

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA**



**EVALUACIÓN TECNOLÓGICA DEL DIFUSOR DE BAGAZO EN EL
ÁREA DE EXTRACCIÓN DE JUGO EN EL INGENIO SAN ANTONIO
ZAFRA 2015-2016**

TRABAJO DE DIPLOMA PRESENTADO POR:

Br. Orlando Javier Amador Pérez

PARA OPTAR AL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

TUTOR:

Ing. José Francisco Vílchez M.

Asesor:

Ing. Octavio Villanueva.

Managua, Mayo de 2017

Resumen

En este trabajo se realizó el análisis de las variables que influyen el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo con el propósito de determinar las variables que tienen mayor influencia en la obtención de jugos con altos contenidos de sólidos solubles. Además se propusieron parámetros de operación en el equipo. También se ajustó una ecuación de regresión lineal para los sólidos solubles del jugo. Asimismo se realizaron balances de materia y energía para determinar las pérdidas de calor a las diferentes temperaturas de imbibición planteadas en el estudio.

Las variables que se tomaron en cuenta para el estudio son: Nivel de preparación, temperatura de imbibición, altura del lecho, contenido de materia extraña en la caña. Una vez que se determinaron las variables que influyen en la operación de lixiviación, se procedió a proponer parámetros óptimos de operación mediante el método de Newton haciendo uso del programa Minitab 17.

Las variables óptimas de operación para obtener el mayor contenido de sólidos solubles (°brix) en el difusor de bagazo, son: Nivel de preparación de la caña a 92, temperatura de imbibición de 80°C, altura del lecho de 1.4m y contenido de materia extraña en la caña del 8%.

Se realizaron balances de materia y energía con el propósito de determinar las pérdidas de calor en el difusor de bagazo a temperaturas de imbibición de 70°C y 80°C. Las pérdidas de calor a temperatura de imbibición de 70 ° C fueron de 371,981.69 MJ/h. Sin embargo a temperatura de imbibición de 80°C las pérdidas de calor fueron 700,246.23 MJ/h

Opinión del Catedrático Guía

Honorables miembros del Jurado Calificador

Sus manos

Es un verdadero placer para mí, en calidad de tutor guía del *Br. Orlando Javier Amador Pérez*, presentarles este documento que ha representado un reto adicional a las competencias que nuestros egresados desarrollan a lo largo de 5 extenuantes años que comparten con nosotros en las aulas de clases. Esta oportunidad de desarrollar un trabajo monográfico en una empresa como SER San Antonio, representó importantes retos que hicieron que el Br. Amador Pérez, dedicara muchas horas extras para estudiar, recordar, aplicar conceptos, definiciones, actualizarlos, interpretarlos, verificarlos y luego plasmarlos en un documento que le servirá a la administración de la empresa en la que desarrollo la fase experimental.

El uso de herramientas como el Minitab, además de otras que se usaron en este trabajo implicaba la dedicación exclusiva al trabajo planteado, conjugando todos los elementos para generar el producto que ustedes tienen en sus manos. Las reuniones de coordinación, de verificación de las variables involucradas en el proceso, revisión de los documentos, planteamiento y replanteamiento de la metodología, de la variables, de los parámetros, de los niveles, en fin todos los pormenores que implicaba la adecuación de la información disponible a los métodos y procedimientos establecidos para alcanzar los objetivos planteados en el protocolo y aceptados por la empresa. Todos los resultados obtenidos en este trabajo, están sirviendo en la zafra 2016 – 2017 para mejorar la operación del difusor de bagazo en el área de extracción de jugo, del ingenio SER San Antonio.

Sirva la presente para solicitar la aplicación de su experiencia y habilidades para calificar este trabajo monográfico con la mayor nota posible para el tiempo, esfuerzo y sacrificio personal del Br. Orlando Javier Amador Pérez, en la elaboración de este trabajo. Sin más que agregar y agradeciendo su fina atención, me despido, deseándole mayores éxitos en sus funciones.

Atentamente,



Ing. José Francisco Vázquez M.

Profesor Titular

FSQ/UNSA

Dedicatoria

A mi familia que es la bendición más grande que Dios me ha regalado, gracias a sus esfuerzos he logrado culminar mi carrera.

Agradecimientos

Le doy gracias a Dios por haberme guiado y darme fortaleza en la finalización de esta etapa de la vida.

Agradezco a mis Padres por haberme brindado la oportunidad de formarme profesionalmente, también por todo el sacrificio realizado para poder finalizar mis estudios.

A mi Tutor José Francisco Vílchez, por su apoyo incondicional en la realización de este documento.

A todos los profesores que compartieron sus conocimientos y que dedicaron su valioso tiempo en los salones de clases.

Al Ingenio San Antonio, especialmente a la Ingeniera Carina Amador por abrir las puertas y bríndame las condiciones necesarias para lograr la investigación.

Al Ingeniero Daniel Parrales por compartir sus conocimientos del difusor de bagazo y del mundo azucarero.

Al Ingeniero Marcelo Moncada por brindarme apoyo y facilitarme los datos necesarios para la realización de la investigación.

Al Ingeniero Héctor Sánchez por su amistad y facilitarme las herramientas necesarias en el ingenio.

A todos mis compañeros de clases y amigos que me apoyaron durante mis estudios en estos 16 años.

Índice de Contenido

I.	INTRODUCCIÓN	1
II.	OBJETIVOS	3
III.	MARCO TEÓRICO	4
	3.1 Caña.....	4
	3.2 Azúcares.....	4
	3.2.1 La sacarosa.....	4
	3.2.2 Pureza.....	5
	3.2.3 °Brix	5
	3.2.4 Pol.....	5
	3.2.5 Azúcares Reductores	5
	3.3 Inversión	6
	3.4 Lixiviación	6
	3.5 Principio de funcionamiento de los difusores de bagazo.....	6
	3.6 Tipos de difusores.....	7
	3.6.1 Difusores de cama móvil	7
	3.7 Imbibición	8
	3.7.1 Tipos de imbibición.....	8
	3.8 Influencia de la temperatura del disolvente en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo	8
	3.9 Influencia de la materia extraña presente en el bagazo de caña en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo	8
	3.10 Influencia de la altura del lecho móvil en el proceso de lixiviación en el difusor bagazo	9

3.11 Influencia del nivel de preparación de caña en el proceso de lixiviación en el difusor bagazo	9
3.12 Proceso de Extracción de Sacarosa de la caña de Azúcar	10
3.12.1 Recepción de la caña de azúcar	10
3.12.2 Picadoras de caña.....	10
3.12.3 Reducción del tamaño de la caña.....	10
3.12.4 Separador de material metálico.....	10
3.12.5 Molienda.....	10
3.12.6 Difusión de bagazo.....	10
3.12.7 Secado de bagazo	11
3.13 Balances de Materia y Energía	12
3.13.1 Balance de Materia.....	12
3.13.2 Balance de Energía	13
3.14 Diseño de experimentos	14
IV. METODOLOGÍA	15
4.1 Descripción de la evaluación	15
4.2 Definición del foco de mejora.....	15
4.3 Etapas de medición en el proceso de lixiviación	15
4.3.1 Medición de porcentaje de materia extraña en la caña.....	15
4.3.2 Medición del nivel de preparación de la caña de azúcar.....	16
4.3.3 Medición de temperatura.....	16
4.3.4 Medición de °brix.....	16
4.3.5 Medición de la altura del lecho del difusor	17
4.4.1 Diseño de experimento 2 ^k	19

4.5 Método de optimización	20
4.5.1 Procedimiento de optimización en Minitab.....	21
4.6 Balances de Materia y Energía	22
4.6.1 Balance de Materia	22
4.6.2 Balance de Energía	22
4.7 Análisis de datos.....	24
V. PRESENTACIÓN DE ANÁLISIS Y RESULTADOS	26
5.1 Determinación de las variables que influyen en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo	26
5.1.1 Análisis de los residuos del modelo validado.....	30
5.3 Modelo matemático ajustado al comportamiento de la operación de lixiviación en el difusor de bagazo	31
5.4 Balances de Materia y Energía del Difusor de Bagazo	32
5.4.1 Perdidas de calor en el difusor de bagazo a temperaturas de imbibición de 70°C y 80°C	32
VI. CONCLUSIONES.....	36
VII. RECOMENDACIONES	37
VIII. BIBLIOGRAFIA	38
IX. ANEXOS.....	40
Anexos A	41
9.1 Ecuaciones de balance de materia	41
9.1.1 Balance de materia del Molino dedine	41
9.1.2 Balance de materia del Difusor de Bagazo	43
9.1.3 Balance de materia del molino secador	49
9.2 Ecuaciones de balance de Energía.....	54

9.2.1 Balance de energía del difusor de bagazo	54
Anexos B	56
9.4 Imágenes y diagramas utilizados en la investigación	56
Anexos C	60
9.5 Tablas utilizadas en los experimentos	60

Índice de Tablas

Tabla 1. Materiales utilizados en la etapa de muestreo en la operación de lixiviación.....	17
Tabla 2. Variables que afectan la extracción en los ingenios azucareros	18
Tabla 3. Diseño factorial 2^k	19
Tabla 4. Clasificación de las muestras de la operación de lixiviación en el difusor de bagazo para un diseño factorial 2^k	19
Tabla 5. Diseño factorial 2^k	20
Tabla 6. Condiciones del diseño experimental de Minitab 17	20
Tabla 7. Leyenda de flujos de la figura 7	24
Tabla 8. Leyenda de equipos de la figura 6.....	24
Tabla 9. Análisis de la varianza para los sólidos solubles del jugo (brix)	27
Tabla 10. Resultados del balance de materia del difusor de bagazo	32
Tabla 11. Resultados del balance de energía del difusor de bagazo con imbibición simple y compuesta a 70°C	33
Tabla 12. Resultados del balance de energía del difusor de bagazo con imbibición simple y compuesta a 80°C	34
Tabla 13. Valores de las constantes del modelo matemático para el cálculo del calor específico del bagazo de caña.....	55
Tabla 14. Base de datos del difusor de bagazo en el Ingenio San Antonio zafra 2015-2016.....	60
Tabla 15. Tabla del diseño factorial completo utilizado en Minitab	69

Índice de Figuras

Figura 1. Formula molecular de la sacarosa.....	5
Figura 2. Representación empírica de la glucosa y fructosa.....	5
Figura 3. Difusor de bagazo del Ingenio San Antonio Zafra 2015-2016.....	7
Figura 4. Flujograma de proceso del Tandem A del Ingenio San Antonio	11
Figura 5. Esquema general de un balance de materia	12
Figura 6. Resultado de la maximización de los sólidos solubles en el jugo	21
Figura 7. Tandem A del Ingenio San Antonio	24
Figura 8. Diagrama de Pareto para cada una de las variables e interacciones del análisis de regresión lineal múltiple	29
Figura 9. Diagrama de Pareto para cada una de las variables e interacciones que influyen en la operación de lixiviación.....	29
Figura 10. Residuos del modelo de regresión lineal múltiple	30
Figura 11. Desintegrador para medir el nivel de preparación (IP) de la caña..	56
Figura 12. Caña con bajo contenido de materia extraña	57
Figura 13. Conductor de bagazo de primera molienda	57
Figura 14. Alimentación de bagazo al difusor	57
Figura 15. Ventana graduada para medir la altura del lecho del difusor	58
Figura 16. Toma de muestra del jugo final del difusor de bagazo.....	58
Figura 17. Operación de lixiviación.....	58
Figura 18. Flujo de recirculación del difusor de bagazo.....	59
Figura 19. Caña con alto contenido de materia extraña	59
Figura 20. Bagazo con nivel de preparación de 88.....	59
Figura 21. Bagazo con nivel de preparación de 92.....	59

I. INTRODUCCIÓN

El grupo SER San Antonio es uno de los principales del sector agroindustrial a nivel Nacional ubicado en Chichigalpa, departamento de Chinandega ubicado a 119 Km de Managua capital de Nicaragua. SER San Antonio inició siendo una central azucarera y con el tiempo se ha ido diversificando hasta convertirse en un moderno complejo agro-energético eficiente y eco amigable, que se dedica a la producción y procesamiento de azúcar, biocombustible, alcohol, energía eléctrica, camarones y melaza (SER San Antonio, Enero).

La producción del azúcar comienza en los plantíos de caña cuando esta alcanza su madurez, entonces se procede a su corte, el que se hace de forma manual o mecanizada. Posterior a su corte la caña es transportada en camiones, desde el campo hasta la fábrica, donde es pesada en básculas de plataforma.

El proceso de producción de azúcar cuenta con las siguientes operaciones:

1. Extracción de Jugo
2. Clarificación
3. Evaporación.
4. Cristalización.
5. Secado.
6. Empacado.

En la etapa de extracción de jugo, operan dos líneas de molinos, la primera solamente de molinos y la segunda además de molinos existe un difusor de bagazo. Esta etapa del proceso es donde se extrae el componente más importante para el proceso del azúcar, “la sacarosa”. Conforme va pasando cada zafra va aumentando la demanda de los derivados de la caña de azúcar, para lograr ampliar la producción se instalan nuevos equipos, o se operan los equipos a más de su capacidad de diseño.

El equipo en estudio fue el difusor de bagazo, el que comenzó a operar hace aproximadamente 40 años. Inicialmente procesaba 6,500 TM/D de caña. Hoy en día con el aumento de producción el equipo procesa 11,500 TM/D de caña. A pesar que ha logrado trabajar a más de su capacidad de diseño (6,500 TM/D), se han presentado algunos problemas, estos se han solucionado parcialmente por medio de mejoras realizadas del grupo SER San Antonio. Para lograr el aumento de su capacidad de procesamiento del equipo se agregaron dos etapas de procesamiento y se ajustó la velocidad del tamiz del mismo.

Dentro de las medidas implementadas anteriormente en el difusor de bagazo, para mejorar el proceso de lixiviación están:

- ✓ Mayor tiempo de residencia del bagazo de caña en el difusor.
- ✓ Reducir el flujo de imbibición compuesta que se recircula de los molinos secadores.

- ✓ Filtración del jugo residual para recircularlo con menos cantidad de materia extraña.
- ✓ Ubicación de drenajes de escape para el disolvente restante que no logra fluir entre el bagazo de caña.

De todos los cambios implementados por el Ingenio San Antonio, no se había logrado observar un impacto significativo sobre la operación de lixiviación, debido a que el contenido de sólidos solubles en el jugo final no presenta cambios considerables.

La obtención de jugo con altos contenidos de sólidos solubles en el difusor de bagazo depende de múltiples factores como: temperatura del disolvente, pH del jugo, materia extraña en la caña, nivel de preparación de la caña, altura del lecho, etc. (Rein, 2016, p.28)

En el trabajo realizado se propusieron parámetros óptimos de operación para obtener jugos con altos contenidos de sólidos solubles en el difusor de bagazo. Para lograr lo antes mencionado primeramente se determinaron las variables que influyen en la obtención jugos con alto contenido de sólidos solubles y luego se ajustó la ecuación de regresión lineal múltiple.

También se realizaron balances de materia y energía en estado estacionario para determinar las pérdidas de energía a temperaturas de imbibición de 70°C y 80°C. Para los balances de energía, los calores específicos del jugo fueron facilitados por la industria mientras tanto los calores específicos del bagazo se calcularon en base a un estudio realizado en Colombia, titulado: Estudio del poder calorífico del bagazo de caña de azúcar en la industria azucarera de la zona de Risaralda. El estudio se basó en determinar el poder calorífico que contiene el bagazo con respecto a la humedad.

En el Ingenio San Antonio en zafras pasadas se dejó de utilizar el método húmedo para la limpieza de la caña, porque se requería de cantidades considerables de agua para la operación. También había pérdidas de sacarosa en los extremos de los tallos al momento que la caña era sumergida en agua. La implementación del método de limpieza en seco para la caña de azúcar, trae consigo consecuencias como; la extracción de bajos contenidos de sólidos solubles (°brix) en el jugo. Porque la caña que es sometida al proceso se introduce con altos contenidos de materia extraña.

II. OBJETIVOS

General

Evaluar Tecnológicamente el Difusor de Bagazo en el Área de Extracción de jugo en el Ingenio San Antonio Zafra 2015 - 2016.

Específicos

- ✓ Determinar las variables de operación que influyen en la obtención de jugos con sólidos solubles en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo.
- ✓ Ajustar la ecuación de regresión lineal de los sólidos solubles en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo.
- ✓ Proponer variables óptimas de operación en el proceso de lixiviación para obtener jugos con altos contenidos de sólidos solubles en el difusor de bagazo.
- ✓ Realizar los Balances de Materia y Energía del Difusor de Bagazo en estado estacionario para determinar las pérdidas de calor a las temperaturas de imbibición en estudio.

III. MARCO TEÓRICO

3.1 Caña

La caña de azúcar es una planta herbácea de gran tamaño que se cultiva en países tropicales y subtropicales. Es un híbrido complejo de varias especies, derivadas principalmente del *Saccharum officinarum* y otras especies de *Saccharum*.

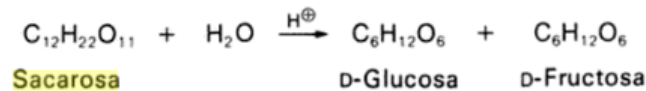
En la caña el agua representa entre el 73% y 76%. Los sólidos totales solubles varían entre 10% y 16%, y la fibra oscila entre 11% y 16%. Entre los azúcares más sencillos se encuentran la glucosa y la fructosa (azúcares reductores), que existen en el jugo de cañas maduras en una concentración entre 1% y 5%. La calidad del azúcar crudo y de otros productos como el color y el grano (dureza) de la panela dependen, en parte, de la proporción de estos azúcares reductores, los cuales aumentan por causa del deterioro o falta de maduración de la planta, pueden producir incrementos en el color y grano defectuoso en la panela (Larrahondo, 1995).

Además la caña de azúcar está constituida por jugo y fibra. La fibra es la parte insoluble en agua y está formada principalmente por celulosa, la cual, a su vez, está constituida por azúcares sencillos como glucosa (dextrosa). El término porcentual de sólidos solubles (sacarosa, azúcares reductores y otros constituyentes) en agua se denominan comúnmente °brix. La razón porcentual entre la sacarosa en el jugo y el °brix se conoce como pureza del jugo. El contenido aparente de sacarosa, expresado como un porcentaje en peso y determinado mediante un método polarimétrico, se denomina pol. Los sólidos solubles diferentes de la sacarosa, que incluyen los azúcares reductores como la glucosa y otras sustancias orgánicas e inorgánicas, se denominan usualmente no-pol o no-sacarosas, los cuales porcentualmente resultan de la diferencia entre el °brix y el pol (Larrahondo, 1995)

3.2 Azúcares

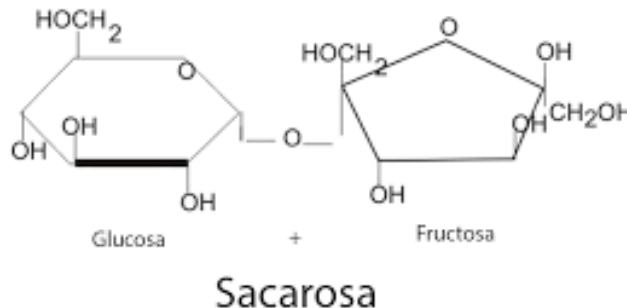
3.2.1 La sacarosa

La sacarosa tiene fórmula $C_{12}H_{22}O_{11}$ y se designa como un disacárido por estar conformada a partir de dos unidades de monosacáridos. Los azúcares monosacáridos son azúcares de seis carbonos, productos del proceso de fotosíntesis que comparten la misma fórmula $C_{12}H_{22}O_{11}$ (Rein, Ingeniería de la Caña de Azúcar, 2012).



Fuente: James Chem. Manual del azúcar

Figura 1. Formula molecular de la sacarosa



Fuente: James Chem. Manual del azúcar

Figura 2. Representación empírica de la glucosa y fructosa

3.2.2 Pureza

La pureza es “expresada en términos de porcentaje la proporción en que se encuentra la sacarosa o pol respecto a los sólidos totales en cualquier material de ingenio azucarero” (López M. , 2014)

3.2.3 °Brix

Se dice que “la cantidad de sólidos en una solución de sacarosa pura expresada como porcentaje en peso, determinada por el hidrómetro de °brix o cualquier otra medida de densidad convertida en la escala °brix” (López M. , 2014).

3.2.4 Pol

El resultado que se obtiene de la polarización directa o sencilla en un sacarímetro de una solución, o del peso normal de un material sacarino en solución. Al igual que el °brix, el termino se emplea en los cálculos como sustancia (Pol por ciento caña, extracción de pol, etc.). Debido a que el valor real de la sacarosa se ve afectado por las sustancias no sacarosas presentes en la solución, se usa sacarosa aparente como equivalente a pol (López K. , 2013).

3.2.5 Azúcares Reductores

Los azúcares reductores son el producto intermedio de la descomposición de la sacarosa en glucosa y fructosa donde su poder reductor se debe al grupo

carbonilo que queda libre en su molécula y es el índice más empleado para la detección de pérdida de sacarosa en los jugos, sin embargo, estos azúcares son utilizados por gran variedad de microorganismos encontrados en los jugos como fuente de carbono para desarrollarse y generar otros productos metabólicos como etanol, ácidos orgánicos y CO₂ (López K. , 2013).

3.3 Inversión

La inversión es el deterioro de la calidad de la caña que tiene lugar después del corte, cuando la sacarosa es metabolizada o degradada las bacterias. La inversión consiste en el cambio de la rotación óptica dextrógira a levógira, o viceversa, dando como resultado mezcla de glucosa y fructosa (López K. , 2013).

3.4 Lixiviación

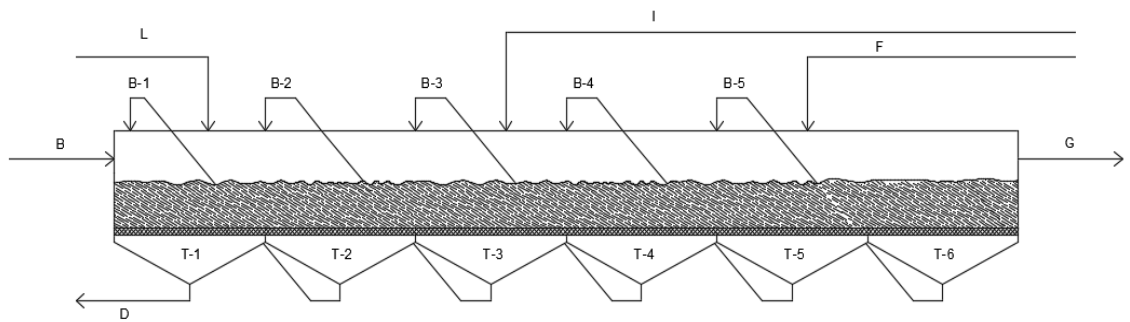
La lixiviación es la operación unitaria o proceso de separación en la que se extrae uno o más componentes solubles de una mezcla sólida, por medio del contacto de un solvente líquido. La lixiviación es un proceso muy complejo pero de gran importancia en la elaboración de muchos productos alimenticios. Por ejemplo la extracción de azúcar de la caña de remolacha o de la caña de azúcar (Treybal, 1981).

La lixiviación se referían originariamente a la filtración del líquido a través de un lecho fijo de solido; pero el termino lixiviación actualmente se utiliza para describir la operación en general, cualesquiera sean los medios con que se realiza (Treybal, 1981).

3.5 Principio de funcionamiento de los difusores de bagazo

El funcionamiento del difusor está basado en el lavado sistemático a contra corriente la caña de azúcar o del bagazo por medio del agua de imbibición. En la práctica, esto se logra formando un lecho de bagazo de primera molienda en una cinta transportadora. Se añade agua en el extremo de descarga del transportador y se filtra a través del lecho de bagazo y las pantallas perforadas de la cinta transportadora. El agua disuelve la sacarosa contenida en el bagazo dando lugar a un jugo fino que se recoge en una tolva (De Smet Engineers & Contractors, 2013).

Este jugo se mueve hacia adelante una etapa por bombeo y el proceso se repite hasta que el jugo alcanza la concentración máxima en el extremo de alimentación del difusor. El difusor puede acondicionarse tanto para una circulación de jugo de flujo único o de flujos paralelos (De Smet Engineers & Contractors, 2013).



Leyenda del difusor de bagazo del Ingenio San Antonio					
B-1	Baño 1	T-1	Tolva 1	B = Bagazo	G = Bagazo final
B-2	Baño 2	T-2	Tolva 2	D = Jugo del difusor	
B-3	Baño 3	T-3	Tolva 3	L = Jugo del intercambiador de calor	
B-4	Baño 4	T-4	Tolva 4	I = Imbibición compuesta	
B-5	Baño 5	T-5	Tolva 5	F = Imbibición simple	

Fuente: Elaboración propia

Figura 3. Difusor de bagazo del Ingenio San Antonio Zafra 2015-2016

3.6 Tipos de difusores

Los tipos de difusores de caña que se han utilizado se pueden clasificar como:

- Difusores a contracorriente (DDS, Saturne)
- Difusores de cama móvil (BMA, De Smet, Silver Ring, Tongaat-Hulett).
- Otros tipos (FS/van Hengel, Rotocel).

Las experiencias durante muchos años con diferentes tipos de difusores han resultado en una situación donde únicamente los difusores de cama móvil son aun empleados, con muy pocas excepciones. Los difusores de cama móvil han probado tener bajos costos de capital y operación y es el único tipo que será aquí considerado (Rein, Ingeniería de la Caña de Azúcar, 2012).

3.6.1 Difusores de cama móvil

Estos difusores son equipos de extracción a contracorriente, pero que son operados utilizando varias etapas. El jugo es bombeado sobre una cama o colchón de caña preparada o bagazo en movimiento, con una longitud entre 50-60 m (Rein, Ingeniería de la Caña de Azúcar, 2012).

El difusor de caña de De Smet es esencialmente igual al difusor de remolacha De Smet. El colchón de caña o bagazo se forma sobre un fondo de malla horizontal que se mueve lentamente (Rein, Ingeniería de la Caña de Azúcar, 2012).

3.7 Imbibición

Es el disolvente que se le agrega al difusor de bagazo, que se encarga de extraer la sacarosa de la caña (López M. , 2014).

3.7.1 Tipos de imbibición

3.7.1.1 Imbibición simple

Se agrega agua al bagazo después de cada molino. Esta puede ser imbibición única: si se agrega agua en un solo punto, tal es el caso del difusor de bagazo (López K. , 2013).

3.7.1.2 Imbibición compuesta

Esta se da cuando el jugo que es depositado en las tolvas de cada etapa es recirculado al difusor de bagazo con el propósito de aumentar los niveles de sacarosa del mismo (López K. , 2013).

3.8 Influencia de la temperatura del disolvente en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo

Muchos autores reconocen los beneficios de las altas temperaturas en el proceso de extracción de la sacarosa de la caña de azúcar. El efecto no ha sido observado en molinos de laboratorio pero si en el proceso industrial. Las paredes celulares se desintegran cuando la fibra es calentada hasta 82°C, lo que facilita la dilución del jugo por el agua. Además, el proceso de transferencia de masa por difusión se intensifica (CUBA MINAZ, 1995).

La temperatura tiene dos efectos sobre la lixiviación. El primero es promover la tasa de transferencia de masa al reducir la viscosidad del disolvente. Segundo, desnaturaliza la proteína lignina de las paredes celulares, mejorando así la permeabilidad de las células que no han sido rotas y haciendo posible la extracción del azúcar desde estas células (CUBA MINAZ, 1995).

3.9 Influencia de la materia extraña presente en el bagazo de caña en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo

Hoy en día las industrias azucareras demandan mayor producción de azúcar, para ello se ha incrementado la capacidad de producción. Es por eso que en el campo se ha implementado el sistema de cosecha mecanizada para poder llevar a la industria suficiente materia prima para la producción del azúcar. Pero la cosecha mecanizada repercute en uno de los factores de operación en la fábrica el cual es el porcentaje de materia extraña presente en la caña ya que con la implementación de este sistema la caña llega con mayor porcentaje de materia extraña a la industria y por lo tanto afecta la obtención de jugos con altos niveles de sólidos solubles (Betancourt, 1967).

Las materias extrañas no dan azúcar sino roban azúcar. Esto es importante ya que a medida que se envíe mayor cantidad de materia extraña habrá mayor pérdida por concepto de mieles finales, cachaza y otros indeterminados en el proceso industrial. Una vez categorizada, las pérdidas, se conocerán las causas pudiendo disminuirse o evitarlas (Betancourt, 1967).

3.10 Influencia de la altura del lecho móvil en el proceso de lixiviación en el difusor bagazo

La altura del lecho móvil depende de la cantidad de bagazo que se está alimentando al difusor y también de la velocidad del tamiz, el cual se encarga de transportar el bagazo por todo el equipo. Es importante mantener el nivel de la altura del bagazo en el difusor para evitar que el disolvente fluya por determinados puntos del lecho, porque si ese es el caso, el disolvente va a extraer sólidos solubles de ciertos puntos del lecho, lo que provocaría pérdidas de sacarosa en el proceso.

También es importante mencionar que el lecho debe de mantener una altura adecuada porque si sobrepasa la altura correcta, el disolvente presentaría dificultades al momento de fluir entre el lecho. Además no es recomendable mantener una altura menor a la estándar ya que es probable que se dé el fenómeno de recirculación de jugo en el sistema. “La altura adecuada del lecho móvil debe estar entre 1.3 m-1.8m” (Rein, Difusores de bagazo, 2016).

3.11 Influencia del nivel de preparación de caña en el proceso de lixiviación en el difusor bagazo

(Arronte, Herrera, Zuazaga, & Díaz, 1996) Encontraron que la preparación de la caña a moler es un aspecto de gran importancia por su efecto cuantitativo y cualitativo como proceso, dado que al aumentar la densidad del lecho de bagazo mejora la capacidad de molienda y al abrirse la celda del jugo se facilita la operación de lixiviación.

Según (Rein, Ingeniería de la Caña de Azúcar, 2012) los propósitos de preparar la caña son:

- ✓ Reducir el tamaño de las partículas de caña hasta un tamaño adecuado para su manipulación en el proceso de lixiviación.
- ✓ Romper células portadoras de sacarosa para facilitar la extracción del azúcar.
- ✓ Producir un material que tenga las características apropiadas para la molienda o difusión.

3.12 Proceso de Extracción de Sacarosa de la caña de Azúcar

3.12.1 Recepción de la caña de azúcar

Los camiones que llegan al patio con las rastras cargadas de caña de azúcar son pesados en las basculas al mismo tiempo se toman muestras de las rastras para realizarles los respectivos análisis (Clasificación del tipo de caña, pol %Caña y pol % jugo). Luego las rastras depositan la caña en la mesa de alimentación a través de grúas.

3.12.2 Picadoras de caña

Los conductores de la mesa de alimentación se encargan de hacer pasar la caña por una serie de picadoras que se encargan de cortar la caña con el propósito de reducir la caña en trozos uniformes para su posterior preparación.

3.12.3 Reducción del tamaño de la caña

Luego que la caña ha pasado por una serie de picadoras se hace pasar por pesados martillos con el propósito de romper la fibra de la caña para facilitar el proceso de extracción de sacarosa.

3.12.4 Separador de material metálico

El bagazo de caña es transportado por medio de bandas hacia un separador metálico que se encarga de separar los fragmentos metálicos de los equipos cortadores de caña en el campo. Este procedimiento es importante realizarlo ya que de pasar fragmentos metálicos a la fábrica podrían dañar un equipo u ocasionar un accidente laboral.

3.12.5 Molienda

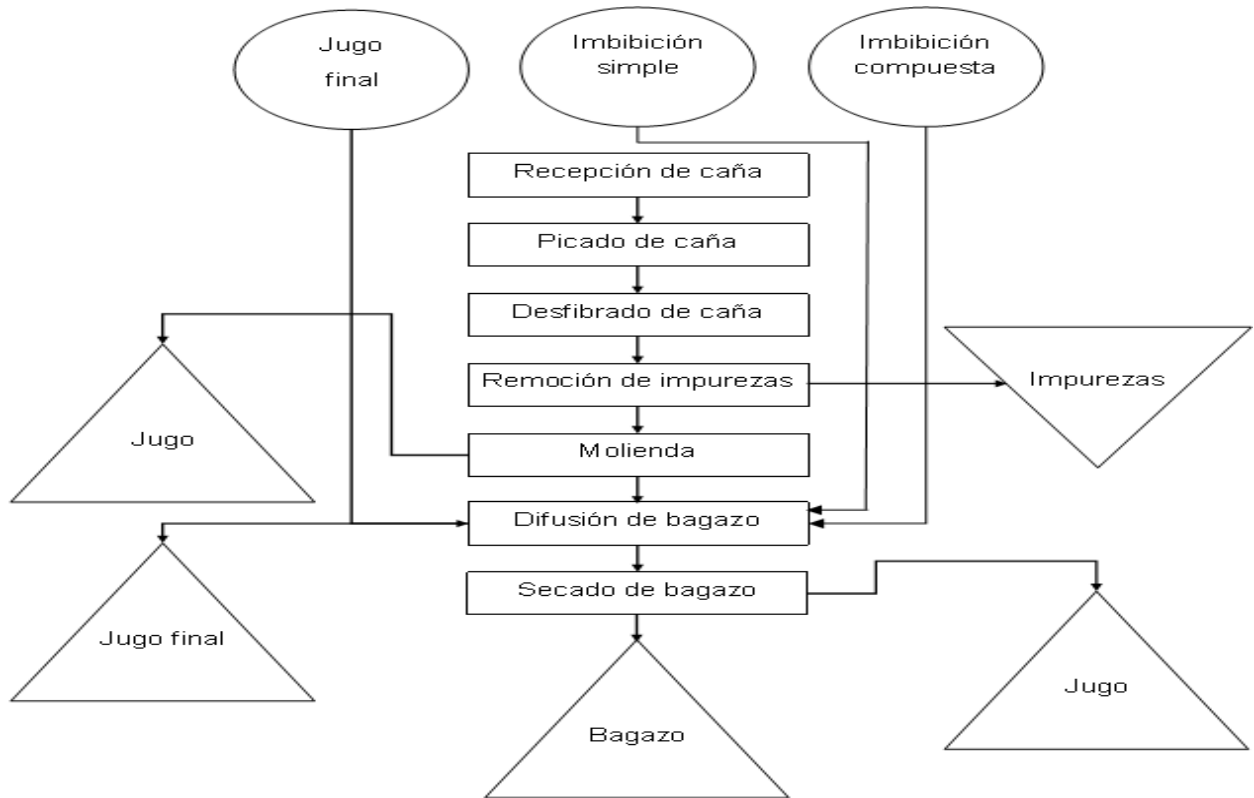
Una vez que el bagazo es pasado por los separadores metálicos es conducido al primer molino mediante la banda transportadora. El bagazo pasa por las mazas del molino donde el jugo crudo es extraído y depositado en una tolva el cual es transportado al filtro rotatorio, después que el jugo es filtrado se almacena en un tanque de jugo crudo listo para proceder al proceso de clarificación de jugo. El bagazo que sale del molino pasa al difusor.

3.12.6 Difusión de bagazo

El bagazo que sale del primer molino es alimentado al difusor de bagazo. El difusor de bagazo cuenta con 6 tolvas de recepción de jugo, 5 flujos de recirculación, 2 flujos de imbibición compuesta y 1 un flujo de imbibición simple (Ver Figura 28 del Anexo B). Esta etapa consiste en aplicar imbibición simple y compuesta con el propósito de recuperar sacarosa que no fue extraída en el primer molino. El bagazo que es alimentado al difusor cae en una cama móvil la cual se encarga de pasar el bagazo por cada etapa del equipo. El bagazo que sale del equipo es transportado hacia los molinos secadores.

3.12.7 Secado de bagazo

El bagazo procedente del difusor se hace pasar por molinos con mayor presión en las masas, con el propósito de retirar la mayor humedad posible del bagazo para que este al momento de ser introducido a las calderas no presente dificultades en el proceso de producción de energía.



Símbolo	Descripción
○	Insumos
▭	Operación
◇	Producto Terminado
△	Sub-producto
▽	Desecho

Fuente: Elaboración propia

Figura 4. Flujograma de proceso del Tandem A del Ingenio San Antonio

3.13 Balances de Materia y Energía

3.13.1 Balance de Materia

Para efectuar un balance de materia de un proceso primero hay que especificar en qué consiste el sistema para el cual se hará el balance y establecer sus fronteras.

Un proceso es una serie de acciones, operaciones y tratamientos que producen resultados. Un sistema se refiere a cualquier porción arbitraria o la totalidad de un proceso establecida específicamente para su análisis (Soza, 2012).

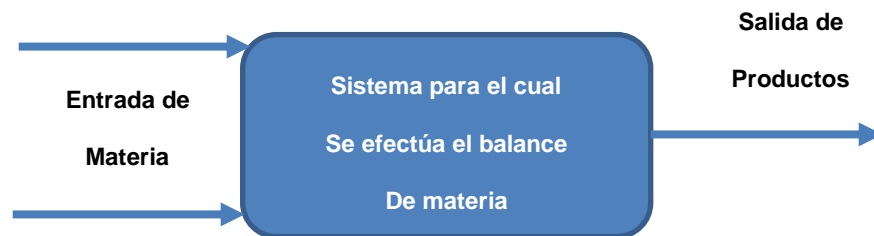
3.13.1.1 Sistema abierto (continuo)

Es aquel en el que se transfiere material por la frontera del sistema; esto es, entra en el sistema, sale del sistema u ambas cosas. (Soza, 2012)

3.13.1.2 Sistema cerrado (Batch)

Es aquel en el que no tiene lugar una transferencia semejante durante el intervalo de tiempo de interés. Obviamente si cargamos un reactor con los reactivos y sacamos los productos y se designe al reactor como sistema, se transferirá material a través de la frontera del sistema, pero podemos ignorar la transferencia y concentrar nuestra atención exclusivamente en el proceso de reacción que ocurre solo después que se ha terminado de cargar los reactivos y antes de retirar los productos (Soza, 2012).

Un balance de materia no es más que la contabilización de material. Es común comparar los balances de materia con los balances de cuentas de cheques. Se deposita y se retira dinero, y la diferencia entre el saldo final e inicial representa la acumulación de la cuenta (Soza, 2012).



Fuente: Antonio Valiente. Problemas de balance de materia y energía

Figura 5. Esquema general de un balance de materia

El balance de una cantidad que se conserva (masa total, masa de una especie determinada, energía momentum) en un sistema (una sola unidad de proceso,

conjunto de unidades o un proceso completo) se puede escribir de manera general como:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Acumulación} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Entrada} \\ \text{por las fronteras} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Salida por} \\ \text{las fronteras} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Generación} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Consumo} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} \quad (1)$$

En procesos continuos estacionarios, el término de acumulación de la ecuación general balanceada, es igual a cero por lo que la ecuación se simplifica como:

$$\text{Masa de entrada} + \text{generación} = \text{salidas} + \text{consumo} \quad (2)$$

Si se realiza el balance en estado estacionario de una especie no reactiva o de masa total, los términos de generación y consumo son iguales a cero y la ecuación se reduce a:

$$\text{masa de entrada} = \text{masa de salida} \quad (3)$$

3.13.2 Balance de Energía

Es un principio físico tan fundamental que inventamos nuestras clases de energía para asegurar que la ecuación realmente quede balanceada esto es la reducción en el desperdicio de energía o el aumento de la eficiencia en la utilización de la energía.

La siguiente ecuación expresa con palabras el concepto de balance de energía.

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Acumulación} \\ \text{de energía} \\ \text{dentro} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Transferencia} \\ \text{de energía} \\ \text{al sistema} \\ \text{a través} \\ \text{de su frontera} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Transferencia} \\ \text{de energía} \\ \text{hacia fuera} \\ \text{del sistema a} \\ \text{través de su} \\ \text{frontera} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Generación} \\ \text{de energía} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Consumo} \\ \text{de energía} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} \quad (4)$$

3.14 Diseño de experimentos

Los diseños de experimentos son modelos estadísticos clásicos cuyo objetivo es averiguar si unos determinados factores influyen en una variable de interés y, si existe influencia de algún factor, cuantificar dicha influencia.

Unos ejemplos donde habría que utilizar estos modelos son los siguientes:

- En el rendimiento de un determinado tipo de maquina: se desea estudiar la influencia del trabajador que la maquina maneja y la marca de la máquina.
- Se quiere estudiar la influencia de un tipo de pila eléctrica y de la marca, en la duración de las pilas.
- Se quiere estudiar el rendimiento de los alumnos en una asignatura y, para ello, se desean controlar diferentes factores: profesor que imparte la asignatura; método de enseñanza; sexo del alumno.

El diseño de experimentos estudia como variar las condiciones habituales de realización de un proceso empírico para aumentar la probabilidad de detectar cambios significativos en la respuesta; de esta forma se obtiene un mayor conocimiento del comportamiento del proceso de interés.

Para que la metodología de diseño de experimentos sea eficaz es fundamental que el experimento este bien diseñado.

Un experimento se realiza por alguno de los siguientes motivos:

- Determinar las principales causas de variación en la respuesta.
- Encontrar las condiciones experimentales con las que se consigue un valor extremo en la variable de interés o respuesta.
- Comparar las respuestas en diferentes niveles de observación de variables controladas.
- Obtener un modelo estadístico-matemático que permita hacer predicciones de respuestas futuras.

La utilización de los modelos de diseño de experimentos se basa en la experimentación y en el análisis de los resultados que se obtienen en un experimento bien planificado. En muy pocas ocasiones es posible utilizar estos métodos a partir de datos disponibles o datos históricos, aunque también se puede aprender de los estudios realizados a partir de datos recogidos por observación, de forma aleatoria y no planificada (Universidad Carlos III de Madrid, 2016).

IV. METODOLOGÍA

4.1 Descripción de la evaluación

La evaluación tecnológica se realizó en el Ingenio San Antonio ubicado en el municipio de Chichigalpa, en el departamento de Chinandega. Particularmente en el área de extracción de jugos en el tándem A que está compuesto por dos molinos y un difusor de bagazo, el primer molino se encarga de extraer la mayor cantidad de jugo de caña de azúcar llamado jugo crudo. Luego al difusor se alimenta el bagazo que sale del primer molino para recuperar los sólidos solubles aun contenidos en el bagazo y después el bagazo procesado, es transportado hacia el segundo molino secador para retirar la mayor cantidad de humedad.

La investigación realizada se basó en una evaluación a escala industrial para determinar las variables de operación que influyen en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo y a partir de las variables que poseyeron mayor efecto en la operación se propusieron variables optimas de operación en el difusor de bagazo. También se planteó el comportamiento de los datos obtenidos del proceso. Para la finalización del presente estudio se utilizó la matriz experimental que se obtuvo con el apoyo del software estadístico Minitab 17. También se hicieron balances de materia y energía con el propósito de calcular las pérdidas de energía a temperaturas de imbibición de 70°C y 80°C.

4.2 Definición del foco de mejora

Las variables que se tomaron en cuenta para la evaluación son las siguientes: porcentaje de materia extraña presente en la caña que viene de las plantaciones, nivel de preparación de la caña de azúcar, temperatura de imbibición y altura del lecho móvil.

Es importante mencionar que los datos de cada una de las variables que se evaluaron se tomaron de la base de datos del Ingenio San Antonio. Cada una de las mediciones se realizó cada hora según el lote de caña que se introdujo al proceso de producción, se tomaron muestras a partir de las 7:00 am hasta las 5:00 pm. Siempre y cuando el proceso de lixiviación en el difusor permanecía estable.

4.3 Etapas de medición en el proceso de lixiviación

4.3.1 Medición de porcentaje de materia extraña en la caña

El porcentaje de materia extraña en el Ingenio San Antonio se obtuvo mediante la clasificación de dos tipos de corte de caña las cuales son: corte de caña manual y corte de caña mecanizada para el corte de caña manual el porcentaje de materia extraña promedio es del 8% y en el caso del corte de caña

mecanizada es del 10% en peso por vagón de caña introducido al proceso. Los datos antes mencionados se obtuvieron en oficinas del área agrícola del Ingenio San Antonio.

4.3.2 Medición del nivel de preparación de la caña de azúcar

La medición del nivel de preparación de la caña se realizó cada hora, el operario peso dos muestras de 500 gramos de bagazo de la banda a la salida de la desfibradora. La primera muestra de bagazo se mezcló con 3,000 gramos de agua durante 30 minutos en un recipiente. La segunda muestra se mezcló con la misma proporción de agua y se dejó durante el mismo tiempo que la primera muestra en un desintegrador. Luego se tomaron los °Brix del extracto de cada una de las muestras y los datos obtenidos se introdujeron en la ecuación (5).

$$PI = 100. \frac{W_{Beacker}}{W_{Desintegrador}} \quad (2)$$

4.3.3 Medición de temperatura

Una vez que un lote de bagazo fue introducido al difusor el operador se encargó de tomar muestras de 50 ml de las corrientes de imbibición compuesta “L” y jugo final “D”. Posteriormente procedió a tomar la temperatura de cada muestra para verificar si las corrientes mencionadas estaban a las temperaturas establecidas (70°C u 80°C). En los casos que la temperatura de las muestras fue diferente a las señaladas, la muestra no se tomó en cuenta para el análisis de resultado. Es importante mencionar que la temperatura de imbibición en el flujo “I” no se tomó en cuenta en el estudio porque no fue posible llevar la temperatura a las instauradas. Porque “I” es el residuo de jugo que contiene el bagazo que sale del difusor y al momento que el bagazo pasa a los molinos secadores este ya no está la temperatura a la que salió del difusor. Y no se contó con el equipo necesario para llevar la temperatura del flujo “I” a las definidas.

4.3.4 Medición de °brix

La medición de °brix se realizó a cada una de las muestras tomadas para la temperatura exceptuando el flujo “F”, antes de realizar los análisis los recipientes se sometieron a refrigeración hasta que la muestra de jugo, bajó a temperatura ambiente debido a que el refractómetro se pudo ver perjudicado si se realizaban pruebas con líquidos a temperaturas altas. Cabe mencionar que la muestra de mayor importancia para la investigación fue la muestra del jugo final. Porque por medio de los resultados se evaluó la influencia de cada una de las variables que

influyen sobre los sólidos solubles (°Brix) del jugo final en la operación de lixiviación en el difusor.

4.3.5 Medición de la altura del lecho del difusor

La altura del lecho del difusor el operador tomaba la altura del lecho por medio de una ventanilla graduada que está en la alimentación del equipo. Las alturas del lecho evaluadas fueron de 1.4-1.8 m.

Tabla 1. Materiales utilizados en la etapa de muestreo en la operación de lixiviación

Materiales	Uso
2 baldes de plástico con capacidad de 500g.	Para tomar muestras de bagazo a la salida de la desfibradora.
6 recipientes con capacidad de 100 ml.	Toma de muestras de imbibición y jugo final en el difusor de bagazo.
1 termómetro digital.	Medición de temperatura (°C) en las muestras de imbibición simple, compuesta y jugo final del difusor de bagazo.
1 refractómetro digital.	Medición de los sólidos solubles (°Brix) en las muestras de jugo final del difusor de bagazo.
1 refrigerador.	Para reducir la temperatura en las muestras de imbibición simple, compuesta y jugo final del difusor de bagazo para evitar dañar el refractómetro.
2 pares de guantes.	Para la toma de muestras en el difusor de bagazo y en la banda ubicada después de la desfibradora.

Fuente: Elaboración propia

4.4 Diseño de experimento para la medición de las variables que intervienen en la operación de lixiviación en el difusor de bagazo

Las variables que intervienen en el proceso extracción son factores cuantitativos y cualitativos cada uno de ellos afecta el proceso directamente los cuales se muestran en la tabla 2.

Tabla 2. Variables que afectan la extracción en los ingenios azucareros

Variables		
Factores cualitativos de la caña	Tipo de corte de la caña	Mecanizada
		Manual
	Variedad de la caña	Cp83863
		Cp96462
		Cp88923
		Cp78912
	Cp97683	
Precedencia	Plantillo N°	
Factores cuantitativos de la caña	Porcentaje de materia extraña y nivel de preparación de la caña, porcentaje de caña podrida, porcentaje de fibra, brix, pol, pureza	
Factores cuantitativos de imbibición simple, compuesta y jugo final	Temperatura, °brix, pH, pol pureza, azucares reductores, glucobrix	
Factor cuantitativo del difusor de bagazo	Altura del lecho (m).	

Fuente: Kennia López. Evaluación de pérdidas de sacarosa en el tándem de molinos del área de extracción del Ingenio Monte Rosa zafra (2011-2012).

En la tabla 2 se observa que existe diversidad de variables que intervienen en el proceso de extracción, de las cuales solo se tomaron las siguientes: porcentaje de materia extraña en la caña, nivel de preparación de la caña de azúcar, temperatura de imbibición, °brix en el jugo final y altura del lecho. Se tomó la decisión de realizar el estudio de las variables antes mencionadas ya que (Rein,

Difusores de bagazo, 2016) menciona la importancia de estas en los difusores de bagazos.

4.4.1 Diseño de experimento 2^k

Para la evaluación de cada una de las variables que afectan la operación de lixiviación en el difusor de bagazo, se utilizó el diseño experimental llamado diseño factorial 2^k el cual contiene 16 combinaciones o puntos experimentales, los cuales se realizaron con el apoyo del software minitab 17.

4.4.1.1 Factores y niveles del diseño factorial 2^k

El diseño que se utilizó fue conformado por cuatro factores, con dos niveles cada uno los cuales son: Temperatura de imbibición 70°C-80°C. Porcentaje de materia extraña 8%-10%. Para el nivel de preparación: 88-92. El último que es la altura del lecho móvil: 1.4m-1.8m.

Tabla 3. Diseño factorial 2^k

Factores	Nivel	
	Bajo (-)	Alto (+)
Temperatura de imbibición (A)	70°C	80°C
Nivel de preparación de la caña (B)	88	92
Porcentaje de materia extraña (C)	8%	10%
Altura del lecho (D)	1.4m	1.8m

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4. Clasificación de las muestras de la operación de lixiviación en el difusor de bagazo para un diseño factorial 2^k

Factores evaluados				
N° de muestras	Nivel de preparación		Análisis a realizar en laboratorio de campo a la caña	Análisis a realizar al jugo en el laboratorio de fabrica
	Altura del lecho			
	Temperatura de imbibición			
	Baja	Alta		
24	12	12	Porcentaje de materia extraña	°Brix
24	12	12		

Fuente: Elaboración propia

4.4.1.2 Desarrollo de la matriz experimental 2^k

Tabla 5. Diseño factorial 2^k

Numero de experimentos	Temperatura (°C)	Nivel de preparación (IP)	Materia extraña (%)	Altura del lecho móvil (m)
Experimento 1	-A	-B	+C	+D
Experimento 2	-A	+B	+C	+D
Experimento 3	-A	+B	-C	-D
Experimento 4	+A	-B	+C	+D
Experimento 5	+A	-B	-C	+D
Experimento 6	+A	-B	-C	-D
Experimento 7	+A	+B	-C	-D
Experimento 8	+A	+B	-C	+D
Experimento 9	+A	+B	+C	-D
Experimento 10	+A	+B	+C	+D
Experimento 11	-A	+B	-C	+D
Experimento 12	+A	-B	+C	-D
Experimento 13	-A	+B	+C	-D
Experimento 14	-A	-B	-C	+D
Experimento 15	-A	-B	-C	-D
Experimento 16	-A	-B	+C	-D

Fuente: Minitab 17

La matriz experimental utilizada en el desarrollo del estudio está en la tabla 5. En la tabla esta cada uno de los experimentos y las combinaciones de cada una de las variables que se tomaron en cuenta. En total se realizaron 16 experimentos con 3 réplicas cada uno. El diseño experimental está compuesto de 4 factores y dos niveles.

Tabla 6. Condiciones del diseño experimental de Minitab 17

Factores:	4	Replicas:	3
Corridas base:	16	Niveles:	2
Corridas totales:	48	Grados de libertad:	47

Fuente: Elaboración propia

4.5 Método de optimización

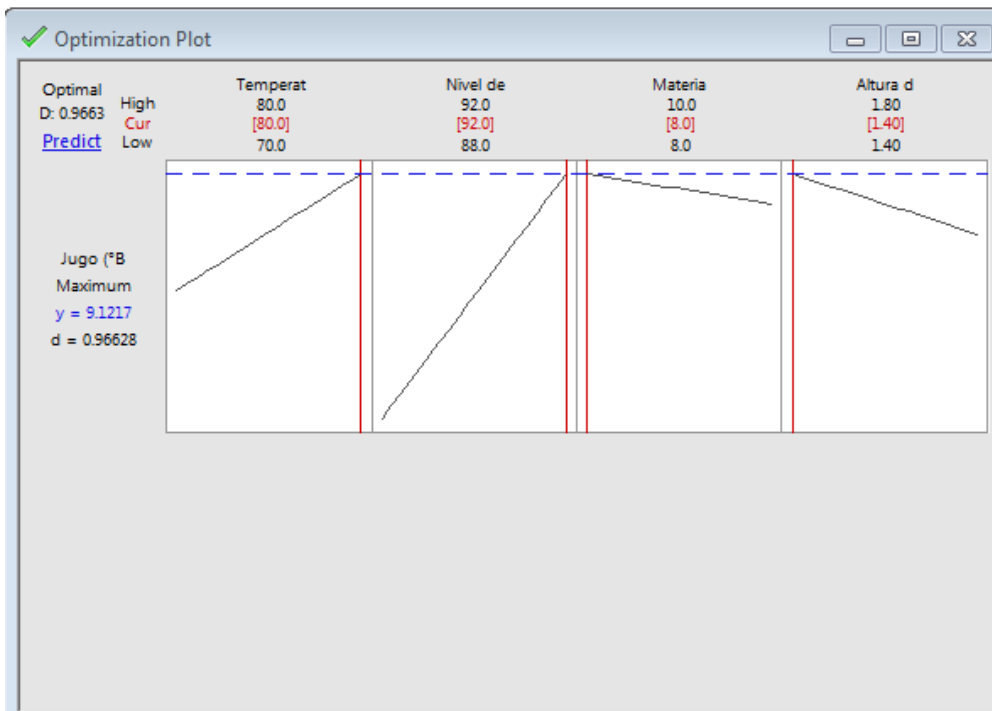
La optimización se realizó utilizando el software minitab 17 en el cual se trabajó con la matriz que se utilizó en la determinación de las variables que influyen en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo.

Es importante mencionar que para la optimización de la operación de lixiviación se tomó en cuenta únicamente a las variables que tuvieron influencia en la operación de lixiviación.

4.5.1 Procedimiento de optimización en Minitab

Para la maximización primeramente se seleccionó la variable dependiente. En este caso fueron los sólidos solubles (°Brix). Luego se introdujeron los valores a cada una de las variables independientes de los que dependen los sólidos solubles (°Brix).

Una vez hecho esto el programa arroja cuales son los parametros optimos de operación para obtener el mayor contenido de los sólidos solubles en el jugo en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo. La figura 6 describe que para obtener altos contenidos de sólidos solubles la temperatura de imbbición debe de permanecer a 80°C, el nivel de preparación a 92, el porcentaje de materia extraña al 8% y la altura del lecho a 1.40 m. Según Newton la optimización finaliza cuando la curva de cada una de las variables se vuelve una recta en la figura 10 se observa el metodo de optimización finalizado.



Fuente: Minitab 17

Figura 6. Resultado de la maximización de los sólidos solubles en el jugo

4.6 Balances de Materia y Energía

4.6.1 Balance de Materia

Para la realización de los balances de materiales primeramente se hizo un bosquejo del proceso del Tándem A del Ingenio San Antonio el cual se ve reflejado en la Figura 7. Luego se determinaron cada una de los flujos de entrada y salida de cada uno de los equipos, a la misma vez se tomaron los valores de los flujos de las corrientes de los mismos. Una vez hecho lo antes mencionado, se procedió plantear cada una de las ecuaciones (ver Anexos A, ítem 9.1) de los equipos para luego calcular los flujos que no se miden en la fábrica.

La ecuación general para realizar balances de materia es la siguiente:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Acumulación} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Entrada} \\ \text{por las fronteras} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Salida por} \\ \text{las fronteras} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Generación} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Consumo} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} \quad (3)$$

Para la realización de los balances de materia del difusor de bagazo el sistema se consideró continuo estacionario y de especie no reactiva por lo tanto la acumulación, la generación y el consumo dentro del sistema son igual a cero. De la ecuación 6 obtenemos la ecuación 7.

$$\text{masa de entrada} = \text{masa de salida} \quad (4)$$

Una vez planteadas las condiciones con las cuales se trabajaron los balances de materia la ecuación general del difusor de bagazo es la siguiente:

$$\dot{m}_B + \dot{m}_F + \dot{m}_I + \dot{m}_L = \dot{m}_G + \dot{m}_D \quad (5)$$

4.6.2 Balance de Energía

De la misma manera que se realizaron los balances de materia se hicieron los balances de energía. En esta parte del trabajo se tomaron en cuenta las temperaturas de cada uno de los flujos del difusor de bagazo, la temperatura de referencia que se tomó fue de 30°C que es la del ambiente en la planta. En la fábrica fueron proporcionados los datos de los calores específicos del jugo a las temperaturas establecidas en la Tabla 4. Los calores específicos del bagazo se calcularon según en el estudio realizado por (Gárces & Martínez, 2007). Cuando

se obtuvieron los datos antes mencionados se plantearon las ecuaciones de energía del difusor de bagazo.

La ecuación general para balances de energía es la siguiente:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Acumulación} \\ \text{de energía} \\ \text{dentro} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Transferencia} \\ \text{de energía} \\ \text{al sistema} \\ \text{a través} \\ \text{de su frontera} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Transferencia} \\ \text{de energía} \\ \text{hacia fuera} \\ \text{del sistema a} \\ \text{través de su} \\ \text{frontera} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Generación} \\ \text{de energía} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Consumo} \\ \text{de energía} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\}$$

(6)

Para la realización de los balances de energía del difusor de bagazo el sistema se consideró continuo estacionario por lo tanto la acumulación es igual a cero. La ecuación se simplifica a la siguiente:

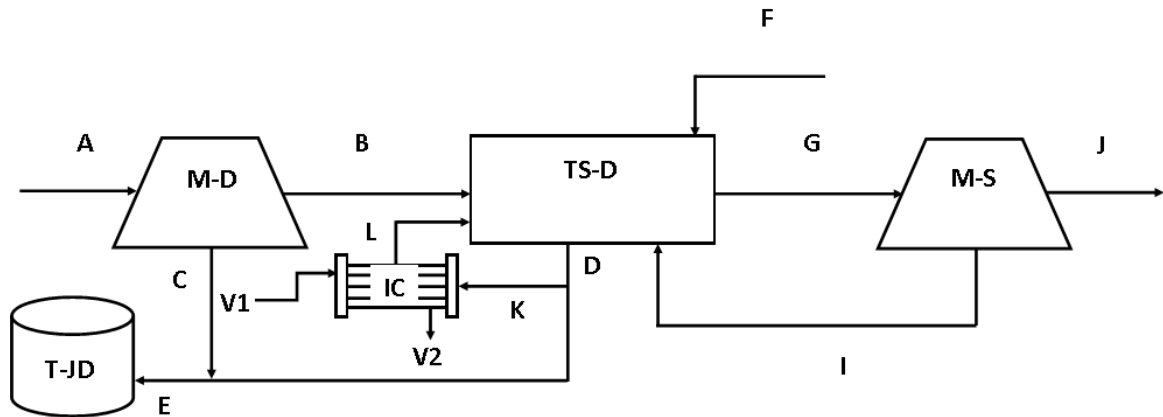
$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Transferencia} \\ \text{de energía} \\ \text{hacia fuera} \\ \text{del sistema a} \\ \text{través de su} \\ \text{frontera} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Consumo} \\ \text{de energía} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Transferencia} \\ \text{de energía} \\ \text{al sistema} \\ \text{a través} \\ \text{de su frontera} \end{array} \right\}$$

(7)

Mediante las consideraciones tomadas anteriormente la ecuación general de la energía es la siguiente:

$$\Delta H^B + \Delta H^F + \Delta H^I + \Delta H^L = \Delta H^G + \Delta H^D$$

(8)



Fuente: Elaboración propia

Figura 7. Tandem A del Ingenio San Antonio

Tabla 7. Leyenda de flujos de la figura 7

Leyenda de Flujos	
A=Caña de azúcar	F=Imbibición simple
B=Bagazo	G=Bagazo del difusor
C= Jugo virgen	I=Imbibición compuesta
D=K= Jugo del difusor	J=Bagazo seco
E= Jugo diluido	L= Jugo del IC
V1=V2= Vapor	

Fuente: Elaboración propia

Tabla 8. Leyenda de equipos de la figura 6.

Leyenda de Equipos	
M-D	Molino dedine
TS-D	Difusor de bagazo
IC	Intercambiador de calor
T-JD	Tanque de jugo diluido
M-S	Molino secador

Fuente: Elaboración propia

4.7 Análisis de datos

El análisis de los resultados experimentales se realizó haciendo uso de Regresión Lineal Múltiple a los sólidos solubles del jugo final del difusor de bagazo.

El análisis estadístico mediante Regresión lineal Múltiple incluye:

- ✓ El análisis de varianza (ANOVA) que se efectuó en el estudio global de la influencia de los factores sobre la variable respuesta, permitiendo la caracterización del modelo; la caracterización de las variables, que consintió evaluar mediante el coeficiente de regresión la influencia de cada factor en la respuesta “Y”; El método de Newton que ayudo a maximizar y minimizar la respuesta evaluada.

En la fase de optimización el análisis de Regresión Lineal Múltiple incluye los términos lineales, de interacción. Esto permitió analizar la estimación de los efectos principales y las interacciones entre las variables mediante la siguiente ecuación:

$$Y = b_0 + \sum_{i=1}^k b_i X_i + \sum_{i=1}^k b_i X_i^2 + \sum_{i=1}^{k-1} \sum_{j=1}^k b_{ij} X_i X_j$$

(9)

Fuente: Martha Ulloa. Evaluación de algunas variables que influyen en el proceso de percolación para la elaboración de café instantáneo.

V. PRESENTACIÓN DE ANÁLISIS Y RESULTADOS

5.1 Determinación de las variables que influyen en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo

Para la determinación de las variables que influyen en el proceso de lixiviación en el difusor de bagazo se analizó por medio de regresión lineal múltiple.

La sección relevante de la tabla ANOVA son las últimas dos columnas la F-valor y P-valor. Si la F-razón es mayor que la probabilidad significa que por lo menos uno de los factores tiene influencia sobre la respuesta. Una probabilidad menor que 0.05 indica que los parámetros evaluados contribuyen al modelo. Si la probabilidad del punto de la falta de ajuste es mayor 0.05 significa que el modelo está lo suficientemente ajustado.

El criterio de decisión se basa en la comparación entre el valor obtenido de F-razón y la probabilidad. El análisis de varianza para todas las variables respuesta muestra que el F-valor es siempre mayor que el P-valor, esto significa que por lo menos una de las variables estudiadas tiene diferencia de medias, es decir que tiene influencia sobre las respuestas.

Cuando se introdujeron los datos a Minitab se procedió a realizar el procesamiento de los mismos. El software brindo como resultado la tabla 9 en la cual se observan las variables e interacciones entre sí. Una vez obtenido la tabla de análisis de la varianza se procedió las variables e interacciones entre sí que no afectan la operación de lixiviación, esto se hizo de la interacción del máximo al menor valor. Siempre y cuando P_{valor} fuese mayor o igual 0.05, ya que la teoría dice que para que la variable o interacciones tengan influencia sobre la variable respuesta el P_{valor} debe de ser menor a 0.05.

Una vez que se eliminaron las variables e interacciones que no influyen en la operación de lixiviación se obtuvo la tabla 10 la cual contiene únicamente las variables e interacción que afectan la operación de lixiviación. Ya con esto nos auxiliamos de Minitab para determinar las variables optimas de operación para obtener altos contenidos de solidos solubles en el jugo final. Al momento que se validaron las variables que influyen en la operación el programa arrojó el modelo matemático que se ajusta al comportamiento del mismo.

En la tabla 9 se muestra el análisis de la varianza realizado mediante el método de regresión lineal múltiple. Los resultados muestran que al comparar la columna de F-razón y P-valor la interacción entre A*C, B*C, B*D, C*D, A*B*C, A*B*D, A*C*D, B*C*D, A*B*C*D, no influyen en la operación de lixiviación en el difusor de bagazo porque el valor de la probabilidad es mayor a 0.05. Por lo tanto para validar el modelo se separaron cada una de las interacciones antes

mencionadas. Además el valor del ajuste del modelo es menor a 0.05 lo cual indica que se puede seguir ajustando el modelo.

Una vez que fueron descartadas las interacciones que no influyen en la operación de lixiviación se obtuvo la siguiente tabla.

Tabla 9. Análisis de la varianza para los sólidos solubles del jugo (brix)

Fuente	Grados de libertad	Suma de cuadrados	C. medio	F-Valor	P-Valor
Modelo	15	13.5097	0.901	472.47	0.00
Lineal	4	12.8847	3.221	1689.80	0.00
A	1	3.3974	3.397	1782.22	0.00
B	1	9.1089	9.109	4778.45	0.00
C	1	0.0760	0.076	39.87	0.00
D	1	0.3024	0.302	158.65	0.00
Interacción de dos términos	6	0.6176	0.103	54.00	0.00
A*B	1	0.6008	0.601	315.16	0.00
A*C	1	0.0001	0.000	0.03	0.87
A*D	1	0.0094	0.009	4.91	0.03
B*C	1	0.0011	0.001	0.58	0.45
B*D	1	0.0063	0.006	3.31	0.08
C*D	1	0.0000	0.000	0.01	0.92
Interacción de tres términos	4	0.0052	0.001	0.68	0.61
A*B*C	1	0.0002	0.000	0.09	0.77
A*B*D	1	0.0008	0.001	0.39	0.53
A*C*D	1	0.0020	0.002	1.05	0.31
B*C*D	1	0.0023	0.002	1.19	0.28
Interacción de cuatro términos	1	0.0023	0.002	1.19	0.28
A*B*C*D	1	0.0023	0.002	1.19	0.28
Falta de ajuste					0.0002
Error	32	0.0610	0.002		
Total	47	13.5707			

Fuente: Minitab 17

Coefficiente de correlación

$$R^2 = 0.9955$$

Ajuste del coeficiente de correlación

$$R^2 = 0.9934$$

Tabla 10. Análisis de la varianza ajustada de los sólidos solubles (°brix) del jugo

Fuente	Grados de libertad	Suma de cuadrados	C. medio	F-Valor	P-Valor
Modelo	5	13.48550	2.69709	1328.1900	0.0000
Lineal	4	12.88470	3.22117	1586.2700	0.0000
A	1	3.39740	3.39735	1673.0300	0.0000
B	1	9.10890	9.10892	4485.7100	0.0000
C	1	0.07600	0.07600	37.4300	0.0000
D	1	0.30240	0.30242	148.9300	0.0000
A*B	1	0.60080	0.60077	295.8500	0.0000
Error	42	0.08530	0.60077	295.8500	0.0000
Falta de ajuste	10	0.02430	0.00203	1.2700	0.2860
Error puro	32	0.06100	0.00243		
Total	47	13.57070	0.00191	190.75	0.0000

Fuente: Minitab 17

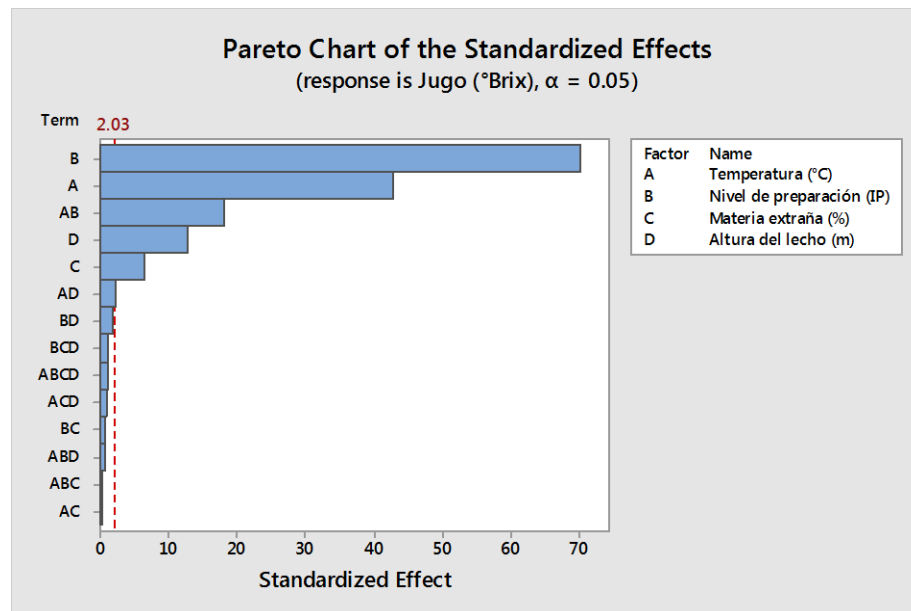
Coeficiente de correlación

$$R^2 = 0.9937$$

Ajuste del coeficiente de

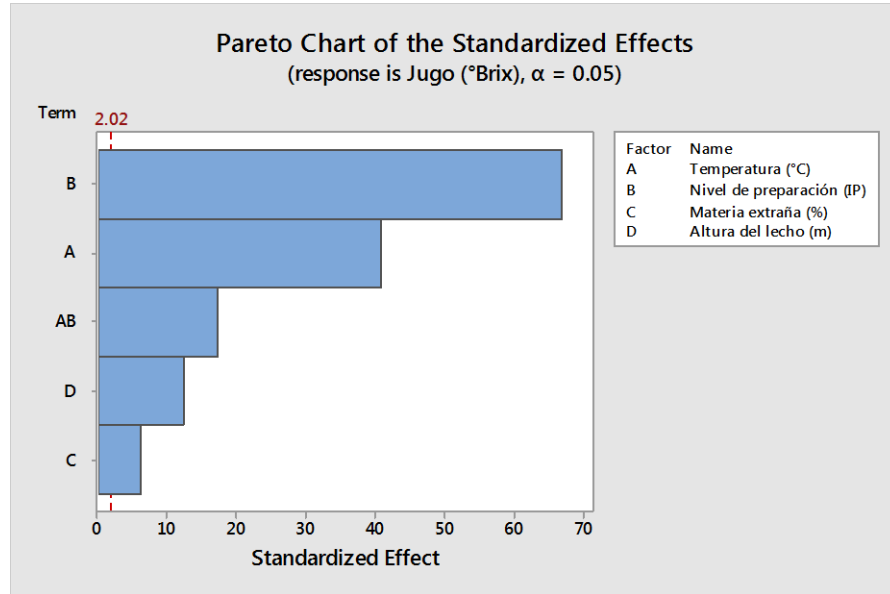
correlación

$$R^2 = 0.9930$$



Fuente: Minitab 17

Figura 8. Diagrama de Pareto para cada una de las variables e interacciones del análisis de regresión lineal múltiple



Fuente: Minitab 17

Figura 9. Diagrama de Pareto para cada una de las variables e interacciones que influyen en la operación de lixiviación

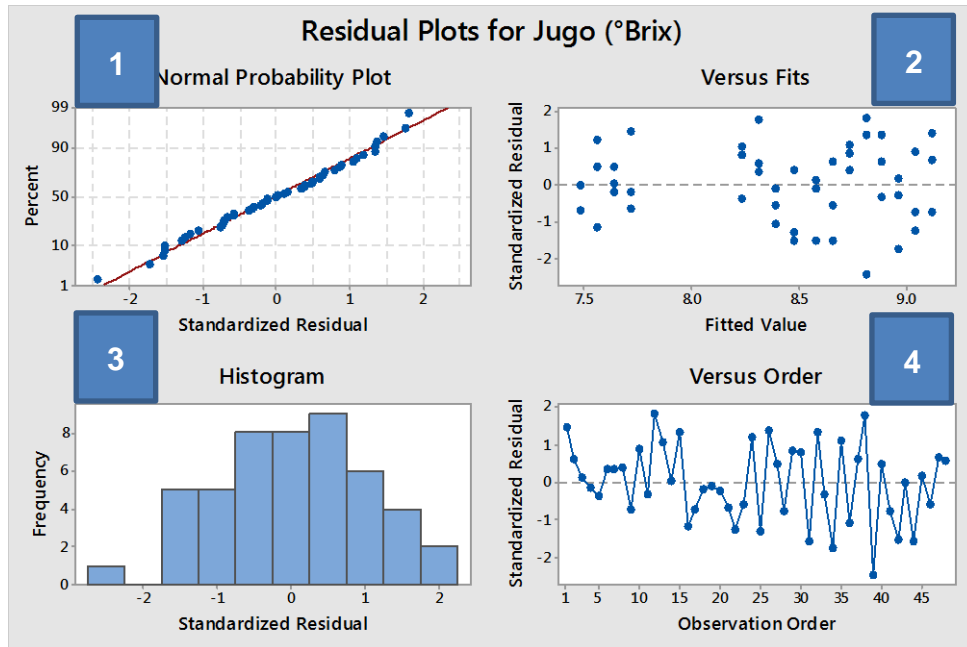
En la tabla 10 se observan las variables e interacciones (B, A, AB, D y C) que influyen en la operación de lixiviación en el difusor de bagazo, cada P-valor es menor a 0.05 lo cual indica que cada una de las variables e interacciones influyen en la operación de lixiviación. Además podemos decir que el modelo no se puede seguir ajustando, ya que el P-valor es mayor a 0.05.

Según el análisis estadístico las variables e interacciones que influyen en la operación de lixiviación en el difusor de bagazo. En orden descendente son: Nivel de preparación, Temperatura del disolvente (°C), la interacción de la temperatura (°C) del disolvente con el nivel de preparación de la caña (IP), la altura del lecho (m) y por último el porcentaje de materia extraña.

La tabla 10 muestra los resultados de la caracterización del modelo, mediante el análisis de varianza para la respuesta de los sólidos solubles (°brix) en el jugo. El valor de F-valor es mayor que la P-valor lo cual indica que al menos uno de los factores influye significativamente en la respuesta.

El valor de la F-razón para la suma de cuadrados del residuo es mayor que la probabilidad, por tanto los datos obtenidos se ajustan al modelo y pueden ser explicados con un valor del coeficiente de correlación de 99.30% según la tabla 9.

5.1.1 Análisis de los residuos del modelo validado



Fuente: Minitab 17

Figura 10. Residuos del modelo de regresión lineal múltiple

Los diagramas 1 y 3 de la figura 10 indica si existe normalidad en los residuos, en el caso del diagrama 1 se afirma que si existe normalidad ya que la mayoría de los puntos pasan por la recta. En el caso del diagrama 3 se reafirma que los residuos se comportan de manera normal porque el histograma tiene forma de campana o bien la figura es un poco asimétrica.

En el diagrama 2 de la figura 10 se observa que existen puntos positivos y negativos, también estos están dispersos en distintas partes de la recta lo que nos indica que los residuos contienen varianza constante.

Mientras tanto en el diagrama 4 de la figura 10 se determina la independenciam de cada uno de los residuos es decir que cada uno de los datos fue tomado aleatoriamente para el análisis. Lo cual indica que los residuos son independientes.

5.2 Variables óptimas de operación para la obtención de jugo con altos contenidos de sólidos solubles (°brix)

El análisis de los experimentos se realizó mediante el método de Newton en Minitab 17, con el propósito de determinar los valores óptimos de las variables de operación que proporcionan el máximo y menor valor de la variable respuesta. Los resultados se muestran en la tabla 11. Las variables seleccionadas para la optimización fueron las que mayor influencia presentaron al momento de realizar el análisis del inciso 5.1 (Temperatura del disolvente (°C), nivel de preparación (IP), altura del lecho móvil (m) y materia extraña (%)).

Tabla 11. Valores óptimos de las variables que influyen en la operación de lixiviación en el difusor de bagazo

	A	B	C	D	Jugo (°brix)
Max (°brix)	80	92	8	1.4	9.1217
Min (°brix)	70	88	10	1.8	7.4800

Fuente: Minitab 17

En la tabla 11 se muestran los valores óptimos para obtener el mayor y menor contenido de sólidos solubles (°brix) en el jugo. Para lograr el máximo contenido de sólidos solubles (9.1217 °brix) en el jugo, la temperatura de imbibición debe permanecer a 80°C, el nivel de preparación de la caña a 92, el porcentaje de materia extraña de 8% y la altura del lecho debe ser de 1.4m.

5.3 Modelo matemático ajustado al comportamiento de la operación de lixiviación en el difusor de bagazo

En la tabla 12 se especifica cada uno de los coeficientes del modelo matemático que se ajusta al comportamiento de la operación de lixiviación en el difusor de bagazo. El cual se comporta de manera lineal. La ecuación (10) puede ser utilizada para realizar predicciones del equipo mediante las variables que lo conforman.

Tabla 12. Términos de la ecuación lineal y coeficientes de regresión para los sólidos solubles (°brix) del jugo del difusor de bagazo

X-variable	Coefficientes de la ecuación	Coefficientes de regresión	Probabilidad
Intercepto	b.0	-89.700000	0.000
T	b.1	1.060100	0.000
IP	b.2	1.056900	0.000

ME	b.3	-0.003979	0.000
H	b.4	-0.396900	0.000
T*IP	b.5	0.011187	0.000

$$SDT = -89.70 + 1.0601 T + 1.0569 IP - 0.03979 ME - 0.3969 H - 0.011187 T * IP$$

Ecuación (10)

5.4 Balances de Materia y Energía del Difusor de Bagazo

5.4.1 Pérdidas de calor en el difusor de bagazo a temperaturas de imbibición de 70°C y 80°C

Para realizar los cálculos de las pérdidas de calor primeramente se hicieron los balances de materia del difusor de bagazo. Los resultados de los balances de materia se ven reflejados en la tabla 10.

Tabla 10. Resultados del balance de materia del difusor de bagazo

A= caña de azúcar		B= Bagazo del 1er molino		C= Jugo 1er molino	
A(Tn)	500	B(Tn)	190.3	C (Tn)	309.7
Wf	0.13	wf	0.33	wf	0.01
Wa	0.71	wa	0.54	wa	0.81
Wb	0.16	wb	0.13	wb	0.18
		cp(Kj/ Kg K)	31.13		
D= Jugo del difusor		E=jugo crudo		F= imbibición simple	
D (Tn)	209.4	E (Tn)	477.2	F (Tn)	150
Wf	0.01	wf	0.01	wa	1
Wa	0.9	wa	0.84	Cp(Kj/ Kg K)	4.18
Wb	0.09	wb	0.15		
cp80(Kj/ Kg K)	4.03				
G= bagazo del difusor		I= Imbibición compuesta		J=Bagazo final	
G (Tn)	500.9	I (Tn)	328.1	J (Tn)	172.78
Wf	0.15	wf	0.04	wf	0.36
Wa	0.82	wa	0.94	wa	0.6

Wb	0.03	wb	0.02	wb	0.04
cp(Kj/ Kg K)	50.05	Cp(Kj/ Kg K)	4.03		
K= jugo del difusor		L=Jugo del difusor		M=Jugo del difusor	
L (Tn)	41.88	L (Tn)	41.88	M (Tn)	167.52
Wf	0.01	wf	0.01	wf	0.01
Wa	0.9	wa	0.9	wa	0.9
Wb	0.09	wb	0.09	wb	0.09
Cp80(Kj/ Kg K)	4.03	Cp80(Kj/ Kg K)	4.03	Cp80(Kj/ Kg K)	4.03

Fuente: Elaboración propia

Una vez obtenidos los resultados de los balances de materiales se procedió a realizar los balances de energía con el propósito de calcular las pérdidas de energía a las distintas condiciones de temperatura planteadas en el estudio.

Los resultados del balance de energía a temperatura de imbibición de 70°C se muestran en la tabla 11.

Tabla 11. Resultados del balance de energía del difusor de bagazo con imbibición simple y compuesta a 70°C

B= Bagazo	190300.00	Kg/h	G= Bagazo del difusor	500860.00	Kg/h
m=	190.3	Tn/h	m	500.86	Tn/h
Cp	31.1308381	Kj/ Kg K	Cp	50.0504627	Kj/ Kg K
Ti	305.15	K	Ti	320.15	K
Tr	303.15	K	Tr	303.15	K
HB	62.26	KJ	HG	850.86	KJ
QB	11848397	Kj/h	QG	426160671	Kj/h
H	54	%	H	82	%
D= Jugo del difusor	209400.00	Kg/h	F= imbibición simple	150000.00	Kg/h
m	209.4	Tn/h	m	150	Tn/h
Cp	4.02214	Kj/ Kg K	Cp	4.196	Kj/ Kg K
Ti	311.15	K	Ti	343.15	K
Tr	303.15	K	Tr	303.15	K
HD	32.18	KJ	HF	167.84	KJ
QD	6737889	Kj/h	QF	25176000	Kj/h
I=	328080.00	Kg/h	L= Jugo del	41880.00	Kg/h

Imbibición compuesta			difusor		
m=	328.08	Tn/h	m=	41.88	Tn/h
Cp	4.02214	Kj/ Kg K	Cp	4.02214	Kj/ Kg K
Ti	316.15	K	Ti	343.15	K
Tr	303.15	K	Tf	303.15	K
HI	52.29	KJ	HL	160.89	KJ
QI	17154588	Kj/h	QL	6737889	Kj/h

Fuente: Elaboración propia

Para realizar el cálculo de las pérdidas de energía se utilizó la siguiente ecuación:

$$Q_{perdido} = Q^G + Q^D - Q^B - Q^F - Q^I - Q^L \quad (11)$$

$$Q_{perdido} = 371,981.69 \text{ MJ/h}$$

Mientras tanto los resultados del balance de energía a temperatura de imbibición de 80°C se muestran en la 12.

Tabla 12. Resultados del balance de energía del difusor de bagazo con imbibición simple y compuesta a 80°C

B= Bagazo	190300.00	Kg/h	G= Bagazo del difusor	500860.00	Kg/h
m=	190.3	Tn/h	m	500.86	Tn/h
Cp	31.13	Kj/ Kg K	Cp	50.05	Kj/ Kg K
Ti	305.15	K	Ti	334.15	K
Tr	303.15	K	Tr	303.15	K
HB	62.26	KJ/Kg	HG	1551.56	KJ/Kg
QB	11848397	Kj/h	QG	777116517	Kj/h
H	54	%	H	82	%
D= Jugo del difusor	209400.00	Kg/h	F= imbibición simple	150000.00	Kg/h
m	209.4	Tn/h	m	150	Tn/h
Cp	4.02214	Kj/ Kg K	Cp	4.196	Kj/ Kg K
Ti	328.15	K	Ti	353.15	K
Tr	303.15	K	Tr	303.15	K
HD	100.55	KJ/Kg	HF	209.80	KJ/Kg
QD	21055903	Kj/h	QF	31470000	Kj/h

I= Imbibición compuesta	328080.00	Kg/h	L= Jugo del difusor	41880	Kg/h
m=	328.08	Tn/h	m=	41.88	Tn/h
Cp	4.02214	Kj/ Kg K	Cp	4.02214	Kj/ Kg K
Ti	338.15	K	Ti	353.15	K
Tr	303.15	K	Tr	303.15	K
HI	140.77	KJ/Kg	HL	201.107	KJ/Kg
QI	46185429	Kj/h	QL	8422361	Kj/h

Fuente: Elaboración propia

Para realizar el cálculo de las pérdidas de energía se utilizó la siguiente ecuación:

$$Q_{perdido} = Q^G + Q^D - Q^B - Q^F - Q^I - Q^L \quad (12)$$

$$Q_{perdido} = 700,246.23 \text{ MJ/h}$$

Las pérdidas de energía a temperatura de imbibición de 70°C fueron de 371,981.69 MJ/h. Mientras tanto para temperatura de imbibición de 80°C las pérdidas fueron de 700,246.23 MJ/h.

VI. CONCLUSIONES

Al finalizar la evaluación tecnológica en el difusor de bagazo en el área de extracción de jugo del Ingenio San Antonio zafra 2015-2016 planteamos las siguientes conclusiones:

Se determinaron las variables que influyen en la operación de lixiviación en el difusor de bagazo. Las cuales fueron, ordenadas de mayor a menor influencia: nivel de preparación, temperatura de imbibición, altura del lecho y porcentaje de materia extraña. Por lo tanto en el área de extracción de jugo se debe tomar en cuenta que, con un excelente nivel de preparación de la caña se obtendrán jugos con altos contenidos de sólidos solubles. De igual forma con la temperatura de imbibición, porque a mayor temperatura se alimenta el disolvente, los jugos extraídos resultaran con alto contenido de sólidos solubles.

Para obtener jugos con altos contenidos de sólidos solubles (°brix) las variables de operación deben estar a las siguientes condiciones: Nivel de preparación de 92, temperatura de imbibición de 80°C, Altura del lecho de 1.4 m y contenido de materia extraña del 8%. También es importante mencionar que con la ecuación de regresión lineal que se planteo es posible determinar el contenido de sólidos solubles en el jugo a las distintas condiciones de operación.

La ecuación de regresión es la siguiente:

$$SDT = -89.70 + 1.0601 T + 1.0569 IP - 0.03979 ME - 0.3969 H - 0.011187 T * IP$$

Las pérdidas de calor a temperatura de imbibición de 70°C fueron de 371,981.69 MJ/h, mientras tanto a temperatura de imbibición de 80°C las pérdidas de calor fueron de 700,246.23 MJ/h.

VII. RECOMENDACIONES

Las condiciones evaluadas para las variables del proceso tienen validez a nivel industrial por tanto se recomienda utilizarlos como base para un segundo trabajo para un difusor de bagazo.

- Implementar un sistema de sensores a lo ancho del difusor para obtener un dato promedio de la altura del lecho de bagazo.
- Además es recomendable restablecer el sistema de aislamiento del difusor. Una vez realizado lo antes mencionado, hacer un nuevo estudio para ver si las pérdidas de energía del equipo se reducen.
- Realizar una investigación de las pérdidas de sólidos solubles en el difusor de bagazo a las condiciones propuestas en este trabajo para su validación.

VIII. BIBLIOGRAFIA

Anonimo. (s.f.). *Introducción a la Química de los Azúcares*.

Arronte, H., Herrera, J., Zuazaga, A., & Díaz, A. (1996). Manual de planta moledora. *Manual de planta moledora*.

Betancourt, A. (1967). Materias extrañas en la cosecha de caña de azúcar. *Boletín de la Asociación de Técnicos Azucareros de Cuba*, 3-29.

Chen, J. (2007). Manual del azúcar de caña para fabrica de azúcar de caña y químicos especiales.

Costa, J., Cervera, S., Cunill, F., Esplugas, S., Mans, C., & Mata, J. (2004). Curso de Ingeniería Química. *Ingeniería Química*.

CUBA MINAZ. (1995). Cálculo rápido para la Industria Azucarera. *Ministerio del Azúcar*.

De Smet Engineers & Contractors. (27 de Agosto de 2013). *DE SMET S.A*. Obtenido de DE SMET S.A: dsengineers.com

Escorcia, D. (2015). Tecnología azucarera. *Procesos Tecnológicos del Azúcar*, p.24.

Gárces, R., & Martínez, S. (2007). Estudio del poder calorífico del bagazo de caña de azúcar en la industria azucarera de Risaralda. *Universidad Nacional de Colombia*, 40.

González, C. (Octubre de 2011). *Academic UPRM*. Obtenido de <http://academic.uprm.edu>

Hugott, E. (1986). Sugar Cane Engineering Handbook. *Elsevier Publishing*.

Larrahondo, J. (1995). *Centro de Investigación de la Caña de Azúcar de Colombia*. Obtenido de [cenicana](http://cenicana.org)

López, K. (2013). Evaluación de pérdidas de sacarosa en el tandem de molinos del área de extracción del Ingenio Monte Rosa Zafra(2011-2012). *Universidad Nacional de Ingeniería*.

López, M. (2014). *Definiciones de la caña de azúcar*, 30.

Morejón, Y., & Revé, J. (2013). Influence of the sugar cane preparation to milling in the sugar production on the Sugar Agroindustrial Complex Manual Fajardo. *Revista Ciencias Técnicas Agropecuarias*.

Rein, P. (2012). Ingeniería de la Caña de Azúcar. *Ingeniería de la Caña de Azúcar*.

Rein, P. (15 de Febrero de 2016). Difusores de bagazo. *Curso de Difusión*, p.23.

SER San Antonio. (Jueves de 2016 de Enero). *SER San Antonio*. Obtenido de SER San Antonio: <http://nicaraguasugar.com/>

Soza, J. (2012). Evaluación Tecnológica de la Eficiencia Térmica de las Calderas 6 y 7 del Ingenio Monte Rosa en el periodo 2011-2012. *Evaluación Tecnológica de la Eficiencia Térmica de las Calderas 6 y 7 del Ingenio Monte Rosa en el periodo 2011-2012*, 34-36.

Treybal, R. (1981). Operaciones de transferencia de masa. *Operaciones de transferencia de masa*.

Ulloa, M. (1998). Evaluación de algunas variables que influyen en el proceso de percolación para la elaboración de café instantáneo. *Evaluación de algunas variables que influyen en el proceso de percolación para la elaboración de café instantáneo*.

Universidad Carlos III de Madrid. (12 de Diciembre de 2016). *Universidad Carlos III de Madrid*. Obtenido de Universidad Carlos III de Madrid: <http://halweb.uc3m.es>

Valiente, A., & Tlacatzin, R. (1991). *Problemas de Balances de Materia y Energía*. Mexico, D.F: Longman de México.

IX. ANEXOS

Anexos A

9.1 Ecuaciones de balance de materia

9.1.1 Balance de materia del Molino dedine

Balance por componentes en la corriente A

Ecuación General

$$\dot{m}_A = \dot{m}_B + \dot{m}_C \quad (13)$$

Balance de Fibra en A

$$w_F^A = \frac{(\dot{m}_B * w_F^B) + (\dot{m}_C * w_F^C)}{\dot{m}_A} \quad (14)$$

Balance de Humedad en A

$$w_H^A = \frac{(\dot{m}_B * w_H^B) + (\dot{m}_C * w_H^C)}{\dot{m}_A} \quad (15)$$

Balance de °Brix en A

$$w_{\text{°Brix}}^A = \frac{(\dot{m}_B * w_{\text{°Brix}}^B) + (\dot{m}_C * w_{\text{°Brix}}^C)}{\dot{m}_A} \quad (16)$$

Balance por componentes en la corriente B

Despejando la ecuación (7).

$$\dot{m}_B = \dot{m}_A - \dot{m}_C \quad (17)$$

Balance de Fibra en B

$$w_F^B = \frac{(\dot{m}_A * w_F^A) - (\dot{m}_C * w_F^C)}{\dot{m}_B} \quad (18)$$

Balance de Humedad en B

$$w_H^B = \frac{(\dot{m}_A * w_H^A) - (\dot{m}_C * w_H^C)}{\dot{m}_B} \quad (19)$$

Balance de °Brix en B

$$w_{\text{Brix}}^B = \frac{(\dot{m}_A * w_{\text{Brix}}^A) - (\dot{m}_C * w_{\text{Brix}}^C)}{\dot{m}_B} \quad (20)$$

Balance por componentes en la corriente C

Despejando la ecuación (7).

$$\dot{m}_C = \dot{m}_A - \dot{m}_B \quad (21)$$

Balance de Fibra en C

$$w_F^C = \frac{(\dot{m}_A * w_F^A) - (\dot{m}_B * w_F^B)}{\dot{m}_C} \quad (22)$$

Balance de Humedad en C

$$w_H^C = \frac{(\dot{m}_A * w_H^A) - (\dot{m}_B * w_H^B)}{\dot{m}_C} \quad (23)$$

Balance de °Brix en C

$$w_{\text{Brix}}^C = \frac{(\dot{m}_A * w_{\text{Brix}}^A) - (\dot{m}_B * w_{\text{Brix}}^B)}{\dot{m}_C} \quad (24)$$

9.1.2 Balance de materia del Difusor de Bagazo

Ecuación General

$$\dot{m}_B + \dot{m}_L + \dot{m}_F + \dot{m}_I = \dot{m}_D + \dot{m}_G \quad (25)$$

Balance por componentes en la corriente B

Despejando la ecuación (19).

$$\dot{m}_B = \dot{m}_D + \dot{m}_G - \dot{m}_L - \dot{m}_F - \dot{m}_I \quad (26)$$

Balance de Fibra en B

$$w_F^B = \frac{(\dot{m}_D * w_F^D) + (\dot{m}_G * w_F^G) - (\dot{m}_L * w_F^L) - (\dot{m}_F * w_F^F) - (\dot{m}_I * w_F^I)}{\dot{m}_B} \quad (27)$$

Balance de Humedad en B

$$w_H^B = \frac{(\dot{m}_D * w_H^D) + (\dot{m}_G * w_H^G) - (\dot{m}_L * w_H^L) - (\dot{m}_F * w_H^F) - (\dot{m}_I * w_H^I)}{\dot{m}_B} \quad (28)$$

Balance de °Brix en B

$$w_{\text{Brix}}^B = \frac{(\dot{m}_D * w_{\text{Brix}}^D) + (\dot{m}_G * w_{\text{Brix}}^G) - (\dot{m}_L * w_{\text{Brix}}^L) - (\dot{m}_F * w_{\text{Brix}}^F) - (\dot{m}_I * w_{\text{Brix}}^I)}{\dot{m}_B} \quad (29)$$

Balance por componentes en la corriente L

Despejando la ecuación (19).

$$\dot{m}_L = \dot{m}_D + \dot{m}_G - \dot{m}_B - \dot{m}_F - \dot{m}_I \quad (30)$$

Balance de Fibra en L

$$w_F^L = \frac{(\dot{m}_D * w_F^D) + (\dot{m}_G * w_F^G) - (\dot{m}_B * w_F^B) - (\dot{m}_F * w_F^F) - (\dot{m}_I * w_F^I)}{\dot{m}_L} \quad (31)$$

Balance de Humedad en L

$$w_H^L = \frac{(\dot{m}_D * w_H^D) + (\dot{m}_G * w_H^G) - (\dot{m}_B * w_H^B) - (\dot{m}_F * w_H^F) - (\dot{m}_I * w_H^I)}{\dot{m}_L} \quad (32)$$

Balance de °Brix en L

$$w_{\text{Brix}}^L = \frac{(\dot{m}_D * w_{\text{Brix}}^D) + (\dot{m}_G * w_{\text{Brix}}^G) - (\dot{m}_B * w_{\text{Brix}}^B) - (\dot{m}_F * w_{\text{Brix}}^F) - (\dot{m}_I * w_{\text{Brix}}^I)}{\dot{m}_L} \quad (33)$$

Balance por componentes en la corriente F

Despejando la ecuación (19).

$$\dot{m}_F = \dot{m}_D + \dot{m}_G - \dot{m}_B - \dot{m}_L - \dot{m}_I \quad (34)$$

Balance de Agua en F

$$w_H^F = \frac{(\dot{m}_D * w_H^D) + (\dot{m}_G * w_H^G) - (\dot{m}_B * w_H^B) - (\dot{m}_L * w_H^L) - (\dot{m}_I * w_H^I)}{\dot{m}_F}$$

(35)

Balance por componentes en la corriente I

Despejando la ecuación (19).

$$\dot{m}_I = \dot{m}_D + \dot{m}_G - \dot{m}_B - \dot{m}_L - \dot{m}_F$$

(36)

Balance de Fibra en I

$$w_F^I = \frac{(\dot{m}_D * w_F^D) + (\dot{m}_G * w_F^G) - (\dot{m}_B * w_F^B) - (\dot{m}_L * w_F^L) - (\dot{m}_F * w_F^F)}{\dot{m}_I}$$

(37)

Balance de Humedad en I

$$w_H^I = \frac{(\dot{m}_D * w_H^D) + (\dot{m}_G * w_H^G) - (\dot{m}_B * w_H^B) - (\dot{m}_L * w_H^L) - (\dot{m}_F * w_H^F)}{\dot{m}_I}$$

(38)

Balance de °Brix en I

$$w_{\text{Brix}}^I = \frac{(\dot{m}_D * w_{\text{Brix}}^D) + (\dot{m}_G * w_{\text{Brix}}^G) - (\dot{m}_B * w_{\text{Brix}}^B) - (\dot{m}_L * w_{\text{Brix}}^L) - (\dot{m}_F * w_{\text{Brix}}^F)}{\dot{m}_I}$$

(39)

Balance por componentes en la corriente D

Despejando la ecuación (19).

$$\dot{m}_D = \dot{m}_B + \dot{m}_L + \dot{m}_F + \dot{m}_I - \dot{m}_G$$

(40)

Balance de Fibra en D

$$w_F^D = \frac{(\dot{m}_B * w_F^B) + (\dot{m}_L * w_F^L) + (\dot{m}_F * w_F^F) + (\dot{m}_I * w_F^I) - (\dot{m}_G * w_F^G)}{\dot{m}_D} \quad (41)$$

Balance de Humedad en D

$$w_H^D = \frac{(\dot{m}_B * w_H^B) + (\dot{m}_L * w_H^L) + (\dot{m}_F * w_H^F) + (\dot{m}_I * w_H^I) - (\dot{m}_G * w_H^G)}{\dot{m}_D} \quad (42)$$

Balance de °Brix en D

$$w_{\text{Brix}}^D = \frac{(\dot{m}_B * w_{\text{Brix}}^B) + (\dot{m}_L * w_{\text{Brix}}^L) + (\dot{m}_F * w_{\text{Brix}}^F) + (\dot{m}_I * w_{\text{Brix}}^I) - (\dot{m}_G * w_{\text{Brix}}^G)}{\dot{m}_D} \quad (43)$$

Balance por componentes en la corriente G

Despejando la ecuación (19).

$$\dot{m}_G = \dot{m}_B + \dot{m}_L + \dot{m}_F + \dot{m}_I - \dot{m}_D \quad (44)$$

Balance de Fibra en G

$$w_F^G = \frac{(\dot{m}_B * w_F^B) + (\dot{m}_L * w_F^L) + (\dot{m}_F * w_F^F) + (\dot{m}_I * w_F^I) - (\dot{m}_D * w_F^D)}{\dot{m}_G} \quad (45)$$

Balance de Humedad en G

$$w_H^G = \frac{(\dot{m}_B * w_H^B) + (\dot{m}_L * w_H^L) + (\dot{m}_F * w_H^F) + (\dot{m}_I * w_H^I) - (\dot{m}_D * w_H^D)}{\dot{m}_G} \quad (46)$$

Balance de °Brix en G

$$w_{\text{Brix}}^G = \frac{(\dot{m}_B * w_{\text{Brix}}^B) + (\dot{m}_L * w_{\text{Brix}}^L) + (\dot{m}_F * w_{\text{Brix}}^F) + (\dot{m}_I * w_{\text{Brix}}^I) - (\dot{m}_D * w_{\text{Brix}}^D)}{\dot{m}_G} \quad (47)$$

Balance del Jugo del Difusor

Ecuación General

$$\dot{m}_D = \dot{m}_K + \dot{m}_M \quad (48)$$

Balance por componentes en la corriente D

Ecuación General

$$\dot{m}_D = \dot{m}_K + \dot{m}_M \quad (49)$$

Balance de Fibra en D

$$w_F^D = \frac{(\dot{m}_K * w_F^K) + (\dot{m}_M * w_F^M)}{\dot{m}_D} \quad (50)$$

Balance de Humedad en D

$$w_H^D = \frac{(\dot{m}_K * w_H^K) + (\dot{m}_M * w_H^M)}{\dot{m}_D} \quad (51)$$

Balance de °Brix en D

$$w_{\text{Brix}}^A = \frac{(\dot{m}_K * w_{\text{Brix}}^K) + (\dot{m}_M * w_{\text{Brix}}^M)}{\dot{m}_D} \quad (52)$$

Balance por componentes en la corriente K

Despejando la ecuación (43).

$$\dot{m}_K = \dot{m}_D - \dot{m}_M \quad (53)$$

Ecuación de relación de jugo de K con D

Del flujo "D" del difusor 1/5 del jugo es recirculado al equipo, la relación antes mencionada es una condición de operación establecida por los ingenieros de la planta.

$$\dot{m}_K = \frac{1}{5} \dot{m}_D \quad (54)$$

Balance de Fibra en K

$$w_F^K = \frac{(\dot{m}_D * w_F^D) - (\dot{m}_M * w_F^M)}{\dot{m}_K} \quad (55)$$

Balance de Humedad en K

$$w_H^K = \frac{(\dot{m}_D * w_H^D) - (\dot{m}_M * w_H^M)}{\dot{m}_K} \quad (56)$$

Balance de °Brix en K

$$w_{\text{Brix}}^K = \frac{(\dot{m}_D * w_{\text{Brix}}^D) - (\dot{m}_M * w_{\text{Brix}}^M)}{\dot{m}_K} \quad (57)$$

Balance por componentes en la corriente M

Despejando la ecuación (43).

$$\dot{m}_M = \dot{m}_D - \dot{m}_K \quad (58)$$

Balance de Fibra en M

$$w_F^M = \frac{(\dot{m}_D * w_F^D) - (\dot{m}_K * w_F^K)}{\dot{m}_M} \quad (59)$$

Balance de Humedad en M

$$w_H^M = \frac{(\dot{m}_D * w_H^D) - (\dot{m}_K * w_H^K)}{\dot{m}_M} \quad (60)$$

Balance de °Brix en M

$$w_{\text{Brix}}^M = \frac{(\dot{m}_D * w_{\text{Brix}}^D) - (\dot{m}_K * w_{\text{Brix}}^K)}{\dot{m}_M} \quad (61)$$

9.1.3 Balance de materia del molino secador

Ecuación General

$$\dot{m}_G = \dot{m}_J + \dot{m}_I \quad (62)$$

Balance por componente en la corriente G

Ecuación General

$$\dot{m}_G = \dot{m}_J + \dot{m}_I \quad (63)$$

Balance de Humedad en G

$$w_H^G = \frac{(\dot{m}_J * w_H^J) + (\dot{m}_I * w_H^I)}{\dot{m}_G} \quad (64)$$

Balance de Fibra en G

$$w_F^G = \frac{(\dot{m}_J * w_F^J) + (\dot{m}_I * w_F^I)}{\dot{m}_G} \quad (65)$$

Balance de °Brix en G

$$w_{\text{Brix}}^G = \frac{(\dot{m}_J * w_{\text{Brix}}^J) + (\dot{m}_I * w_{\text{Brix}}^I)}{\dot{m}_G} \quad (66)$$

Balance por componente en la corriente J

Despejando la ecuación (56).

$$\dot{m}_J = \dot{m}_G - \dot{m}_I \quad (67)$$

Balance de Fibra en J

$$w_F^J = \frac{(\dot{m}_G * w_F^G) - (\dot{m}_I * w_F^I)}{\dot{m}_J} \quad (68)$$

Balance de Humedad en J

$$w_H^J = \frac{(\dot{m}_G * w_H^G) - (\dot{m}_I * w_H^I)}{\dot{m}_J}$$

(69)

Balance de °Brix en J

$$w_{\text{Brix}}^J = \frac{(\dot{m}_G * w_{\text{Brix}}^G) - (\dot{m}_I * w_{\text{Brix}}^I)}{\dot{m}_J}$$

(70)

Balance por componente en la corriente I

Despejando la ecuación (56).

$$\dot{m}_I = \dot{m}_G - \dot{m}_J$$

(71)

Balance de Fibra en I

$$w_F^I = \frac{(\dot{m}_G * w_F^G) - (\dot{m}_J * w_F^J)}{\dot{m}_I}$$

(72)

Balance de Humedad en I

$$w_H^I = \frac{(\dot{m}_G * w_w^G) - (\dot{m}_J * w_w^J)}{\dot{m}_I}$$

(73)

Balance de °Brix en I

$$w_{\text{Brix}}^I = \frac{(\dot{m}_G * w_{\text{Brix}}^G) - (\dot{m}_J * w_{\text{Brix}}^J)}{\dot{m}_I}$$

(74)

Balance de Jugo Mixto

Balance por componente en la corriente E

Ecuación General

$$\dot{m}_E = \dot{m}_C + \dot{m}_M \quad (75)$$

Balance de Fibra en E

$$w_F^E = \frac{(\dot{m}_C * w_F^C) + (\dot{m}_M * w_F^M)}{\dot{m}_E} \quad (76)$$

Balance de Humedad en E

$$w_H^E = \frac{(\dot{m}_C * w_H^C) + (\dot{m}_M * w_H^M)}{\dot{m}_E} \quad (77)$$

Balance de °Brix en E

$$w_{\text{°Brix}}^E = \frac{(\dot{m}_C * w_{\text{°Brix}}^C) + (\dot{m}_M * w_{\text{°Brix}}^M)}{\dot{m}_E} \quad (78)$$

Balance por componente en la corriente C

Despejando la ecuación (69).

$$\dot{m}_C = \dot{m}_E - \dot{m}_M \quad (79)$$

Balance de Fibra en C

$$w_F^C = \frac{(\dot{m}_E * w_F^E) - (\dot{m}_M * w_F^M)}{\dot{m}_C} \quad (80)$$

Balance de Humedad en C

$$w_H^C = \frac{(\dot{m}_E * w_H^E) - (\dot{m}_M * w_H^M)}{\dot{m}_C}$$

(81)

Balance de °Brix en C

$$w_{\text{Brix}}^C = \frac{(\dot{m}_E * w_{\text{Brix}}^E) - (\dot{m}_M * w_{\text{Brix}}^M)}{\dot{m}_C}$$

(82)

Balance por componente de la corriente M

Despejando la ecuación (69).

$$\dot{m}_M = \dot{m}_E - \dot{m}_C$$

(83)

Balance de Fibra en M

$$w_F^M = \frac{(\dot{m}_E * w_F^E) - (\dot{m}_C * w_F^C)}{\dot{m}_M}$$

(84)

Balance de Humedad en M

$$w_H^M = \frac{(\dot{m}_E * w_H^E) - (\dot{m}_C * w_H^C)}{\dot{m}_M}$$

(85)

Balance de °Brix en M

$$w_{\text{Brix}}^M = \frac{(\dot{m}_E * w_{\text{Brix}}^E) - (\dot{m}_C * w_{\text{Brix}}^C)}{\dot{m}_M}$$

(86)

9.2 Ecuaciones de balance de Energía

9.2.1 Balance de energía del difusor de bagazo

Ecuación general de energía del difusor

$$\Delta H^B + \Delta H^F + \Delta H^I + \Delta H^L + Q = \Delta H^G + \Delta H^D \quad (87)$$

Ecuación general de entalpia

$$\Delta H = mC_p\Delta T \quad (88)$$

Balance de energía en B

Despejando la ecuación (81).

$$\Delta H^B = \Delta H^G + \Delta H^D - \Delta H^F - \Delta H^I - \Delta H^L \quad (89)$$

Balance de energía en F

Despejando la ecuación (81).

$$\Delta H^F = \Delta H^G + \Delta H^D - \Delta H^B - \Delta H^I - \Delta H^L \quad (90)$$

Balance de energía en I

Despejando la ecuación (81).

$$\Delta H^I = \Delta H^G + \Delta H^D - \Delta H^B - \Delta H^F - \Delta H^L \quad (91)$$

Balance de energía en L

Despejando la ecuación (81).

$$\Delta H^L = \Delta H^G + \Delta H^D - \Delta H^B - \Delta H^F - \Delta H^I \quad (92)$$

Balance de energía en G

Despejando la ecuación (81).

$$\Delta H^G = \Delta H^B + \Delta H^F + \Delta H^I + \Delta H^L - \Delta H^D \quad (93)$$

Balance de energía en D

Despejando la ecuación (81).

$$\Delta H^D = \Delta H^B + \Delta H^F + \Delta H^I + \Delta H^L - \Delta H^G \quad (94)$$

9.2.1.1 Modelo matemático utilizado para el cálculo del calor específico del bagazo de caña

$$y = a + bx + cx^2 + dx^3 + ex^4 + fx^5 \quad (95)$$

Tabla 13. Valores de las constantes del modelo matemático para el cálculo del calor específico del bagazo de caña

a	18229.21000
b	-785.53047
c	55.03541
d	-1.95692
e	0.03242
f	-0.00021

Fuente: (Gárces & Martínez, 2007)

9.2.1.2 Planteamiento de la ecuación general para el cálculo de las pérdidas de calor del difusor de bagazo

$$Q_{perdido} = Q_{salida} - Q_{entrada} \quad (96)$$

$$Q_{perdido} = Q^G + Q^D - Q^B - Q^F - Q^I - Q^L \quad (97)$$

Anexos B

9.4 Imágenes y diagramas utilizados en la investigación



Figura 11. Desintegrador para medir el nivel de preparación (IP) de la caña



Figura 12. Caña con bajo contenido de materia extraña



Figura 13. Conductor de bagazo de primera molienda



Figura 14. Alimentación de bagazo al difusor

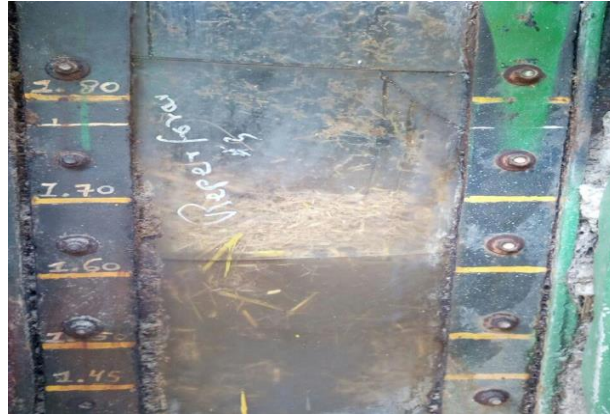


Figura 15. Ventana graduada para medir la altura del lecho del difusor



Figura 16. Toma de muestra del jugo final del difusor de bagazo

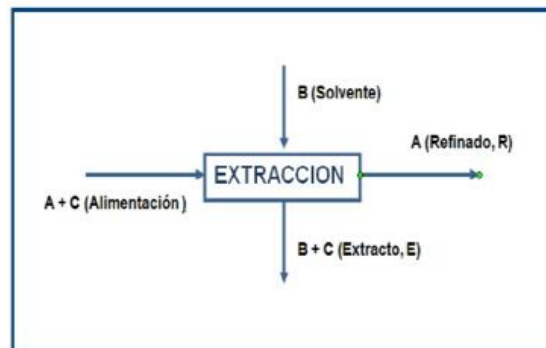


Figura 17. Operación de lixiviación



Figura 18. Flujo de recirculación del difusor de bagazo

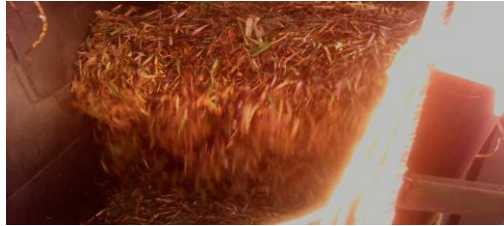


Figura 19. Caña con alto contenido de materia extraña



Figura 20. Bagazo con nivel de preparación de 88



Figura 21. Bagazo con nivel de preparación de 92

Anexos C

9.5 Tablas utilizadas en los experimentos

Tabla 14. Base de datos del difusor de bagazo en el Ingenio San Antonio zafra 2015-2016

Temperatura(°C)	°Brix	pH	Pureza	pol	Nivel de preparación (IP)	Materia extraña (%)	Altura del colchón (m)	Velocidad del tamiz (m/min)
70.50	2.11	5.24	75.22	1.59	89.28	8.65	1.67	1.26
60.20	9.00	5.10	74.37	6.69	90.11	8.77	1.58	1.30
67.50	8.60	5.15	76.96	6.62	91.63	8.92	1.89	1.30
55.00	12.38	5.15	74.77	9.26	89.49	8.83	1.90	1.30
66.00	8.80	5.25	74.97	6.60	91.32	9.43	1.77	1.30
63.30	8.84	5.30	75.88	6.71	90.12	9.22	1.80	1.30
71.10	8.24	5.36	75.83	6.25	90.83	9.19	1.60	1.30
66.60	8.76	5.34	77.48	6.79	90.61	9.02	1.74	1.30
70.00	8.92	5.39	76.67	6.84	88.57	8.83	1.80	1.30
68.10	8.36	5.28	76.77	6.42	88.90	8.96	1.56	1.30
64.70	8.62	5.20	78.43	6.76	91.75	9.54	1.69	1.30
61.50	8.46	5.32	75.88	6.42	90.95	9.43	1.95	1.30
66.60	8.12	5.25	76.73	6.23	90.10	8.98	1.62	1.30
64.00	8.68	5.27	74.73	6.49	89.79	8.76	1.54	1.30
59.90	8.88	5.33	75.05	6.66	89.90	8.94	1.76	1.29
64.50	9.08	5.22	75.77	6.88	91.62	9.76	1.55	1.29
65.10	9.56	5.25	77.89	7.45	91.45	9.54	1.80	1.28
66.20	8.90	5.24	75.59	6.73	90.32	9.27	1.60	1.29
73.60	9.00	5.09	76.71	6.90	89.18	9.11	1.77	1.29
68.90	8.94	5.17	75.40	6.74	90.76	9.27	1.61	1.25
73.60	8.14	5.21	75.15	6.12	90.11	8.97	1.78	1.20

71.00	7.24	5.16	79.83	5.78	92.41	10.73	1.44	1.19
68.00	7.00	5.15	77.71	5.44	88.67	10.73	1.49	1.32
75.00	7.27	5.27	78.54	5.71	91.67	10.33	1.42	1.16
79.00	7.41	5.32	81.24	6.02	92.67	10.83	1.43	1.18
78.00	7.25	5.04	80.82	5.86	91.78	10.73	1.49	1.32
74.00	7.00	5.21	79.85	5.59	88.67	10.73	1.50	1.26
78.92	7.70	5.30	82.07	6.32	91.67	10.63	1.65	1.30
74.60	7.41	5.14	80.29	5.95	89.77	10.73	1.39	1.31
78.50	7.63	5.24	80.34	6.13	91.20	10.23	1.46	1.32
78.40	7.64	5.30	78.66	6.01	91.80	10.24	1.76	1.32
81.00	8.69	5.78	77.67	6.75	92.93	10.63	1.82	1.21
65.00	5.18	5.20	77.02	3.99	90.11	10.62	1.65	1.28
73.44	7.19	5.25	78.16	5.62	89.54	10.62	1.37	1.26
78.00	7.52	5.28	80.71	6.07	88.45	10.63	1.31	1.26
79.32	7.81	5.36	79.64	6.22	91.34	10.52	1.65	1.31
81.56	7.93	5.43	79.82	6.33	92.01	10.42	1.54	1.16
79.95	7.82	5.31	79.66	6.23	89.74	10.42	1.48	1.16
80.67	7.95	5.34	79.37	6.31	89.82	10.23	1.80	1.31
81.83	8.02	5.26	79.05	6.34	91.83	10.34	1.97	1.31
80.78	8.06	5.31	78.41	6.32	91.73	10.72	1.96	1.31
79.14	7.87	5.34	78.01	6.14	92.63	10.53	1.56	1.16
79.78	7.88	5.40	79.82	6.29	92.11	9.72	1.76	1.21
76.83	7.25	5.49	79.31	5.75	88.28	9.21	1.49	1.19
77.65	7.65	5.42	78.30	5.99	89.83	9.56	1.53	1.31
80.99	8.01	5.36	80.64	6.46	92.83	9.81	1.93	1.31
79.00	7.68	5.20	80.07	6.15	89.63	8.73	1.68	1.31

75.56	7.31	5.21	80.30	5.87	88.76	8.92	1.51	1.31
72.44	7.07	5.17	80.62	5.70	88.92	8.75	1.43	1.31
74.56	7.47	5.32	80.05	5.98	87.56	9.73	1.45	1.31
71.24	7.10	5.43	79.15	5.62	88.45	9.26	1.52	1.16
70.32	7.37	5.29	79.51	5.86	87.85	9.63	1.49	1.16
69.30	6.69	5.26	79.37	5.31	88.73	9.63	1.54	1.18
78.54	7.47	5.18	78.84	5.89	88.97	9.63	1.44	1.31
80.32	7.73	5.14	78.91	6.10	87.90	8.37	1.74	1.31
81.78	8.19	5.15	79.36	6.50	92.74	8.63	1.93	1.31
81.14	8.20	5.08	79.26	6.50	92.74	8.36	1.97	1.32
80.99	8.15	5.07	79.26	6.46	92.32	8.63	1.98	1.16
83.16	9.34	5.02	78.90	7.37	91.72	8.72	1.99	1.16
81.78	8.19	5.15	79.36	6.50	92.69	8.73	1.46	1.16
80.90	8.24	5.08	80.21	6.61	91.74	8.63	1.93	1.31
81.14	8.34	5.22	80.33	6.70	92.74	9.73	1.92	1.31
78.70	8.26	5.03	80.75	6.67	92.93	8.73	1.93	1.31
75.80	7.73	5.19	79.17	6.12	88.73	8.63	1.65	1.19
73.10	7.46	5.47	80.96	6.04	88.45	8.63	1.42	1.18
77.90	7.81	5.25	80.79	6.31	88.72	8.73	1.55	1.19
79.56	8.02	5.23	78.92	6.33	92.73	8.72	1.94	1.19
74.21	7.65	5.11	79.86	6.11	88.83	9.83	1.8	1.19
81.34	8.24	5.23	78.39	6.46	91.93	10.82	1.97	1.19
79.80	8.06	5.25	78.03	6.29	91.84	8.73	1.87	1.19
80.68	8.37	5.28	79.56	6.66	91.73	8.35	1.82	1.19
81.00	8.39	5.20	79.73	6.69	91.34	8.26	1.97	1.18
82.00	8.98	5.25	79.62	7.15	91.83	8.62	1.92	1.18

81.64	8.79	5.27	81.68	7.18	92.73	8.72	1.97	1.18
81.00	8.76	5.30	82.19	7.20	91.82	9.72	1.99	1.18
81.00	8.74	5.30	81.00	7.08	91.73	9.83	1.89	1.18
79.12	8.12	5.40	80.54	6.54	91.62	9.72	1.92	1.18
73.20	7.70	5.49	81.03	6.24	89.84	9.82	1.80	1.19
73.00	7.71	5.44	80.80	6.23	92.74	9.73	1.75	1.21
75.00	7.97	5.32	80.05	6.38	92.74	9.73	1.80	1.21
78.69	8.11	5.30	79.28	6.43	91.33	9.62	1.92	1.21
78.89	8.24	5.33	81.18	6.69	91.72	9.62	1.96	1.21
76.00	7.98	5.25	80.32	6.41	91.73	9.49	1.60	1.21
74.11	7.62	5.34	79.39	6.05	91.83	9.82	1.50	1.21
79.16	8.10	5.34	79.87	6.47	91.72	8.73	1.97	1.21
71.13	7.38	5.19	80.75	5.96	88.56	9.73	1.50	1.18
72.79	7.79	5.35	80.23	6.25	91.73	9.72	1.70	1.18
71.64	7.66	5.31	81.72	6.26	92.00	9.37	1.60	1.18
77.16	7.95	5.20	81.88	6.51	88.78	8.74	1.70	1.18
71.65	7.62	5.23	80.70	6.15	89.73	8.73	1.65	1.18
77.61	7.97	5.27	81.80	6.52	89.36	8.63	1.70	1.18
80.99	8.32	5.27	82.69	6.88	91.62	9.73	1.96	1.18
81.82	8.73	5.26	83.73	7.31	91.72	9.74	1.92	1.18
83.10	9.07	5.31	83.90	7.61	91.72	8.73	1.93	1.18
80.11	8.88	5.34	83.44	7.41	91.82	8.72	1.96	1.18
79.45	8.58	5.48	83.21	7.14	91.32	8.72	1.92	1.18
76.13	7.95	5.39	83.77	6.66	90.73	8.21	1.90	1.19
78.00	8.10	5.38	82.34	6.67	91.28	8.13	1.97	1.31
76.14	7.85	5.38	82.42	6.47	91.73	8.16	1.70	1.31

81.78	8.83	5.27	81.76	7.22	91.62	8.17	1.98	1.31
79.14	8.53	5.26	80.18	6.84	91.62	8.17	1.92	1.31
80.16	8.87	5.43	81.28	7.21	91.82	9.73	1.94	1.31
78.10	7.89	5.83	79.34	6.26	91.73	8.88	1.65	1.31
79.89	8.22	5.29	79.07	6.50	91.72	9.74	1.97	1.31
79.81	8.12	5.26	78.32	6.36	91.83	9.27	1.93	1.31
79.99	8.27	5.27	79.56	6.58	91.72	8.72	1.93	1.31
79.86	8.27	5.29	80.41	6.65	91.72	8.72	1.96	1.26
80.88	8.56	5.18	80.49	6.89	92.83	8.73	1.97	1.26
80.12	8.32	5.26	80.16	6.67	92.83	8.38	1.93	1.26
81.00	8.57	5.21	79.92	6.85	92.83	8.73	1.91	1.26
81.20	8.60	5.19	79.76	6.86	92.72	8.62	1.93	1.26
81.43	8.87	5.28	78.69	6.98	92.83	8.27	1.96	1.26
80.80	8.40	5.26	78.92	6.63	92.73	9.73	1.98	1.26
81.12	8.47	5.19	79.22	6.71	92.83	9.83	1.86	1.26
81.00	8.47	5.23	79.69	6.75	92.63	9.72	1.98	1.18
79.60	8.43	5.24	79.71	6.72	92.93	8.72	1.86	1.16
79.98	8.52	5.28	77.81	6.63	92.63	8.37	1.85	1.18
78.10	8.34	5.22	77.69	6.48	92.63	8.82	1.87	1.18
75.30	7.90	5.25	76.58	6.05	88.83	9.83	1.45	1.18
78.65	8.11	5.34	79.53	6.45	92.63	9.73	1.96	1.18
76.16	7.91	5.12	78.76	6.23	89.27	9.47	1.70	1.18
77.51	7.83	5.21	74.84	5.86	88.73	9.13	1.65	1.18
78.80	8.18	5.33	78.48	6.42	92.34	9.17	1.96	1.21
79.23	8.55	5.17	79.29	6.78	92.93	6.27	1.87	1.21
79.76	8.66	5.33	78.86	6.83	92.63	6.27	1.89	1.21

78.56	8.48	5.29	79.71	6.76	92.24	6.28	1.92	1.21
78.11	8.27	5.25	80.65	6.67	92.63	10.72	1.86	1.21
79.77	8.76	5.63	78.53	6.88	92.63	10.73	1.89	1.21
79.67	8.73	5.33	80.06	6.99	92.03	10.36	1.73	1.21
82.88	9.22	5.25	81.12	7.48	92.63	9.73	1.89	1.21
79.88	8.80	5.26	81.81	7.20	92.34	9.17	1.98	1.21
80.20	8.89	5.33	82.90	7.37	91.92	9.27	1.97	1.21
79.77	8.52	5.26	82.62	7.04	92.37	9.73	1.95	1.21
79.93	8.65	5.30	80.57	6.97	92.03	8.37	1.94	1.21
71.16	7.93	5.38	81.08	6.43	89.83	8.37	1.67	1.21
69.40	7.44	5.40	82.52	6.14	89.75	8.73	1.49	1.21
78.20	8.11	5.38	81.99	6.65	92.74	8.91	1.92	1.21
79.65	8.45	5.21	81.53	6.89	92.83	8.18	1.95	1.21
80.84	8.77	5.18	81.64	7.16	92.83	9.17	1.96	1.31
80.11	8.63	5.11	82.38	7.11	91.93	9.17	1.92	1.31
80.85	8.87	5.17	80.15	7.11	91.82	9.27	1.94	1.31
81.10	8.94	5.29	80.08	7.16	92.73	9.26	1.95	1.31
80.10	8.64	5.32	80.20	6.93	92.64	9.62	1.95	1.31
80.20	8.69	5.30	82.85	7.20	92.74	9.16	1.87	1.31
80.15	8.69	5.24	79.63	6.92	92.73	9.22	1.92	1.31
79.60	8.35	5.27	81.19	6.78	92.18	9.17	1.94	1.31
80.12	8.60	5.21	80.11	6.89	92.18	9.83	1.93	1.31
72.10	7.69	5.26	79.97	6.15	92.83	8.27	1.82	1.31
84.00	9.73	5.30	85.20	8.29	92.74	8.26	1.95	1.31
83.11	9.11	5.24	82.10	7.48	92.94	8.73	1.97	1.31
83.45	9.35	5.38	80.96	7.57	92.47	8.93	1.98	1.31

82.10	9.51	5.18	80.96	7.70	92.64	8.83	1.99	1.31
80.90	8.87	5.28	80.60	7.15	92.64	8.72	1.82	1.31
80.71	8.62	5.20	78.65	6.78	92.60	8.24	1.52	1.31
80.30	8.51	5.26	77.55	6.60	92.64	8.92	1.89	1.31
80.10	8.51	5.19	80.02	6.81	92.63	9.27	1.87	1.31
79.88	8.97	5.26	78.14	7.01	92.74	9.23	1.82	1.31
80.11	8.69	5.25	80.32	6.98	92.63	9.28	1.85	1.31
79.76	8.28	5.27	79.46	6.58	92.64	9.83	1.81	1.31
79.56	8.33	5.23	79.47	6.62	92.73	9.46	1.88	1.31
79.26	8.49	5.33	80.09	6.80	92.34	8.27	1.87	1.31
79.83	7.97	5.29	77.91	6.21	92.83	9.73	1.75	1.31
79.36	9.15	5.28	80.43	7.36	92.94	9.36	1.84	1.26
78.79	8.69	5.36	80.66	7.01	92.74	9.24	1.86	1.26
78.69	8.62	5.24	80.85	6.97	92.74	9.27	1.83	1.26
81.17	8.40	5.31	80.11	6.73	92.73	9.38	1.82	1.26
81.60	8.64	5.17	80.09	6.92	92.35	8.73	1.84	1.26
80.91	8.58	5.18	81.11	6.96	92.74	8.37	1.86	1.26
80.77	8.61	5.31	79.90	6.88	92.32	8.94	1.85	1.26
80.75	9.07	5.30	81.69	7.41	92.69	8.92	1.82	1.26
80.45	8.90	5.23	80.56	7.17	92.83	9.27	1.80	1.26
80.16	8.47	5.27	77.44	6.56	92.83	9.64	1.85	1.26
79.88	8.67	5.34	80.04	6.94	92.72	9.76	1.87	1.26
78.91	7.99	5.25	80.97	6.47	92.72	9.83	1.92	1.26
78.98	7.93	5.34	81.96	6.50	92.74	9.63	1.75	1.20
80.78	8.72	5.27	79.47	6.93	92.74	9.73	1.74	1.15
78.98	8.01	5.38	79.40	6.36	92.93	8.72	1.72	1.16

79.73	7.92	5.34	75.00	5.94	92.64	8.35	1.65	1.16
79.83	7.95	5.28	77.61	6.17	92.73	8.26	1.75	1.13
78.62	8.03	5.35	78.08	6.27	92.83	8.26	1.78	1.16
78.30	7.79	5.30	80.48	6.27	92.63	8.48	1.74	1.16
78.46	8.20	5.20	80.48	6.60	92.72	8.15	1.81	1.16
79.91	8.64	5.16	79.97	6.91	92.93	9.27	1.85	1.16
78.63	7.95	5.40	77.35	6.15	88.73	8.37	1.58	1.15
80.33	8.20	5.28	78.29	6.42	92.89	8.38	1.88	1.15
71.13	7.13	5.16	77.69	5.54	88.32	8.48	1.49	1.15
72.30	7.46	5.23	78.28	5.84	87.53	9.83	1.37	1.15
80.81	8.18	5.17	78.60	6.43	92.73	9.47	1.63	1.16
82.97	8.39	5.26	78.06	6.55	92.64	9.47	1.73	1.16
81.91	8.70	5.29	79.65	6.93	91.83	9.36	1.72	1.16
81.32	8.04	5.42	78.85	6.34	91.73	9.37	1.84	1.16
78.93	7.84	5.56	78.95	6.19	89.87	8.37	1.74	1.16
69.10	7.26	5.51	79.20	5.75	88.65	8.73	1.36	1.16
79.64	7.75	5.39	79.61	6.17	90.82	8.37	1.54	1.16
78.73	7.82	5.22	79.66	6.23	91.83	8.74	1.56	1.16
78.95	8.29	5.44	81.18	6.73	91.72	9.74	1.82	1.16
79.73	7.75	5.20	79.35	6.15	92.74	7.83	1.75	1.16
70.10	7.48	5.34	79.54	5.95	88.93	8.00	1.38	1.16
80.74	7.78	5.30	79.69	6.20	92.73	7.39	1.76	1.16
78.84	7.91	5.21	81.03	6.41	92.84	7.83	1.65	1.31
79.56	8.62	5.28	79.35	6.84	91.92	8.94	1.87	1.31
78.56	8.34	5.33	77.57	6.47	90.92	8.49	1.82	1.31
79.74	7.64	5.34	78.92	6.03	92.74	9.83	1.76	1.31

78.49	8.10	5.36	76.17	6.17	90.78	9.75	1.89	1.31
81.34	8.13	5.32	79.21	6.44	90.82	8.38	1.94	1.31
78.54	8.14	5.25	79.60	6.48	90.83	9.33	1.82	1.31
79.76	8.13	5.44	77.85	6.33	90.72	8.47	1.83	1.31
79.91	8.66	5.35	77.48	6.71	90.73	8.47	1.93	1.31
81.67	8.62	5.32	79.11	6.82	90.73	8.33	1.98	1.31
79.83	7.83	5.22	78.67	6.16	92.74	9.83	1.65	1.26
82.45	8.00	5.36	79.37	6.35	90.82	9.37	1.83	1.26
70.90	7.41	5.45	79.89	5.92	89.12	9.47	1.38	1.26
80.83	7.81	5.40	79.38	6.20	92.74	9.36	1.65	1.26
69.88	7.37	5.33	78.69	5.80	89.43	9.74	1.45	1.26
81.94	7.91	5.29	79.51	6.29	89.72	8.38	1.54	1.26
81.83	7.91	5.29	77.11	6.10	88.92	10.18	1.78	1.26
81.57	8.28	5.28	79.22	6.56	90.34	10.74	1.85	1.16
81.92	8.24	5.18	80.46	6.63	90.83	10.63	1.81	1.16
80.87	8.40	5.26	80.00	6.72	90.63	10.74	1.88	1.16
78.92	8.58	5.16	80.18	6.88	90.83	9.73	1.73	1.16
78.62	8.61	5.17	79.90	6.88	90.82	9.73	1.75	1.16
79.83	7.66	5.19	78.19	5.99	88.83	8.37	1.68	1.16
71.70	7.60	5.32	78.42	5.96	89.54	9.38	1.43	1.16
78.00	8.24	5.33	79.12	6.52	90.92	8.33	1.75	1.16
80.74	7.81	5.25	79.76	6.23	87.83	9.38	1.56	1.16
79.65	8.36	5.22	82.89	6.93	90.98	8.38	1.83	1.16
79.98	9.15	5.28	79.67	7.29	91.22	9.38	1.82	1.16
80.73	10.41	5.37	78.48	8.17	87.73	10.37	1.58	1.16
80.10	9.11	5.24	79.25	7.22	90.82	9.38	1.79	1.16

Tabla 15. Tabla del diseño factorial completo utilizado en Minitab

Orden de corridas	Temperatura (°C)	Nivel de preparación (IP)	Materia extraña (%)	Altura del lecho (m)	Jugo (°Brix)
17	70	88	8	1.4	7.78
16	80	92	10	1.8	8.91
15	70	92	10	1.8	8.58
31	70	92	10	1.8	8.57
30	80	88	10	1.8	8.22
18	80	88	8	1.4	8.49
42	80	88	8	1.8	8.33
23	70	92	10	1.4	8.75
13	70	88	10	1.8	7.45
8	80	92	10	1.4	9.08
48	80	92	10	1.8	8.87
3	70	92	8	1.4	8.89
46	80	88	10	1.8	8.28
5	70	88	10	1.4	7.64
19	70	92	8	1.4	8.87
9	70	88	8	1.8	7.51
29	70	88	10	1.8	7.45
33	70	88	8	1.4	7.71
22	80	88	10	1.4	8.39
21	70	88	10	1.4	7.63
1	70	88	8	1.4	7.69
40	80	92	10	1.4	8.99
38	80	88	10	1.4	8.37

25	70	88	8	1.8	7.61
2	80	88	8	1.4	8.42
36	80	92	8	1.4	9.18
41	70	88	8	1.8	7.58
24	80	92	10	1.4	9.01
39	70	92	10	1.4	8.77
14	80	88	10	1.8	8.27
47	70	92	10	1.8	8.51
32	80	92	10	1.8	8.94
12	80	92	8	1.8	8.95
44	80	92	8	1.8	8.89
7	70	92	10	1.4	8.78
6	80	88	10	1.4	8.35
11	70	92	8	1.8	8.68
10	80	88	8	1.8	8.39
35	70	92	8	1.4	8.71
37	70	88	10	1.4	7.66
20	80	92	8	1.4	9.09
34	80	88	8	1.4	8.41
45	70	88	10	1.8	7.48
43	70	92	8	1.8	8.59
28	80	92	8	1.8	8.97
27	70	92	8	1.8	8.63
4	80	92	8	1.4	9.15
26	80	88	8	1.8	8.34