto en uno, en el cual lleva un grupo carbonilo (-C=O). Si el grupo carbonilo se encuentra al final de la cadena el monosacárido es un aldehído, y se denomina *aldosa*. Si se encuentra en un carbono secundario es una cetona, y se llama *cetosa*. 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.

2.3.1 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 de carbono anomérico libre; los de ambas hexosas se hallan unidos entre sí. La sacarosa, por tanto, no experimenta mutrorrotación ni es un azúcar reductor. Se hidroliza con más facilidad que los otros disacáridos. La hidrólisis de la sacarosa a D-glucosa y 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 de la Sacarosa



Fuente: (Morrison, Robert, pág. 1308) ^[2]

2.3.2 Azúcares reductores

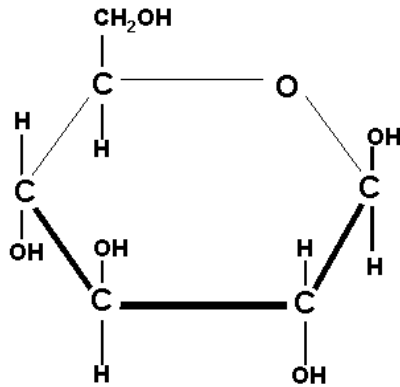
Algunos azúcares tienen la propiedad de oxidarse en presencia de agentes oxidantes suaves como el ion Fe^{+3} o Cu^{+2} . Esta característica radica en la presencia de un grupo carbonilo libre, el cual es oxidado y genera un grupo carboxilo. Por lo tanto, aquellos azúcares con un grupo carbonilo libre 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.

2.3.2.1 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 $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ 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.

Figura 4. Estructura de la glucosa



Fuente: (Morrison, Robert, pág. 1284) ^[3]

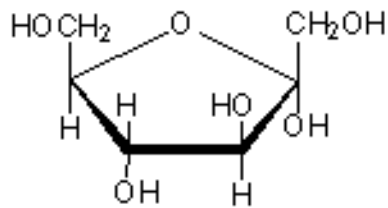
La glucosa se presenta en solución en tres formas y todas pueden aparecer al mismo tiempo. La cadena tiene libre el grupo aldehído y reduce una solución alcalina de sales cúpricas, dando positiva la prueba para los azúcares reductores. Las soluciones de glucosa muestran mutrorrotación, lo que quiere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

2.3.2.2 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.

Figura 5. Estructura de la fructosa



Fuente: (Murray, Robert. 159 pp) ^[5]

2.4 Métodos de análisis para jugo de caña.

2.4.1 Luz polarizada ^[5]

La luz ordinaria es una onda electromagnética cuyo vector eléctrico oscila en todas las direcciones en ángulo recto a la dirección de propagación. Por lo tanto, un rayo de luz ordinaria está compuesto de vibraciones que se propagan en un número infinito de planos. Por medio de varios dispositivos ópticos es posible lograr que un rayo de luz vibre sólo en un plano. Tal luz se dice que está polarizada o más específicamente polarizada en un plano al que se le llama plano de polarización.

Muchas sustancias, incluyendo las soluciones de sacarosa y otros azúcares, tienen la propiedad de hacer girar el plano de polarización. El ángulo de rotación del plano de polarización puede ser medido con instrumentos ópticos adecuados, y el análisis de azúcares por métodos ópticos emplea la medición del ángulo de rotación.

Puesto que la sacarosa hace girar el plano de polarización en el sentido de las manecillas del reloj, se le denomina un azúcar dextrorrotatorio o dextrógiro; la dextrosa también desvía el plano de luz a la derecha. La levulosa hace girar el plano de polarización a la izquierda por lo que se dice que es un azúcar levorrotatorio o levógiro.

2.4.2 Los principios de la sacarimetría ^[7]

Cuando un rayo de luz polarizada pasa a través de una solución de cualquier azúcar, la rotación varía con la concentración de la solución, la longitud de celda, la longitud de onda de la luz, la temperatura, el peso y el volumen y la fuente de luz son estándar. Al medir la rotación en estas condiciones constantes se determina la concentración del azúcar presente, sujeto a lo previamente dicho sobre las mezclas de varios azúcares. Dicho de otra manera, la rotación es una medida precisa de la concentración de sacarosa en una muestra, siempre y cuando no estén presentes otras sustancias ópticas.

2.4.3 Sacarosa por polarización

Se define Pol al valor determinado por polarización directa o sencilla de la solución de peso normal en un sacarímetro. El término se usa como sustancia verdadera en los cálculos. Debido a su sencillez y conveniencia, se entiende generalmente, que polarización indica la operación o el procedimiento, y pol el resultado obtenido. Actualmente se utilizan expresiones como libras de pol, toneladas de pol, etc.

2.4.4 Brix

El grado brix representa el porcentaje en peso de la sacarosa en una solución de azúcar pura. Se acostumbra considerar el grado Brix como el porcentaje de materia sólida, o sólidos totales, disueltos en un líquido, aunque esto es solamente cierto en las soluciones de azúcar puro. El grado brix, se puede determinar mediante un aerómetro o mediante un refractómetro.

^[7]: Referencia 1, pág. 687.

Cuando los sólidos totales se determinan mediante un refractómetro, resulta que el índice de refracción de una solución de sacarosa pura es una medida del contenido de sacarosa, y así como el brix se amplía por conveniencia para que indique los sólidos distintos de la sacarosa pura de las soluciones, así las lecturas de los refractómetros se utilizan como una indicación de los sólidos presentes en las soluciones impuras.

2.4.5 Pureza

La pureza de un producto de azúcar es el azúcar de caña que contiene, en porcentaje sobre la materia sólida. Ya que el azúcar se puede expresar como pol o como sacarosa, y el contenido de sólido se puede expresar como brix, es por ello que la pureza se puede expresar de distintas formas:

- a. Pureza aparente: es conocida simplemente como “pureza” y es la relación de la pol respecto del brix. Es utilizada para trabajo en ingenios, refinerías y fábricas de azúcar.
- b. Pureza al refractómetro –pol: los sólidos al refractómetro se sustituyen en lugar del brix.
- c. Pureza Verdadera: pureza que se calcula comparando la sacarosa sobre el porcentaje de sólidos por desecación.

2.5 Métodos para determinación de azúcares reductores

2.5.1 Prueba de Fehling

Los azúcares que dan resultados positivos con las soluciones de Tollens, Benedict o Fehling se conocen como azúcares reductores, y todos los carbohidratos que contienen un grupo hemiacetal o hemicetal dan pruebas positivas. Los carbohidratos que solo contienen grupos acetal o cetal no dan pruebas positivas con estas soluciones y se llaman azúcares no reductores.

El poder reductor que pueden presentar los azúcares proviene de su grupo carbonilo, que puede ser oxidado a grupo carboxilo con agentes oxidantes suaves. Si el grupo carbonilo se encuentra combinado no puede presentar este poder reductor.

Este ensayo se trata de una reacción redox en la que el grupo aldehído (reductor) de los azúcares es oxidado a grupo ácido por el Cu^{+2} que se reduce a Cu^+ . Tanto los monosacáridos como los disacáridos reductores reaccionan con el Cu^{+2} dando un precipitado rojo de óxido cuproso.

La reacción tiene lugar en medio básico por lo que es necesario introducir en la reacción tartrato sódico-potásico para evitar la precipitación del hidróxido cúprico. La prueba de Fehling no es específica, ya que otras sustancias dan reacción positiva como por ejemplo los fenoles.

3 DISEÑO METODOLÓGICO

El presente trabajo de graduación es una investigación de tipo experimental exploratoria. Para cumplir los objetivos propuestos se llevó a cabo la siguiente metodología.

3.1 Variables

3.1.1 Variables independientes

3.1.1.1 Flujo volumétrico de entrada al evaporador de placas: flujo que no se controla mecánicamente pero cuyo valor es utilizado para realizar el balance económico.

3.1.1.2 Flujo volumétrico de recirculación: este parámetro es regulado, mediante la apertura, en distintos porcentajes, de la válvula que permite el ingreso del jugo por la línea. El objetivo principal de esta variación es determinar la pureza y el porcentaje de azúcares reductores en la entrada y salida del evaporador de placas para distintos flujos y evaluar su comportamiento respecto a esta variable.

3.1.2 Variables dependientes

3.1.2.1 Brix: variable que da una medida de los cantidad de sólidos disueltos en el jugo clarificado y cuyo análisis se lleva a cabo en el refractómetro. Este parámetro es utilizado para el cálculo de la pureza del jugo.

3.1.2.2 Pol: variable que se define como una medida de sacarosa aparente en el jugo clarificado. Su análisis se lleva a cabo en el polarímetro. Este parámetro también es utilizado para el cálculo de la pureza del jugo.

3.1.2.3 Porcentaje de azúcares reductores de entrada: cantidad de glucosa y fructosa presentes en el jugo clarificado previo a la entrada de los evaporadores de análisis.

3.1.2.4 Porcentaje de azúcares reductores de salida: cantidad de glucosa y fructosa presentes luego su concentración a través del evaporador que se analiza.

3.1.3 Parámetro de respuesta

3.1.3.1 Pureza: se obtiene a través de la división de la pol dentro del brix y permite determinar qué cantidad de los sólidos totales del jugo está representado por la “sacarosa”. Para la producción de azúcar es deseable una pureza alta y esta debe conservarse a través del proceso.

3.1.3.2 Diferencia entre azúcares reductores de entrada y salida: cálculo que se realiza para lograr la comparación entre los azucares reductores de entrada y salida de los evaporadores.

3.1.3.3 Pérdida de sacarosa (Ton-pol/hora): determinado a través de un balance de pol dentro de los evaporadores, permite determinar la pérdida de sacarosa y mejorar la comparación de resultados entre evaporadores.

3.2 Delimitación del campo de estudio

La investigación se llevó a cabo dentro de la industria azucarera del país, específicamente el Ingenio Concepción ubicado en finca Concepción, municipio de Escuintla, departamento de Escuintla.

Se trabajó tomando ciento noventa muestras de jugo clarificado en la línea de entrada y de salida de los evaporadores de placas y de calandria.

A cada muestra se le calculó la pureza y el porcentaje de azúcares reductores tanto a la entrada como a la salida de dos evaporadores; con el objetivo de determinar el comportamiento de las variables respecto al flujo volumétrico de recirculación y determinar si existe pérdida de sacarosa por inversión o degradación térmica debido a esta acción.

3.3 Recursos humanos disponibles

3.3.1 Investigador: Jenniffer Roxanna Ramírez Juárez.

3.3.2 Asesor: Ing. Ludwing Milton Miranda Miranda.

3.3.3 Sujeto: Muestras de jugo obtenidas del evaporador de placas de película descendente durante el período de zafra 2009-2010.

3.4 Recursos materiales disponibles

3.4.1 Cristalería:

3.4.1.1 Beakers de 250 ml.

3.4.1.2 Balones aforados de 200 ml.

3.4.1.3 Erlenmeyers.

3.4.1.4 Agua desmineralizada filtrada.

3.4.1.5 Termómetro con escala - 10 a 110°C.

3.4.1.6 Bureta de 50 ml.

3.4.1.7 Cápsula de Pesaje.

3.4.1.8 Pizeta.

3.4.1.9 Gotero.

3.4.1.10 Tubo de Polarizar 200 mm.

3.4.1.11 Embudos.

3.4.2 Equipo:

3.4.2.1 Estufa magnética.

3.4.2.2 Balanza analítica.

3.4.2.3 Papel filtro calibre 67.

3.4.2.4 Refrigerador.

3.4.2.5 Polarímetro.

3.4.2.6 Refractómetro.

3.4.3 Reactivos:

- 3.4.3.1 Sulfato cúprico pentahidratado ($\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$)
- 3.4.3.2 Tartrato de sodio y potasio tetrahidratado
- 3.4.3.3 Hidróxido de sodio.
- 3.4.3.4 Azul de metileno.
- 3.4.3.5 Acetato de Plomo.
- 3.4.3.6 Oxalato de potasio.
- 3.4.3.7 Glucosa.
- 3.4.3.8 Fructosa.
- 3.4.3.9 Octapol.

3.5 Técnicas Cuantitativas

3.5.1 Determinación del Brix de jugo

3.5.1.1 Procedimiento

- 3.5.1.1.1 Lavar el prisma del refractómetro con abundante agua y secar.
- 3.5.1.1.2 Agregar de 1 a 2 ml de agua y comprobar el cero del refractómetro con una precisión del ± 0.05 .
- 3.5.1.1.3 Agregar de 1 a 2 ml de muestra de jugo, tapar y tomar lectura.

3.5.2 Determinación de la Pol del Jugo

3.5.2.1 Procedimiento

- 3.5.2.1.1 Pesar en un cápsula de pesaje 5 ± 0.1 gramos de Octapol y 52 ± 0.1 gramos de jugo. Mezclar.
- 3.5.2.1.2 Trasvasar la solución a un balón de 200 ml, lavar la cápsula, agregando los lavados al balón, homogenizar y aforar con agua. Filtrar.

3.5.2.1.3 Lavar el tubo de polarizar. Agregar agua desmineralizada, evitando las burbujas y comprobar el cero del polarímetro.

3.5.2.1.4 Agregar la solución filtrada, de igual manera como se realizó con el agua e introducir al polarímetro. Tomar la lectura.

3.5.2.2 Expresión de resultados

$$\text{Pureza} = \frac{\text{Pol}}{\text{Brix}} \quad (\text{Ecuación No. 1})$$

3.5.3 Técnica de azúcares reductores de Fehling

3.5.3.1 Procedimiento

3.5.3.1.1 Pesarse 80 gramos de la muestra de jugo evaporado y se transfiere a un balón de aforo de 200 ml.

3.5.3.1.2 Agregar cinco mililitros de solución de subacetato de plomo líquido y cinco mililitros de solución de oxalato de fosfato, luego aforar a 200 ml con agua destilada.

3.5.3.1.3 Se filtra esta solución utilizando papel filtro calibre 67.

3.5.3.1.4 El filtrado obtenido se transfiere a una bureta de 50 ml.

3.5.3.1.5 Por aparte, se prepara en un erlenmeyer una mezcla de 5 ml de solución de sulfato de cobre (solución A) y 5 ml de tartrato de sodio y potasio (solución B) con 25 ml de agua destilada y se pone a calentar la mezcla. Adicionar de 10 a 15 ml de la solución de la bureta.

3.5.3.1.6 Se continúa con el calentamiento del erlenmeyer y se deja hervir de 2 a 3 minutos para eliminar el oxígeno

disuelto posteriormente, se le agregan tres gotas de azul de metileno al 1%.

3.5.3.1.7 Después de agregar el azul de metileno al 1% esperar un minuto, luego se le sigue adicionando la solución contenida en la bureta, hasta que la solución contenida en el erlenmeyer tome un color ladrillo. Se anotan los mililitros consumidos en la bureta.

3.5.3.2 Expresión de resultados

$$\%AR = \frac{f * V * 100}{M * ml_{Gastados}} \quad (\text{Ecuación No. 2})$$

Donde:

%AR = Porcentaje de azúcares reductores

f = Factor de Fehling

V = Volumen de aforo

M = Masa de muestra

ml_{Gastados} = Mililitros utilizados en la titulación

3.5.3.3 Determinación del factor de Fehling

Para realizar la determinación de azúcares reductores en el jugo de caña por el método de Fehling, se necesita determinar el factor de Fehling el cual se utiliza en el cálculo de porcentaje de azúcares reductores. Para esto se requiere de una solución "A" (solución de sulfato de cobre), una solución "B" (solución de hidróxido de sodio y sal de Rochelle), una solución etanólica de azul de metileno al 1.0%, una solución de glucosa al 0.2% (glucosa anhidra).

- a. Se miden 5 ml de solución “A”, 5 ml de solución “B”, y 25 ml de agua desmineralizada, los que se transfieren a un erlenmeyer de vidrio de 250 ml.
- b. En una bureta de 50 ml se coloca la solución de glucosa al 0.2%.
- c. Se procede a calentar el erlenmeyer con las soluciones “A” y “B”, adicionar 20 ml de la solución de glucosa contenida en la bureta.
- d. Se continúa calentando el erlenmeyer, se deja hervir por 2-3 minutos para eliminar el oxígeno disuelto, luego agregar tres gotas de solución de azul de metileno al 1%.
- e. Pasado un minuto después de agregarle el azul de metileno se le continúa agregando la solución de glucosa contenida en la bureta hasta que la solución del erlenmeyer tome un color ladrillo. Anotar los mililitros gastados de la solución de glucosa.

3.5.3.3.1 Forma de Cálculo

$$\text{Factor de Fehling} = \frac{\text{ml gastados de glucosa} * 0.2}{100} \quad (\text{Ecuación No. 3})$$

En el caso de este trabajo de graduación, al calcular el factor de Fehling se obtuvieron los valores presentados en la tabla VIII Apéndice I, los cuales fueron utilizados en el cálculo de azúcares reductores.

3.6 Recolección y ordenamiento de la información

Antes de iniciar el proceso de análisis, se tomaron las muestras a las cuales se les aplicaría el método para obtener el resultado deseado. Esto se llevó a cabo con la toma directa de las mismas de la línea de entrada de jugo clarificado, de salida de jugo del evaporador de placas y de la salida del evaporador de calandria.

A partir de este paso se dio inicio el análisis de las muestras dentro de las instalaciones del laboratorio, tomando en cuenta las temperaturas y tiempos de calentamiento y una vez obtenidos los datos se recolectaron en tablas para establecer el comportamiento de la sacarosa según el flujo de recirculación al que se esté trabajando.

Los datos obtenidos se encuentran en el apartado de datos calculados, Apéndice I, tablas VII y VIII.

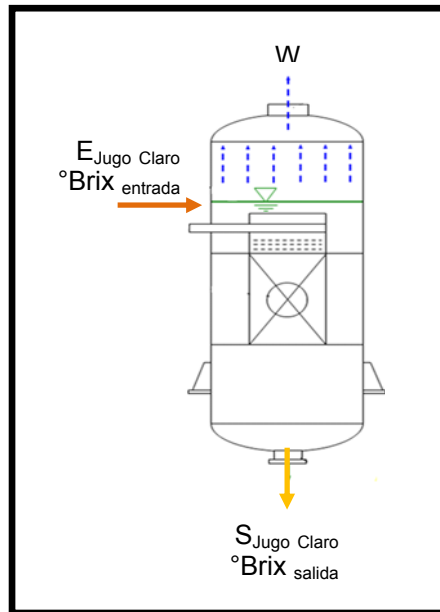
3.7 Tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información

Una vez obtenido el porcentaje de azúcares reductores y de pureza se graficaron los valores para los rangos de recirculación establecidos y de esta manera establecer un comportamiento.

De esta manera se mejora el análisis de resultados.

Luego de obtener los datos de azúcares reductores y hacer su análisis respectivo, se determinaron las toneladas de sólidos (Ton-pol/ hora) de sacarosa perdida y luego se debía iniciar con el balance económico, dado que el comportamiento en la disminución en la concentración de sacarosa es independiente del flujo de recirculación, ya no fue necesario realizar el balance económico. Sin embargo, se presenta la forma en la que se realiza el balance económico.

1. Balance de masa para determinación del flujo de salida del evaporador.



De acuerdo al diagrama, primero se determinará el porcentaje de evaporación, es decir, la cantidad de agua que se eliminó por medio de la evaporación:

- Porcentaje de evaporación:

$$\% \text{Evaporación} = \frac{(\text{Brix}_{\text{Salida}} - \text{Brix}_{\text{Entrada}})}{\text{Brix}_{\text{Entrada}}} \quad (I)$$

- Cálculo de flujo de salida del evaporador de placas:

$$S_{JC} = (1 - \%Evaporación) * E_{JC} \quad (II)$$

Donde:

S_{JC} = Flujo volumétrico de jugo a la salida del evaporador (gpm)

E_{JC} = Flujo volumétrico de jugo a la entrada del evaporador (gpm)

$\%Evaporación$ = Cantidad de agua eliminada por evaporación.

- Cálculo de las toneladas de jugo por hora del evaporador de placas:

$$\text{TonJugo/h} = \frac{E_{JC} * \rho_{\text{Entrada}} * 60}{2000} \quad (III)$$

Donde:

TonJugo/h = Toneladas de Jugo por hora (Ton/hora)

E_{JC} = Flujo volumétrico de jugo a la entrada del evaporador (gpm)

ρ_{Entrada} = Densidad del jugo a la entrada del evaporador (gpm)

- Cálculo de las toneladas - pol de jugo por hora del evaporador de placas:

$$\text{Ton - Pol/h} = \frac{\text{TonJugo/h} * \text{Pol}_{\text{Entrada}}}{100} \quad (\text{Ecuación No. 4})$$

Donde:

TonJugo/h = Toneladas de Jugo por hora (Ton/hora)

E_{JC} = Flujo volumétrico de jugo a la entrada del evaporador (gpm)

ρ_{Entrada} = Densidad del jugo a la entrada del evaporador (gpm)

Las ecuaciones anteriores se utilizaron de la misma forma, para el cálculo de los valores en la salida. A continuación se calculó la diferencia entre la entrada y la salida del evaporador de placas:

- Diferencia de las toneladas - pol de jugo por hora del evaporador de Placas:

$$\Delta \text{Ton} - \text{Pol/h} = \text{Ton} - \text{Pol/h}_{\text{Entrada}} - \text{Ton} - \text{Pol/h}_{\text{Salida}} \quad (\text{V})$$

- Diferencia de las toneladas - pol de jugo por hora del evaporador de placas:

$$\Delta \text{Ton} - \text{Pol/día} = \Delta \text{Ton} - \text{Pol/h} * 24 \quad (\text{Ecuación No. 5})$$

- Azúcar potencial perdida por inversión:

$$AP_{\text{Inversión}} = \Delta \text{Ton} - \text{Pol/día} * \text{Factor de Recuperación} \quad (\text{VII})$$

2. Determinación del balance económico.

$$\text{Costo en } \$/\text{día} = (AP_{\text{Inversión}} * 2000) * 0.1 \quad (\text{Ecuación No. 6})$$

Donde:

$AP_{\text{Inversión}}$ = Azúcar perdida por inversión.

$\$/\text{día}$ = Costo del azúcar (Dólares/Quintales azúcar envasada)

3.8 Análisis estadístico

3.8.1 Determinación del tamaño de la muestra del trabajo de Graduación

Se determinó una muestra representativa adecuada del jugo a analizar de manera que los datos adquiridos sustenten el resultado. En este caso se trabajó con jugo de entrada y salida del primer evaporador del primer efecto del Ingenio Concepción.

Para ello y dado que no se conoce el tamaño de la población, el cálculo de la muestra se realizó mediante la función *SAMPLESIZE()* de Excel. Los parámetros y forma de cálculo son los siguientes:

$$n = \left(\frac{Z * \partial}{E} \right)^2 \quad (\text{Ecuación No. 7})$$

Donde:

n = Tamaño de la muestra.

Z = Nivel de confianza.

∂ = Desviación estándar de la población

E = Precisión o error.

Para este caso se utilizó un nivel de confianza del 95% y por lo tanto $z = -1.9599$. La desviación estándar de la población se supuso igual a la desviación de la población infinita en un 1.31, ya que la muestra puede variar según parámetros externos como la calidad de la caña, etc., y el error máximo permitido que podría haber entre la desviación estándar de la población infinita y la encontrada en la muestra se supone de un 25%.

Al utilizar la función en Excel con los parámetros anteriormente establecidos. Se determinó que el tamaño de la muestra era de 106 muestras, las cuales fueron tomadas en los meses de febrero a mayo de la zafra 2009-2010.

3.8.2 Determinación de media para datos de muestreo.

Para mejorar el análisis de datos se utilizó la media para determinar el valor del brix, la pol y porcentaje de azúcares reductores en diferentes rangos de recirculación; a partir de estos valores se hizo el análisis completo de los resultados.

La media aritmética, también conocida como promedio, de un conjunto finito de números, es igual a la suma de todos sus valores dividida entre el número de sumandos. ^[8]

$$\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n a_i}{n} = \frac{a_1 + \dots + a_n}{n} \quad (\text{Ecuación No. 8})$$

Expresada de forma más intuitiva, podemos decir que la media es la cantidad total de la variable distribuida a partes iguales entre cada observación.

A continuación se presentan los valores de las medias calculadas para las variables brix, pol, pureza y azúcares reductores para los tres intervalos de flujo de recirculación trabajados, estos valores fueron los utilizados para figuras y análisis de resultados.

Tabla I. Media aritmética para brix, pol, pureza y azúcares reductores en los distintos flujos de recirculación.

FLUJO DE RECIRCULACIÓN 10 - 30 l/s				
	Brix	Pol	Pureza	Azúcares reductores
Entrada evaporador de placas	15.70	13.29	84.86%	0.85%
Salida evaporador de placas	17.66	14.82	83.89%	0.95%
Entrada evaporador de calandria	17.66	14.82	83.89%	0.95%
Salida evaporador de calandria	20.78	17.30	83.04%	1.08%
FLUJO DE RECIRCULACIÓN 31 - 51 l/s				
	Brix	Pol	Pureza	Azúcares reductores
Entrada evaporador de placas	14.71	12.21	83.23%	1.04%
Salida evaporador de placas	16.79	13.91	82.77%	1.18%
Entrada evaporador de calandria	16.79	13.91	82.77%	1.18%
Salida evaporador de calandria	19.33	15.94	82.23%	1.34%
FLUJO DE RECIRCULACIÓN 52 - 72 l/s				
	Brix	Pol	Pureza	Azúcares reductores
Entrada evaporador de placas	13.54	11.18	83.11%	0.86%
Salida evaporador de placas	16.30	13.50	82.75%	0.96%
Entrada evaporador de calandria	15.33	12.69	82.75%	0.96%
Salida evaporador de calandria	18.23	14.86	81.34%	1.10%

3.8.3 Determinación de errores de muestreo.

Para un mejor análisis de resultados en lo que respecta a la pérdida de sacarosa se utilizó el análisis de dispersión de datos ya que las medidas de dispersión permiten retratar la distancia de los valores de la variable a un cierto valor central, o que permiten identificar la concentración de los datos en un cierto sector del recorrido de la variable.

El término precisión se utiliza para describir qué tan reproducibles son las mediciones; es decir, qué tan semejantes son los resultados con los otros obtenidos exactamente en la misma forma y en las mismas condiciones. Para describir la precisión de un conjunto de datos repetidos se utilizan tres términos muy conocidos: la desviación estándar, la varianza y el coeficiente de variación.

3.8.3.1 Varianza

Permite identificar la diferencia promedio que hay entre cada uno de los valores respecto a su punto central (Media). Este promedio es calculado, elevando cada una de las diferencias al cuadrado, y calculando su promedio o media; y dividiendo este resultado por el número de observaciones que se tengan.

A continuación su forma de cálculo para una muestra: ^[9]

$$S^2 = \frac{\sum(x_i - \bar{X})^2}{n - 1} \quad (\text{Ecuación No. 9})$$

^[9]: Referencia 4, pág. 40.

En este caso, se determinó varianza para valores de pureza y azúcares reductores, al ser estos las variables de análisis que permiten identificar el comportamiento de la sacarosa en el proceso de evaporación.

Tabla II. Varianza de pureza y azúcares reductores para los distintos rangos en el flujo de recirculación.

	Flujo de recirculación de 10 - 30 l/s		Flujo de recirculación de 31 - 51 l/s		Flujo de recirculación de 52 - 72 l/s	
	<i>Pureza</i>	<i>Azúcares reductores</i>	<i>Pureza</i>	<i>Azúcares reductores</i>	<i>Pureza</i>	<i>Azúcares reductores</i>
Entrada evaporador de placas	0.103%	0.00023%	0.030%	0.00027%	0.01%	0.00013%
Salida evaporador de placas	0.038%	0.00027%	0.027%	0.00037%	0.01%	0.00016%
Entrada evaporador de calandria	0.038%	0.00027%	0.027%	0.00037%	0.01%	0.00016%
Salida evaporador de calandria	0.102%	0.00032%	0.034%	0.00053%	0.03%	0.00037%

Los valores de la tabla II indican que los resultados de pureza y azúcares reductores son poco dispersos y que la mayoría de los mismos están dentro de valores cercanos a la media.

3.8.3.2 Desviación estándar

Esta medida permite determinar el promedio aritmético de fluctuación de los datos respecto a la media. La desviación estándar da como resultado un valor numérico que representa el promedio de diferencia que hay entre los datos y la media. Para calcular la desviación estándar basta con hallar la raíz cuadrada de la varianza, por lo tanto la ecuación es: ^[9]

$$S = \frac{\sum(x_i - \bar{X})^2}{n - 1} = \sqrt{S^2} \quad (\text{Ecuación No. 10})$$

De la misma manera que para la varianza, el análisis de desviación se realizó únicamente para valores de pureza y azúcares reductores.

Tabla III. Desviación Estándar de pureza y azúcares reductores a distintos rangos de recirculación.

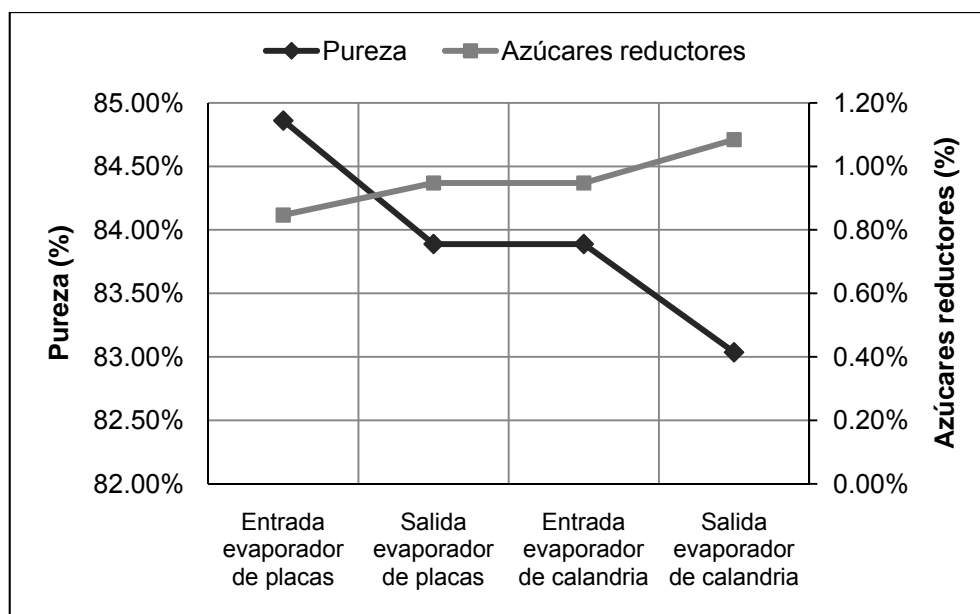
	Flujo de recirculación de 10 - 30 l/s		Flujo de recirculación de 31 - 51 l/s		Flujo de recirculación de 52 - 72 l/s	
	<i>Pureza</i>	<i>Azúcares reductores</i>	<i>Pureza</i>	<i>Azúcares reductores</i>	<i>Pureza</i>	<i>Azúcares reductores</i>
Entrada evaporador de placas	3.22%	0.15%	1.73%	0.16%	0.87%	0.12%
Salida evaporador de placas	1.95%	0.17%	1.63%	0.19%	0.88%	0.13%
Entrada evaporador de calandria	1.95%	0.17%	1.63%	0.19%	0.88%	0.13%
Salida evaporador de calandria	3.19%	0.18%	1.85%	0.23%	1.83%	0.19%

El valor máximo en la desviación estándar para la pureza fue de 3.22%, lo que indica que los datos presentan dispersión, pero esta es baja respecto a la media y que los resultados obtenidos son aceptables.

Los resultados para los azúcares reductores, presentan una desviación máxima de 0.23%, indicando que los resultados son precisos y confiables para su análisis.

4 RESULTADOS

Figura 6. Comportamiento de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y evaporador de calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 10 l/s a 30 l/s



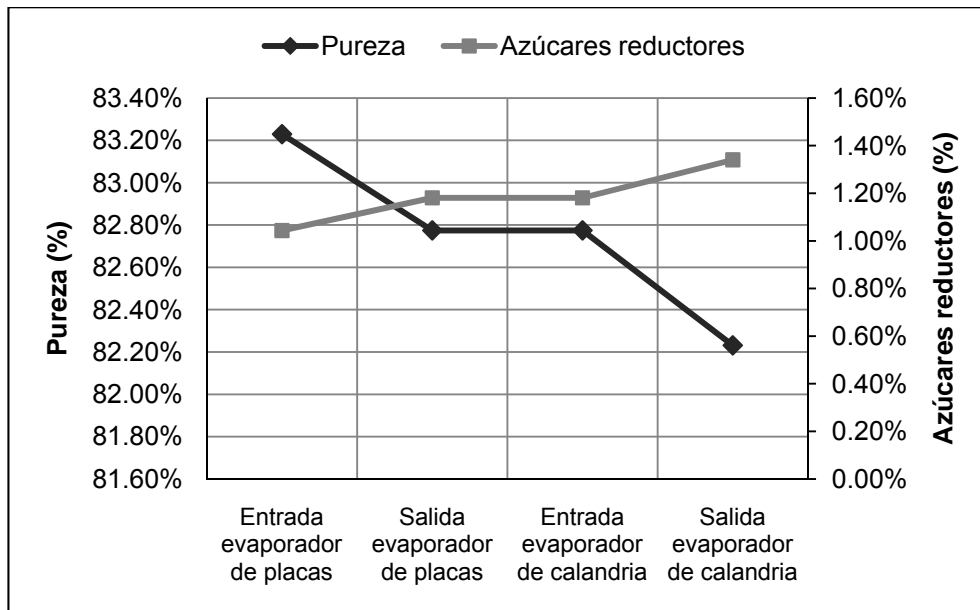
Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tablas XXII y XXIII.

Tabla IV. Valores promedio de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 10 l/s a 30 l/s

Evaporador	Pureza	Azúcares reductores	Coefficiente de correlación figura
Entrada evaporador de placas	84.86%	0.85%	Pureza: 0.8981
Salida evaporador de placas	83.89%	0.95%	
Entrada evaporador de calandria	83.89%	0.95%	Azúcares reductores: 0.8894
Salida evaporador de calandria	83.04%	1.08%	

Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tablas XXII y XIII.

Figura 7. Comportamiento de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y evaporador de calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 31 l/s a 51 l/s



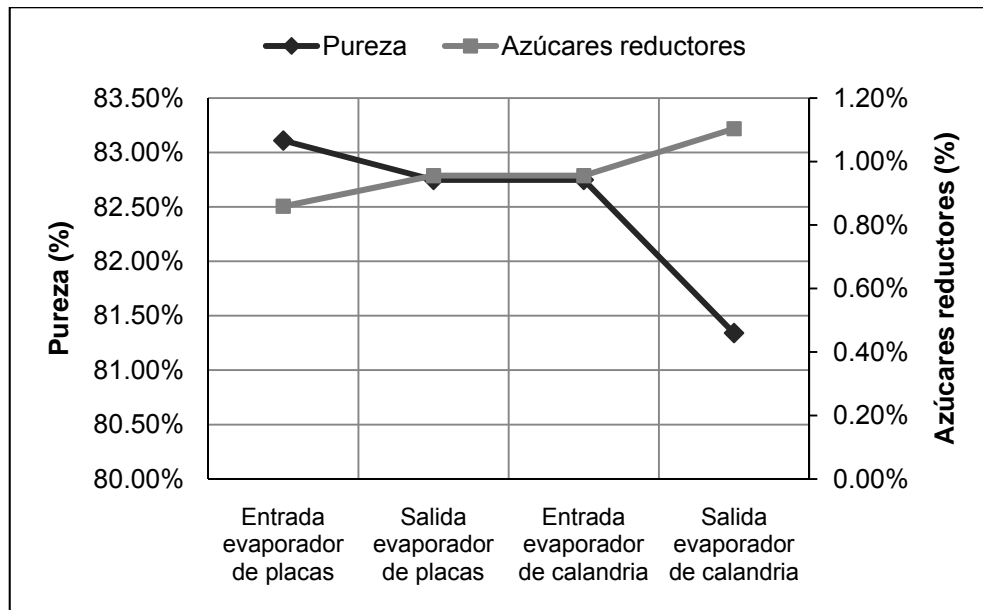
Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tablas XXII y XXIII

Tabla V. Valores promedio de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y evaporador de calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 31 l/s a 51 l/s

Evaporador	Pureza	Azúcares reductores	Coefficiente de correlación figura
Entrada evaporador de placas	83.23%	1.04%	Pureza: 0.8965
Salida evaporador de placas	82.77%	1.18%	
Entrada evaporador de calandria	82.77%	1.18%	Azúcares reductores: 0.8971
Salida evaporador de calandria	82.23%	1.34%	

Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tablas XXII y XXIII.

Figura 8: Comportamiento de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y de calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 52 l/s a 72 l/s



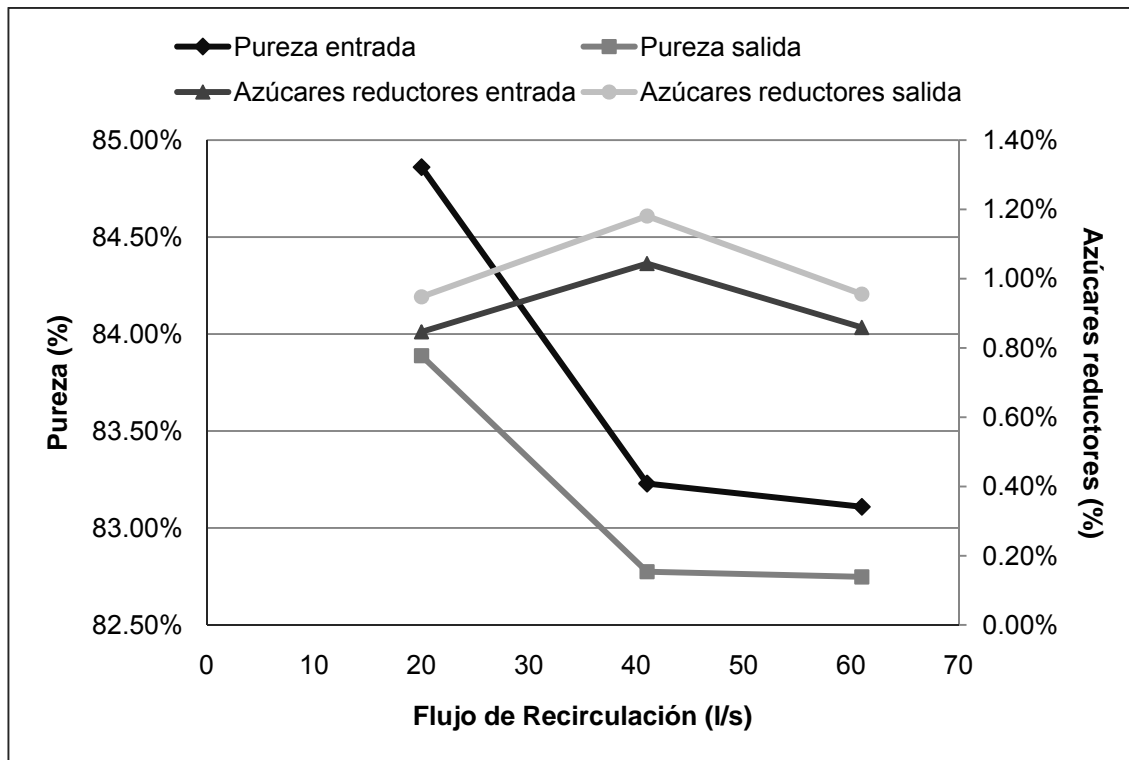
Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tablas XXII y XXIII.

Tabla VII. Valores promedio de pureza y azúcares reductores a la entrada y salida del evaporador de placas y evaporador de calandria cuando el flujo de recirculación se encuentra en el rango de 52 l/s a 72 l/s

Evaporador	Pureza	Azúcares reductores	Coefficiente de correlación figura
Entrada evaporador de placas	83.11%	0.86%	Pureza: 0.7660
Salida evaporador de placas	82.75%	0.96%	
Entrada evaporador de calandria	82.75%	0.96%	Azúcares reductores: 0.8803
Salida evaporador de calandria	81.34%	1.10%	

Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tablas XXII y XXIII.

Figura 9. Comportamiento de pureza y azúcares reductores entre la entrada y la salida del evaporador de placas a distintos flujos de recirculación.



Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tablas XXII y XXIII.

Tabla VII. Coeficiente de Correlación para figura 9.

Figura	Coeficiente de correlación	Flujo de recirculación (l/s)
Pureza entrada	0.8122	[10,72]
Pureza salida	0.7792	
Azúcares reductores entrada	0.0057	
Azúcares reductores salida	0.0026	

Tabla VIII. Balance del porcentaje de pérdida de sacarosa para los distintos rangos de flujo de recirculación del evaporador de placas.

Rango flujo de recirculación (l/s)	Pérdida de sacarosa (%Ton-pol/h)
9 - 30	1.62%
31 - 51	1.34%
52 - 72	3.32%

Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXIV

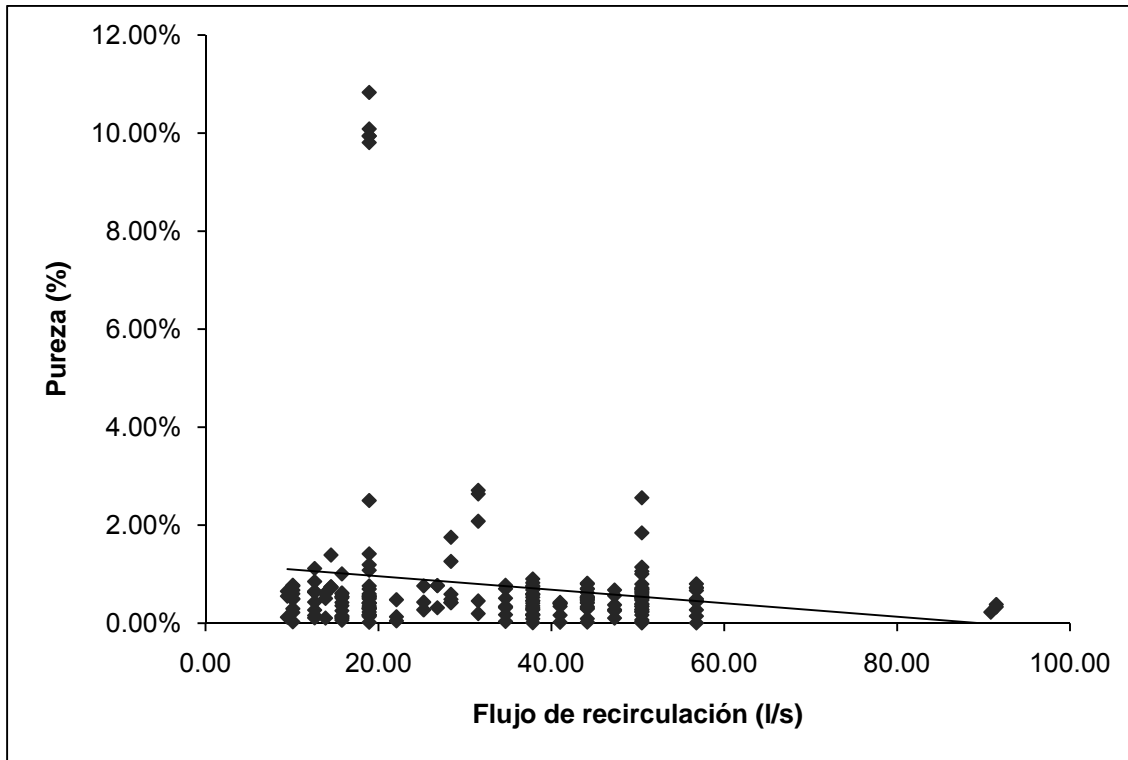
Tabla IX. Comparación del porcentaje de pérdida de sacarosa entre un evaporador de placas y un evaporador de calandria para los distintos rangos de flujo de recirculación*.

Rango flujo de recirculación (l/s)	Evaporador de placas	Evaporador de calandria
	Pérdida de sacarosa (%Ton-pol/h)	Pérdida de sacarosa (%Ton-pol/h)
9 - 30	1.62%	2.71%
31 - 51	1.34%	1.66%
52 - 62	3.32%	3.96%

Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla .XXIV y XXV.

**únicamente el evaporador de placas tiene recirculación, para el evaporador de calandria se han realizado evaluaciones al momento en que se tienen en el evaporador de placas los flujos de recirculación indicados.*

Figura 10. Correlación lineal del diferencial de pureza entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación.

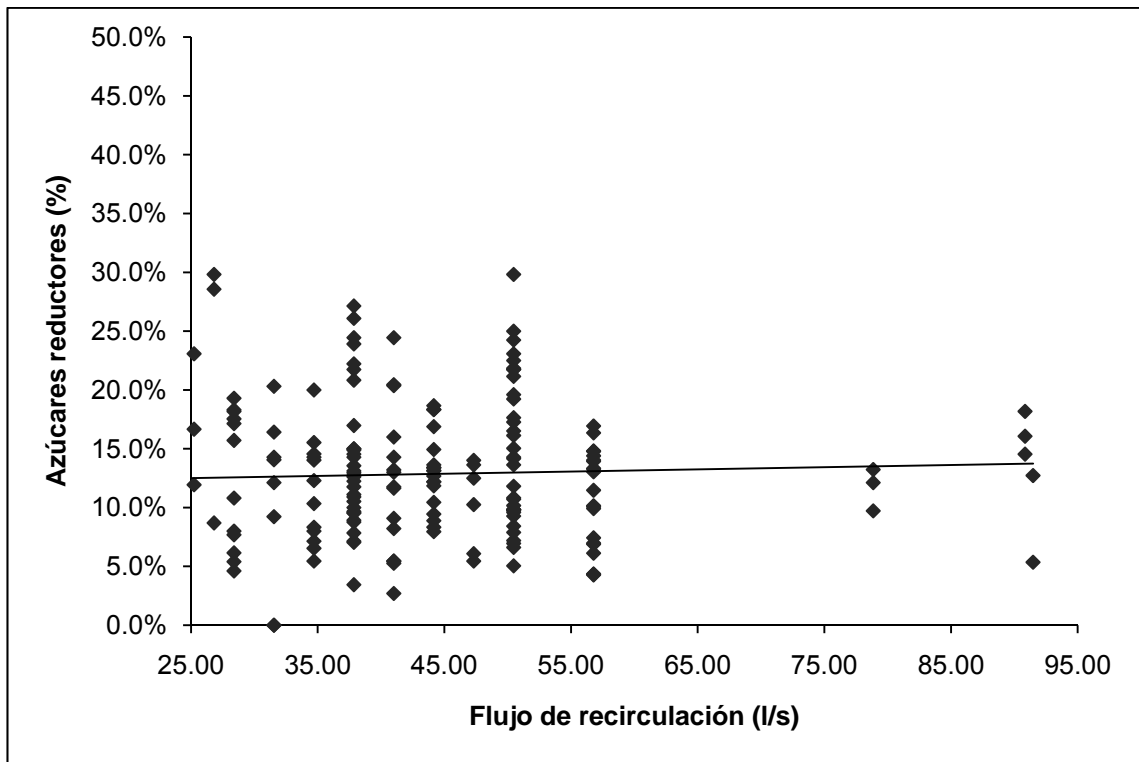


Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXII

Tabla X. Coeficiente de correlación para figura 10.

Intervalo del flujo de recirculación (l/s)	Coeficiente de correlación
[10, 72]	0.0206

Figura 11. Correlación lineal del diferencial de azúcares reductores entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación.

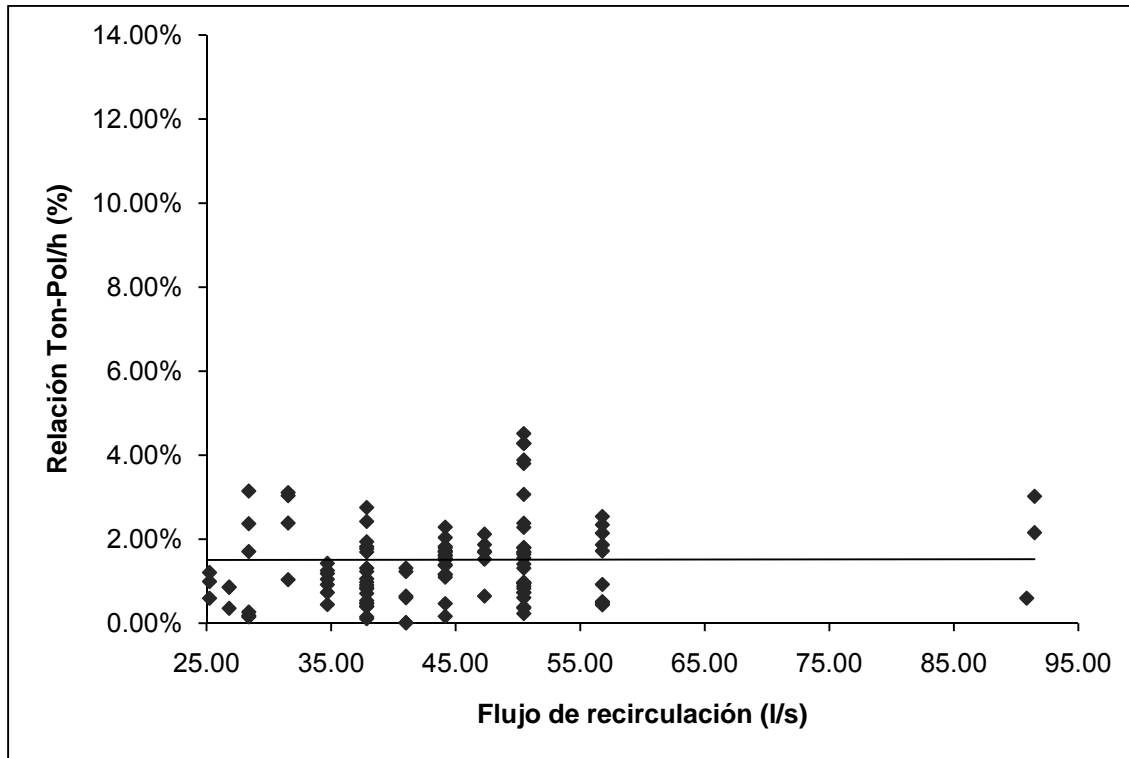


Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXIII

Tabla XI. Coeficiente de correlación para figura 11.

Intervalo del flujo de recirculación (l/s)	Coeficiente de correlación
[10, 72]	0.0021

Figura 12. Correlación lineal del diferencial de sólidos pol entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación.

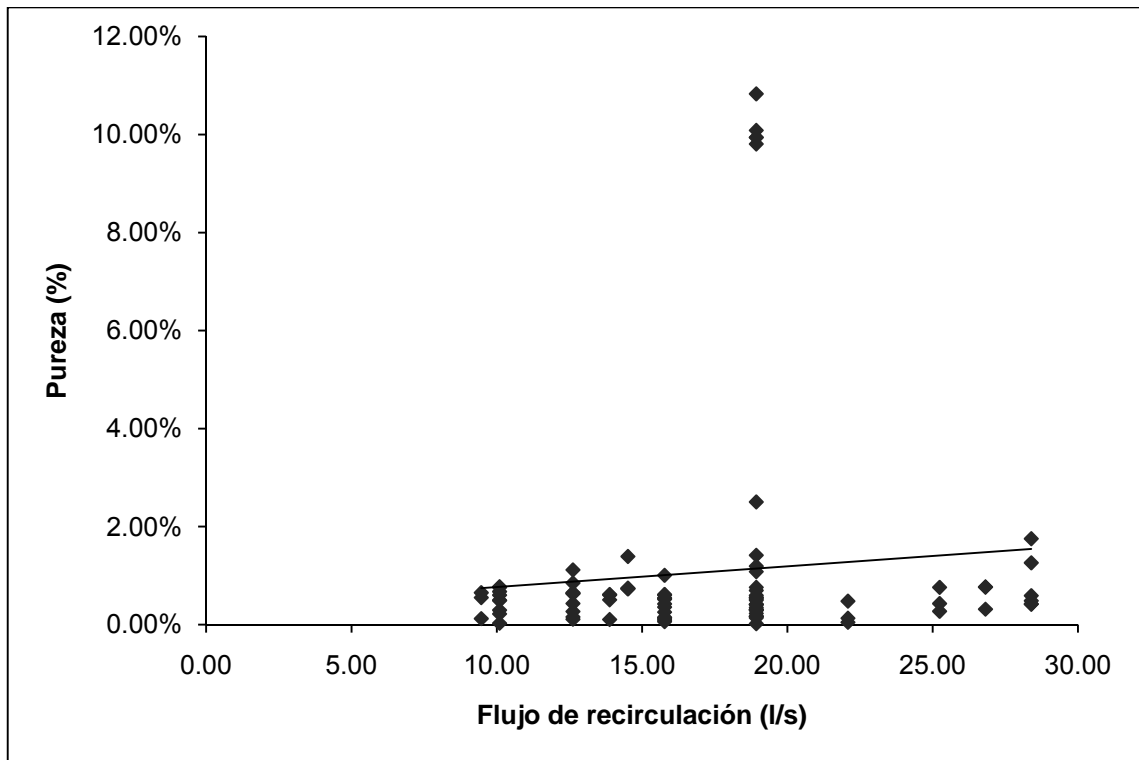


Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXIV.

Tabla XII. Coeficiente de correlación para figura 12

Intervalo del flujo de recirculación (l/s)	Coeficiente de correlación
[10, 72]	6E-06

Figura 13. Correlación lineal del diferencial de pureza entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 10 a 30 l/s.

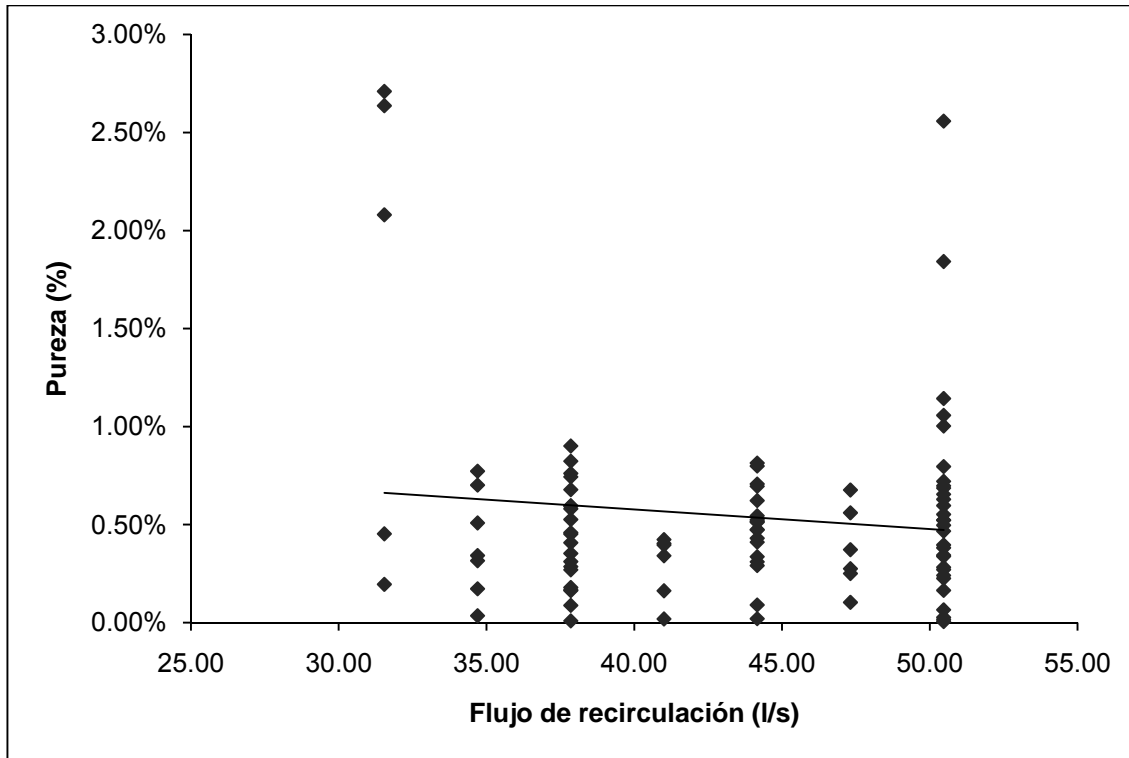


Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXII.

Tabla XIII. Coeficiente de correlación para figura 13

Intervalo del flujo de recirculación (l/s)	Coeficiente de correlación
[10,30]	0.0092

Figura 14. Correlación lineal del diferencial de pureza entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 31 a 51 l/s.

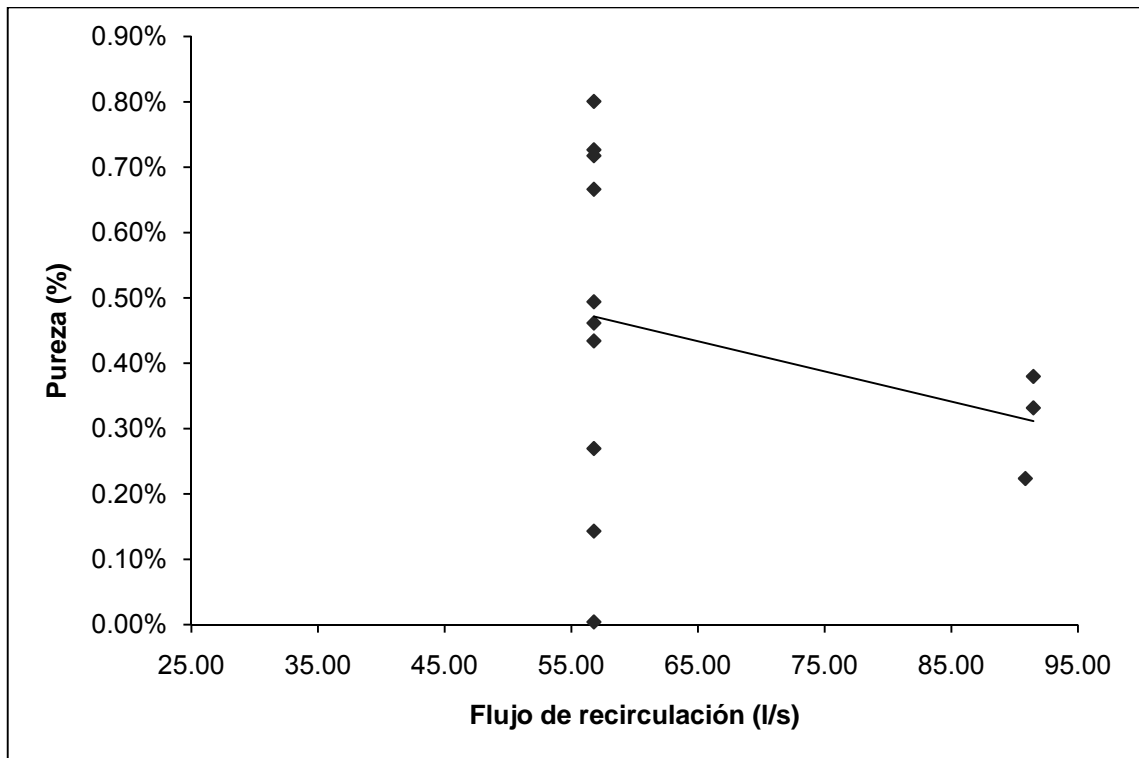


Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXII

Tabla XIV. Coeficiente de correlación para figura 14

Intervalo del flujo de recirculación (l/s)	Coefficiente de correlación
[31,51]	0.0148

Figura 15. Correlación lineal del diferencial de pureza entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 52 a 72 l/s.

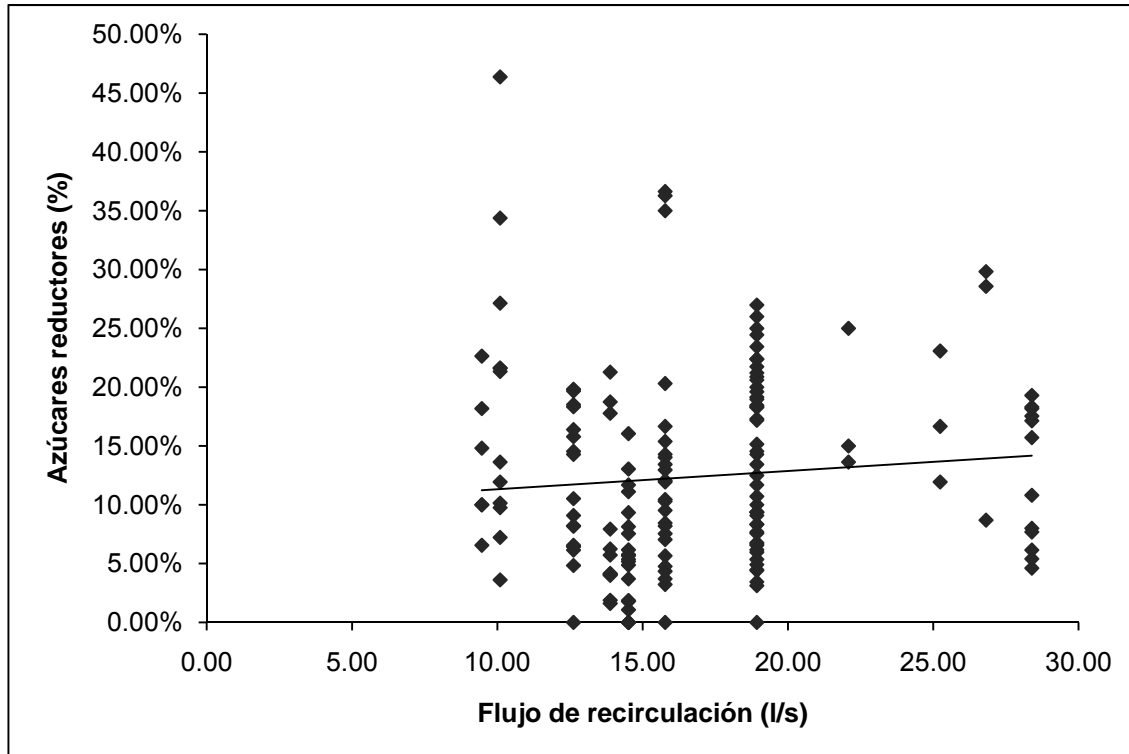


Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXII.

Tabla XV. Coeficiente de correlación para figura 15.

Intervalo del flujo de recirculación (l/s)	Coeficiente de correlación
[52,72]	0.0822

Figura 16. Correlación lineal del diferencial de azúcares reductores entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 10 a 30 l/s.

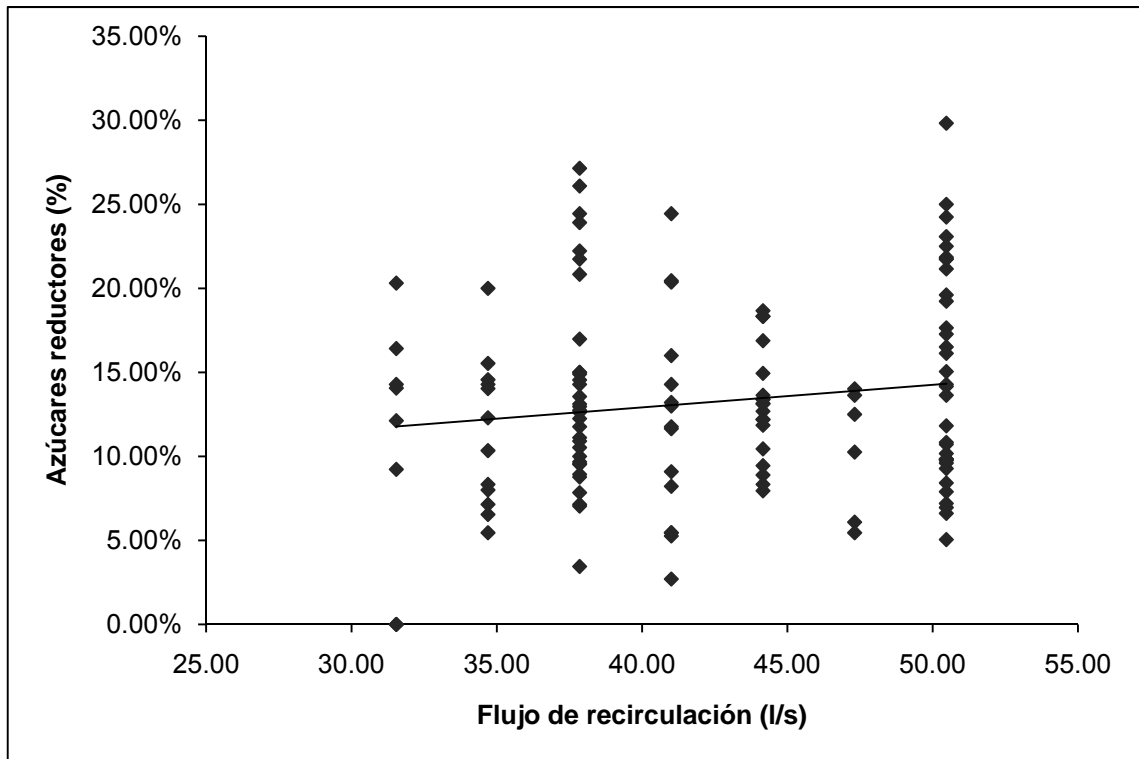


Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXIII.

Tabla XVI. Coeficiente de correlación para figura 16.

Intervalo del flujo de recirculación (L/s)	Coeficiente de correlación
[10, 30]	0.0082

Figura 17. Correlación lineal del diferencial de azúcares reductores entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 31 a 51 l/s.

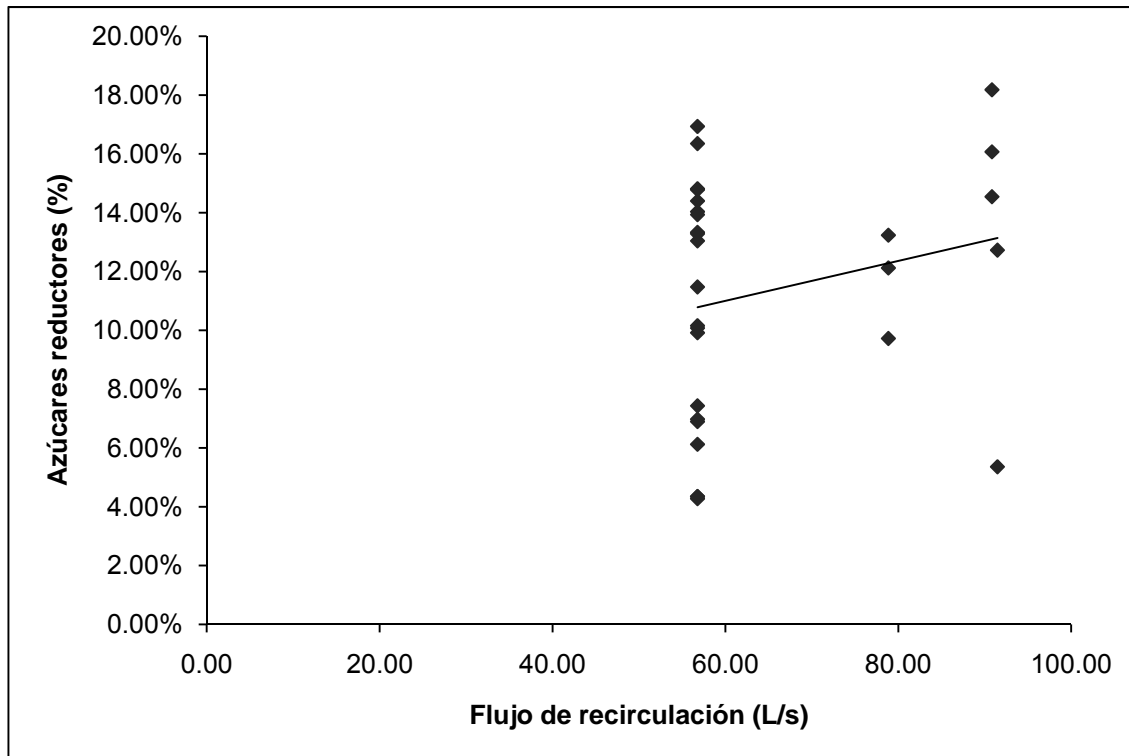


Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXIII.

Tabla XVII. Coeficiente de correlación para figura 17.

Intervalo del flujo de recirculación (l/s)	Coeficiente de correlación
[31,51]	0.0208

Figura 18. Correlación lineal del diferencial de azúcares reductores entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 52 a 72 l/s.

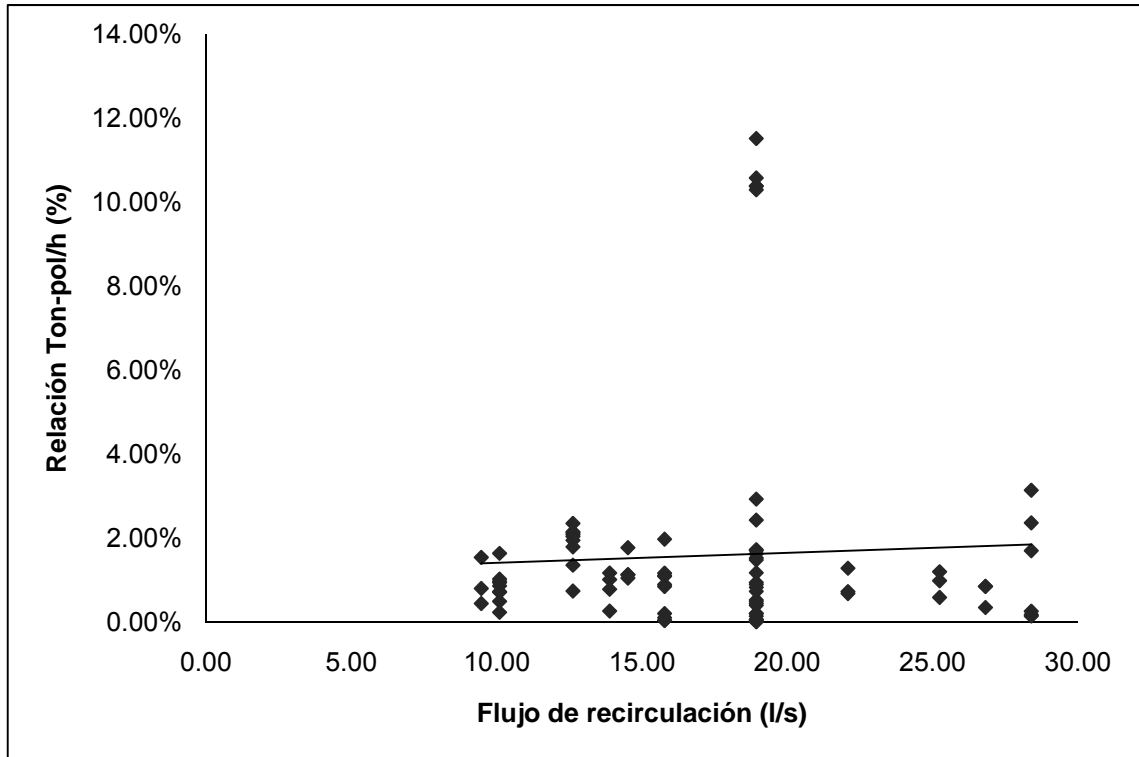


Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXIII.

Tabla XVIII. Coeficiente de correlación para figura 18

Intervalo del flujo de recirculación (l/s)	Coeficiente de correlación
[52, 72]	0.0528

Figura 19. Correlación lineal del diferencial de sólidos pol entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 10 a 30 l/s.

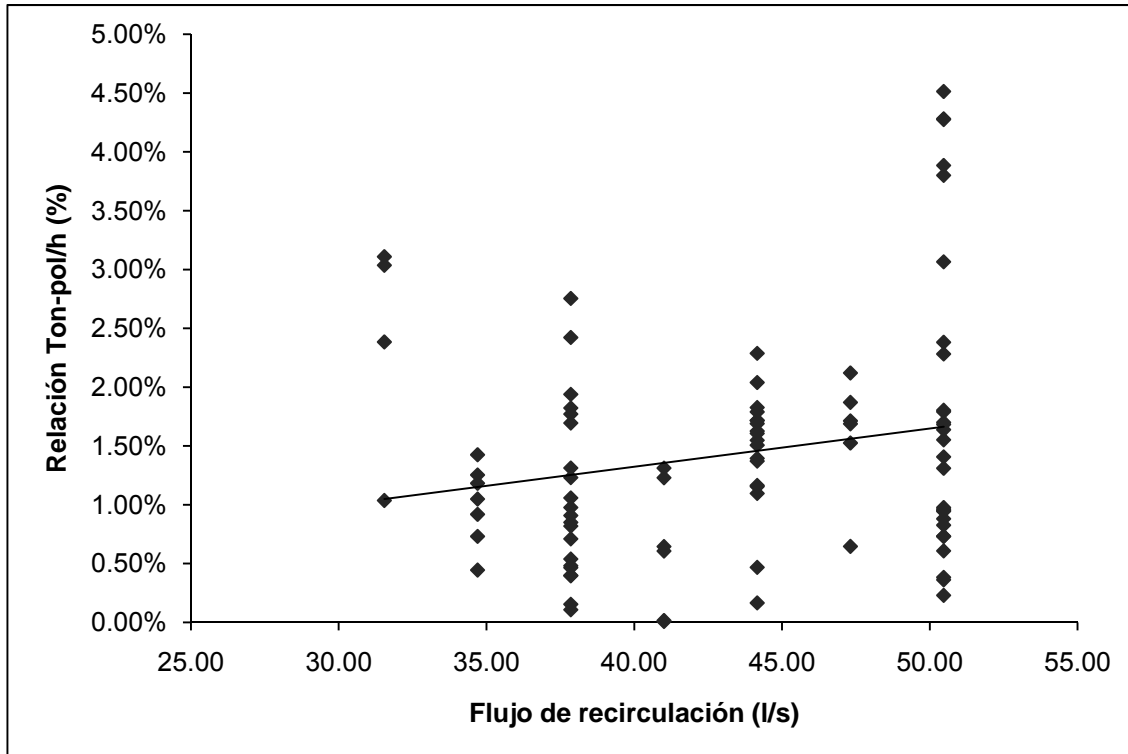


Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXIV.

Tabla XIX. Coeficiente de correlación para figura 19

Intervalo del flujo de recirculación (l/s)	Coeficiente de correlación
[10, 30]	0.0027

Figura 20. Correlación lineal del diferencial de sólidos pol entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 31 a 51 l/s.

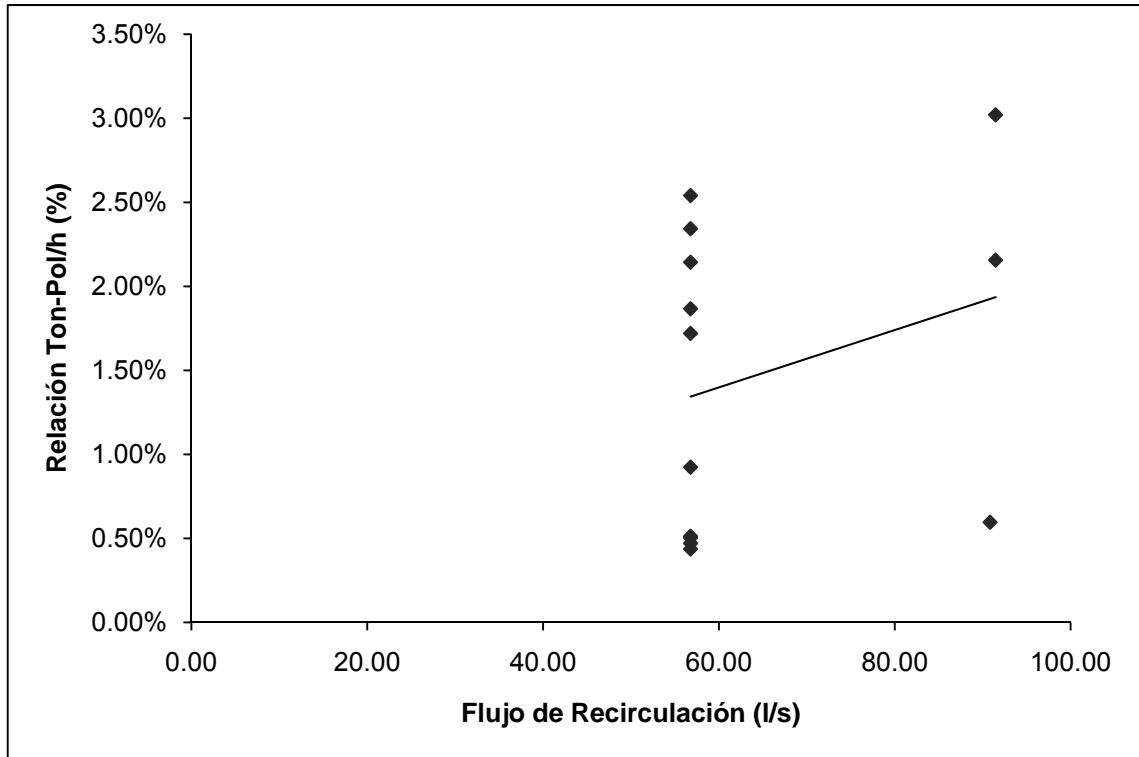


Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXIV.

Tabla XX. Coeficiente de correlación para figura 20.

Intervalo del flujo de recirculación (l/s)	Coeficiente de correlación
[31, 51]	0.042

Figura 21. Correlación lineal del diferencial de sólidos pol entre la entrada y salida del evaporador de placas y el flujo de recirculación para un intervalo de 52 a 72 l/s.



Fuente: Apéndice I, Datos calculados, tabla XXIV.

Tabla XXI. Coeficiente de correlación para figura 21.

Intervalo del flujo de recirculación (l/s)	Coeficiente de correlación
[52, 72]	0.0766

5 INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS

Los resultados obtenidos, a partir del análisis de cada una de las muestras a través del método de Fehling, permiten identificar el comportamiento de los azúcares reductores; mediante un polarímetro y un refractómetro se determinó la pureza del jugo en ambos evaporadores debido a que mediante su análisis se puede deducir un comportamiento de la concentración aparente de sacarosa.

En las figuras 6, 7 y 8 se presenta gráfico la pureza y el porcentaje de azúcares reductores a la entrada y a la salida del evaporador de placas y del evaporador de calandria a distintos intervalos del flujo de recirculación. Para las tres figuras, la pureza tiene una tendencia a disminuir y el del porcentaje de azúcares reductores a aumentar en cada etapa del análisis. Estos comportamientos son técnicamente los esperados en un proceso real de evaporación de jugo de caña.

En la figura 6, cuyo intervalo de recirculación se encuentra entre 10 y 30 l/s, la pureza decrece en mayor magnitud entre la entrada y la salida del evaporador de placas, que entre la entrada y salida del evaporador de calandria, siendo la diferencia entre uno y otro de un 0.12% (Tabla IV). En las figuras 7 y 8, para intervalos de 31 a 51 l/s y de 52 a 72 l/s, se observa un decrecimiento de la pureza que es mayor en el evaporador de calandria, con un decrecimiento máximo de 1.41% (Tabla VI) mientras que para el evaporador de placas el decrecimiento máximo es de 0.45% siendo la diferencia de 0.96% (Tabla V).

Al analizar el porcentaje de azúcares reductores se identifica que el crecimiento de la variable es mayor dentro de un evaporador de calandria que dentro de un evaporador de placas. Se debe resaltar que cuando el flujo de

recirculación en el evaporador de placas está en el intervalo de 31 a 51 l/s, el valor de azúcares reductores, dentro del evaporador, crece en mayor proporción que para los otros intervalos, con una diferencia entre ellos del 0.04% (Tabla V). Cuando se tiene un intervalo de 52 a 72 l/s de recirculación en el evaporador de placas, el valor de azúcares reductores dentro del evaporador de calandria aumenta en mayor grado que para los otros intervalos.

Una mejor comparación de la caída de pureza y del aumento de azúcares reductores se presenta en la figura 9. En ella se presentan los valores de ambas variables a la entrada y a la salida del evaporador de placas. Comparando la pureza, se observa que la distancia vertical, que indica el diferencial de pureza entre la entrada y la salida, es mayor para flujos de recirculación bajos (10 – 30 l/s). Este diferencial tiende a decrecer con el aumento en el flujo de recirculación.

Para un mejor análisis presentan figuras de correlación lineal (figuras 10, 13 -15), en donde se grafican los diferenciales de pureza en función del flujo volumétrico de recirculación. Se determinó que el cambio en el valor de la pureza, es independiente del flujo de recirculación, ya que no se obtuvo un modelo lineal adecuado que describa el comportamiento de la variable, el cual se confirma a través de los valores del coeficiente de correlación, cuyo valor se encuentra por debajo del 0.70. Por lo tanto, la caída de pureza se atribuye a variables fuera del objeto de estudio.

Al analizar las figuras de azúcares reductores, la distancia vertical que representa el diferencial de la variable, se presenta prácticamente constante para los tres flujos, en vista de que la variación máxima es del 0.04%. Las figuras de azúcares reductores no presentan una tendencia respecto al flujo de recirculación, ya que aumenta en flujos intermedios y luego disminuye nuevamente al incrementarse el flujo de recirculación. Este comportamiento se comprueba a través de las figuras 16, 17 y 18 en donde se grafica el diferencial de azúcares reductores contra el flujo de recirculación, y el coeficiente de correlación lineal no se ajusta adecuadamente, indicando que esta variable es totalmente independiente del flujo de recirculación.

Dado que el objetivo de estudio radica en la necesidad de determinar el grado de la pérdida de sacarosa por efecto de la recirculación de jugo dentro del evaporador de placas, se analizó esta variable a través del diferencial de sólidos pol (ton/hora), entre la entrada y la salida de cada evaporador, resultados que se incluyen en la tabla XIII. A partir de ello, se puede determinar que la pérdida de sacarosa está presente sin importar el flujo de recirculación; pero cuando se evaluó el trabajo con flujos de recirculación entre 52 y 72 l/s, el valor de sacarosa perdida aumentó entre la entrada y la salida del evaporador de placas, lo que no es beneficioso para un ingenio. Ahora bien, al comparar la pérdida de sacarosa con un evaporador de calandria (Tabla IX), usual en un ingenio azucarero, se determinó que la pérdida de sacarosa existe aún sin la recirculación del jugo, y que ésta es mayor que cuando se presenta la recirculación. Esta pérdida puede atribuirse a otros factores, como por ejemplo: inversión térmica, tiempo de retención, etc., dentro de un evaporador de calandria. Sin embargo, no está incluido dentro del propósito del estudio.

En las figuras 10 a 12 se muestra el diferencial de los diferenciales de: pureza, azúcares reductores y de sacarosa de todas las muestras analizadas respecto al flujo de recirculación en el evaporador de placas. Según el coeficiente de correlación de las figuras, ninguno de ellos tiene una correlación directa respecto al flujo. Es decir, el comportamiento de esta variable es completamente independiente del flujo de recirculación. Al analizar cada diferencial por rango de flujo de recirculación, se encuentra que tampoco se tiene una correlación adecuada, por lo que cada una de las variables analizadas, es independiente del flujo de recirculación y la pérdida de sacarosa es atribuida a otras variables, que no son objeto de este estudio.

CONCLUSIONES

1. La caída de pureza es independiente del flujo de recirculación en el evaporador de placas al no presentarse correlación entre los datos.
2. Los azúcares reductores no cambian respecto a la variación del flujo de recirculación, haciendo esta variable independiente del flujo volumétrico de recirculación, y atribuyendo el crecimiento de los mismos, a otros factores fuera del campo de este estudio.
3. La disminución en la concentración de sacarosa se presenta, tanto en el evaporador de placas, como en el evaporador de calandria. Y su valor, comprobado a través de la falta de correlación, es totalmente independiente del flujo de recirculación.
4. La comparación del porcentaje de la pérdida de sacarosa de los evaporadores muestra que ésta tiende a ser mayor en un evaporador de calandria.
5. En vista de que el comportamiento en la pérdida de sacarosa es independiente del flujo volumétrico de recirculación, no fue necesario realizar un balance económico, ya que el valor se atribuye a causas ajenas al estudio.

RECOMENDACIONES

1. Aún cuando, las mayores pérdidas de sacarosa por inversión dentro de un evaporador de placas de película descendente no dependen directamente del flujo de recirculación, se recomienda trabajar con valores mínimos de recirculación, lo suficiente como un adelanto de apertura en la válvula de recirculación (5%) por emergencias.
2. Al no encontrarse pérdidas significativas de sacarosa en un evaporador de placas de película descendente, respecto a las pérdidas ocurridas en los evaporadores de calandria, se recomienda su uso como evaporadores de primer efecto en un sistema de evaporación de múltiple efecto, considerando las ventajas de mayor: eficiencia, mejores coeficientes totales de transferencia de calor y más compactos respecto a los evaporadores de calandria.
3. La limpieza y mantenimiento de los evaporadores de placas de película descendente puede realizarse por medios fisicoquímicos. Se recomienda efectuar análisis de costo-beneficio respecto a los evaporadores de calandria.
4. Al realizar análisis sobre muestras de jugo, se recomienda que el tiempo para llevarse, sea el mínimo. Además, debe verificarse la temperatura de la muestra y ajustar según lo requiera el método a utilizar, ésto permitirá mayor exactitud en los resultados.
5. Se recomienda realizar un estudio complementario para determinar las causas que provocan inversión de sacarosa dentro de los evaporadores.

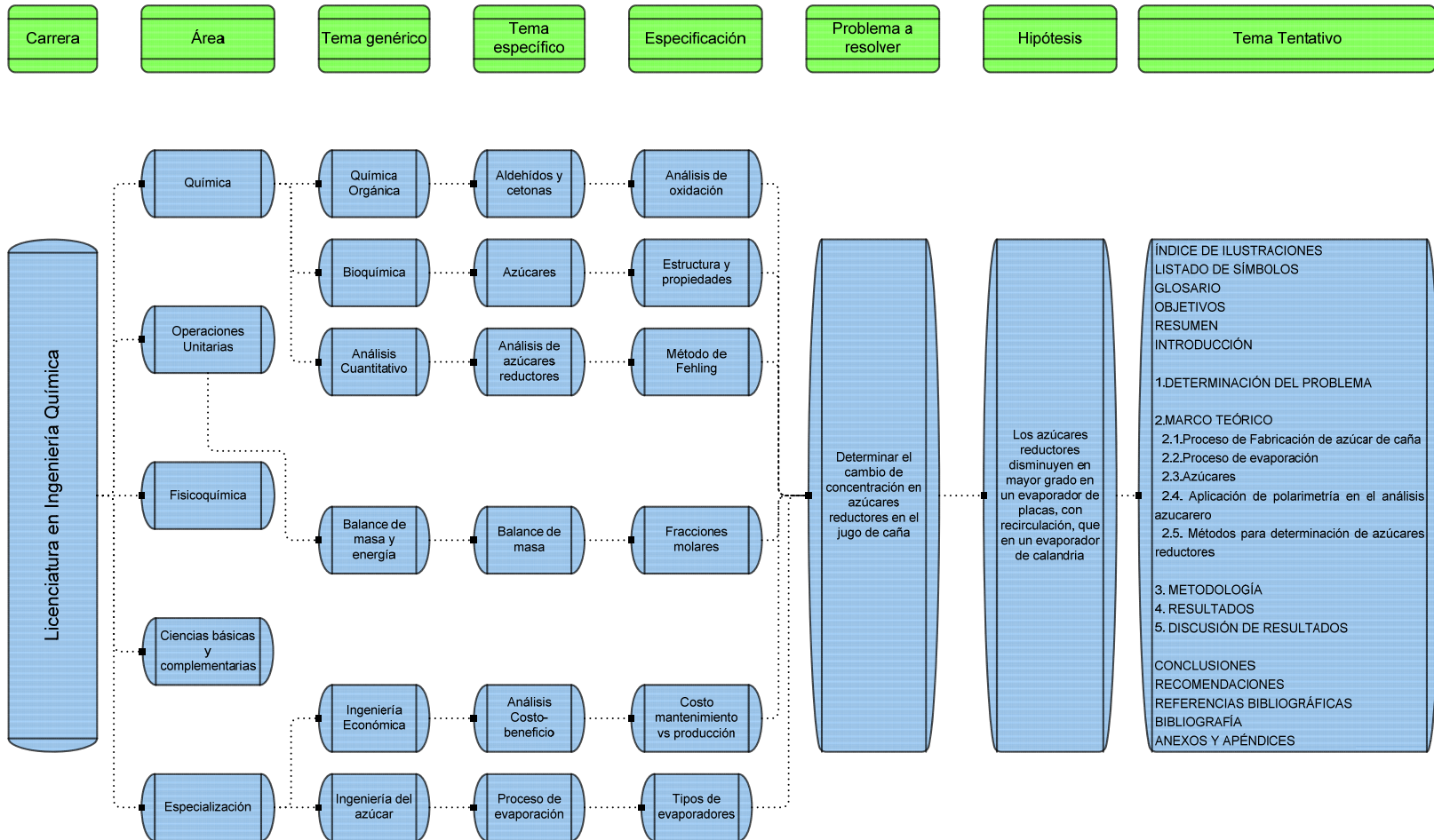
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Chen C.P., James. *Manual del Azúcar de Caña*. 5° edición; México: Editorial Limusa, 1991, 1045 pp.
2. Morrison, Robert Thornton. Robert Neilson Boyd. *Química Orgánica*. 5° edición, México, Editorial Pearson Education, 1990, 1450 pp.
3. Murray Robert K. y otros. *Bioquímica de Harper*. 13° edición, México, Editorial el Manual Moderno, 1994, 961 pp.
4. Johnson, Robert. *Estadística Elemental*. 1° edición, México, Editorial Trillas, 1984, 515 pp.

BIBLIOGRAFÍA

1. Cantarow, Abraham. Bernard Schepartz. *Bioquímica*. 3° edición, México, Editorial Interamericana, S.A., 1965. 791 pp.
2. Jeréz López, Luis Carlos. *Control de la inversión de la sacarosa en el proceso de elaboración de jarabe simple de bebidas carbonatadas*. (Trabajo de graduación Ing. Qco). Guatemala, Universidad de San Carlos de Guatemala, Facultad de Ingeniería, 2008. 58 pp.
3. Wade L.G., Jr. *Química Orgánica*. 5° edición, México, Editorial Pearson Education, 2004. 1250 pp.

APÉNDICE 1: TABLA DE REQUISITOS ACADÉMICOS



APÉNDICE 2: DATOS CALCULADOS

Tabla XXII. Brix, pol y pureza de jugo de caña para ciento noventa y cuatro corridas obtenidas durante la etapa de muestreo para el evaporador de placas y de calandria

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS				SALIDA EVAPORADOR PLACAS/ ENTRADA EVAPORADOR CALANDRIA				SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA			
	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad
9.46	15.49	12.45	0.80	8.849	17.52	13.99	0.80	8.922	19.37	15.51	0.80	8.989
9.46	15.65	13.05	0.83	8.855	17.53	14.60	0.83	8.922	20.85	17.40	0.83	9.042
9.46	15.66	13.04	0.84	8.855	17.53	14.63	0.83	8.922	20.85	17.35	0.83	9.042
10.09	15.06	12.47	0.83	8.833	17.48	14.47	0.83	8.921	20.45	16.97	0.82	9.028
10.09	15.00	12.54	0.84	8.831	17.07	14.30	0.84	8.906	19.71	16.43	0.83	9.001
10.09	15.05	12.59	0.84	8.833	17.10	14.35	0.84	8.907	19.71	16.46	0.84	9.001
10.09	15.05	12.60	0.84	8.833	17.10	14.36	0.84	8.907	19.63	16.46	0.84	8.998
10.09	15.29	12.90	0.85	8.842	17.35	14.64	0.84	8.916	20.13	16.96	0.84	9.016
10.09	15.34	12.93	0.85	8.843	17.27	14.64	0.85	8.913	20.08	16.99	0.85	9.014
10.09	15.77	13.17	0.84	8.859	17.90	15.02	0.84	8.936	20.70	17.40	0.84	9.037
10.09	15.77	13.23	0.85	8.859	17.95	15.06	0.84	8.938	20.71	17.45	0.84	9.037
10.09	15.77	13.21	0.84	8.859	17.95	15.05	0.84	8.938	20.79	17.41	0.84	9.040
12.62	15.85	12.42	0.79	8.862	17.93	14.07	0.78	8.937	20.26	15.78	0.78	9.021
12.62	15.32	12.31	0.80	8.843	17.51	13.98	0.80	8.922	19.18	15.30	0.80	8.982
12.62	15.46	12.37	0.80	8.848	17.51	13.95	0.80	8.922	19.30	15.42	0.79	8.986
12.62	15.20	13.00	0.86	8.838	17.80	15.20	0.85	8.932	20.01	17.00	0.85	9.012

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS				SALIDA EVAPORADOR PLACAS/ ENTRADA EVAPORADOR CALANDRIA				SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA			
	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad
12.62	15.20	13.10	0.86	8.838	17.80	15.30	0.86	8.932	20.00	17.05	0.85	9.012
12.62	15.20	13.00	0.86	8.838	17.85	15.25	0.85	8.934	19.95	16.96	0.85	9.010
12.62	15.60	13.22	0.85	8.853	17.90	15.00	0.84	8.936	19.95	16.65	0.83	9.010
12.62	15.60	13.25	0.85	8.853	17.95	15.15	0.84	8.938	19.99	16.65	0.83	9.011
12.62	15.62	13.27	0.85	8.853	17.95	15.12	0.84	8.938	19.99	16.64	0.83	9.011
13.88	15.62	13.10	0.85	8.853	18.05	15.24	0.84	8.941	21.27	17.47	0.82	9.057
13.88	16.07	13.01	0.82	8.870	17.77	14.41	0.81	8.931	20.85	14.41	0.69	9.042
13.88	15.96	13.01	0.82	8.866	17.73	14.38	0.81	8.930	20.75	14.38	0.69	9.039
13.88	15.92	13.01	0.82	8.864	17.73	14.40	0.81	8.930	20.75	14.39	0.69	9.039
14.51	16.07	13.95	0.87	8.870	17.65	15.21	0.86	8.927	20.82	18.00	0.86	9.041
14.51	16.30	14.14	0.87	8.878	18.00	15.50	0.86	8.939	20.99	17.98	0.86	9.047
14.51	16.31	14.15	0.87	8.878	18.00	15.50	0.86	8.939	20.98	17.95	0.86	9.047
14.51	16.30	14.15	0.87	8.878	17.99	15.40	0.86	8.939	20.99	17.94	0.85	9.047
15.77	16.59	13.88	0.84	8.888	18.36	15.42	0.84	8.952	22.21	18.75	0.84	9.091
15.77	17.28	14.87	0.81	8.913	18.54	15.95	0.81	8.959	21.61	18.53	0.80	9.070
15.77	17.26	14.88	0.86	8.913	19.56	16.82	0.86	8.996	24.69	21.14	0.85	9.181
15.77	17.20	14.83	0.86	8.911	19.56	16.88	0.86	8.996	24.73	21.24	0.86	9.182
15.77	17.36	14.84	0.86	8.916	19.61	16.86	0.86	8.998	24.79	21.28	0.86	9.185
15.77	15.50	12.42	0.87	8.849	18.55	14.97	0.86	8.959	23.34	18.87	0.86	9.132
15.77	15.56	13.14	0.86	8.851	17.90	15.14	0.86	8.936	21.57	18.32	0.86	9.068
15.77	15.56	13.13	0.81	8.851	17.90	15.14	0.81	8.936	21.57	18.34	0.81	9.068
15.77	16.80	14.80	0.81	8.896	17.20	15.00	0.81	8.911	20.77	17.95	0.80	9.039
15.77	16.80	14.85	0.85	8.896	17.00	15.00	0.85	8.903	20.80	17.90	0.84	9.040
18.93	15.27	14.63	0.85	8.841	17.16	14.66	0.85	8.909	21.48	17.91	0.85	9.065
18.93	15.66	14.75	0.88	8.855	17.41	14.79	0.87	8.918	21.43	17.95	0.86	9.063
18.93	15.69	14.70	0.88	8.856	17.45	14.70	0.87	8.920	21.47	17.97	0.86	9.065
18.93	15.43	12.81	0.89	8.847	17.16	14.25	0.88	8.909	20.67	17.12	0.86	9.036
18.93	15.49	12.89	0.96	8.849	17.16	14.23	0.85	8.909	20.71	17.09	0.83	9.037

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS				SALIDA EVAPORADOR PLACAS/ ENTRADA EVAPORADOR CALANDRIA				SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA			
	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad
18.93	15.35	12.67	0.94	8.844	16.94	13.98	0.85	8.901	20.40	16.70	0.84	9.026
18.93	15.35	12.68	0.94	8.844	16.94	13.95	0.84	8.901	20.36	16.75	0.84	9.025
18.93	16.15	13.76	0.84	8.873	17.96	15.38	0.83	8.938	21.24	18.07	0.83	9.056
18.93	16.01	13.27	0.83	8.868	18.50	15.29	0.83	8.957	22.26	18.47	0.83	9.093
18.93	16.01	13.29	0.83	8.868	18.50	15.31	0.83	8.957	22.26	18.49	0.82	9.093
18.93	15.67	13.13	0.83	8.855	17.71	14.91	0.82	8.929	21.29	17.79	0.82	9.058
18.93	15.35	12.97	0.86	8.844	17.56	14.88	0.86	8.924	21.25	18.10	0.85	9.057
18.93	15.77	12.98	0.83	8.859	17.43	14.40	0.83	8.919	19.79	16.32	0.83	9.004
18.93	15.77	12.99	0.83	8.859	17.43	14.39	0.83	8.919	19.75	16.33	0.83	9.003
18.93	15.17	12.79	0.84	8.837	17.27	14.50	0.84	8.913	20.94	17.60	0.84	9.046
18.93	15.57	12.87	0.85	8.852	17.72	14.56	0.85	8.929	20.85	17.17	0.85	9.042
18.93	16.14	14.08	0.83	8.872	17.75	15.30	0.83	8.930	20.69	17.85	0.83	9.037
18.93	16.07	13.95	0.83	8.870	17.65	15.37	0.83	8.927	20.70	17.99	0.82	9.037
18.93	16.40	14.05	0.83	8.882	17.70	15.00	0.83	8.929	20.70	17.50	0.82	9.037
18.93	16.00	14.00	0.84	8.867	17.70	15.10	0.84	8.929	20.70	17.50	0.84	9.037
18.93	16.57	14.61	0.83	8.888	18.89	16.42	0.82	8.972	22.51	19.50	0.82	9.102
18.93	16.62	14.63	0.87	8.890	18.89	16.63	0.86	8.972	22.51	19.85	0.86	9.102
18.93	16.31	15.60	0.87	8.878	18.11	15.60	0.87	8.943	21.57	18.60	0.87	9.068
18.93	16.30	15.64	0.86	8.878	18.10	15.64	0.85	8.943	21.55	18.64	0.85	9.068
18.93	15.87	13.08	0.88	8.863	17.49	14.45	0.85	8.921	19.83	16.38	0.85	9.005
18.93	15.87	13.08	0.88	8.863	17.53	14.50	0.87	8.922	19.89	16.42	0.87	9.008
18.93	15.87	13.09	0.89	8.863	17.53	14.49	0.88	8.922	19.85	16.43	0.88	9.006
18.93	14.25	11.72	0.96	8.804	15.97	13.23	0.86	8.866	18.51	15.01	0.86	8.958
18.93	14.25	11.72	0.96	8.804	16.02	13.22	0.86	8.868	18.61	15.00	0.86	8.961
22.08	15.71	12.85	0.83	8.857	18.11	14.91	0.83	8.943	21.85	18.00	0.83	9.078
22.08	15.60	12.83	0.83	8.853	18.11	14.94	0.83	8.943	21.85	18.01	0.83	9.078
22.08	15.69	12.84	0.83	8.856	18.11	14.93	0.83	8.943	21.88	18.01	0.82	9.079
25.24	14.60	12.31	0.83	8.817	16.39	13.76	0.83	8.881	18.80	15.76	0.81	8.968

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS				SALIDA EVAPORADOR PLACAS/ ENTRADA EVAPORADOR CALANDRIA				SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA			
	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad
25.24	14.75	12.35	0.83	8.822	16.46	13.79	0.83	8.884	18.87	15.77	0.81	8.971
25.24	14.70	12.34	0.82	8.820	16.46	13.78	0.82	8.884	18.87	15.76	0.82	8.971
26.81	15.62	13.11	0.83	8.853	17.60	14.84	0.82	8.925	21.01	17.53	0.82	9.048
26.81	15.62	13.14	0.82	8.853	17.64	14.84	0.82	8.926	21.01	17.58	0.82	9.048
26.81	15.62	13.14	0.84	8.853	17.64	14.84	0.84	8.926	21.01	17.62	0.84	9.048
28.39	16.10	13.33	0.84	8.871	18.60	15.13	0.84	8.961	21.01	17.15	0.84	9.048
28.39	16.10	13.37	0.84	8.871	18.40	15.19	0.84	8.954	20.98	17.05	0.84	9.047
28.39	16.10	13.39	0.85	8.871	18.40	15.11	0.84	8.954	20.96	17.16	0.83	9.046
28.39	14.20	11.83	0.85	8.802	15.81	13.22	0.84	8.860	19.33	16.14	0.84	8.987
28.39	14.20	11.87	0.85	8.802	15.77	13.24	0.84	8.859	19.31	16.18	0.84	8.987
28.39	14.25	11.87	0.83	8.804	15.85	13.26	0.81	8.862	19.31	16.20	0.81	8.987
31.54	15.40	12.80	0.84	8.846	17.15	14.19	0.84	8.909	19.40	16.13	0.83	8.990
31.54	15.67	13.30	0.84	8.855	17.17	14.27	0.84	8.909	19.91	16.50	0.84	9.008
31.54	15.57	13.30	0.84	8.852	17.17	14.28	0.84	8.909	19.91	16.47	0.83	9.008
31.54	15.57	13.31	0.81	8.852	17.17	14.28	0.81	8.909	19.91	16.47	0.81	9.008
34.70	14.55	11.57	0.83	8.815	17.00	13.63	0.83	8.903	19.80	15.58	0.83	9.004
34.70	14.55	11.56	0.85	8.815	17.05	13.62	0.83	8.905	19.80	15.69	0.83	9.004
34.70	14.76	12.13	0.85	8.822	16.88	13.94	0.83	8.899	19.40	16.05	0.83	8.990
34.70	14.71	12.15	0.85	8.821	16.88	13.96	0.83	8.899	19.47	16.07	0.83	8.992
34.70	14.71	12.15	0.80	8.821	16.88	13.95	0.80	8.899	19.50	16.06	0.79	8.994
34.70	15.08	12.68	0.80	8.834	17.16	14.52	0.80	8.909	20.14	16.97	0.79	9.017
34.70	15.18	12.67	0.83	8.838	17.37	14.54	0.83	8.917	20.14	16.96	0.82	9.017
37.85	16.01	13.45	0.83	8.868	18.50	15.50	0.83	8.957	20.99	17.51	0.83	9.047
37.85	16.05	13.45	0.83	8.869	18.50	15.55	0.83	8.957	20.99	17.55	0.82	9.047
37.85	16.00	13.44	0.85	8.867	18.51	15.50	0.85	8.958	20.97	17.53	0.84	9.047
37.85	15.46	12.92	0.84	8.848	18.10	14.99	0.84	8.943	20.66	17.15	0.84	9.035
37.85	15.15	12.65	0.84	8.837	17.00	14.20	0.84	8.903	19.85	16.48	0.83	9.006
37.85	15.15	12.72	0.84	8.837	17.00	14.25	0.84	8.903	19.85	16.39	0.84	9.006

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS				SALIDA EVAPORADOR PLACAS/ ENTRADA EVAPORADOR CALANDRIA				SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA			
	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad
37.85	15.68	12.91	0.84	8.856	16.93	13.89	0.84	8.901	19.61	15.11	0.84	8.998
37.85	15.68	12.95	0.84	8.856	16.97	13.90	0.83	8.902	19.65	15.18	0.83	8.999
37.85	14.73	11.93	0.84	8.821	16.93	13.63	0.84	8.901	19.91	16.10	0.83	9.008
37.85	14.98	11.98	0.84	8.830	17.05	13.71	0.84	8.905	19.91	16.10	0.83	9.008
37.85	15.93	12.82	0.82	8.865	17.92	14.51	0.82	8.937	21.06	17.11	0.77	9.050
37.85	15.93	12.86	0.83	8.865	17.92	14.52	0.82	8.937	21.10	17.14	0.77	9.051
37.85	15.93	12.91	0.81	8.865	17.92	14.51	0.81	8.937	21.10	17.13	0.81	9.051
37.85	14.65	12.27	0.81	8.818	16.25	13.63	0.81	8.876	18.66	15.68	0.80	8.963
37.85	14.65	12.26	0.81	8.818	16.25	13.61	0.80	8.876	18.66	15.67	0.80	8.963
37.85	14.52	11.37	0.81	8.814	16.24	12.65	0.81	8.876	18.90	14.75	0.81	8.972
37.85	14.67	11.39	0.81	8.819	16.24	12.66	0.81	8.876	18.90	14.76	0.81	8.972
37.85	13.45	11.09	0.81	8.775	15.57	12.88	0.81	8.852	18.15	14.97	0.81	8.945
37.85	13.39	11.13	0.84	8.773	15.60	12.89	0.84	8.853	18.23	15.01	0.83	8.948
37.85	13.47	11.15	0.84	8.776	15.60	12.89	0.84	8.853	18.23	14.98	0.83	8.948
37.85	14.95	12.00	0.78	8.829	17.35	14.04	0.78	8.916	20.01	15.83	0.78	9.012
41.01	14.95	12.03	0.78	8.829	17.40	14.07	0.78	8.918	19.97	15.98	0.78	9.011
41.01	14.95	12.04	0.83	8.829	17.40	14.07	0.83	8.918	19.97	16.02	0.82	9.011
41.01	13.76	11.37	0.83	8.786	15.14	12.49	0.83	8.836	17.97	14.84	0.82	8.938
41.01	13.81	11.37	0.83	8.788	15.17	12.54	0.83	8.837	17.97	14.84	0.82	8.938
41.01	13.81	11.36	0.81	8.788	15.17	12.53	0.81	8.837	17.97	14.82	0.79	8.938
41.01	14.51	12.20	0.81	8.813	16.41	13.84	0.81	8.882	18.79	15.91	0.80	8.968
44.16	14.51	12.26	0.81	8.813	16.47	13.85	0.81	8.884	18.84	15.90	0.80	8.970
44.16	14.51	12.30	0.83	8.813	16.47	13.85	0.82	8.884	18.84	15.92	0.82	8.970
44.16	14.44	12.16	0.83	8.811	16.61	13.99	0.83	8.889	19.41	16.41	0.83	8.990
44.16	14.44	12.21	0.83	8.811	16.56	13.99	0.83	8.887	19.41	16.42	0.82	8.990
44.16	14.48	12.22	0.85	8.812	16.61	13.96	0.84	8.889	19.41	16.40	0.84	8.990
44.16	14.63	12.52	0.84	8.818	17.04	14.54	0.84	8.905	19.36	16.42	0.84	8.988
44.16	14.67	12.48	0.85	8.819	17.04	14.57	0.84	8.905	19.36	16.48	0.84	8.988

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS				SALIDA EVAPORADOR PLACAS/ ENTRADA EVAPORADOR CALANDRIA				SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA			
	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad
44.16	14.67	12.52	0.85	8.819	17.04	14.56	0.84	8.905	19.40	16.48	0.84	8.990
44.16	14.19	11.06	0.85	8.802	16.28	12.80	0.84	8.877	18.69	14.57	0.84	8.964
44.16	13.71	11.03	0.84	8.785	15.39	12.34	0.84	8.845	17.65	14.17	0.84	8.927
44.16	13.81	11.13	0.86	8.788	15.39	12.35	0.85	8.845	17.65	14.17	0.85	8.927
44.16	13.89	11.12	0.86	8.791	15.38	12.36	0.86	8.845	17.65	14.19	0.85	8.927
44.16	13.85	11.60	0.86	8.790	16.28	13.68	0.85	8.877	17.05	14.16	0.85	8.905
44.16	13.85	11.60	0.79	8.790	16.28	13.69	0.79	8.877	17.02	14.16	0.78	8.904
44.16	13.91	11.64	0.80	8.792	15.82	13.17	0.80	8.861	16.14	13.18	0.80	8.872
44.16	13.98	11.72	0.81	8.794	15.82	13.18	0.80	8.861	16.24	13.18	0.80	8.876
44.16	13.98	11.73	0.81	8.794	15.82	13.18	0.80	8.861	16.21	13.17	0.80	8.875
44.16	14.67	12.37	0.84	8.819	17.42	14.71	0.84	8.918	20.41	17.32	0.83	9.026
47.32	14.74	12.43	0.84	8.822	17.42	14.77	0.84	8.918	20.41	17.32	0.83	9.026
47.32	14.74	12.41	0.84	8.822	17.42	14.75	0.83	8.918	20.41	17.33	0.82	9.026
47.32	14.74	12.60	0.84	8.822	17.07	14.51	0.83	8.906	19.96	16.81	0.81	9.010
47.32	14.83	12.61	0.84	8.825	17.14	14.52	0.83	8.908	19.96	16.85	0.81	9.010
47.32	14.87	12.61	0.85	8.826	17.14	14.52	0.84	8.908	20.06	16.90	0.84	9.014
47.32	14.46	12.00	0.85	8.812	16.36	13.62	0.85	8.880	18.18	15.08	0.84	8.946
50.47	14.46	12.04	0.85	8.812	16.36	13.62	0.85	8.880	18.21	15.11	0.84	8.947
50.47	14.49	12.05	0.85	8.813	16.36	13.63	0.85	8.880	18.21	15.09	0.84	8.947
50.47	14.82	12.18	0.85	8.825	17.26	14.20	0.85	8.913	20.01	16.40	0.84	9.012
50.47	14.91	12.25	0.85	8.828	17.26	14.18	0.85	8.913	19.94	16.40	0.84	9.009
50.47	14.91	12.27	0.84	8.828	17.35	14.18	0.83	8.916	20.06	16.42	0.83	9.014
50.47	15.37	12.94	0.83	8.844	18.82	15.75	0.83	8.969	22.30	18.70	0.83	9.095
50.47	15.38	12.97	0.84	8.845	18.76	15.76	0.83	8.967	22.34	18.81	0.83	9.096
50.47	15.33	12.96	0.83	8.843	18.76	15.76	0.82	8.967	22.30	18.82	0.82	9.095
50.47	15.32	13.02	0.82	8.843	17.13	14.60	0.82	8.908	20.14	17.15	0.82	9.017
50.47	15.50	12.82	0.82	8.849	17.28	14.26	0.82	8.913	19.87	16.41	0.81	9.007
50.47	15.56	12.90	0.84	8.851	17.24	14.33	0.84	8.912	20.11	16.45	0.83	9.016

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS				SALIDA EVAPORADOR PLACAS/ ENTRADA EVAPORADOR CALANDRIA				SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA			
	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad
50.47	15.57	13.23	0.84	8.852	17.94	15.31	0.84	8.937	21.41	18.07	0.84	9.063
50.47	15.51	13.23	0.85	8.850	17.98	15.30	0.84	8.939	21.31	18.07	0.84	9.059
50.47	14.07	11.72	0.86	8.798	16.03	13.20	0.85	8.868	18.27	15.03	0.85	8.949
50.47	14.13	11.72	0.83	8.800	16.03	13.26	0.83	8.868	18.27	15.03	0.82	8.949
50.47	14.13	11.68	0.84	8.800	16.03	13.27	0.83	8.868	18.27	15.03	0.82	8.949
50.47	13.97	11.85	0.83	8.794	16.37	13.63	0.83	8.881	18.41	15.12	0.82	8.954
50.47	14.04	11.80	0.86	8.796	16.46	13.48	0.85	8.884	18.41	15.13	0.84	8.954
50.47	14.01	11.65	0.85	8.795	16.46	13.55	0.85	8.884	18.41	15.13	0.85	8.954
50.47	13.76	11.13	0.83	8.786	15.78	12.72	0.82	8.859	18.19	14.75	0.82	8.946
50.47	13.76	11.17	0.83	8.786	15.78	12.75	0.83	8.859	18.19	14.76	0.82	8.946
50.47	13.76	11.16	0.83	8.786	15.78	12.79	0.83	8.859	18.19	14.78	0.82	8.946
50.47	15.11	12.53	0.85	8.835	16.84	14.00	0.83	8.898	19.58	16.26	0.82	8.996
50.47	15.11	12.57	0.84	8.835	16.84	14.01	0.82	8.898	19.63	16.30	0.82	8.998
50.47	15.11	12.56	0.83	8.835	16.89	14.00	0.82	8.899	19.63	16.25	0.82	8.998
50.47	14.51	12.10	0.81	8.813	16.18	13.35	0.81	8.874	18.82	15.62	0.81	8.969
50.47	14.51	12.09	0.81	8.813	16.11	13.37	0.81	8.871	18.82	15.60	0.81	8.969
50.47	14.51	12.08	0.81	8.813	16.11	13.39	0.81	8.871	18.86	15.61	0.81	8.970
56.78	12.33	10.07	0.83	8.735	11.54	9.45	0.83	8.706	15.05	12.21	0.83	8.833
56.78	12.40	10.10	0.83	8.737	11.54	9.43	0.83	8.706	15.08	12.24	0.82	8.834
56.78	12.20	9.95	0.83	8.730	14.02	11.50	0.83	8.796	15.42	12.08	0.83	8.846
56.78	12.20	10.01	0.83	8.730	13.92	11.52	0.83	8.792	15.49	12.46	0.83	8.849
56.78	13.27	11.00	0.82	8.769	15.09	12.59	0.82	8.834	17.63	14.77	0.81	8.926
56.78	13.22	11.11	0.82	8.767	15.15	12.63	0.82	8.837	17.71	14.77	0.81	8.929
56.78	13.22	11.10	0.82	8.767	15.10	12.62	0.82	8.835	17.64	14.78	0.78	8.926
56.78	13.31	10.99	0.83	8.770	15.81	13.08	0.83	8.860	18.59	15.32	0.80	8.961
56.78	13.40	11.01	0.84	8.773	15.92	13.08	0.83	8.864	18.75	15.37	0.83	8.966
56.78	13.40	11.04	0.84	8.773	15.81	13.08	0.83	8.860	18.64	15.36	0.83	8.963
90.85	15.45	13.04	0.84	8.847	17.65	14.98	0.84	8.927	19.98	15.41	0.83	9.011

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS				SALIDA EVAPORADOR PLACAS/ ENTRADA EVAPORADOR CALANDRIA				SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA			
	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad	Brix (%)	Pol (%)	Pureza	Densidad
91.48	15.76	12.99	0.83	8.859	18.88	15.51	0.83	8.971	23.60	19.12	0.82	9.142
91.48	15.82	12.97	0.82	8.861	18.88	15.54	0.82	8.971	23.40	19.23	0.82	9.134
56.78	13.40	11.04	0.83	8.773	16.47	13.64	0.83	8.884	18.64	15.36	0.82	8.963
90.85	15.45	13.04	0.85	8.847	17.65	14.98	0.85	8.927	19.98	15.41	0.77	9.011
91.48	15.76	12.99	0.82	8.859	18.88	15.51	0.82	8.971	23.60	19.12	0.81	9.142
91.48	15.82	12.97	0.83	8.861	18.88	15.54	0.82	8.971	23.40	19.23	0.82	9.134

Tabla XXIII. Azúcares reductores y factor de Fehling para ciento noventa y cuatro corridas de jugo de caña obtenidas durante la etapa de muestreo para el evaporador de placas y de calandria

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
9.46	13.00	0.046	0.0088	11.00	0.05	0.0105	11.00	0.05	0.0105
9.46	12.40	0.046	0.0093	10.80	0.05	0.0106	10.80	0.05	0.0106
9.46	13.00	0.046	0.0088	10.60	0.05	0.0108	10.60	0.05	0.0108
9.46	13.00	0.050	0.0096	12.20	0.05	0.0102	11.00	0.05	0.0114
9.46	13.20	0.050	0.0095	12.00	0.05	0.0104	10.80	0.05	0.0116
9.46	13.20	0.050	0.0095	12.00	0.05	0.0104	10.80	0.05	0.0116
10.09	15.00	0.046	0.0077	13.20	0.05	0.0087	12.40	0.05	0.0093
10.09	15.00	0.046	0.0077	13.40	0.05	0.0086	12.80	0.05	0.0090
10.09	15.20	0.046	0.0076	13.80	0.05	0.0083	11.80	0.05	0.0097
10.09	18.00	0.046	0.0064	14.80	0.05	0.0078	13.60	0.05	0.0085
10.09	18.00	0.046	0.0064	14.80	0.05	0.0078	13.20	0.05	0.0087
10.09	18.20	0.046	0.0063	15.00	0.05	0.0077	13.20	0.05	0.0087
10.09	17.80	0.046	0.0065	16.60	0.05	0.0069	12.40	0.05	0.0093
10.09	17.20	0.046	0.0067	16.60	0.05	0.0069	12.80	0.05	0.0090
10.09	18.00	0.046	0.0064	16.40	0.05	0.0070	12.60	0.05	0.0091
10.09	20.20	0.046	0.0057	13.80	0.05	0.0083	13.00	0.05	0.0088
10.09	17.20	0.046	0.0067	12.80	0.05	0.0090	12.80	0.05	0.0090
10.09	17.80	0.046	0.0065	14.00	0.05	0.0082	13.20	0.05	0.0087
12.62	13.00	0.046	0.0088	13.00	0.05	0.0088	10.00	0.05	0.0115
12.62	13.80	0.046	0.0083	13.00	0.05	0.0088	12.00	0.05	0.0096

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
12.62	13.20	0.046	0.0087	12.40	0.05	0.0093	11.90	0.05	0.0097
12.62	12.80	0.046	0.0090	10.80	0.05	0.0106	10.20	0.05	0.0113
12.62	12.00	0.046	0.0096	11.00	0.05	0.0105	11.00	0.05	0.0105
12.62	13.90	0.046	0.0083	11.60	0.05	0.0099	11.20	0.05	0.0103
12.62	14.20	0.046	0.0081	12.00	0.05	0.0096	10.80	0.05	0.0106
12.62	13.20	0.046	0.0087	12.40	0.05	0.0093	11.20	0.05	0.0103
12.62	13.20	0.046	0.0087	11.40	0.05	0.0101	11.00	0.05	0.0105
12.62	14.60	0.046	0.0079	12.20	0.05	0.0094	9.60	0.05	0.0120
12.62	13.00	0.046	0.0088	12.20	0.05	0.0094	9.80	0.05	0.0117
12.62	14.20	0.046	0.0081	12.20	0.05	0.0094	9.60	0.05	0.0120
12.62	12.60	0.050	0.0099	11.40	0.05	0.0110	10.00	0.05	0.0125
12.62	12.80	0.050	0.0098	11.20	0.05	0.0112	10.20	0.05	0.0123
12.62	12.60	0.050	0.0099	11.00	0.05	0.0114	10.20	0.05	0.0123
12.62	13.00	0.050	0.0096	12.40	0.05	0.0101	11.00	0.05	0.0114
12.62	13.20	0.050	0.0095	12.20	0.05	0.0102	11.00	0.05	0.0114
12.62	13.20	0.050	0.0095	12.20	0.05	0.0102	10.80	0.05	0.0116
13.88	12.60	0.046	0.0091	12.40	0.05	0.0093	11.00	0.05	0.0105
13.88	13.60	0.046	0.0085	12.60	0.05	0.0091	10.80	0.05	0.0106
13.88	13.11	0.046	0.0088	12.40	0.05	0.0093	11.00	0.05	0.0105
13.88	11.40	0.046	0.0101	9.60	0.05	0.0120	8.80	0.05	0.0131
13.88	10.60	0.046	0.0108	9.00	0.05	0.0128	8.40	0.05	0.0137
13.88	11.40	0.046	0.0101	9.40	0.05	0.0122	8.80	0.05	0.0131
13.88	10.40	0.046	0.0111	10.00	0.05	0.0115	8.00	0.05	0.0144
13.88	10.80	0.046	0.0106	10.60	0.05	0.0108	8.40	0.05	0.0137
13.88	10.20	0.046	0.0113	9.80	0.05	0.0117	7.80	0.05	0.0147
13.88	10.00	0.046	0.0115	9.60	0.05	0.0120	8.60	0.05	0.0134
13.88	10.20	0.046	0.0113	9.80	0.05	0.0117	8.40	0.05	0.0137

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
13.88	10.20	0.046	0.0113	9.60	0.05	0.0120	8.20	0.05	0.0140
14.51	17.20	0.046	0.0067	16.20	0.05	0.0071	13.80	0.05	0.0083
14.51	17.20	0.046	0.0067	15.40	0.05	0.0075	12.40	0.05	0.0093
14.51	16.40	0.046	0.0070	15.00	0.05	0.0077	15.00	0.05	0.0077
14.51	15.60	0.046	0.0074	13.80	0.05	0.0083	13.80	0.05	0.0083
14.51	16.00	0.046	0.0072	14.40	0.05	0.0080	14.00	0.05	0.0082
14.51	17.20	0.046	0.0067	16.40	0.05	0.0070	14.60	0.05	0.0079
14.51	16.80	0.046	0.0068	16.80	0.05	0.0068	14.80	0.05	0.0078
14.51	18.80	0.046	0.0061	16.20	0.05	0.0071	14.80	0.05	0.0078
14.51	18.80	0.046	0.0061	18.60	0.05	0.0062	14.80	0.05	0.0078
14.51	18.60	0.046	0.0062	17.20	0.05	0.0067	14.40	0.05	0.0080
14.51	22.40	0.046	0.0051	22.00	0.05	0.0052	15.00	0.05	0.0077
14.51	21.00	0.046	0.0055	21.00	0.05	0.0055	14.80	0.05	0.0078
14.51	21.80	0.046	0.0053	21.80	0.05	0.0053	14.40	0.05	0.0080
14.51	11.80	0.046	0.0097	11.20	0.05	0.0103	10.00	0.05	0.0115
14.51	11.20	0.046	0.0103	11.00	0.05	0.0105	10.40	0.05	0.0111
14.51	12.20	0.046	0.0094	11.60	0.05	0.0099	10.00	0.05	0.0115
14.51	11.20	0.046	0.0103	10.60	0.05	0.0108	9.40	0.05	0.0122
14.51	11.40	0.046	0.0101	10.60	0.05	0.0108	9.40	0.05	0.0122
14.51	11.20	0.046	0.0103	10.80	0.05	0.0106	9.60	0.05	0.0120
14.51	11.00	0.046	0.0105	10.80	0.05	0.0106	10.00	0.05	0.0115
14.51	11.20	0.046	0.0103	11.00	0.05	0.0105	8.40	0.05	0.0137
14.51	11.00	0.046	0.0105	10.40	0.05	0.0111	8.20	0.05	0.0140
15.77	13.20	0.046	0.0087	12.20	0.05	0.0094	10.80	0.05	0.0106
15.77	12.80	0.046	0.0090	12.40	0.05	0.0093	10.80	0.05	0.0106
15.77	13.80	0.046	0.0083	12.60	0.05	0.0091	10.60	0.05	0.0108
15.77	14.40	0.046	0.0080	12.60	0.05	0.0091	11.40	0.05	0.0101

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
15.77	15.20	0.046	0.0076	14.20	0.05	0.0081	13.20	0.05	0.0087
15.77	15.20	0.046	0.0076	13.40	0.05	0.0086	12.20	0.05	0.0094
15.77	15.40	0.046	0.0075	14.20	0.05	0.0081	11.80	0.05	0.0097
15.77	12.60	0.046	0.0091	10.80	0.05	0.0106	8.80	0.05	0.0131
15.77	11.40	0.046	0.0101	10.60	0.05	0.0108	8.80	0.05	0.0131
15.77	11.20	0.046	0.0103	10.80	0.05	0.0106	9.00	0.05	0.0128
15.77	12.20	0.046	0.0094	10.80	0.05	0.0106	9.00	0.05	0.0128
15.77	13.00	0.046	0.0088	11.40	0.05	0.0101	8.80	0.05	0.0131
15.77	13.00	0.046	0.0088	11.60	0.05	0.0099	8.80	0.05	0.0131
15.77	14.40	0.050	0.0087	13.80	0.05	0.0091	11.80	0.05	0.0106
15.77	14.80	0.050	0.0084	13.40	0.05	0.0093	11.40	0.05	0.0110
15.77	15.00	0.050	0.0083	13.60	0.05	0.0092	11.80	0.05	0.0106
15.77	15.00	0.050	0.0083	13.40	0.05	0.0093	11.80	0.05	0.0106
15.77	15.40	0.050	0.0081	12.80	0.05	0.0098	12.40	0.05	0.0101
15.77	15.00	0.050	0.0083	13.00	0.05	0.0096	12.00	0.05	0.0104
15.77	21.00	0.050	0.0060	21.00	0.05	0.0060	18.00	0.05	0.0069
15.77	22.40	0.050	0.0056	21.20	0.05	0.0059	18.60	0.05	0.0067
15.77	22.00	0.050	0.0057	21.00	0.05	0.0060	18.00	0.05	0.0069
15.77	27.80	0.050	0.0045	20.40	0.05	0.0061	15.00	0.05	0.0083
15.77	27.00	0.050	0.0046	20.00	0.05	0.0063	14.20	0.05	0.0088
15.77	27.60	0.050	0.0045	20.20	0.05	0.0062	15.00	0.05	0.0083
18.93	12.60	0.046	0.0091	11.00	0.05	0.0105	9.40	0.05	0.0122
18.93	11.80	0.046	0.0097	11.20	0.05	0.0103	9.20	0.05	0.0125
18.93	13.80	0.046	0.0083	11.60	0.05	0.0099	9.20	0.05	0.0125
18.93	16.40	0.046	0.0070	13.40	0.05	0.0086	11.80	0.05	0.0097
18.93	16.40	0.046	0.0070	13.40	0.05	0.0086	11.60	0.05	0.0099
18.93	16.00	0.046	0.0072	13.20	0.05	0.0087	11.80	0.05	0.0097

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
18.93	11.20	0.046	0.0103	9.40	0.05	0.0122	8.20	0.05	0.0140
18.93	11.20	0.046	0.0103	9.00	0.05	0.0128	8.40	0.05	0.0137
18.93	11.20	0.046	0.0103	9.20	0.05	0.0125	8.60	0.05	0.0134
18.93	13.00	0.050	0.0096	10.40	0.05	0.0120	9.00	0.05	0.0139
18.93	12.00	0.050	0.0104	11.00	0.05	0.0114	9.00	0.05	0.0139
18.93	12.40	0.050	0.0101	11.20	0.05	0.0112	9.20	0.05	0.0136
18.93	12.60	0.050	0.0099	11.20	0.05	0.0112	9.60	0.05	0.0130
18.93	11.60	0.050	0.0108	11.60	0.05	0.0108	9.80	0.05	0.0128
18.93	12.00	0.050	0.0104	11.60	0.05	0.0108	9.60	0.05	0.0130
18.93	12.60	0.050	0.0099	10.00	0.05	0.0125	9.00	0.05	0.0139
18.93	13.00	0.050	0.0096	12.00	0.05	0.0104	10.00	0.05	0.0125
18.93	12.60	0.050	0.0099	11.80	0.05	0.0106	10.30	0.05	0.0121
18.93	13.20	0.050	0.0095	12.80	0.05	0.0098	11.80	0.05	0.0106
18.93	14.20	0.050	0.0088	12.00	0.05	0.0104	12.00	0.05	0.0104
18.93	13.00	0.050	0.0096	12.20	0.05	0.0102	11.80	0.05	0.0106
18.93	15.80	0.050	0.0079	12.80	0.05	0.0098	11.80	0.05	0.0106
18.93	14.00	0.050	0.0089	13.40	0.05	0.0093	12.20	0.05	0.0102
18.93	15.20	0.050	0.0082	13.40	0.05	0.0093	12.20	0.05	0.0102
18.93	15.00	0.050	0.0083	12.80	0.05	0.0098	12.60	0.05	0.0099
18.93	14.00	0.050	0.0089	12.80	0.05	0.0098	11.20	0.05	0.0112
18.93	16.00	0.050	0.0078	12.60	0.05	0.0099	12.00	0.05	0.0104
18.93	15.20	0.050	0.0082	13.20	0.05	0.0095	11.60	0.05	0.0108
18.93	15.80	0.050	0.0079	13.10	0.05	0.0095	11.40	0.05	0.0110
18.93	15.40	0.050	0.0081	13.00	0.05	0.0096	11.00	0.05	0.0114
18.93	17.60	0.050	0.0071	16.00	0.05	0.0078	14.00	0.05	0.0089
18.93	17.20	0.050	0.0073	16.20	0.05	0.0077	13.80	0.05	0.0091
18.93	17.20	0.050	0.0073	15.40	0.05	0.0081	12.40	0.05	0.0101

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
18.93	14.00	0.050	0.0089	13.00	0.05	0.0096	11.00	0.05	0.0114
18.93	14.20	0.050	0.0088	13.20	0.05	0.0095	11.20	0.05	0.0112
18.93	14.00	0.050	0.0089	12.80	0.05	0.0098	11.00	0.05	0.0114
18.93	22.00	0.050	0.0057	18.60	0.05	0.0067	14.50	0.05	0.0086
18.93	21.00	0.050	0.0060	19.20	0.05	0.0065	14.00	0.05	0.0089
18.93	22.00	0.050	0.0057	18.20	0.05	0.0069	15.00	0.05	0.0083
18.93	12.00	0.050	0.0104	10.00	0.05	0.0125	9.20	0.05	0.0136
18.93	12.20	0.050	0.0102	10.40	0.05	0.0120	8.60	0.05	0.0145
18.93	12.20	0.050	0.0102	10.20	0.05	0.0123	8.90	0.05	0.0140
18.93	13.00	0.050	0.0096	12.00	0.05	0.0104	11.00	0.05	0.0114
18.93	12.80	0.050	0.0098	12.00	0.05	0.0104	10.80	0.05	0.0116
18.93	12.80	0.050	0.0098	12.20	0.05	0.0102	10.60	0.05	0.0118
18.93	14.20	0.050	0.0088	13.40	0.05	0.0093	11.40	0.05	0.0110
18.93	14.20	0.050	0.0088	13.60	0.05	0.0092	11.80	0.05	0.0106
18.93	14.40	0.050	0.0087	12.60	0.05	0.0099	11.80	0.05	0.0106
22.08	15.00	0.046	0.0077	13.20	0.05	0.0087	10.40	0.05	0.0111
22.08	16.00	0.046	0.0072	12.80	0.05	0.0090	11.00	0.05	0.0105
22.08	13.80	0.046	0.0083	12.00	0.05	0.0096	10.80	0.05	0.0106
25.24	16.00	0.050	0.0078	13.00	0.05	0.0096	12.40	0.05	0.0101
25.24	15.40	0.050	0.0081	13.20	0.05	0.0095	11.80	0.05	0.0106
25.24	15.00	0.050	0.0083	13.40	0.05	0.0093	11.80	0.05	0.0106
26.81	15.00	0.050	0.0083	13.80	0.05	0.0091	11.40	0.05	0.0110
26.81	14.40	0.050	0.0087	11.20	0.05	0.0112	10.60	0.05	0.0118
26.81	14.80	0.050	0.0084	11.40	0.05	0.0110	10.80	0.05	0.0116
28.39	13.00	0.050	0.0096	11.00	0.05	0.0114	10.80	0.05	0.0116
28.39	13.40	0.050	0.0093	11.40	0.05	0.0110	10.80	0.05	0.0116
28.39	13.60	0.050	0.0092	11.40	0.05	0.0110	10.40	0.05	0.0120

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
28.39	14.00	0.050	0.0089	13.00	0.05	0.0096	11.20	0.05	0.0112
28.39	13.80	0.050	0.0091	13.00	0.05	0.0096	11.20	0.05	0.0112
28.39	13.60	0.050	0.0092	13.00	0.05	0.0096	11.40	0.05	0.0110
28.39	16.20	0.050	0.0077	15.00	0.05	0.0083	12.60	0.05	0.0099
28.39	16.40	0.050	0.0076	14.80	0.05	0.0084	13.00	0.05	0.0096
28.39	15.60	0.050	0.0080	14.80	0.05	0.0084	13.00	0.05	0.0096
28.39	16.20	0.050	0.0077	14.00	0.05	0.0089	12.60	0.05	0.0099
28.39	16.80	0.050	0.0074	14.20	0.05	0.0088	12.60	0.05	0.0099
28.39	16.40	0.050	0.0076	14.00	0.05	0.0089	12.40	0.05	0.0101
31.54	12.60	0.050	0.0099	12.60	0.05	0.0099	11.60	0.05	0.0108
31.54	12.40	0.050	0.0101	12.40	0.05	0.0101	11.30	0.05	0.0111
31.54	14.60	0.050	0.0086	12.80	0.05	0.0098	11.00	0.05	0.0114
31.54	15.40	0.050	0.0081	12.80	0.05	0.0098	11.20	0.05	0.0112
31.54	14.40	0.050	0.0087	12.60	0.05	0.0099	11.00	0.05	0.0114
31.54	14.80	0.050	0.0084	13.20	0.05	0.0095	11.00	0.05	0.0114
31.54	15.60	0.050	0.0080	13.40	0.05	0.0093	12.40	0.05	0.0101
31.54	14.20	0.050	0.0088	13.00	0.05	0.0096	12.00	0.05	0.0104
34.70	12.80	0.050	0.0098	11.20	0.05	0.0112	10.00	0.05	0.0125
34.70	13.00	0.050	0.0096	11.40	0.05	0.0110	10.00	0.05	0.0125
34.70	12.80	0.050	0.0098	11.60	0.05	0.0108	10.00	0.05	0.0125
34.70	11.80	0.050	0.0106	10.30	0.05	0.0121	9.50	0.05	0.0132
34.70	12.00	0.050	0.0104	10.00	0.05	0.0125	9.40	0.05	0.0133
34.70	11.60	0.050	0.0108	11.00	0.05	0.0114	9.80	0.05	0.0128
34.70	13.50	0.050	0.0093	12.60	0.05	0.0099	10.50	0.05	0.0119
34.70	13.70	0.050	0.0091	12.20	0.05	0.0102	10.70	0.05	0.0117
34.70	13.50	0.050	0.0093	12.50	0.05	0.0100	10.60	0.05	0.0118
34.70	11.90	0.050	0.0105	10.30	0.05	0.0121	9.50	0.05	0.0132

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
34.70	11.40	0.050	0.0110	10.70	0.05	0.0117	9.50	0.05	0.0132
34.70	11.70	0.050	0.0107	10.80	0.05	0.0116	9.50	0.05	0.0132
37.85	13.80	0.050	0.0091	12.20	0.05	0.0102	11.00	0.05	0.0114
37.85	13.80	0.050	0.0091	12.60	0.05	0.0099	10.80	0.05	0.0116
37.85	13.60	0.050	0.0092	12.40	0.05	0.0101	11.00	0.05	0.0114
37.85	11.00	0.050	0.0114	9.00	0.05	0.0139	8.00	0.05	0.0156
37.85	11.20	0.050	0.0112	9.20	0.05	0.0136	8.60	0.05	0.0145
37.85	11.20	0.050	0.0112	9.00	0.05	0.0139	8.40	0.05	0.0149
37.85	10.50	0.050	0.0119	9.50	0.05	0.0132	8.60	0.05	0.0145
37.85	10.80	0.050	0.0116	9.40	0.05	0.0133	8.40	0.05	0.0149
37.85	11.00	0.050	0.0114	9.80	0.05	0.0128	8.40	0.05	0.0149
37.85	11.00	0.050	0.0114	10.00	0.05	0.0125	9.20	0.05	0.0136
37.85	11.40	0.050	0.0110	10.20	0.05	0.0123	9.40	0.05	0.0133
37.85	11.00	0.050	0.0114	10.20	0.05	0.0123	9.40	0.05	0.0133
37.85	12.20	0.050	0.0102	11.20	0.05	0.0112	10.20	0.05	0.0123
37.85	13.80	0.050	0.0091	12.00	0.05	0.0104	10.40	0.05	0.0120
37.85	13.40	0.050	0.0093	11.80	0.05	0.0106	10.60	0.05	0.0118
37.85	11.60	0.050	0.0108	9.60	0.05	0.0130	8.00	0.05	0.0156
37.85	11.40	0.050	0.0110	9.20	0.05	0.0136	8.20	0.05	0.0152
37.85	11.60	0.050	0.0108	9.20	0.05	0.0136	8.20	0.05	0.0152
37.85	12.00	0.050	0.0104	11.60	0.05	0.0108	8.40	0.05	0.0149
37.85	12.60	0.050	0.0099	11.00	0.05	0.0114	8.50	0.05	0.0147
37.85	12.00	0.050	0.0104	11.20	0.05	0.0112	8.40	0.05	0.0149
37.85	12.20	0.050	0.0102	11.00	0.05	0.0114	9.70	0.05	0.0129
37.85	12.60	0.050	0.0099	11.50	0.05	0.0109	9.60	0.05	0.0130
37.85	12.40	0.050	0.0101	11.40	0.05	0.0110	9.70	0.05	0.0129
37.85	8.00	0.050	0.0156	7.00	0.05	0.0179	6.20	0.05	0.0202

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
37.85	8.90	0.050	0.0140	7.00	0.05	0.0179	6.30	0.05	0.0198
37.85	7.60	0.050	0.0164	7.10	0.05	0.0176	6.20	0.05	0.0202
37.85	12.00	0.050	0.0104	10.80	0.05	0.0116	10.80	0.05	0.0116
37.85	12.20	0.050	0.0102	10.80	0.05	0.0116	10.50	0.05	0.0119
37.85	12.40	0.050	0.0101	10.60	0.05	0.0118	10.60	0.05	0.0118
37.85	11.50	0.050	0.0109	10.20	0.05	0.0123	9.30	0.05	0.0134
37.85	11.50	0.050	0.0109	10.00	0.05	0.0125	9.00	0.05	0.0139
37.85	11.60	0.050	0.0108	10.30	0.05	0.0121	9.20	0.05	0.0136
41.01	11.60	0.050	0.0108	10.00	0.05	0.0125	6.60	0.05	0.0189
41.01	10.60	0.050	0.0118	8.80	0.05	0.0142	7.40	0.05	0.0169
41.01	11.20	0.050	0.0112	9.00	0.05	0.0139	7.40	0.05	0.0169
41.01	13.00	0.050	0.0096	10.80	0.05	0.0116	10.60	0.05	0.0118
41.01	12.00	0.050	0.0104	11.00	0.05	0.0114	9.20	0.05	0.0136
41.01	12.00	0.050	0.0104	10.60	0.05	0.0118	10.00	0.05	0.0125
41.01	8.00	0.050	0.0156	7.00	0.05	0.0179	6.50	0.05	0.0192
41.01	8.00	0.050	0.0156	7.60	0.05	0.0164	6.50	0.05	0.0192
41.01	7.90	0.050	0.0158	7.30	0.05	0.0171	6.50	0.05	0.0192
41.01	11.50	0.050	0.0109	10.30	0.05	0.0121	8.70	0.05	0.0144
41.01	11.30	0.050	0.0111	10.00	0.05	0.0125	8.60	0.05	0.0145
41.01	11.40	0.050	0.0110	10.20	0.05	0.0123	8.50	0.05	0.0147
41.01	11.60	0.050	0.0108	11.00	0.05	0.0114	10.10	0.05	0.0124
41.01	11.40	0.050	0.0110	11.10	0.05	0.0113	10.00	0.05	0.0125
41.01	11.60	0.050	0.0108	11.00	0.05	0.0114	10.00	0.05	0.0125
44.16	13.90	0.050	0.0090	12.70	0.05	0.0098	11.00	0.05	0.0114
44.16	13.80	0.050	0.0091	12.30	0.05	0.0102	11.10	0.05	0.0113
44.16	13.80	0.050	0.0091	12.30	0.05	0.0102	11.00	0.05	0.0114
44.16	14.20	0.050	0.0088	12.00	0.05	0.0104	10.50	0.05	0.0119

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
44.16	13.80	0.050	0.0091	12.20	0.05	0.0102	11.00	0.05	0.0114
44.16	14.20	0.050	0.0088	12.00	0.05	0.0104	10.80	0.05	0.0116
44.16	15.10	0.050	0.0083	13.50	0.05	0.0093	11.80	0.05	0.0106
44.16	14.80	0.050	0.0084	13.40	0.05	0.0093	11.70	0.05	0.0107
44.16	15.10	0.050	0.0083	13.40	0.05	0.0093	11.70	0.05	0.0107
44.16	8.60	0.050	0.0145	7.60	0.05	0.0164	6.40	0.05	0.0195
44.16	9.00	0.050	0.0139	7.70	0.05	0.0162	6.40	0.05	0.0195
44.16	8.90	0.050	0.0140	7.50	0.05	0.0167	6.50	0.05	0.0192
44.16	10.00	0.050	0.0125	8.70	0.05	0.0144	7.50	0.05	0.0167
44.16	9.80	0.050	0.0128	9.00	0.05	0.0139	7.60	0.05	0.0164
44.16	9.50	0.050	0.0132	8.80	0.05	0.0142	7.70	0.05	0.0162
44.16	12.70	0.050	0.0098	11.20	0.05	0.0112	10.50	0.05	0.0119
44.16	12.70	0.050	0.0098	11.20	0.05	0.0112	10.40	0.05	0.0120
44.16	12.50	0.050	0.0100	11.00	0.05	0.0114	10.50	0.05	0.0119
44.16	13.00	0.050	0.0096	12.00	0.05	0.0104	12.20	0.05	0.0104
47.32	12.60	0.050	0.0099	11.20	0.05	0.0112	9.80	0.05	0.0128
47.32	12.50	0.050	0.0100	11.00	0.05	0.0114	9.50	0.05	0.0132
47.32	12.20	0.050	0.0102	10.70	0.05	0.0117	9.80	0.05	0.0128
47.32	11.60	0.050	0.0108	11.00	0.05	0.0114	9.80	0.05	0.0128
47.32	12.20	0.050	0.0102	11.50	0.05	0.0109	9.80	0.05	0.0128
47.32	12.90	0.050	0.0097	11.70	0.05	0.0107	9.90	0.05	0.0126
50.47	14.00	0.050	0.0089	11.90	0.05	0.0105	11.20	0.05	0.0112
50.47	14.50	0.050	0.0086	11.90	0.05	0.0105	10.80	0.05	0.0116
50.47	13.00	0.050	0.0096	11.80	0.05	0.0106	10.80	0.05	0.0116
50.47	12.40	0.050	0.0101	10.40	0.05	0.0120	9.10	0.05	0.0137
50.47	12.60	0.050	0.0099	10.40	0.05	0.0120	9.00	0.05	0.0139
50.47	12.20	0.050	0.0102	10.20	0.05	0.0123	9.20	0.05	0.0136

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
50.47	12.90	0.050	0.0097	12.10	0.05	0.0103	10.00	0.05	0.0125
50.47	13.40	0.050	0.0093	12.20	0.05	0.0102	10.00	0.05	0.0125
50.47	13.30	0.050	0.0094	12.00	0.05	0.0104	9.90	0.05	0.0126
50.47	13.70	0.050	0.0091	12.50	0.05	0.0100	10.50	0.05	0.0119
50.47	13.40	0.050	0.0093	12.50	0.05	0.0100	10.70	0.05	0.0117
50.47	13.50	0.050	0.0093	12.30	0.05	0.0102	10.50	0.05	0.0119
50.47	14.80	0.050	0.0084	11.40	0.05	0.0110	9.60	0.05	0.0130
50.47	14.70	0.050	0.0085	12.00	0.05	0.0104	9.40	0.05	0.0133
50.47	14.40	0.050	0.0087	11.70	0.05	0.0107	9.40	0.05	0.0133
50.47	13.70	0.050	0.0091	12.00	0.05	0.0104	10.70	0.05	0.0117
50.47	13.40	0.050	0.0093	12.20	0.05	0.0102	10.50	0.05	0.0119
50.47	13.60	0.050	0.0092	11.90	0.05	0.0105	10.40	0.05	0.0120
50.47	13.00	0.050	0.0096	11.30	0.05	0.0111	10.40	0.05	0.0120
50.47	12.70	0.050	0.0098	10.90	0.05	0.0115	10.20	0.05	0.0123
50.47	12.90	0.050	0.0097	11.00	0.05	0.0114	10.20	0.05	0.0123
50.47	12.30	0.050	0.0102	9.90	0.05	0.0126	9.90	0.05	0.0126
50.47	12.50	0.050	0.0100	10.00	0.05	0.0125	10.00	0.05	0.0125
50.47	10.80	0.050	0.0116	9.30	0.05	0.0134	8.50	0.05	0.0147
50.47	11.20	0.050	0.0112	9.20	0.05	0.0136	8.50	0.05	0.0147
50.47	11.20	0.050	0.0112	9.20	0.05	0.0136	8.80	0.05	0.0142
50.47	12.40	0.050	0.0101	11.20	0.05	0.0112	10.20	0.05	0.0123
50.47	12.30	0.050	0.0102	11.40	0.05	0.0110	10.50	0.05	0.0119
50.47	12.30	0.050	0.0102	11.20	0.05	0.0112	9.90	0.05	0.0126
50.47	12.30	0.050	0.0102	11.00	0.05	0.0114	9.70	0.05	0.0129
50.47	12.30	0.050	0.0102	11.50	0.05	0.0109	9.80	0.05	0.0128
50.47	12.50	0.050	0.0100	11.00	0.05	0.0114	9.50	0.05	0.0132
50.47	10.30	0.050	0.0121	9.50	0.05	0.0132	8.30	0.05	0.0151

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
50.47	10.40	0.050	0.0120	9.90	0.05	0.0126	8.50	0.05	0.0147
50.47	10.60	0.050	0.0118	9.70	0.05	0.0129	8.00	0.05	0.0156
56.78	18.70	0.048	0.0064	16.50	0.05	0.0073	14.30	0.05	0.0084
56.78	18.50	0.048	0.0065	15.90	0.05	0.0075	14.60	0.05	0.0082
56.78	18.60	0.048	0.0065	16.20	0.05	0.0074	14.20	0.05	0.0085
56.78	15.90	0.048	0.0075	14.80	0.05	0.0081	13.00	0.05	0.0092
56.78	15.60	0.048	0.0077	14.70	0.05	0.0082	13.30	0.05	0.0090
56.78	15.50	0.048	0.0077	14.50	0.05	0.0083	13.30	0.05	0.0090
56.78	14.50	0.048	0.0083	12.40	0.05	0.0097	11.00	0.05	0.0109
56.78	13.80	0.048	0.0087	12.90	0.05	0.0093	11.50	0.05	0.0104
56.78	14.30	0.048	0.0084	12.50	0.05	0.0096	11.30	0.05	0.0106
56.78	14.10	0.048	0.0085	12.80	0.05	0.0094	11.70	0.05	0.0103
56.78	14.20	0.048	0.0085	12.90	0.05	0.0093	12.00	0.05	0.0100
56.78	14.50	0.048	0.0083	12.80	0.05	0.0094	11.90	0.05	0.0101
56.78	13.90	0.048	0.0086	12.20	0.05	0.0098	10.50	0.05	0.0114
56.78	13.60	0.048	0.0088	12.20	0.05	0.0098	10.40	0.05	0.0115
56.78	13.30	0.048	0.0090	12.10	0.05	0.0099	10.50	0.05	0.0114
56.78	12.20	0.048	0.0098	11.70	0.05	0.0103	9.90	0.05	0.0121
56.78	12.00	0.048	0.0100	11.50	0.05	0.0104	9.90	0.05	0.0121
56.78	12.00	0.048	0.0100	11.50	0.05	0.0104	9.70	0.05	0.0124
56.78	13.00	0.048	0.0092	11.40	0.05	0.0105	10.00	0.05	0.0120
56.78	13.00	0.048	0.0092	11.50	0.05	0.0104	9.70	0.05	0.0124
56.78	13.20	0.048	0.0091	11.50	0.05	0.0104	9.50	0.05	0.0126
78.86	14.80	0.046	0.0078	13.20	0.05	0.0087	11.40	0.05	0.0101
78.86	15.80	0.046	0.0073	14.40	0.05	0.0080	12.00	0.05	0.0096
78.86	15.40	0.046	0.0075	13.60	0.05	0.0085	12.40	0.05	0.0093
90.85	12.60	0.050	0.0099	11.00	0.05	0.0114	10.40	0.05	0.0120

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA EVAPORADOR DE PLACAS			SALIDA EV. DE PLACAS/ ENTRADA EV. DE CALANDRIA			SALIDA EVAPORADOR DE CALANDRIA		
	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores	Volumen gastado (ml)	Factor de Fehling	Azúcares reductores
90.85	13.00	0.050	0.0096	11.00	0.05	0.0114	10.40	0.05	0.0120
90.85	13.00	0.050	0.0096	11.20	0.05	0.0112	10.00	0.05	0.0125
91.48	12.40	0.050	0.0101	11.00	0.05	0.0114	8.00	0.05	0.0156
91.48	11.80	0.050	0.0106	11.20	0.05	0.0112	7.70	0.05	0.0162

Tabla XXIV. Ton jugo/hora y Ton-pol/ hora calculadas para ciento noventa y cuatro corridas de jugo de caña obtenidas para el evaporador de placas.

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
9.463	1650	438.02	54.53	1433.76	383.76	53.69	0.84	1.55%
9.463	1600	425.02	55.46	1407.80	376.83	55.02	0.45	0.81%
9.463	1600	425.04	55.42	1408.94	377.14	55.17	0.25	0.45%
10.094	1760	466.40	58.16	1477.18	395.32	57.20	0.96	1.64%
10.094	1760	466.28	58.47	1517.12	405.34	57.96	0.51	0.87%
10.094	1760	466.38	58.72	1520.27	406.23	58.29	0.42	0.72%
10.094	1760	466.38	58.76	1520.27	406.23	58.33	0.43	0.73%
10.094	1745	462.86	59.71	1509.90	403.86	59.13	0.58	0.98%
10.094	1745	462.95	59.86	1525.45	407.89	59.72	0.14	0.24%
10.094	1660	441.17	58.10	1435.79	384.90	57.81	0.29	0.50%
10.094	1660	441.17	58.37	1430.53	383.56	57.76	0.60	1.03%
10.094	1660	441.17	58.28	1430.53	383.56	57.73	0.55	0.95%
12.618	1700	451.95	56.13	1476.91	395.97	55.71	0.42	0.75%
12.618	1750	464.24	57.15	1499.84	401.43	56.12	1.03	1.80%
12.618	1750	464.50	57.46	1517.95	406.28	56.68	0.78	1.36%
12.618	1735	460.03	59.80	1438.22	385.39	58.58	1.22	2.05%
12.618	1735	460.03	60.26	1438.22	385.39	58.97	1.30	2.16%
12.618	1735	460.03	59.80	1432.52	383.94	58.55	1.25	2.10%
12.618	1660	440.87	58.28	1415.26	379.39	56.91	1.37	2.36%
12.618	1660	440.87	58.41	1409.94	378.04	57.27	1.14	1.95%
12.618	1660	440.90	58.51	1412.38	378.70	57.26	1.25	2.13%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
13.879	1720	456.84	59.85	1452.42	389.59	59.37	0.47	0.79%
13.879	1745	464.33	60.41	1560.40	418.08	60.25	0.16	0.27%
13.879	1745	464.12	60.38	1551.48	415.62	59.77	0.62	1.02%
13.879	1745	464.05	60.37	1546.60	414.32	59.66	0.71	1.18%
14.510	1730	460.34	64.22	1559.91	417.75	63.54	0.68	1.06%
14.510	1730	460.77	65.15	1549.57	415.57	64.41	0.74	1.14%
14.510	1730	460.79	65.20	1550.74	415.88	64.46	0.74	1.13%
14.510	1730	460.77	65.20	1550.63	415.83	64.04	1.16	1.78%
15.772	1750	466.65	64.77	1563.29	419.86	64.74	0.03	0.04%
15.772	1800	481.32	71.57	1668.75	448.50	71.54	0.04	0.05%
15.772	1500	401.07	59.68	1300.12	350.86	59.02	0.66	1.11%
15.772	1500	400.97	59.46	1294.19	349.26	58.96	0.51	0.86%
15.772	1500	401.23	59.54	1305.59	352.41	59.42	0.13	0.21%
15.772	1550	411.49	51.11	1245.00	334.63	50.09	1.01	1.98%
15.772	1650	438.14	57.57	1401.86	375.80	56.90	0.68	1.17%
15.772	1650	438.14	57.53	1401.86	375.80	56.90	0.63	1.10%
15.772	1825	487.06	72.08	1781.55	476.24	71.44	0.65	0.90%
15.772	1825	487.06	72.33	1803.27	481.65	72.25	0.08	0.11%
18.927	1750	464.14	67.90	1533.40	409.83	60.08	7.82	11.52%
18.927	1750	464.88	68.57	1554.44	415.88	61.51	7.06	10.30%
18.927	1750	464.94	68.35	1553.70	415.75	61.11	7.23	10.58%
18.927	1785	473.74	60.69	1584.87	423.59	60.36	0.32	0.53%
18.927	1785	473.85	61.08	1592.56	425.65	60.57	0.51	0.84%
18.927	1900	504.09	63.87	1703.19	454.81	63.58	0.29	0.45%
18.927	1900	504.09	63.92	1703.19	454.81	63.45	0.47	0.74%
18.927	1755	467.14	64.28	1558.31	417.84	64.26	0.01	0.02%
18.927	1800	478.85	63.54	1520.05	408.47	62.46	1.09	1.71%
18.927	1800	478.85	63.64	1520.05	408.47	62.54	1.10	1.73%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
18.927	1900	504.75	66.27	1652.65	442.69	66.01	0.27	0.41%
18.927	1800	477.56	61.94	1540.85	412.49	61.38	0.56	0.91%
18.927	1800	478.38	62.09	1610.53	430.92	62.05	0.04	0.07%
18.927	1800	478.38	62.14	1610.53	430.92	62.01	0.13	0.21%
18.927	1720	456.00	58.32	1481.90	396.25	57.46	0.87	1.49%
18.927	1800	477.99	61.52	1551.45	415.60	60.51	1.01	1.64%
18.927	1900	505.72	71.21	1710.47	458.25	70.11	1.09	1.53%
18.927	1900	505.57	70.53	1713.19	458.80	70.52	0.01	0.01%
18.927	1965	523.57	73.56	1809.24	484.62	72.69	0.87	1.18%
18.927	1965	522.72	73.18	1756.22	470.42	71.03	2.15	2.94%
18.927	1875	499.94	73.04	1612.48	433.99	71.26	1.78	2.44%
18.927	1875	500.04	73.16	1618.91	435.72	72.46	0.70	0.95%
18.927	1860	495.41	77.28	1654.73	443.97	69.26	8.03	10.39%
18.927	1860	495.39	77.48	1654.60	443.91	69.43	8.05	10.39%
18.927	1925	511.81	66.94	1728.50	462.60	66.85	0.10	0.15%
18.927	1925	511.81	66.94	1723.65	461.37	66.90	0.05	0.07%
18.927	1925	511.81	67.00	1723.65	461.37	66.85	0.14	0.21%
18.927	1950	515.04	60.36	1714.63	456.06	60.34	0.02	0.04%
18.927	1950	515.04	60.36	1707.79	454.34	60.06	0.30	0.50%
22.081	1700	451.69	58.04	1440.29	386.43	57.62	0.43	0.73%
22.081	1700	451.49	57.93	1426.47	382.72	57.18	0.75	1.29%
22.081	1700	451.66	57.99	1437.79	385.76	57.59	0.40	0.69%
25.235	2060	544.87	67.07	1807.44	481.57	66.26	0.81	1.21%
25.235	2060	545.20	67.33	1821.18	485.37	66.93	0.40	0.59%
25.235	2060	545.09	67.26	1813.36	483.29	66.60	0.67	0.99%
26.813	1995	529.88	69.47	1742.11	466.45	69.22	0.25	0.35%
26.813	1995	529.88	69.63	1737.00	465.16	69.03	0.60	0.86%
26.813	1995	529.88	69.63	1737.00	465.16	69.03	0.60	0.86%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
28.390	2100	558.86	74.50	1773.91	476.88	72.15	2.34	3.15%
28.390	2100	558.86	74.72	1800.00	483.51	73.44	1.27	1.71%
28.390	2100	558.86	74.83	1800.00	483.51	73.06	1.77	2.37%
28.390	1975	521.53	61.70	1751.07	465.45	61.53	0.16	0.27%
28.390	1975	521.53	61.91	1756.64	466.86	61.81	0.09	0.15%
28.390	1975	521.64	61.92	1753.25	466.11	61.81	0.11	0.18%
31.544	2050	544.00	69.63	1817.05	485.63	68.91	0.72	1.04%
31.544	2175	577.81	76.85	1966.80	525.69	75.02	1.83	2.38%
31.544	2175	577.57	76.82	1951.49	521.60	74.48	2.33	3.04%
31.544	2175	577.57	76.87	1951.49	521.60	74.48	2.39	3.11%
34.699	2125	561.95	65.02	1767.18	472.01	64.34	0.68	1.05%
34.699	2125	561.95	64.96	1759.88	470.16	64.04	0.93	1.42%
34.699	1910	505.53	61.32	1635.66	436.67	60.87	0.45	0.73%
34.699	1910	505.42	61.41	1628.24	434.69	60.68	0.73	1.18%
34.699	1910	505.42	61.41	1628.24	434.69	60.64	0.77	1.25%
34.699	2000	530.04	67.21	1724.14	460.81	66.91	0.30	0.44%
34.699	2000	530.26	67.18	1711.46	457.82	66.57	0.62	0.92%
37.853	2150	571.96	76.93	1815.62	487.90	75.62	1.30	1.70%
37.853	2150	572.05	76.94	1821.81	489.56	76.13	0.81	1.06%
37.853	2150	571.93	76.87	1812.72	487.14	75.51	1.36	1.77%
37.853	1990	528.21	68.24	1650.18	442.73	66.36	1.88	2.75%
37.853	2200	583.21	73.78	1931.35	515.86	73.25	0.52	0.71%
37.853	2200	583.21	74.18	1931.35	515.86	73.51	0.67	0.91%
37.853	2100	557.91	72.03	1932.59	516.05	71.68	0.35	0.48%
37.853	2100	557.91	72.25	1927.23	514.70	71.54	0.71	0.98%
37.853	2200	582.21	69.46	1871.42	499.71	68.11	1.35	1.94%
37.853	2200	582.80	69.82	1895.99	506.52	69.44	0.38	0.54%
37.853	2050	545.18	69.89	1793.91	480.94	69.78	0.11	0.15%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
37.853	2050	545.18	70.11	1793.91	480.94	69.83	0.28	0.40%
37.853	2050	545.18	70.38	1793.91	480.94	69.78	0.60	0.85%
37.853	2200	582.02	71.41	1959.73	521.85	71.13	0.29	0.40%
37.853	2200	582.02	71.36	1959.73	521.85	71.02	0.33	0.46%
37.853	2200	581.71	66.14	1939.39	516.41	65.33	0.81	1.23%
37.853	2200	582.07	66.30	1964.55	523.11	66.23	0.07	0.11%
37.853	1750	460.70	51.09	1474.16	391.46	50.42	0.67	1.31%
37.853	1750	460.58	51.26	1461.17	388.06	50.02	1.24	2.42%
37.853	1750	460.73	51.37	1473.27	391.28	50.44	0.94	1.82%
37.853	2115	560.22	67.23	1775.47	474.90	66.68	0.55	0.82%
41.007	2115	560.22	67.39	1768.39	473.10	66.57	0.83	1.23%
41.007	2115	560.22	67.45	1768.39	473.10	66.57	0.88	1.31%
41.007	2200	579.90	65.93	1979.36	524.70	65.53	0.40	0.61%
41.007	2200	580.02	65.95	1983.35	525.82	65.94	0.01	0.02%
41.007	2200	580.02	65.89	1983.35	525.82	65.89	0.00	0.01%
41.007	2335	617.38	75.32	2029.25	540.71	74.83	0.49	0.64%
44.162	2335	617.38	75.69	2019.59	538.27	74.55	1.14	1.51%
44.162	2335	617.38	75.94	2019.59	538.27	74.55	1.39	1.83%
44.162	2300	607.95	73.93	1954.36	521.18	72.91	1.01	1.37%
44.162	2300	607.95	74.23	1962.33	523.20	73.20	1.04	1.39%
44.162	2300	608.05	74.30	1961.67	523.13	73.03	1.27	1.72%
44.162	2370	626.94	78.49	1979.59	528.83	76.89	1.60	2.04%
44.162	2370	627.04	78.26	1987.12	530.84	77.34	0.91	1.16%
44.162	2370	627.04	78.51	1987.12	530.84	77.29	1.22	1.55%
44.162	2380	628.45	69.51	2029.46	540.48	69.18	0.32	0.47%
44.162	2270	598.23	65.98	1991.84	528.54	65.22	0.76	1.15%
44.162	2270	598.47	66.61	2010.29	533.44	65.88	0.73	1.10%
44.162	2270	598.67	66.57	2026.49	537.72	66.46	0.11	0.17%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
44.162	2000	527.38	61.18	1649.10	439.19	60.08	1.09	1.79%
44.162	2000	527.38	61.18	1649.10	439.19	60.12	1.05	1.72%
44.162	2350	619.82	72.15	2027.32	538.90	70.97	1.17	1.63%
44.162	2350	620.00	72.66	2040.70	542.46	71.50	1.17	1.61%
44.162	2350	620.00	72.73	2040.70	542.46	71.50	1.23	1.69%
44.162	2110	558.25	69.06	1714.46	458.71	67.48	1.58	2.29%
47.316	2110	558.41	69.41	1726.36	461.90	68.22	1.19	1.71%
47.316	2110	558.41	69.30	1726.36	461.90	68.13	1.17	1.69%
47.316	2370	627.22	79.03	1995.37	533.11	77.35	1.68	2.12%
47.316	2370	627.45	79.12	2000.84	534.72	77.64	1.48	1.87%
47.316	2370	627.56	79.14	2008.20	536.69	77.93	1.21	1.53%
47.316	2350	621.22	74.55	2041.22	543.79	74.06	0.48	0.65%
50.471	2350	621.22	74.79	2041.22	543.79	74.06	0.73	0.98%
50.471	2350	621.29	74.87	2046.72	545.26	74.32	0.55	0.73%
50.471	2350	622.13	75.78	1963.09	524.89	74.53	1.24	1.64%
50.471	2350	622.36	76.24	1979.61	529.31	75.06	1.18	1.55%
50.471	2350	622.36	76.36	1965.43	525.71	74.55	1.82	2.38%
50.471	2150	570.47	73.82	1667.40	448.65	70.66	3.16	4.28%
50.471	2150	570.49	73.99	1677.50	451.26	71.12	2.87	3.88%
50.471	2150	570.37	73.92	1668.95	448.96	70.76	3.17	4.28%
50.471	2370	628.71	81.86	2089.99	558.53	81.55	0.31	0.38%
50.471	2350	623.87	79.98	2080.13	556.23	79.32	0.66	0.83%
50.471	2350	624.02	80.50	2096.27	560.46	80.31	0.18	0.23%
50.471	2250	597.49	79.05	1907.51	511.44	78.30	0.75	0.94%
50.471	2250	597.34	79.03	1891.68	507.27	77.61	1.42	1.79%
50.471	2450	646.62	75.78	2108.71	561.02	74.05	1.73	2.28%
50.471	2450	646.78	75.80	2120.56	564.17	74.81	0.99	1.31%
50.471	2450	646.78	75.53	2120.56	564.17	74.87	0.67	0.88%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
50.471	2300	606.78	71.90	1904.87	507.49	69.17	2.73	3.80%
50.471	2300	606.95	71.62	1903.56	507.33	68.39	3.23	4.51%
50.471	2300	606.88	70.70	1897.79	505.79	68.53	2.17	3.07%
50.471	2300	606.26	67.48	1962.35	521.55	66.34	1.14	1.68%
50.471	2300	606.26	67.72	1962.35	521.55	66.50	1.22	1.80%
50.471	2300	606.26	67.66	1962.35	521.55	66.71	0.95	1.41%
50.471	2400	636.13	79.71	2125.22	567.27	79.42	0.29	0.36%
50.471	2400	636.13	79.96	2125.22	567.27	79.48	0.49	0.61%
50.471	2400	636.13	79.90	2117.27	565.27	79.14	0.76	0.95%
50.471	2400	634.57	76.78	2123.78	565.37	75.48	1.31	1.70%
50.471	2400	634.57	76.72	2135.35	568.29	75.98	0.74	0.96%
50.471	2400	634.57	76.66	2135.35	568.29	76.09	0.56	0.73%
56.780	2455	643.31	64.78	2612.30	682.29	64.48	0.30	0.47%
56.780	2455	643.50	64.99	2625.27	685.68	64.66	0.33	0.51%
56.780	2400	628.56	62.54	2041.97	538.82	61.96	0.58	0.92%
56.780	2400	628.56	62.92	2061.64	543.78	62.64	0.27	0.44%
56.780	2150	565.58	62.21	1855.12	491.66	61.90	0.31	0.50%
56.780	2150	565.46	62.82	1836.12	486.75	61.48	1.35	2.14%
56.780	2150	565.46	62.77	1844.25	488.80	61.69	1.08	1.72%
56.780	2400	631.45	69.40	1949.21	518.12	67.77	1.63	2.34%
56.780	2400	631.68	69.55	1948.66	518.21	67.78	1.77	2.54%
56.780	2400	631.68	69.74	1968.36	523.21	68.44	1.30	1.87%
90.847	2890	767.06	100.03	2478.48	663.74	99.43	0.60	0.60%
91.478	2750	730.83	94.93	2205.58	593.60	92.07	2.87	3.02%
91.478	2750	731.01	94.81	2218.08	596.96	92.77	2.04	2.16%

Tabla XXV. Ton jugo/hora y Ton-pol/ hora calculadas para ciento noventa y cuatro corridas de jugo de caña obtenidas para el evaporador de calandria.

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de Salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
9.463	1283.76	343.615	48.072	1148.21	309.632	48.024	0.05	0.10%
9.463	1257.80	336.678	49.155	1019.58	276.581	48.125	1.03	2.10%
9.463	1258.94	336.984	49.301	1020.51	276.832	48.030	1.27	2.58%
10.094	1317.18	352.503	51.007	1093.38	296.127	50.253	0.75	1.48%
10.094	1357.12	362.588	51.850	1147.23	309.791	50.899	0.95	1.83%
10.094	1360.27	363.473	52.158	1152.65	311.254	51.232	0.93	1.78%
10.094	1360.27	363.473	52.195	1159.01	312.872	51.499	0.70	1.33%
10.094	1349.90	361.068	52.860	1133.60	306.627	52.004	0.86	1.62%
10.094	1365.45	365.110	53.452	1143.28	309.183	52.530	0.92	1.72%
10.094	1275.79	342.006	51.369	1076.22	291.771	50.768	0.60	1.17%
10.094	1270.53	340.663	51.304	1075.17	291.497	50.866	0.44	0.85%
10.094	1270.53	340.663	51.270	1069.51	290.054	50.498	0.77	1.50%
12.618	1276.91	342.347	48.168	1110.97	300.663	47.445	0.72	1.50%
12.618	1299.84	347.903	48.637	1175.87	316.849	48.478	0.16	0.33%
12.618	1317.95	352.751	49.209	1183.22	318.984	49.187	0.02	0.04%
12.618	1238.22	331.801	50.434	1084.49	293.201	49.844	0.59	1.17%
12.618	1238.22	331.801	50.766	1085.18	293.378	50.021	0.74	1.47%
12.618	1232.52	330.339	50.377	1087.51	293.948	49.854	0.52	1.04%
12.618	1215.26	325.778	48.867	1076.08	290.858	48.428	0.44	0.90%
12.618	1209.94	324.418	49.149	1072.43	289.917	48.271	0.88	1.79%
12.618	1212.38	325.073	49.151	1074.60	290.503	48.340	0.81	1.65%
13.879	1232.42	330.580	50.380	1012.56	275.137	48.067	2.31	4.59%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de Salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
13.879	1340.40	359.138	51.752	1108.08	300.586	43.314	8.44	16.30%
13.879	1331.48	356.688	51.292	1104.68	299.546	43.075	8.22	16.02%
13.879	1326.60	355.384	51.175	1100.64	298.450	42.947	8.23	16.08%
14.51	1329.91	356.153	54.171	1091.05	295.932	53.268	0.90	1.67%
14.51	1319.57	353.885	54.852	1100.38	298.664	53.700	1.15	2.10%
14.51	1320.74	354.199	54.901	1102.09	299.116	53.691	1.21	2.20%
14.51	1320.63	354.155	54.540	1100.40	298.672	53.582	0.96	1.76%
15.772	1313.29	352.713	54.388	1037.90	283.078	53.077	1.31	2.41%
15.772	1418.75	381.313	60.819	1183.82	322.108	59.687	1.13	1.86%
15.772	1050.12	283.396	47.667	774.70	213.374	45.107	2.56	5.37%
15.772	1044.19	281.796	47.567	768.19	211.614	44.947	2.62	5.51%
15.772	1055.59	284.930	48.039	776.75	214.023	45.544	2.50	5.19%
15.772	995.00	267.434	40.035	738.07	202.206	38.156	1.88	4.69%
15.772	1151.86	308.784	46.750	915.70	249.115	45.638	1.11	2.38%
15.772	1151.86	308.784	46.750	915.70	249.115	45.688	1.06	2.27%
15.772	1531.55	409.407	61.411	1213.66	329.123	59.078	2.33	3.80%
15.772	1553.27	414.878	62.232	1206.07	327.104	58.552	3.68	5.91%
18.927	1233.40	329.653	48.327	922.89	250.981	44.951	3.38	6.99%
18.927	1254.44	335.616	49.638	964.79	262.322	47.087	2.55	5.14%
18.927	1253.70	335.472	49.314	964.88	262.389	47.151	2.16	4.39%
18.927	1284.87	343.409	48.936	1022.05	277.052	47.431	1.50	3.07%
18.927	1292.56	345.465	49.160	1025.16	277.937	47.500	1.66	3.38%
18.927	1403.19	374.700	52.383	1116.59	302.352	50.493	1.89	3.61%
18.927	1403.19	374.700	52.271	1119.90	303.200	50.786	1.48	2.84%
18.927	1258.31	337.401	51.892	1028.51	279.436	50.494	1.40	2.69%
18.927	1220.05	327.856	50.129	972.08	265.180	48.979	1.15	2.29%
18.927	1220.05	327.856	50.195	972.08	265.180	49.032	1.16	2.32%
18.927	1352.65	362.331	54.024	1079.22	293.272	52.173	1.85	3.43%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de Salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
18.927	1240.85	332.182	49.429	980.10	266.295	48.199	1.23	2.49%
18.927	1310.53	350.651	50.494	1133.08	306.069	49.950	0.54	1.08%
18.927	1310.53	350.651	50.459	1136.09	306.832	50.106	0.35	0.70%
18.927	1181.90	316.030	45.824	930.74	252.570	44.452	1.37	2.99%
18.927	1251.45	335.236	48.810	1030.39	279.514	47.992	0.82	1.68%
18.927	1410.47	377.881	57.816	1176.85	319.038	56.948	0.87	1.50%
18.927	1413.19	378.457	58.169	1168.99	316.919	57.014	1.16	1.99%
18.927	1509.24	404.260	60.639	1253.43	339.814	59.467	1.17	1.93%
18.927	1456.22	390.059	58.899	1209.40	327.876	57.378	1.52	2.58%
18.927	1312.48	353.248	58.003	1060.96	289.712	56.494	1.51	2.60%
18.927	1318.91	354.979	59.033	1066.16	291.132	57.790	1.24	2.11%
18.927	1354.73	363.475	56.702	1095.90	298.138	55.454	1.25	2.20%
18.927	1354.60	363.426	56.840	1096.40	298.251	55.594	1.25	2.19%
18.927	1428.50	382.308	55.244	1237.38	334.295	54.757	0.49	0.88%
18.927	1423.65	381.071	55.255	1231.99	332.918	54.665	0.59	1.07%
18.927	1423.65	381.071	55.217	1235.23	333.742	54.834	0.38	0.69%
18.927	1414.63	376.269	49.780	1189.64	319.696	47.986	1.79	3.60%
18.927	1407.79	374.525	49.512	1180.19	317.285	47.593	1.92	3.88%
22.081	1090.29	292.527	43.616	865.13	235.620	42.412	1.20	2.76%
22.081	1076.47	288.819	43.150	854.17	232.633	41.897	1.25	2.90%
22.081	1087.79	291.857	43.574	861.35	234.617	42.255	1.32	3.03%
25.235	1407.44	374.996	51.599	1200.49	322.989	50.903	0.70	1.35%
25.235	1421.18	378.765	52.232	1213.10	326.474	51.485	0.75	1.43%
25.235	1413.36	376.681	51.907	1206.42	324.678	51.169	0.74	1.42%
26.813	1317.11	352.655	52.334	1061.92	288.250	50.530	1.80	3.45%
26.813	1312.00	351.344	52.139	1061.35	288.096	50.647	1.49	2.86%
26.813	1312.00	351.344	52.139	1061.35	288.096	50.763	1.38	2.64%
28.39	1323.91	355.910	53.849	1152.37	312.802	53.646	0.20	0.38%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de Salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
28.39	1350.00	362.631	55.084	1160.71	315.027	53.712	1.37	2.49%
28.39	1350.00	362.631	54.793	1162.17	315.400	54.123	0.67	1.22%
28.39	1301.07	345.839	45.720	1011.40	272.695	44.013	1.71	3.73%
28.39	1306.64	347.261	45.977	1013.33	273.194	44.203	1.77	3.86%
28.39	1303.25	346.472	45.942	1018.75	274.656	44.494	1.45	3.15%
31.544	1317.05	351.995	49.948	1144.26	308.604	49.778	0.17	0.34%
31.544	1466.80	392.051	55.946	1232.73	333.145	54.969	0.98	1.75%
31.544	1451.49	387.960	55.401	1219.86	329.669	54.296	1.10	1.99%
31.544	1451.49	387.960	55.401	1219.86	329.669	54.296	1.10	1.99%
34.699	1217.18	325.108	44.312	1016.71	274.644	42.790	1.52	3.44%
34.699	1209.88	323.223	44.023	1014.74	274.113	43.008	1.01	2.31%
34.699	1085.66	289.839	40.404	923.59	249.090	39.979	0.42	1.05%
34.699	1078.24	287.857	40.185	912.80	246.249	39.572	0.61	1.52%
34.699	1078.24	287.857	40.156	910.88	245.762	39.469	0.69	1.71%
34.699	1174.14	313.815	45.566	970.24	262.449	44.538	1.03	2.26%
34.699	1161.46	310.691	45.174	976.24	264.074	44.787	0.39	0.86%
37.853	1215.62	326.664	50.633	1052.00	285.534	49.997	0.64	1.26%
37.853	1221.81	328.328	51.055	1057.36	286.988	50.366	0.69	1.35%
37.853	1212.72	325.899	50.514	1051.55	285.388	50.029	0.49	0.96%
37.853	1050.18	281.753	42.235	901.65	244.403	41.915	0.32	0.76%
37.853	1331.35	355.603	50.496	1108.16	299.408	49.342	1.15	2.28%
37.853	1331.35	355.603	50.673	1108.16	299.408	49.073	1.60	3.16%
37.853	1332.59	355.832	49.425	1121.64	302.760	45.747	3.68	7.44%
37.853	1327.23	354.459	49.270	1117.63	301.725	45.802	3.47	7.04%
37.853	1271.42	339.498	46.274	1047.63	283.121	45.583	0.69	1.49%
37.853	1295.99	346.229	47.468	1078.60	291.493	46.930	0.54	1.13%
37.853	1193.91	320.082	46.444	984.71	267.345	45.743	0.70	1.51%
37.853	1193.91	320.082	46.476	982.04	266.664	45.706	0.77	1.66%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de Salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
37.853	1193.91	320.082	46.444	982.04	266.664	45.680	0.76	1.65%
37.853	1359.73	362.077	49.351	1158.07	311.401	48.828	0.52	1.06%
37.853	1359.73	362.077	49.279	1158.07	311.401	48.797	0.48	0.98%
37.853	1339.39	356.648	45.116	1120.01	301.458	44.465	0.65	1.44%
37.853	1364.55	363.348	46.000	1141.05	307.121	45.331	0.67	1.45%
37.853	874.16	232.134	29.899	729.31	195.707	29.297	0.60	2.01%
37.853	861.17	228.711	29.481	715.98	192.192	28.848	0.63	2.15%
37.853	873.27	231.927	29.895	726.05	194.894	29.195	0.70	2.34%
37.853	1175.47	314.412	44.143	995.25	269.075	42.595	1.55	3.51%
41.007	1118.39	299.207	42.098	953.21	257.666	41.175	0.92	2.19%
41.007	1118.39	299.207	42.098	953.21	257.666	41.278	0.82	1.95%
41.007	1329.36	352.393	44.014	1080.87	289.836	43.012	1.00	2.28%
41.007	1333.35	353.493	44.328	1087.24	291.544	43.265	1.06	2.40%
41.007	1333.35	353.493	44.293	1087.24	291.544	43.207	1.09	2.45%
41.007	1379.25	367.514	50.864	1179.21	317.251	50.475	0.39	0.77%
44.162	1319.59	351.704	48.711	1129.70	303.994	48.335	0.38	0.77%
44.162	1319.59	351.704	48.711	1129.70	303.994	48.396	0.32	0.65%
44.162	1254.36	334.509	46.798	1042.91	281.283	46.158	0.64	1.37%
44.162	1262.33	336.565	47.085	1045.08	281.867	46.283	0.80	1.71%
44.162	1261.67	336.458	46.970	1048.99	282.921	46.399	0.57	1.21%
44.162	1279.59	341.833	49.702	1105.37	298.069	48.943	0.76	1.53%
44.162	1287.12	343.843	50.098	1111.88	299.823	49.411	0.69	1.37%
44.162	1287.12	343.843	50.064	1108.85	299.056	49.284	0.78	1.56%
44.162	1329.46	354.060	45.320	1132.65	304.603	44.381	0.94	2.07%
44.162	1291.84	342.796	42.301	1102.13	295.155	41.823	0.48	1.13%
44.162	1310.29	347.692	42.940	1118.30	299.478	42.436	0.50	1.17%
44.162	1326.49	351.978	43.504	1130.71	302.808	42.968	0.54	1.23%
44.162	949.10	252.763	34.578	904.21	241.562	34.205	0.37	1.08%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de Salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
44.162	949.10	252.763	34.603	905.96	242.000	34.267	0.34	0.97%
44.162	1327.32	352.829	46.468	1300.47	346.143	45.622	0.85	1.82%
44.162	1340.70	356.387	46.972	1305.11	347.519	45.803	1.17	2.49%
44.162	1340.70	356.387	46.972	1307.65	348.153	45.852	1.12	2.38%
44.162	1014.46	271.424	39.926	840.34	227.557	39.413	0.51	1.29%
47.316	976.36	261.230	38.584	808.78	219.011	37.933	0.65	1.69%
47.316	976.36	261.230	38.531	808.78	219.011	37.955	0.58	1.50%
47.316	1245.37	332.731	48.279	1034.52	279.636	47.007	1.27	2.64%
47.316	1250.84	334.287	48.538	1045.04	282.479	47.598	0.94	1.94%
47.316	1258.20	336.256	48.824	1043.85	282.272	47.704	1.12	2.29%
47.316	1291.22	343.988	46.851	1147.57	307.982	46.444	0.41	0.87%
50.471	1241.22	330.668	45.037	1100.86	295.481	44.647	0.39	0.87%
50.471	1246.72	332.134	45.270	1105.74	296.792	44.786	0.48	1.07%
50.471	1163.09	310.988	44.160	977.78	264.351	43.354	0.81	1.83%
50.471	1179.61	315.405	44.724	996.45	269.324	44.169	0.56	1.24%
50.471	1165.43	311.726	44.203	983.39	265.922	43.664	0.54	1.22%
50.471	867.40	233.392	36.759	707.01	192.901	36.072	0.69	1.87%
50.471	877.50	236.053	37.202	710.05	193.759	36.446	0.76	2.03%
50.471	868.95	233.752	36.839	704.98	192.346	36.199	0.64	1.74%
50.471	1289.99	344.738	50.332	1063.32	287.628	49.328	1.00	1.99%
50.471	1280.13	342.309	48.813	1088.26	294.055	48.254	0.56	1.14%
50.471	1296.27	346.570	49.663	1080.48	292.234	48.072	1.59	3.20%
50.471	1107.51	296.943	45.462	893.30	242.865	43.886	1.58	3.47%
50.471	1091.68	292.746	44.790	889.50	241.736	43.682	1.11	2.47%
50.471	1308.71	348.179	45.960	1125.83	302.257	45.429	0.53	1.15%
50.471	1320.56	351.333	46.587	1136.03	304.994	45.841	0.75	1.60%
50.471	1320.56	351.333	46.622	1136.03	304.994	45.841	0.78	1.68%
50.471	1104.87	294.355	40.121	967.18	259.810	39.283	0.84	2.09%

Flujo de recirculación (l/s)	ENTRADA			SALIDA			ANÁLISIS	
	Flujo de entrada (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Flujo de Salida (gal/min)	Ton-jugo/hora	Ton-Pol/hora	Diferencia	%
50.471	1103.56	294.115	39.647	972.82	261.326	39.539	0.11	0.27%
50.471	1097.79	292.576	39.644	967.73	259.958	39.332	0.31	0.79%
50.471	1162.35	308.928	39.296	984.83	264.317	38.987	0.31	0.79%
50.471	1162.35	308.928	39.388	984.83	264.317	39.013	0.38	0.95%
50.471	1162.35	308.928	39.512	984.83	264.317	39.066	0.45	1.13%
50.471	1325.22	353.734	49.523	1109.59	299.471	48.694	0.83	1.67%
50.471	1325.22	353.734	49.558	1105.66	298.469	48.650	0.91	1.83%
50.471	1317.27	351.685	49.236	1103.58	297.908	48.410	0.83	1.68%
50.471	1323.78	352.404	47.046	1107.78	298.071	46.559	0.49	1.04%
50.471	1335.35	355.385	47.515	1110.72	298.862	46.623	0.89	1.88%
50.471	1335.35	355.385	47.586	1107.41	298.018	46.521	1.07	2.24%
56.78	1712.30	447.227	42.263	1191.48	315.728	38.550	3.71	8.78%
56.78	1725.27	450.615	42.493	1196.03	316.970	38.797	3.70	8.70%
56.78	1141.97	301.333	34.653	1027.93	272.801	32.954	1.70	4.90%
56.78	1161.64	306.398	35.297	1030.62	273.592	34.090	1.21	3.42%
56.78	955.12	253.137	31.870	794.35	212.713	31.418	0.45	1.42%
56.78	936.12	248.161	31.343	777.94	208.384	30.778	0.56	1.80%
56.78	944.25	250.266	31.584	785.42	210.328	31.087	0.50	1.57%
56.78	1049.21	278.891	36.479	864.72	232.455	35.612	0.87	2.38%
56.78	1048.66	278.869	36.476	862.24	231.939	35.649	0.83	2.27%
56.78	1068.36	283.981	37.145	877.12	235.836	36.224	0.92	2.48%
90.847	1038.48	278.108	41.661	901.39	243.669	37.549	4.11	9.87%
91.478	755.58	203.354	31.540	566.69	155.412	29.715	1.83	5.79%
91.478	768.08	206.717	32.124	584.20	160.087	30.785	1.34	4.17%