



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

**ANÁLISIS COMPARATIVO DEL AGOTAMIENTO DE SACAROSA EN MASA  
TERCERA ENTRE DOS TECNOLOGÍAS DIFERENTES DE CRISTALIZADORES  
CONTINUOS EN EL ÁREA DE FABRICACIÓN EN UN INGENIO AZUCARERO**

**Edgar Renato Madrid Pérez**

Asesorado por la Inga. Paola Licely Rivera León

Guatemala, junio de 2013



UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**ANÁLISIS COMPARATIVO DEL AGOTAMIENTO DE SACAROSA EN MASA  
TERCERA ENTRE DOS TECNOLOGÍAS DIFERENTES DE CRISTALIZADORES  
CONTINUOS EN EL ÁREA DE FABRICACIÓN EN UN INGENIO AZUCARERO**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
POR

**EDGAR RENATO MADRID PÉREZ**

ASESORADO POR LA INGA. PAOLA LICELY RIVERA LEÓN

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

**INGENIERO QUÍMICO**

GUATEMALA, JUNIO DE 2013



UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA  
FACULTAD DE INGENIERÍA



**NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA**

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

**TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO**

DECANO	Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
EXAMINADOR	Ing. Estuardo Edmundo Monroy Benítez
EXAMINADORA	Inga. Hilda Palma de Martini
EXAMINADOR	Ing. Víctor Manuel Monzón Valdéz
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez



## HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

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

**ANÁLISIS COMPARATIVO DEL AGOTAMIENTO DE SACAROSA EN MASA  
TERCERA ENTRE DOS TECNOLOGÍAS DIFERENTES DE CRISTALIZADORES  
CONTINUOS EN EL ÁREA DE FABRICACIÓN EN UN INGENIO AZUCARERO**

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química, el 21 de noviembre de 2012.



**Edgar Renato Madrid Pérez**



Guatemala, 11 de marzo de 2013.

Ingeniero

Víctor Manuel Monzón

Director de la Escuela

Ingeniería Química

Facultad de Ingeniería

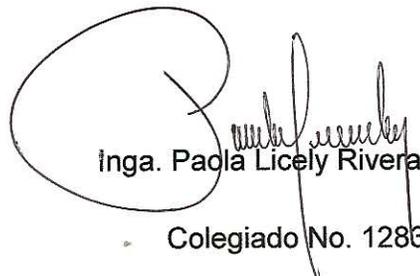
Universidad de San Carlos de Guatemala

Ingeniero Monzón

Atentamente, me permito comunicarle que he tenido a la vista el informe final del trabajo de graduación del estudiante Edgar Renato Madrid Pérez, previo a optar el título de Ingeniero Químico, titulado **"Análisis comparativo del agotamiento de sacarosa en masa tercera entre dos tecnologías diferentes de cristalizadores continuos en el área de fabricación en un ingenio azucarero"**. Y después de realizar las revisiones correspondientes, he encontrado que la misma es satisfactoria y que cumple el protocolo propuesto procediendo por este medio a su aprobación.

Agradeciendo su atención a la presente, me suscribo de usted,

Atentamente

  
Inga. Paola Licely Rivera León  
Colegiado No. 1283

Asesor de Tesis

**PAOLA LICELY RIVERA LEÓN**  
**INGENIERA QUÍMICA**  
COL. 1,283





Guatemala, 10 de abril de 2013  
Ref. EI.Q.TG-IF.024.2013

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

Estimado Ingeniero Monzón:

Como consta en el Acta TG-069-2012-IF le informo que reunidos los Miembros de la Terna nombrada por la Escuela de Ingeniería Química, se practicó la revisión del:

### INFORME FINAL DE TRABAJO DE GRADUACIÓN

Solicitado por el estudiante universitario: **Edgar Renato Madrid Pérez**

Identificado con número de carné: **2005-15892**

Previo a optar al título de **INGENIERO QUÍMICO**.

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

#### **ANÁLISIS COMPARATIVO DEL AGOTAMIENTO DE SACAROSA EN MASA TERCERA ENTRE DOS TECNOLOGÍAS DIFERENTES DE CRISTALIZADORES CONTINUOS EN EL ÁREA DE FABRICACIÓN EN UN INGENIO AZUCARERO**

El Trabajo de Graduación ha sido asesorado por la Ingeniera Química: **Paola Licely Rivera León**.

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

“ID Y ENSEÑAD A TODOS”

Ing. Estuardo Edmundo Monroy Benitez  
COORDINADOR DE TERNA  
Tribunal de Revisión  
Trabajo de Graduación



C.c.: archivo







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

Guatemala, 10 de abril de 2013  
Ref. EI.Q.TG.089.2013

Señores  
Área de Lingüística  
Facultad de Ingeniería  
Presente,

Estimados Señores

Como consta en el Acta TG-069-2012-IF le informo que reunidos los Miembros de la Terna nombrada por la Escuela de Ingeniería Química, se practicó la revisión del:

**INFORME FINAL DE TRABAJO DE GRADUACIÓN**

Solicitado por el estudiante universitario: **Edgar Renato Madrid Pérez**

Identificado con número de carné: **2005-15892**

Previo a optar al título de **INGENIERO QUÍMICO**.

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

**ANÁLISIS COMPARATIVO DEL AGOTAMIENTO DE SACAROSA EN MASA TERCERA ENTRE DOS TECNOLOGÍAS DIFERENTES DE CRISTALIZADORES CONTINUOS EN EL ÁREA DE FABRICACIÓN EN UN INGENIO AZUCARERO**

El Trabajo de Graduación ha sido asesorado por la Ingeniera Química: **Paola Licely Rivera León**.

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

**"ID Y ENSEÑAD A TODOS"**

Ing. Víctor Manuel Monzón Valdez  
DIRECTOR  
Escuela de Ingeniería Química



C.c.: archivo



ACAAI





El Director de la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer el dictamen del Asesor y de los Miembros del Tribunal nombrado por la Escuela de Ingeniería Química para revisar el Informe del Trabajo de Graduación del estudiante, **EDGAR RENATO MADRID PÉREZ** titulado: **"ANÁLISIS COMPARATIVO DEL AGOTAMIENTO DE SACAROSA EN MASA TERCERA ENTRE DOS TECNOLOGÍAS DIFERENTES DE CRISTALIZADORES CONTINUOS EN EL ÁREA DE FABRICACIÓN EN UN INGENIO AZUCARERO"**. Procedí a la autorización del mismo, ya que reúne el rigor, la secuencia, la pertinencia y la coherencia metodológica requerida.

Ing. Víctor Manuel Monzón Valdez  
DIRECTOR  
Escuela de Ingeniería Química



Guatemala, junio 2013

Cc: Archivo  
VMMV/ale





El Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Química, al trabajo de graduación titulado: **ANÁLISIS COMPARATIVO DEL AGOTAMIENTO DE SACAROSA EN MASA TERCERA ENTRE DOS TECNOLOGÍAS DIFERENTES DE CRISTALIZADORES CONTINUOS EN EL ÁREA DE FABRICACIÓN EN UN INGENIO AZUCARERO**, presentado por el estudiante universitario: **Edgar Renato Madrid Pérez**, autoriza la impresión del mismo.

IMPRÍMASE.

Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos  
Decano



Guatemala, junio de 2013

/cc



## **ACTO QUE DEDICO A:**

- Dios** Por ser la fuente de sabiduría, por darme el valor de la vida y ser guía de mi vida.
- Virgen María** Por ser esa fuerza hermosa que me cuida y protege desde el cielo.
- Mis padres** Gonzalo Madrid Rosales y María Consuelo Pérez. Por ser modelos de perseverancia, responsabilidad, amor y admiración. Este logro es de ustedes.
- Mis hermanos** Francisco Augusto Guillén Pérez, Gonzalo y Fabiola Ana Lucía Madrid Pérez. Por compartir los buenos y malos momentos. Su cariño y apoyo es invaluable.
- Mi sobrina** Julieta María Guillén por ser una de mis grandes inspiraciones que ha venido a mi vida. Te amo.
- Mi tía** Elsa Marina Pérez por sus invaluable consejos y apoyo. Te quiero
- Mi primos** Por cada momento, disfrutado y vivido.

**Mis abuelas**

Juana Pérez (q.e.p.d.), María del Carmen Rosales (q.e.p.d.) porque desde arriba me han cuidado; seguiré poniendo sus nombres en alto por siempre. Las amo.

**Mis amigos y amigas**

Gracias a ustedes he aprendido a disfrutar los momentos más sencillos de la vida.

## **AGRADECIMIENTOS A:**

- Dios** Por demostrarme su amor infinito, misericordia y bendición en cada momento de mi vida.
- Virgen María** Por demostrarme en cada momento que el amor de madre es grandioso e inmenso.
- Mis padres** Gonzalo Madrid Rosales y María Consuelo Pérez. Por su amor y su apoyo incondicional.
- Mis hermanos** Francisco Augusto Guillén Pérez, Gonzalo y Fabiola Ana Lucía Madrid Pérez. Por el amor que nos une.
- Mis abuelas** Juana Pérez (q.e.p.d.) y María del Carmen Rosales (q.e.p.d.) por ser un gran ejemplo a seguir, las llevaré por siempre en mi corazón.
- Mi tía** Gracias por sus consejos y su apoyo invaluable.
- Mis primos** Por ser cada uno especial conmigo.
- Mis amigos y Amigas** Juan José Cuellar, Danilo Castillo, Jennifer Butcher Jeimy Barrios, Oscar Ayapán, Jaime Dardón, Juan Carlos García, David Cabrera, Maynor Turcios, Promoción 2004 Liceo Guatemala.

**Inga. Paola Rivera  
León**

Gracias por todo su apoyo y paciencia. Mi respeto y agradecimiento con cariño.

**Ingenio Magdalena**

Gracias a cada una de las personas que compartieron conmigo en mis lugares de desempeño laboral.

**La Facultad de  
Ingeniería**

Gracias por formarme en mi carrera profesional.

**La Universidad de  
San Carlos de  
Guatemala**

La llevaré por siempre en el corazón.

## ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES.....	V
LISTA DE SÍMBOLOS.....	VII
GLOSARIO.....	IX
RESUMEN.....	XIII
OBJETIVOS / HIPÓTESIS.....	XV
INTRODUCCIÓN.....	XVII
1. ANTECEDENTES.....	1
2. MARCO TEÓRICO.....	3
2.1. Fundamentos de la cristalización.....	3
2.1.1. Solubilidad y sobresaturación.....	3
2.1.2. Nucleación y crecimiento de cristales.....	3
2.1.3. Elevación del punto de ebullición.....	4
2.1.4. Tamaño y forma de los cristales.....	4
2.1.5. Contenido de cristales en masas cocidas.....	5
2.2. Proceso de cristalización.....	6
2.3. Esquemas de cocimiento de azúcar.....	6
2.4. Sistema de alimentación de tachos.....	7
2.4.1. Semillamiento.....	8
2.4.2. Técnicas para un buen Semillamiento.....	8
2.5. Cristalización por enfriamiento.....	9
2.5.1. Tiempos de residencia y temperaturas.....	10
2.5.2. Mezclado o agitado.....	11

2.6.	Equipo.....	12
2.6.1.	Cristalizadores tipo <i>batch</i> y continuo.....	12
2.6.2.	Cristalizadores horizontales .....	13
2.6.3.	Cristalizadores verticales .....	15
2.6.4.	Circuitos de agua de enfriamiento.....	18
2.7.	Separación en máquinas centrífugas .....	19
2.7.1.	Centrífugas continuas y discontinuas.....	20
2.7.2.	Rompimiento de cristales .....	21
2.7.3.	Centrifugas discontinuas .....	23
2.7.4.	Centrifugas continuas .....	24
2.8.	Agotamiento de las mieles .....	25
2.8.1.	Solubilidad del azúcar en las mieles .....	26
2.8.2.	Cantidad de masa cocida tercera y miel final .....	27
3.	METODOLOGÍA .....	31
3.1.	Variables .....	31
3.2.	Delimitación del campo de estudio .....	32
3.3.	Recursos humanos disponibles .....	33
3.4.	Recursos materiales disponibles .....	33
3.4.1.	Equipo y cristalería.....	33
3.5.	Técnicas cuantitativas o cualitativas.....	34
3.6.	Recolección y ordenamiento de la información.....	34
3.7.	Ordenamiento y procesamiento de la información.....	35
3.7.1.	Determinación de la pureza de la masa tercera y miel final.....	36
3.7.2.	Obtención de muestras y resultados de grados brix en la masa tercera, miel final y pureza después de estar en proceso por los antiguos cristalizadores .....	36

3.7.3.	Obtención de muestras y resultados de grados brix en la masa tercera, miel final y pureza después de estar en proceso por los nuevos cristalizadores.....	36
3.7.4.	Procedimiento de análisis de laboratorio.....	37
3.7.4.1.	Determinación de grado Brix en la masa tercera.....	37
3.7.4.2.	Determinación de la pol en la masa tercera.....	37
3.7.4.3.	Determinación de grado Brix en la miel final .....	37
3.7.4.4.	Determinación de la pol en la miel final..	38
3.7.5.	Tabulación de la Información .....	38
3.8.	Análisis estadístico .....	41
3.9.	Plan de análisis de resultados .....	41
3.9.1.	Métodos y modelos de los datos según tipos de variables.....	42
3.9.2.	Programa para el análisis de datos.....	42
3.9.3.	Media, desviación estándar de ambas zafras .....	42
4.	RESULTADOS.....	45
4.1.	Reducción de sacarosa en masa tercera .....	45
4.2.	Reducción de sacarosa en miel final.....	46
4.3.	Comparación de purezas en masa tercera .....	47
4.4.	Comparación de purezas en miel final .....	48
4.5.	Cuantificar las diferencias porcentuales de pureza entre masas a mieles finales en ambas tecnologías .....	49
4.6.	Cuantificar el contenido de cristales recuperados .....	50
4.7.	Cuantificar el agotamiento de miel final.....	51

5. INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS .....	53
CONCLUSIONES .....	57
RECOMENDACIONES .....	59
BIBLIOGRAFÍA .....	61
APÉNDICES .....	63

## ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

### FIGURAS

1.	Diagrama de funcionamiento de tachos .....	7
2.	Antiguos cristalizadores verticales en ingenio azucarero .....	28
3.	Nuevos cristalizadores verticales en ingenio azucarero .....	29
4.	Delimitación del campo de estudio .....	32
5.	Recolección y ordenamiento de la información .....	35
6.	Comparación de sacarosa en masa tercera .....	45
7.	Comparación de sacarosa en miel final.....	46
8.	Comparación de purezas en masa tercera.....	47
9.	Comparación de purezas en miel final .....	48
10.	Comparación de caídas de purezas .....	49
11.	Comparación de contenido de cristales recuperados en masa tercera en ambas zafras .....	50
12.	Comparación del agotamiento de miel en dos tecnologías distintas.....	51

### TABLAS

I.	Variables en la operación .....	31
II.	Equipo de cristalería que se utilizó para realización de fase experimental .....	34
III.	Datos para determinar la pol en la masa tercera .....	38
IV.	Datos para determinar los grados brix en la masa tercera .....	39
V.	Datos para determinar la pureza en la masa tercera.....	39
VI.	Datos para determinar la pol en la miel final.....	40

VII.	Datos para determinar los grados brix en la miel final.....	40
VIII.	Datos para determinar la pureza en la miel final .....	41
IX.	Datos para determinar la media y desviación estándar de ambas zafras.....	43

## LISTA DE SÍMBOLOS

<b>Símbolo</b>	<b>Significado</b>
<b>cm</b>	Centímetro
<b>gpm</b>	Galones por minuto
<b>°Brix</b>	Grado Brix
<b>°C</b>	Grado centígrado
<b>g</b>	Gramo
<b>kg</b>	Kilogramo
<b>lb</b>	Libra
<b>lb/h</b>	Libra por hora
<b>lb/Ton</b>	Libra por tonelada
<b>m</b>	Metro
<b>mL</b>	Mililitro
<b>mm</b>	Milímetro

<b>M</b>	Molar (concentración)
<b>nm</b>	Nanómetro
<b>N</b>	Normal (Concentración)
<b>%</b>	Porcentaje
<b>Ph</b>	Potencial de Hidrógeno
<b>Rpm</b>	Revoluciones por minuto
<b>UI</b>	Unidades de color ICUMSA

## **GLOSARIO**

<b>Azúcares</b>	Se denomina así a los cristales, incluyendo la miel adherida a ellos, obtenidos de la centrifugación de la masa cocida. Se elaboran diferentes tipos de azúcares, bien para consumo doméstico o para su posterior refinación.
<b>Azúcares reductores</b>	Las sustancias reductoras en caña y sus productos. Los componentes del azúcar invertido se denominan dextrosa y levulosa.
<b>Brix</b>	Una forma de expresar la concentración de una solución, definida en este caso como el porcentaje de materias sólidas disueltas indicadas por un hidrómetro brix u otro dispositivo densimétrico. En el sentido estricto de la definición, se expresa como sólidos disueltos en una solución de sacarosa pura.
<b>Caña</b>	Materia prima que se trae al ingenio, normalmente en la definición del término se incluye la caña limpia, más las materias extrañas y el agua que la acompañan.

<b>Cachaza</b>	La torta agotada con una humedad del orden del 74 por ciento, que contiene la totalidad de las impurezas presentes en el jugo y que fueron decantadas en el clarificador.
<b>Clarificación</b>	Procedimiento de eliminación de determinadas partículas que existen en el jugo de caña, tanto en solución como en suspensión y que lo afectan en la transparencia como en la limpidez.
<b>Coeficiente de azúcares reductores-Pol</b>	La relación expresada en porcentaje entre los azúcares reductores y la pol.
<b>Disacárido</b>	Carbohidrato formado por dos azúcares simples.
<b>Extracción de jugo</b>	Peso porcentual de jugo extraído de los molinos en caña.
<b>Extracción de Pol (sacarosa)</b>	Se refiere a la cantidad de Pol (sacarosa) extraído en el jugo mezclado de la caña.
<b>Jugo absoluto</b>	Todo el jugo presente en la caña, es decir, el peso de la caña menos el de la fibra.
<b>Jugo clarificado</b>	Jugo claro que se obtiene después del proceso de clarificación y que se alimenta a los evaporadores.

<b>Jugo claro</b>	Jugo que se obtiene en la extracción de alto vacío en los filtros de cachaza.
<b>Jugo mezclado</b>	Mezcla del jugo secundario con el primario, que sale de los molinos.
<b>Meladura o siropes</b>	Jugo concentrado en los evaporadores, antes de que se haya realizado alguna operación de extracción de azúcar.
<b>Monosacáridos</b>	Compuesto químico derivado de la sacarosa que contiene una estructura sencilla como la glucosa.
<b>Pol</b>	Término utilizado, comúnmente en la industria azucarera para denotar la cantidad de azúcar que no se logra extraer de la caña y que queda en el bagazo.
<b>Pureza aparente</b>	La proporción del pol en el brix o sólidos por gravedad.
<b>Pureza por gravedad</b>	La proporción de sacarosa en el brix o sólidos por gravedad.
<b>Pureza real</b>	Proporción de sacarosa en la materia seca.
<b>Sacarosa</b>	Disacárido compuesto por una molécula de glucosa y otra de fructosa. Es el disacárido

conocido en química como sacarosa o azúcar de caña y cuya fórmula es:  $C_{12}H_{22}O_{11}$ .

**Sulfitación**

Introducción de solución sulfurosa en un jugo, como parte del proceso de clarificación.

**Turbidez**

Falta de transparencia de un líquido debida a la presencia de partículas en suspensión. Cuantos más sólidos en suspensión haya en el líquido, más sucia parecerá esta y más alta será la turbidez. La turbidez es considerada una buena medida de la calidad, cuanto más turbia, menor será su calidad.

## RESUMEN

En el proceso de producción de azúcar se ha determinado, desde algunos años, que las pérdidas de la sacarosa es bastante considerable debido a muchos factores, como por ejemplo: el tiempo que transcurre desde que se quema la caña hasta producción, y algunas llamadas pérdidas no justificables como las que se dan en la miel final. Debido a eso se ha implementado mejoras tecnológicas industriales para incrementar la recuperación de azúcar, el rendimiento de la caña de azúcar debe estar en promedio alrededor de 220 libra azúcar / tonelada de caña y algunos ingenios azucareros innovan para mejorar su eficiencia; este es el caso de la implementación de tecnología industrial de los cristalizadores verticales continuos, este equipo consta de un mayor tiempo de retención en la masa tercera que es la que se estudiará y se logra tener un buen resultado si se tiene un mayor agotamiento de miel debido al enfriamiento que sucede en la masa tercera el grano absorba más miel.

Un factor importante es la calidad de caña, es decir; debido que no hay una estabilidad de la pureza del jugo primario de la caña las purezas van variando.

Por esta razón se busca optimizar el proceso de agotamiento de la miel final, implementando un sistema de nuevos cristalizadores para incrementar la recuperación de sacarosa en un 5 por ciento de sacarosa, disminuyendo las pérdidas en miel final.



## **OBJETIVOS**

### **General**

Comparar la reducción de sacarosa en masa tercera y miel final a través de la nueva tecnología de cristalizadores; con respecto a la tecnología anterior de cristalizadores continuos para el área de fabricación en un ingenio azucarero.

### **Específicos**

1. Analizar la pureza de la miel final y masa tercera con la anterior tecnología utilizada. (2011-2012)
2. Analizar la pureza de la miel final y masa tercera con la nueva tecnología utilizada. (2012 -2013)
3. Cuantificar las diferencias porcentuales de pureza entre masas a mieles finales en ambas tecnologías. (Caídas de pureza)
4. Cuantificar las diferencias de caídas porcentuales de pureza entre ambas tecnologías.
5. Cuantificar el contenido de cristales recuperados.
6. Cuantificar el agotamiento de miel.

# HIPÓTESIS

## **Hipótesis Nula**

Existe diferencia significativa en el porcentaje de agotamiento de sacarosa en masa tercera a miel final o sea de recuperación de azúcar, utilizando la nueva tecnología de nuevos cristalizadores continuos con respecto a los antiguos cristalizadores continuos en un ingenio azucarero.

## **Hipótesis Alternativa**

No existe diferencia significativa en el porcentaje de agotamiento de sacarosa en masa tercera a miel final o sea de recuperación de azúcar utilizando la nueva tecnología de nuevos cristalizadores continuos con respecto a los antiguos cristalizadores continuos en un ingenio azucarero.

## INTRODUCCIÓN

Las pérdidas de sacarosa en el Área de Producción son bastante considerables. Su carácter depende, hasta cierto punto, del tipo de la caña, el suelo, de las condiciones de cultivo, el área geográfica y de los procesos de molienda y producción empleados.

Para que las pérdidas se reduzcan, es decir, que haya una reducción en la pureza de miel final, se implementarán nuevos cristalizadores continuos verticales; su funcionamiento es a base de enfriamiento y agitación, esto hace que haya un mejor intercambio de calor y transferencia de masa.

Una variable que mejora el agotamiento de miel es el factor tiempo de retención, estos tienen alrededor de 36 horas retención, tiempo que permite a la masa tercera que pasa alrededor de todo el cristalizador y hace que haya una mejor separación de sacarosa, es decir, que el grano en este caso la sacarosa, absorba un mayor porcentaje de miel.

Esta investigación se ha efectuado sobre la determinación de la reducción de pérdidas de sacarosa, ya que se ha encontrado la necesidad de mejorar la forma de reducir la pureza de miel final y masa tercera en el lado crudo, lo que mejorará en mucho la eficiencia industrial.



## **1. ANTECEDENTES**

La pérdida de azúcar en la miel final es, generalmente, la mayor pérdida de sacarosa experimentada por una fábrica de azúcar. Tanto la cantidad como la pureza de la miel final, contribuyen a la pérdida de sacarosa en las mieles. La cantidad de no-sacarosa ingresando a la fábrica en el jugo crudo y la producción o eliminación de no-azúcares durante el proceso de fabricación, determinará la cantidad de mieles producida. La naturaleza y composición de los no-azúcares influirán en la solubilidad de la sacarosa en las mieles y de esta forma en la pureza.

Las fábricas ejercen poco control en la calidad del jugo crudo y su pureza, más allá de los esquemas de incentivos para los cultivadores de caña para que mejoren la calidad. Sin embargo, la recuperación de no-sacarosa puede verse afectada en alguna medida asegurando que la formación y destrucción de componentes de no azucarados sea minimizada.



## **2. MARCO TEÓRICO**

### **2.1. Fundamentos de la cristalización**

Cristalización es la formación de partículas sólidas a partir de una fase homogénea. La formación de partículas sólidas puede tener lugar a partir de un vapor, como la nieve, mediante la solidificación de un líquido fundido, como ocurre en la formación de grandes monocristales, o bien como cristalización de una disolución líquida.

#### **2.1.1. Solubilidad y sobresaturación**

Una solución saturada de sacarosa se encuentra en equilibrio termodinámico, con la fase sólida de sacarosa, contiene alrededor de dos partes de sacarosa por cada parte de agua a temperatura ambiente, y casi cinco partes de sacarosa por cada parte de agua.

Para cristalizar la sacarosa se requiere elevar su concentración por encima de aquella correspondiente a una solución saturada y llevarla en forma regulada y con precisión a la concentración requerida, para lograr la cristalización.

#### **2.1.2. Nucleación y crecimiento de cristales**

Puede considerarse como un proceso cinético de reacción donde la fuerza impulsora es el grado de sobresaturación. Las moléculas de sacarosa en solución tienen que esparcirse o difundirse hasta el cristal y luego ser

incorporadas en la estructura reticular del cristal. Por lo tanto, la proporción de la cristalización depende de estos dos procesos.

### **2.1.3. Elevación del punto de ebullición**

Cuando la meladura o las mieles son introducidas al tacho, la ebullición del material es algo parecida a como ocurre en el concentrador en la evaporación del múltiple efecto. Pero cuando se forman los granos o se adiciona el pie de templa para semillar y se comienza a desarrollar, se incrementa su viscosidad hasta que al final del conocimiento es un material semisólido en el cual la circulación es muy problemática.

Ahora, en cada punto, la temperatura de la masa en ebullición es igual al punto de ebullición del agua bajo la presión hidrostática obtenida en ese punto, más la elevación del punto de ebullición correspondiente al brix-pureza de la masa cocida en esta presión.

Si no hubiera circulación, las capas sucesivas de masa pudieran tener temperaturas que se incrementarían con la profundidad.

El grado de saturación de una solución de azúcar cambia rápidamente de acuerdo de su temperatura. Si la capa superior esta sobresaturada, las capas inmediatamente superiores van disminuyendo y habrá una profundidad en la cual la temperatura de saturación es alcanzada.

### **2.1.4. Tamaño y forma de los cristales**

El tamaño del cristal de azúcar producido es importante, porque usualmente tiene que cumplir con determinada especificación de calidad del

consumidor. El azúcar para consumo directo tiene un tamaño promedio entre 0.2 milímetro y 2 milímetro, dependiendo de los requerimientos del mercado.

Los cristales de tamaño más grande tienen menos área superficial por unidad de masa y son más fáciles de procesar durante la centrifugación debido a que la cantidad de miel sobre la superficie es menor.

La distribución del tamaño de los cristales es importante. La separación en las centrífugas se facilita a medida que la distribución del tamaño del cristal es más uniforme. Los granos finos en masas cocidas tienden a llenar espacios presentes entre cristales más grandes, produciendo una capa de cristales en las máquinas centrífugas que no se puede filtrar o purgar fácilmente. Adicionalmente, los cristales pequeños pueden pasar a través de las aperturas de la malla, resultando en un menor agotamiento de las mieles.

#### **2.1.5. Contenido de cristales en masas cocidas**

Usualmente, la cantidad de cristales en la masa cocida es un factor limitante para el proceso de cristalización. El contenido de cristal puede alcanzar valores tan elevados que la masa cocida se torna prácticamente en un sólido, por lo cual la cristalización debe interrumpirse antes de que la viscosidad de la masa cocida se torne excesivamente elevada.

El límite del contenido de cristales puede ser calculado, asumiendo que los cristales se encuentran en contacto entre sí y que los espacios vacíos están rellenos únicamente por licor madre.

## **2.2. Proceso de cristalización**

La cristalización en las fábricas se produce bajo vacío e involucra procesos simultáneos de transferencia de masa y evaporación. El vacío es necesario para mantener la temperatura a un nivel suficientemente bajo que permita minimizar la formación del color y la inversión o degradación de sacarosa en el proceso.

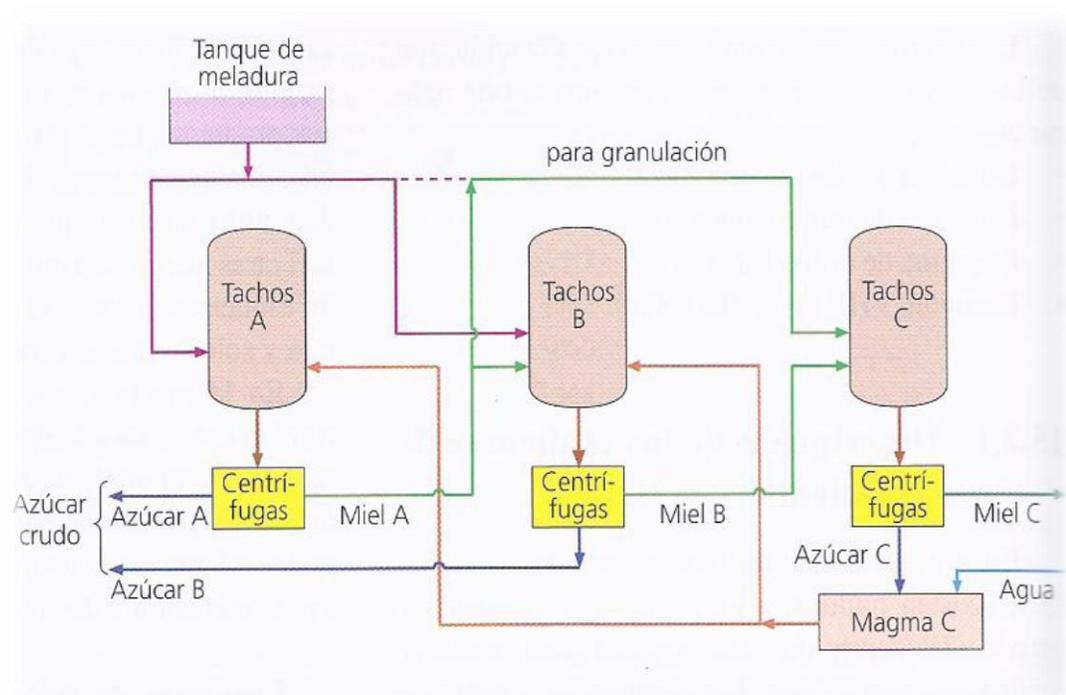
Al iniciar el conocimiento *batch* el licor se concentra hasta alcanzar la zona metaestable. La cristalización se inicia adicionando semillas muy finas en forma de suspensión las cuales proporcionan sitios de nucleación para comenzar la cristalización. A partir de entonces, la concentración del licor madre se controla de manera en la cristalización ocurra sin devolver ningún cristal y sin formación de nuevos núcleos. Para esto se requiere establecer suficiente área superficial de cristales y regular la alimentación del tacho para controlar la concentración del licor madre.

## **2.3. Esquemas de cocimiento de azúcar**

La máxima recuperación de la sacarosa por la cristalización no puede lograrse en una sola etapa. Existe cierto límite del contenido de cristales que se encuentra en el punto donde la masa cocida no puede fluir fuera del tacho. La cristalización se debe detener antes de alcanzar este punto y la masa debe centrifugarse para separar los cristales de la miel. Las mieles producidas contienen aún azúcar cristizable y el proceso se repite, usualmente en una o dos etapas adicionales para lograr un recobrado óptimo de sacarosa. La pureza de la masa cocida decrece sucesivamente con cada etapa, a medida que se remueve mayor cantidad de sacarosa. Varios esquemas de cristalización

pueden ser utilizados para satisfacer la calidad de azúcar a ser producida de acuerdo con la pureza de la meladura.

Figura 1. Diagrama de funcionamiento de tachos



Fuente: REIN, Peter. *Cane Sugar Engineering* p. 420

#### 2.4. Sistema de alimentación de tachos

Debe ser diseñado para mezclar la alimentación con el volumen de masa cocida tan rápido como sea posible. Un mezclado bueno y rápido en la alimentación con la masa cocida es importante para evitar la existencia prolongada de áreas bajo condiciones de subsaturación, lo cual puede conducir a una disolución parcial de cristales.

### **2.4.1. Semillamiento**

La nucleación usualmente se induce en los tachos mediante adición de una suspensión o que contiene partículas de azúcar molidas muy finamente. Varios métodos para la preparación de la suspensión son utilizados, pero normalmente involucran el uso de molinos de olas para preparar una suspensión de alcohol y azúcar refinada durante cierto periodo.

### **2.4.2. Técnicas para un buen Semillamiento**

La sacarosa tiene una elevada solubilidad en agua. Una solución saturada de sacarosa, se encuentra en equilibrio termodinámico con la fase sólida de sacarosa y contiene alrededor de dos partes de sacarosa por cada parte de agua a temperatura ambiente, y casi cinco partes de sacarosa por cada parte de agua a 100°C. Para cristalizar la sacarosa se requiere elevar su concentración por encima de aquella correspondiente a una solución saturada, y llevarla en forma regulada y con precisión a la concentración requerida para logra la cristalización deseada. Por lo tanto es importante establecer la concentración de sacarosa en solución saturada bajo las siguientes condiciones de operación.

- Alimentar el tacho con miel de pureza 70 a 75 %
- El volumen alimentado debe ser suficiente para cubrir la calandria.
- Mantener el vacío constante.
- Adicionar la cantidad de suspensión alcohólica requerida dependiendo de su tamaño promedio de cristal y la cantidad de masa a elaborar.
- Controlar la alimentación de la miel para llevar recogido el cristal y garantizar que crezca uniformemente.

## **2.5. Cristalización por enfriamiento**

La cristalización en un tacho al vacío continúa hasta alcanzar un punto en el que una posterior cristalización llevaría a que la masa cocida dejara de circular o no pueda ser descargada del tacho. La masa cocida que abandona el tacho está supersaturada y caliente, en el rango de 63 a 70 grados centígrados.

El contenido de cristales es alto, pero aún es posible lograr un agotamiento adicional al enfriar la masa cocida antes de la centrifugación. Mientras la masa cocida se enfría, la velocidad de cristalización se reduce, pero un tiempo suficiente de retención en los cristalizadores por enfriamiento logrará la cristalización adicional deseada.

Debe señalarse que, la cristalización lograda en la cristalización por enfriamiento nunca reparará un pobre trabajo realizado por los tachos. La materia seca y la razón no-sacarosa-agua de la masa cocida son definidas en el tacho, pues ninguna evaporación adicional llega a ocurrir en la cristalización por enfriamiento. Adicionalmente, el contenido de cristales de la masa cocida y el tamaño de cristal está determinado por lo realizado en el tacho.

Al enfriarse la masa cocida y el azúcar cristalizarse aún más, la viscosidad o consistencia de la masa cocida se incrementa significativamente. La condición final de la masa cocida enfriada debiera ser determinada por la consistencia que las centrífugas puedan manejar en la subsecuente etapa de proceso. Esto es distinto para los diferentes grados y purezas de las masas cocidas.

Idealmente, los cristalizadores por enfriamiento debieran ser suficientemente robustos para manejar esas condiciones de masa cocida; de lo

contrario, no se logrará el valor total de la cristalización por enfriamiento. También es necesario asegurar que la tubería para la masa cocida, canales y bombas no limiten el flujo y manejo de esos materiales de alta consistencia.

Las masas cocidas presentan características de flujo no-newtoniano, por lo que es incorrecto referirse a la viscosidad de una masa cocida; consistencia es el término más apropiado. Tanto la temperatura como el contenido de materia seca establecen la consistencia de la masa cocida: previo a centrifugarse, las masas terceras deben ser recalentadas de alguna forma, sin que con ello se disuelvan los cristales debido a que el licor madre está sobresaturado. En el caso de masas cocidas de alto grado, el recalentamiento no es una práctica normal; en su lugar más bien no se permite que la temperatura caiga por debajo de un límite para un buen desempeño de las centrífugas.

### **2.5.1. Tiempos de residencia y temperaturas**

Diversos criterios son utilizados para determinar la capacidad y el tiempo de residencia en los cristalizadores para diferentes grados de masas cocidas. Es importante lograr un alto agotamiento de la masa cocida primera; por lo tanto, algo de la capacidad del cristalizador de la primera masa es dedicada a asegurar un buen agotamiento aumentando el trabajo realizado en los tachos. La capacidad de los cristalizadores por enfriamiento casi siempre se proporciona para las masas terceras; con el fin de reducir las purezas de las mieles finales a un mínimo y así mantener la pérdida de azúcar en las mieles en un mínimo.

Usualmente, no se requiere proporcionar capacidad al cristalizador de segundas masas, más que los receptores o recibidores de las templeas. La

única situación que requiere de la instalación de cristalizadores de las segundas masas es el caso de purezas muy altas de miel segunda, para lograr la pureza requerida de la masa tercera. Esto puede elevarse si las purezas de jarabe son anormalmente altas como resultado de una calidad muy buena de caña, o si el agotamiento de la primera masa es demasiado bajo.

### **2.5.2. Mezclado o agitado**

Los cristalizadores por enfriamiento siempre están provistos de una especie de elemento agitador. El propósito primordial de estos elementos es promover la transferencia de calor y, en el caso de las masas cocidas de alto grado, prevenir que los cristales se sedimenten. También juegan un papel importante, para lograr un flujo pistón de la masa cocida a través de un sistema continuo, ayudando a reducir zonas estancadas.

Cuando los elementos enfriadores son estacionarios, los elementos rotatorios necesitan posicionarse lo suficientemente cerca para proporcionar el esfuerzo constante en separar la masa cocida enfriada de las superficies de transferencia de calor. La transferencia de calor es lenta en masas cocidas y viscosas y la velocidad del elemento rotatorio no ayuda a la velocidad de transferencia de calor.

Se han realizado varios intentos para establecer si la velocidad de la agitación afecta la velocidad de cristalización, tantos ensayos de planta a toda capacidad sino han mostrado efecto alguno en la pureza del licor madre. También en plantas piloto han mostrado que una velocidad muy alta de agitación incrementa la velocidad de cristalización de masas terceras.

## 2.6. Equipo

El equipo para que una cristalización y una masa tenga mejor rendimiento, debe manejar varias propiedades como por ejemplo, totalmente hermético, que manejen el vacío, un sistema de condensados y los equipos utilizados en la formación de las masas y donde sucede la cristalización son llamados Tachos y existen varios tipos de estos.

### 2.6.1. Cristalizadores tipo *batch* y continuo

Los cristalizadores tipo *batch* han sido gradualmente reemplazados por sistemas continuos. En los sistemas *batch* descargan masa cocida hacia cristalizadores donde la masa esta cocida permanecerá y será enfriada durante un período de tiempo, dependiendo del número de cristalizadores. La desventaja de este diseño es que alguna porción de los cristalizadores permanecerá vacía o no completarse llena, de manera que la capacidad del cristalizador no sea completamente utilizada. Otra desventaja es el costo, ya sea de mano de obra adicional o de automatización para abrir y cerrar válvulas de acuerdo a los niveles del cristalizador.

Con el uso de tachos y centrífugas continuos, tiene más sentido operar los cristalizadores como un sistema continuo, de manera que la capacidad completa de los cristalizadores sea utilizada en todo momento. En muchos casos los cristalizadores continuos han sido implantados simplemente mediante la interconexión de todos los cristalizadores tipo *batch* entre sí.

Esta conversión no siempre ha sido exitosa, debido a que si no se ha sido realizado con cuidado, ni con la diligencia requerida para el patrón de flujo a través de los cristalizadores, la capacidad efectiva puede ser seriamente

reducida debido a desvíos y/o zonas estancadas en el sistema de flujo. Al igual que otros sistemas continuos son más propensos al control automático y requieren menos supervisión.

En donde estén en uso los tachos batch, es necesario tener parte recibida de la masa cocida, que actúa como un amortiguador entre los sistemas *batch* y continuo. El recibidor de masa cocida debe ser dimensionado de acuerdo al tamaño y número de tachos batch que descarguen hacia él. Normalmente se asemeja a un cristizador *batch* horizontal, pero los elementos agitadores no están normalmente enfriados con agua, al menos no en masas cocidas de alto grado.

Los elementos rotatorios están diseñados para raspar las superficies internas del tanque, para raspar las superficies internas del tanque y asegurar que no ocurra incrustación en dichas superficies. En ambos casos, la capacidad requerida del cristizador puede calcularse a partir del tiempo de residencia requerida en los cristizadores.

### **2.6.2. Cristalizadores horizontales**

Casi todos los cristizadores horizontales tienen una sección transversal en forma de u y la única diferencia reside en la naturaleza y velocidad de rotación del elemento agitador. La capacidad de los tanques individuales varían, usualmente, entre 20 y 90 metros cúbicos.

Otro tipo de cristizador horizontal, su característica es el uso de un disco rotatorio grande en el que circula el agua de enfriamiento. Cada disco tiene una abertura en forma de sector de 45 a 60 grados. En muchas fábricas

los cristalizadores horizontales tipo *batch* se han convertido en sistemas de flujo continuo.

Las interconexiones, generalmente, están hechas de tal forma que previenen cortocircuito y hacen uso del volumen total de todos los cristalizadores. También es una práctica común instalar al menos un conjunto de tabiques en la parte media de los tanques, para asegurar que no ocurra cortocircuito dentro de cualquier tanque individual.

Algunas veces se considera una buena práctica hacer que los elementos rotatorios rompan la superficie de la masa cocida por la misma razón.

Cuando se conectan en un sistema continuo, se requiere una diferencia de cabeza para que la masa cocida fluya a lo largo de lo que muchas veces se torna una ruta extensa y tortuosa. Se han adoptado diversos métodos para vencer o reducir el problema.

- Los cristalizadores sucesivos pueden ser instalados a elevaciones moderadamente bajas. Esto no es fácil de lograr en una modernización mediante la incorporación de cambios hechos en recientes modelos de cristalizadores. Sugiere que cada cristalizador debiera estar debajo del cristalizador precedente, mientras que algunas instalaciones australianas tienen aproximadamente, una altura de una considerable diferencia en elevación entre cristalizadores sucesivos.
- La dirección de rotación puede elegirse con criterio juicioso para facilitar el flujo de la masa cocida en la dirección requerida. Esto puede resultar en que la altura de la masa cocida en la conexión de descarga sea mayor que a la entrada.

- El flujo puede separarse en dos o más rutas paralelas. Esto es muy efectivo, ya que al utilizar dos rutas paralelas igualmente dimensionadas se logra dividir equitativamente el flujo a través de cada tanque y dividir en dos la longitud de la ruta de flujo. Sin embargo, es esencial obtener una separación positiva de flujo entre las rutas paralelas, para asegurar que el mismo flujo se obtenga a través de cada ruta.

### **2.6.3. Cristalizadores verticales**

Se ha propuesto e instalado una gran cantidad de diversos diseños. Sin embargo, no todos ellos han sido exitosos. Han sido comunes los problemas con accionamientos inadecuados y cortocircuito de la masa cocida. Debido a estos problemas, una opción más segura la constituye un conjunto de tanques horizontales continuos. Sin embargo, el costo mucho más barato por capacidad de los cristalizadores verticales es un factor que se impone. Los volúmenes individuales del tanque cristalizador vertical varían de 64 a 300 metros cúbicos con diámetros de 3 metros a superiores de 5 metros. Una empresa llamada Silver proporciona cristalizadores de 4,2 metros de diámetro y varía la altura para obtener la capacidad requerida. FivesCail proporciona cristalizadores de 4,2 metros de diámetro, ya sea 4,45 o 5,2. La altura puede variar hasta 20 metros. Algunos tamaños mayores son utilizados en masas cocidas de azúcar de remolacha.

Si se presentan cambios significativos en la temperatura en un cristalizador vertical, lo mejor sería tener la masa cocida fluyendo verticalmente hacia abajo debido a que el cambio de densidad con la temperatura tiende a promover el flujo pistón. La condición opuesta puede llevar a *rat-holing*, donde la masa cocida caliente encuentra una ruta vertical preferente a través del cristalizador que es promovida por las diferencias en temperatura.

A este respecto, los agitadores tienen un rol importante para contrarrestar cualquier tendencia al cortocircuito que pueda ocurrir. El diseño de los elementos enfriadores, también necesita abordarse de tal forma que elimine zonas estancadas o rutas preferenciales.

Existe considerable libertad en seleccionar el tipo de elementos enfriadores, generalmente se seleccionan estacionarios, lo que elimina la necesidad de acoples rotarios en los circuitos de agua de enfriamiento. Sin embargo, esto requiere que los elementos agitadores estén suficientemente próximos a los elementos enfriadores estacionarios para cortar las superficies de transferencia de calor y evitar la acumulación de masa cocida fría alrededor de los elementos, lo que reduce la velocidad de transferencia de calor y promueve el estancamiento de la masa cocida fría. Frecuentemente se instalan prolongaciones enfriadoras finas (agujas) a los elementos de tubería. Esto puede ser efectivo debido a la baja velocidad de transferencia de calor a la masa cocida con respecto a la velocidad de conducción de calor en las agujas de acero.

La relación de superficie de calentamiento a volumen puede variar dentro de límites para lograr la carga de enfriamiento requerida. Generalmente, esta relación tiene un valor entre 1,2 y 1,6 metros cuadrados entre metros cúbicos. Una proporción muy significativa de calor puede ser transferida al ambiente a través de las paredes cilíndricas. Esto requiere que los elementos agitadores corten esta superficie. Situación que permite una transferencia de calor adicional y asegura que no haya incrustación o masa cocida fría estancada en el interior de las paredes del tanque.

Basado en esta discusión, los requerimientos para un buen cristalizador vertical pueden enumerarse los siguientes:

- Una ruta larga y estrecha de flujo, en la que toda la masa cocida tenga el mismo tiempo de residencia.
- Suficiente agitación en dirección perpendicular a la dirección de flujo, para asegurar una distribución uniforme de temperatura.
- Elementos agitadores que cubran el diámetro total del tanque y que preferentemente se aproximen lo suficiente, para raspar las paredes cilíndricas interiores.
- Elementos enfriadores estacionarios que proporcionen una resistencia uniforme al flujo a lo largo de toda la sección transversal del tanque, para asegurar que no ocurra cortocircuito.
- Inexistencia de regiones no agitadas en donde la masa cocida pueda estancarse.
- Superficie área superficial para lograr enfriamiento requerido.

Deberá tenerse especial cuidado para minimizar la longitud de la tubería de interconexión entre cristalizadores adyacentes, para reducir la caída de presión.

Estas también deberían aislarse, ya que el contenido de estas secciones transversales no se encuentra agitado, de manera que la incrustación interna de estos ductos puede reducir el diámetro efectivo en ausencia de aislamiento.

#### **2.6.4. Circuitos de agua de enfriamiento**

Las consecuencias de cualquier filtración del agua de enfriamiento del cristalizador hacia la masa cocida son severas y pueden afectar adversamente la cristalización. Por esta razón es necesario utilizar un suministro de agua limpia de buena calidad para el enfriamiento, reduciendo así las posibilidades de corrosión.

Una fábrica que procesa aproximadamente 10 000 toneladas diarias de caña tendría un circuito de torre de enfriamiento aproximadamente de 100 toneladas por hora de agua con una carga de valor aproximado de 1 MW. La cantidad de agua se calcula fácilmente a partir del balance de energía y se espera que sea de de 1 a 1,5 metros cúbicos de agua por metros cúbicos de masa.

Para esta tarea se utiliza agua de enfriamiento del condensador, sin embargo, esta agua siempre está contaminada con azúcar y contiene sólidos suspendidos. El agua de mala calidad siempre llevará corrosión y filtraciones, lo que requerirá que el suministro de agua a los cristalizadores dañados sea interrumpida y esto algunas veces lleva a costosas reparaciones. Una tarea esencial de mantenimiento durante la época de no cosecha consiste en pruebas de presión para detectar filtraciones en los elementos de enfriamiento.

Por otro lado, un sistema organizado y pequeño requiere muy poca dosificación de químicos debido a que la contaminación por azúcar no es un tema preocupante. La temperatura del agua no necesita estar muy por debajo de 35 grados centígrados, es decir, no es una tarea enorme de la torre de enfriamiento. La diferencia de temperatura entre al agua y la masa cocida no debe ser muy alta o de lo contrario puede ocurrir un congelamiento de masa

cocida sobre los elementos. Esto es particularmente detectable en masas cocidas A donde se ha observado que las diferencias de temperaturas mayores de 10 grados centígrados han sido causantes de cristalización de sacarosa en los elementos de enfriamiento, aislándolos efectivamente.

El arreglo ideal incluye una instalación para controlar la temperatura del agua de enfriamiento particularmente hacia las masas cocidas A, la cual tiene la capacidad de controlar la temperatura de salida desde los cristalizadores A. Esto puede lograrse fácilmente desviando en forma proporcionada agua de retorno de los cristalizadores hacia las torres de enfriamiento para elevar la temperatura de retorno.

## **2.7. Separación en máquinas centrífugas**

Luego de la cristalización, los cristales de azúcar son separados de la masa cocida mediante centrifugación. Debido a las características del licor madre, particularmente el elevado contenido de sólidos disueltos y la elevada consistencia, es necesario aplicar fuerzas centrífugas elevadas, requiriendo máquinas de alta velocidad que usualmente se denominan simplemente como máquinas centrífugas.

Existen esencialmente dos tipos de centrífugas utilizadas: las máquinas discontinuas (o *batch*) y las continuas. Las máquinas continuas son de menor precio, más fáciles de operar y tiene menores costos de mantenimiento. Sin embargo, producen rompimiento de cristales a la descarga y en consecuencia normalmente no son utilizadas para la producción de azúcares que requieren tamaños de grano específico. Algunos desarrollos recientes han dado como resultado centrífugas continuas aptas para azúcares de alto grado o pureza, las cuales aún tiene algunas desventajas asociadas a ellas.

El proceso de separación mediante centrifugado debe ser antecedido por una etapa donde la masa cocida se acondiciona para una etapa donde la masa cocida se acondiciona para poder lograr una separación óptima. Con masas cocidas de alta pureza puede consistir simplemente, en asegurar que la masa se encuentra la temperatura adecuada. Debido a la consistencia extremadamente elevada de licor madre en las masas cocidas C, es normal instalar algún tipo de calentador de masa precediendo a las centrífugas C a la descarga de los cristalizadores por enfriamiento. La supersaturación del licor madre es alta por lo que es posible efectuar cierto recalentamiento de la masa cocida, así que se presenta disolución de cristales.

Luego de centrifugar a las masas cocidas, la azúcar obtenida, generalmente se envía a las secadoras de azúcar, mientras que los azúcares de baja pureza se funden o convierten en magma para ser retornados a los tachos como semilla o pie de templa. Fundido es el término utilizado para referirse a la disolución del azúcar en agua o jugo clarificado.

### **2.7.1. Centrífugas continuas y discontinuas**

Debido al hecho de que las densidades de los cristales y el licor madre son similares, ya sea por la elevada viscosidad o consistencia del licor madre, la única opción de separación práctica es por centrifugado. El tamaño de los cristales a ser removidos se encuentra en promedio en el rango entre 0,1 a 1 milímetros, para lo cual se utiliza una malla metálica que retiene los cristales y permite el paso del licor madre.

La geometría de las centrífugas continuas y discontinuas difiere significativamente. En las máquinas discontinuas se forma una torta sobre la canasta, a través de la cual el licor madre es drenado bajo acción de una

elevada fuerza centrífuga. Sin embargo, una fina capa de licor madre permanece retenida alrededor de los cristales, particularmente en los intersticios entre cristales. Debido a esto se incluye siempre una etapa de lavado, donde agua y/o vapor se aplica sobre la canasta de la centrífuga para lavar los cristales removiendo la capa de licor madre. Esta operación tiene que controlarse minuciosamente para lograr el lavado de cristales requerido sin que ocurra disolución significativa.

En las máquinas continuas, los cristales se desplazan continuamente, ascendiendo sobre una malla inclinada gracias a la acción de la fuerza centrífuga. La capa de cristales formada es delgada, del orden de 2 a 6 milímetros, y con el movimiento de los cristales, el drenaje del licor madre es de cierta manera más fácil. Sin embargo, los cristales permanecen sobre las mallas por periodos muy cortos, del orden de unos pocos segundos, y consecuentemente el tipo de drenaje es limitado. Generalmente se adicionan agua y vapor a la entrada de la masa cocida, y con menos frecuencia se aplican sobre los cristales dentro de la canasta.

### **2.7.2. Rompimiento de cristales**

En las máquinas centrífugas discontinuas no ocurre un rompimiento de cristales. Por el contrario, la situación es muy diferente en las máquinas continuas, donde los cristales son proyectados al salir de la canasta e impactan contra una sección recolectora de la carcasa.

Trabajos efectuados mostraron que los cristales grandes se rompen más fácilmente que los pequeños y que la velocidad con la cual los cristales impactan una superficie sólida debe estar por debajo de 10 metros/segundo para prevenir su rompimiento.

Dado que la velocidad tangencial en la parte superior de las canastas es el orden de 100 metros/segundo en centrífugas continuas, no es sorprendente que se presente rompimiento de cristales al impactar sobre el recolector en la carcasa. Los esfuerzos efectuados para eliminar el problema de rompimiento han incluido las siguientes aproximaciones:

- Presurización del espacio de aire en la máquina, esperando que una mayor densidad del aire ayude a desacelerar los cristales más rápidamente.
- Utilizar corrientes de aire orientadas de manera que permitan deflactar la trayectoria de los cristales proyectados y reducir su velocidad.
- Utilizar un anillo rotario con aspas verticales, girando a velocidades ligeramente inferiores que las canastas para reducir la velocidad del azúcar y desviarla.
- Incrementar el tamaño del recolector de la carcasa buscando brindar a los cristales suficiente tiempo para su desaceleración hasta velocidades por debajo de 10 metros/segundo, antes de su impacto.
- Adaptar la forma de la placa sobre la cual impactan los cristales, de manera que sufran solo un ligero impacto inicial y luego continúen viajando descendentemente sobre una placa continua inclinada, evitando así el impacto directo.

Solo las dos últimas aproximaciones han resultado exitosas. La cuarta se ha aplicado con éxito para azúcares de baja pureza, que presentan menor tamaño de grano. La desaceleración de los cristales es menor a medida que los

cristales son más grandes, lo que implica que para los cristales de alta pureza, de mayor tamaño, se requiere de un recolector en las carcasas excesivamente grande. La última aproximación es la que se utiliza para las centrifugas continuas de azúcares de alta pureza, con la cual se ha logrado reducir sustancialmente el rompimiento de cristales.

### **2.7.3. Centrifugas discontinuas**

Las características de las centrífugas discontinuas o *batch*. La canasta es un tambor con un diámetro de 1,2 a 1,8 metros, con un gran número de agujeros de 3 a 6 milímetros de diámetro perforados sobre la sección cilíndrica que permiten la salida del líquido drenado. Para retener los cristales se instala una fina malla sobre la canasta.

También se coloca otra malla detrás de las interiores para ayudar al drenaje de licor madre. Al fondo de la canasta se cuenta con una válvula que permanece cerrada durante el llenado y el centrifugado, y que se abre al final de cada ciclo para permitir que el azúcar caiga sobre un conductor localizado debajo de la máquina. El azúcar normalmente se desprende de las mallas utilizando un raspador, el cual permanece retraído durante la mayoría del ciclo mientras no está en uso.

El eje de accionamiento se extiende desde un motor eléctrico montado por encima de la máquina hasta el fondo de la canasta, y se encarga de accionar la canasta. Los motores empleados son grandes, del orden de 100 a 500 Kilowatts, dado que tienen que acelerar y desacelerar grandes cargas en tiempos cortos. Cada ciclo dura alrededor de tres minutos, contados desde el momento en que se alimenta la masa cocida a la máquina, e incluyendo la

aceleración, la rotación de centrifugado, la desaceleración y el raspado del azúcar. Para el elevado del azúcar sobre la canasta se instalan boquillas *spray*.

El conjunto rotativo se monta sobre soportes de caucho que absorben las vibraciones resultantes por tener cargas desbalanceadas. Debido a las elevadas velocidades de rotación, por encima de  $1\ 000\ \text{min}^{-1}$ , cualquier desbalanceo puede tener serias consecuencias. Generalmente se instalan sensores en las máquinas para detectar vibraciones o movimientos laterales del sistema rotativo, los cuales permiten disparar el motor en caso de situaciones de desbalanceo crítico.

#### **2.7.4. Centrifugas continuas**

Actualmente es generalizado el uso de centrifugas continuas para procesar masas cocidas C y B en fábricas donde el azúcar producido no incluye azúcar B. Estas también son utilizadas en refinerías cuando el azúcar producido está destinado a fundirse de nuevo.

Un desarrollo más reciente es el uso de centrifugas continuas para azúcares de alta pureza, lo cual no ha sido ampliamente aceptado e involucra máquinas algo distintas a las centrifugas convencionales.

Las máquinas continuas ofrecen numerosas ventajas respecto a las centrifugas discontinuas para azúcares de baja pureza:

- Los costos de mantenimiento son considerablemente más bajos
- La capacidad por máquina es mayor
- La carga eléctrica es estable y es posible utilizar motores más pequeños

- Se pueden procesar masas cocidas de baja calidad con amplia distribución de tamaño de grano.
- La estructura se puede diseñar para afrontar menores pesos y fuerzas de desbalanceo más reducidas.
- Los costos de capital son menores
- La instalación es mucho más simple

La adopción de centrifugas continuas comenzó a principios de 1960, pero fueron necesarias algunas modificaciones significativas.

Estas modificaciones incluyeron un mejoramiento del drenaje de mieles mediante el uso de un mayor número de orificios en las canastas, incremento de la velocidad de rotación, mejoramiento de la lubricación de los cojinetes, mejoramiento de los sistemas de adición y mezclado del agua con la masa cocida y un incremento del tamaño de las líneas de alimentación y de las válvulas.

## **2.8. Agotamiento de las mieles**

La pérdida de azúcar en la miel final es generalmente, la mayor pérdida de sacarosa experimentada por una fábrica de azúcar. Tanto la cantidad como la pureza de la miel final contribuyen como la pérdida de sacarosa en las mieles. La cantidad de no-sacarosa ingresando a la fábrica en el jugo crudo y la producción o eliminación de no-azúcares durante el proceso de fabricación determinará la cantidad de mieles producida. La naturaleza y composición de los no-azúcares influirán en la solubilidad de la sacarosa en las mieles y de esta forma en la pureza.

A los bajos valores de pureza involucrados, los valores de pol y brix no son indicadores confiables para sacarosa y materia seca en una solución. Las mediciones normales realizadas en el laboratorio del ingenio o de la central, no son lo suficientemente exactas en los niveles bajos de pureza de la miel final como para proporcionar un estimado confiable del agotamiento de las mieles. Por esta relación, son utilizados frecuentemente los métodos cromatográficos de medición del contenido de azúcares en las mieles debido a que estos proporcionan respuestas confiables y exactas.

### **2.8.1. Solubilidad del azúcar en las mieles**

La cantidad de sacarosa en una solución es poderosamente afectada por la cantidad de agua presente en la masa cocida en las mieles. Un contenido elevado de materia seca o brix de la masa cocida C llevará siempre a una pureza menor en la miel fina. El factor limitante es la viscosidad de la masa cocida. La relación de no-sacarosa/agua, es una cantidad útil al considerar el agotamiento. La ventaja de esta medición es que es la misma tanto para masa cocida, como para el licor madre.

La temperatura es por supuesto otro factor porque entre más frío el líquido más baja la concentración de sacarosa y la pureza muestra que el enfriar masa cocida de 45 a 40 grados centígrados conduce a una reducción de una unidad en la pureza de equilibrio de la miel final. La dependencia de la temperatura de la solubilidad es consistente con lo que debe esperarse a partir de la dependencia de la temperatura de la solubilidad de una solución pura de sacarosa.

Adicional a la temperatura, la solubilidad de la sacarosa en las mieles depende de otros componentes presentes en las mismas. En general, los

monosacáridos o azúcares reductores disminuyen la solubilidad de la sacarosa, mientras que la ceniza incrementa la solubilidad. Los componentes de la ceniza se consideran como melasigénicos y tienen una mayor tendencia a incrementar la pérdida de azúcar en las mieles debido a que incrementan la pureza de equilibrio. En fábricas de azúcar de caña y remolacha, se ha aceptado que el potasio y el sodio son considerablemente, más melasigénicos que el calcio y el magnesio.

### **2.8.2. Cantidad de masa cocida tercera y miel final**

Si se reduce la cantidad de la masa cocida C, se logrará un mejor agotamiento de la masa cocida C. Esto llevará un mayor tiempo de retención en los cristalizadores y habrá menos presión en la capacidad de tachos y centrífugas, de manera que es factible lograr mejores resultados

La masa cocida C depende de:

- La cantidad de no-sacarosa en jugo crudo.
- La recuperación de no-sacarosa (el efecto neto de eliminación y formación de impurezas en el proceso).
- La pureza escogida de la masa cocida C
- La pureza del azúcar C que es reciclada a las masas de alto grado

Las fábricas ejercen poco control en la calidad del jugo crudo y su pureza más allá de los esquemas de incentivos para los cultivadores de caña para que mejoren la calidad. Sin embargo, la recuperación de no-sacarosa puede verse

afectada en alguna medida asegurando que la formación y destrucción de componentes de no azucarados sea minimizada.

Figura 2. **Antiguos cristalizadores verticales en ingenio azucarero**



Fuente: ingenio azucarero, La Gomera, Escuintla, junio 2012.

Figura 3. **Nuevos cristalizadores verticales en ingenio azucarero**



Fuente: ingenio azucarero, La Gomera, Escuintla, junio 2012.



### 3. METODOLOGÍA

#### 3.1. Variables

Para realizar la investigación donde se evaluará mejora el proceso de cristalización, reducción sacarosa en la masa tercera y miel final, se tomarán en consideración las variables que se presentan en las tablas I y III a VIII.

Tabla I. **Variables en la operación**

o.	VARIABLE	UNIDAD	FACTOR PERTURBADOR		TIPO DE VARIABLE	
			Controlable	No Controlable	Dependiente	Independiente
	Grados Brix en la masa tercera zafra 2011-2012	°Bx	X			X
	Pol en la masa tercera zafra 2011-2012	%	X			X
	Pureza en la masa tercera zafra 2011-2012	%	X		X	
	Grados Brix en la masa tercera zafra 2012-2013	°Bx	X			X
	Pol en la masa tercera zafra 2012-2013	%	X			X

Continuación de la tabla I.

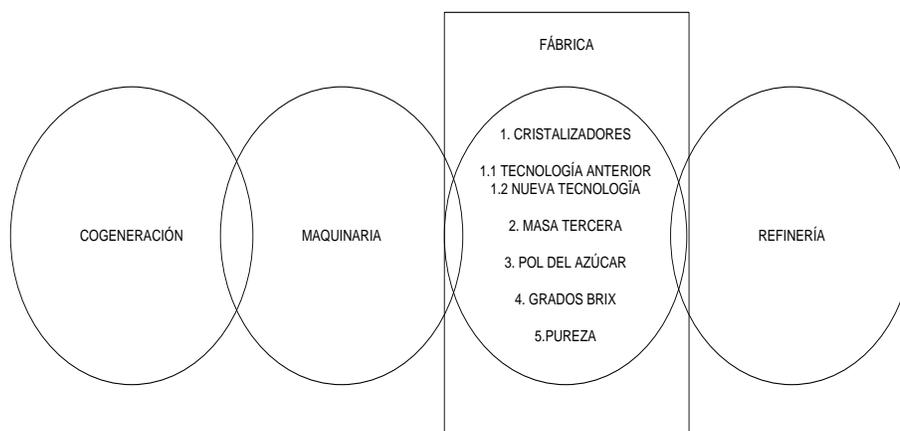
	Pureza en la masa tercera zafra 2012-2013	%	X		X	
	Contenido de cristales en zafra 2011-2012	%Cr	X			X
	Contenido de cristales en zafra 2012-2013	%C R	X		X	

Fuente: elaboración propia.

### 3.2. Delimitación del campo de estudio

Debido a que el ingenio azucarero en donde se realizó el efecto que podrían tener los cristalizadores fue en el área de fabricación de masa tercera lado crudo teniendo en cuenta los grados brix, pureza, miel final, tanto de la masa tercera como Magma tercero Crudo.

Figura 4. Delimitación del campo de estudio



Fuente: elaboración propia.

### **3.3. Recursos humanos disponibles**

El personal con el cual se realizó la investigación se encuentra trabajando en horario completo dentro de la operación teniendo instrucciones en que momento realizar el muestreo de la masa tercera y miel final para luego ser procesados en el laboratorio de fábrica del ingenio azucarero.

- Investigador: Edgar Renato Madrid Pérez
- Asesor: Ingeniera Química, Paola Licely Rivera León
- Operadores y encargados del área de cristalizadores
- Analistas de laboratorio

### **3.4. Recursos materiales disponibles**

En donde se realizó la investigación es un ingenio azucarero y los análisis se realizaron dentro del laboratorio dentro del mismo ingenio azucarero.

- Ingenio azucarero
- Laboratorio del ingenio azucarero

#### **3.4.1. Equipo y cristalería**

El equipo ideal que se utilizó para saber los datos que fueron estudiados como por ejemplo la pureza, pol y grados Brix y se describen a continuación teniendo en cuenta que los análisis se realizaron dentro del laboratorio del ingenio azucarero.

Tabla II. **Equipo de cristalería que se utilizó para realización de fase experimental**

<b>EQUIPO</b>	<b>CRISTALERÍA</b>	
<b>Descripción</b>	<b>Descripción</b>	<b>Características</b>
1. Polarímetro	1. Beackers	· 100, 250mL
2. Refractómetro	2. Pipeta volumétrica	· 1, 5, 10, 25, 100 mL
3. Centrífuga	3. Probetas	· 250 mL
4. Balanza analítica	4. Tubos para centrífuga	· vidrio
5. Cronómetro	5. Varillas de Agitación	· vidrio
	6. Pissetas	· plástico
	7. Frasco de muestra	· 250 mL

Fuente: elaboración propia.

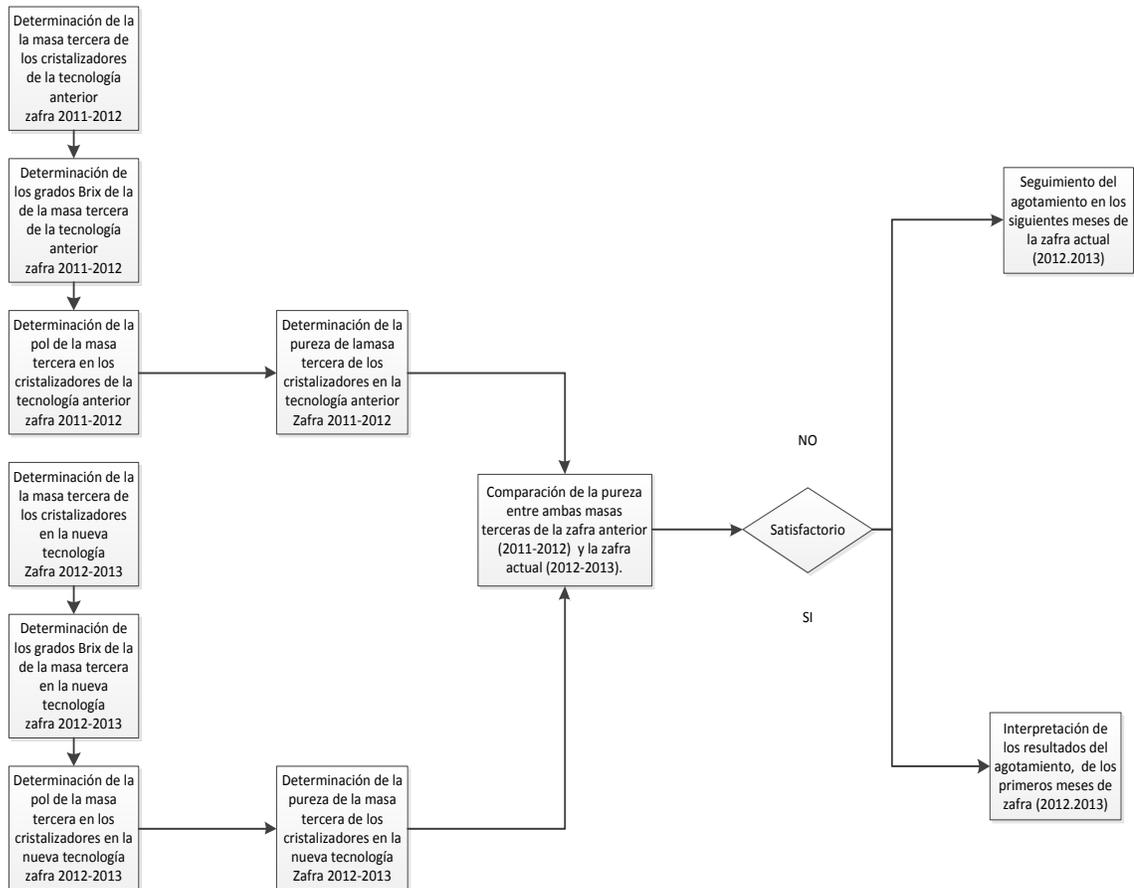
### **3.5. Técnicas cuantitativas o cualitativas**

La técnica de investigación es cuantitativa de tipo analítica ya que permite que se examinen los datos de forma numérica, que establezca comparación de las variables al tratar de probar o negar una hipótesis.

### **3.6. Recolección y ordenamiento de la información**

Para determinar todos los datos de las muestras como pureza, pol y grados Brix se realizó un plan del cual era tomar las muestras cada determinado tiempo y realizar siempre su respectivo cálculo y graficarlo en ambas zafras, el plan de análisis del ordenamiento de la información.

Figura 5. **Recolección y ordenamiento de la información**



Fuente: elaboración propia, con programa Microsoft Visio 2007.

### 3.7. Ordenamiento y procesamiento de la información

El ordenamiento de la información se realizó con una media y desviación estándar del total de muestras que se obtuvieron en 24 horas corridas y al final del día de producción se recalculaba para sacar el dato del día, esto se realizó para ambas zafras.

### **3.7.1. Determinación de la pureza de la masa tercera y miel final**

Cada muestra se toma seis veces en el día en las distintas tomas de muestras que se han ido introduciendo dependiendo la necesidad.

### **3.7.2. Obtención de muestras y resultados de grados brix en la masa tercera, miel final y pureza después de estar en proceso por los antiguos cristalizadores**

Los resultados fisicoquímicos de cada una de las muestras de la masa tercera como mencionamos anteriormente se toman seis veces al día y se analizan en laboratorios fisicoquímicos.

Se analizarán muestras correspondientes y los resultados obtenidos serán analizados para determinar el grado brix y la pol de cada muestra.

### **3.7.3. Obtención de muestras y resultados de grados brix en la masa tercera, miel final y pureza después de estar en proceso por los nuevos cristalizadores**

Los resultados fisicoquímicos de cada una de las muestras de la masa tercera como mencionamos anteriormente, se toman seis veces al día y se analizan en laboratorios fisicoquímicos.

Se analizaran muestras correspondientes y los resultados obtenidos serán analizados para determinar el grado brix y la pol de cada muestra.

### **3.7.4. Procedimiento de análisis de laboratorio**

Se procesó la información en una hoja de cálculo en donde se ingresaban los datos de las 24 horas en todos los días muestreados y los datos que se toman en cuenta son los grados brix, pol y pureza tanto de masa tercera como miel final para ambas zafras.

#### **3.7.4.1. Determinación de grado Brix en la masa tercera**

Para determinar los grados brix en la masa tercera tanto en los cristalizadores anteriores como en los nuevos cristalizadores se utilizará un refractómetro, una alícuota de un volumen constante que se colocan en la celda del equipo y por medio del haz de luz se interpreta los grados brix de la muestra.

#### **3.7.4.2. Determinación de la pol en la masa tercera**

Para determinar la pol en la masa tercera tanto en los cristalizadores anteriores como en los nuevos cristalizadores se utilizara un polarímetro con una muestra de un volumen constante que se colocan en la celda del equipo y nos brinda un número que por medio de tablas que determina la pol de la muestra.

#### **3.7.4.3. Determinación de grado Brix en la miel final**

Para determinar los grados Brix en la miel final tanto en los cristalizadores anteriores como en los nuevos se utiliza un refractómetro

utilizamos una alícuota de un volumen constante que se colocan en la celda del equipo y por medio del haz de luz se interpreta los grados brix de la muestra.

#### **3.7.4.4. Determinación de la pol en la miel final**

Para determinar la pol en la miel final, tanto en los cristalizadores anteriores como en los nuevos, se utilizará un polarímetro con una muestra de un volumen constante y se colocan en la celda del equipo que brinda un número que por medio de tablas nos determina la pol de la muestra.

#### **3.7.5. Tabulación de la Información**

Las tablas que se plantearon en la hoja de cálculo se presentan a continuación, se muestra en las distintas tablas los días, el número de muestra, la media y algunas la desviación de la pol, grados brix, y pureza en ambas zafras.

Tabla III. **Datos para determinar la pol en la masa tercera**

<b>Día</b>	<b>Muestra 1</b>	<b>Muestra 2</b>	<b>Muestra 3</b>	<b>Muestra 4</b>	<b>Muestra 5</b>	<b>Muestra 6</b>	<b>Media de la pol</b>

Fuente: elaboración propia.

Tabla IV. **Datos para determinar los grados brix en la masa tercera**

<b>Día</b>	<b>Muestra 1</b>	<b>Muestra 2</b>	<b>Muestra 3</b>	<b>Muestra 4</b>	<b>Muestra 5</b>	<b>Muestra 6</b>	<b>Media de los grados brix</b>

Fuente: elaboración propia.

Tabla V. **Datos para determinar la pureza en la masa tercera**

<b>Día</b>	<b>Muestra 1</b>	<b>Muestra 2</b>	<b>Muestra 3</b>	<b>Muestra 4</b>	<b>Muestra 5</b>	<b>Muestra 6</b>	<b>Media de la pureza</b>

Fuente: elaboración propia.

Tabla VI. **Datos para determinar la pol en la miel final**

Día	Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3	Muestra 4	Muestra 5	Muestra 6	Media de la pol

Fuente: elaboración propia.

Tabla VII. **Datos para determinar los grados brix en la miel final**

Día	Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3	Muestra 4	Muestra 5	Muestra 6	Media de los grados brix

Fuente: elaboración propia.

Tabla VIII. **Datos para determinar la pureza en la miel final**

<b>Día</b>	<b>Muestra 1</b>	<b>Muestra 2</b>	<b>Muestra 3</b>	<b>Muestra 4</b>	<b>Muestra 5</b>	<b>Muestra 6</b>	<b>Media de la pureza</b>

Fuente: elaboración propia.

### **3.8. Análisis estadístico**

Para las muestras de masa tercera y miel final se analizarán 6 muestras diarias cada 4 horas y se les dará el seguimiento indicado. Si el dato se sale de parámetro se volverá a tomar la muestra y se realizarán los análisis fisicoquímicos a dichas muestras. Cuando se obtengan los distintos resultados se iniciará la comparación de estos con dos medias experimentales.

### **3.9. Plan de análisis de resultados**

Se planteó que para tener una mejor comparación de resultados se utilizaría un método estadístico llamado comparación de medias del cual como su nombre lo indica se extrae la media de una zafra, se compara con la siguiente media de la siguiente zafra, y con una formula se determina si hay significancia o no.

### **3.9.1. Métodos y modelos de los datos según tipos de variables**

Los métodos o pruebas realizadas se toman como resultados sobre los cálculos realizados por los programas o métodos estadísticos y los provistos por el laboratorio interno del ingenio azucarero. Se espera que los resultados obtenidos se encuentren dentro de los rangos exigidos para cumplir con los parámetros de calidad y los establecidos por la empresa.

El método que se utilizará es el de comparación de medias y se da cuando dos métodos analíticos son utilizados para analizar una misma muestra se utilizará un intervalo de confianza del 95 por ciento.

### **3.9.2. Programa para el análisis de datos**

- Microsoft Word
- Microsoft Excel
- Microsoft Visio

### **3.9.3. Media, desviación estándar de ambas zafras**

En esta tabla se muestra las medias, diferencia de medias, diferencia de las desviaciones estándar, la t calculada, y la t crítica y con base a estos datos podemos determinar si hay significancia y con esto poder concluir los resultados esperados comparando ambas zafras.

Tabla IX. **Datos para determinar la media y desviación estándar de ambas zafras**

<b>Muestras</b>	<b>Diferencia de las medias</b>	<b>Diferencia de la desviación estándar</b>	<b>t calculada</b>	<b>T crítica 95 %</b>	<b>Significancia</b>
Pureza en miel final	0,245386044	1,576865675	0,98420407	2,021	No
Caida de pureza de masa C a miel final	1,94732655	1,616346951	7,61963543	2,021	Sí
Contenido de cristales masa C	3,285354843	1,907856405	10,8909708	2,021	Sí
Rendimiento de cristales masa C	3,753152316	1,984162027	11,9632465	2,021	Sí

Fuente: elaboración propia.

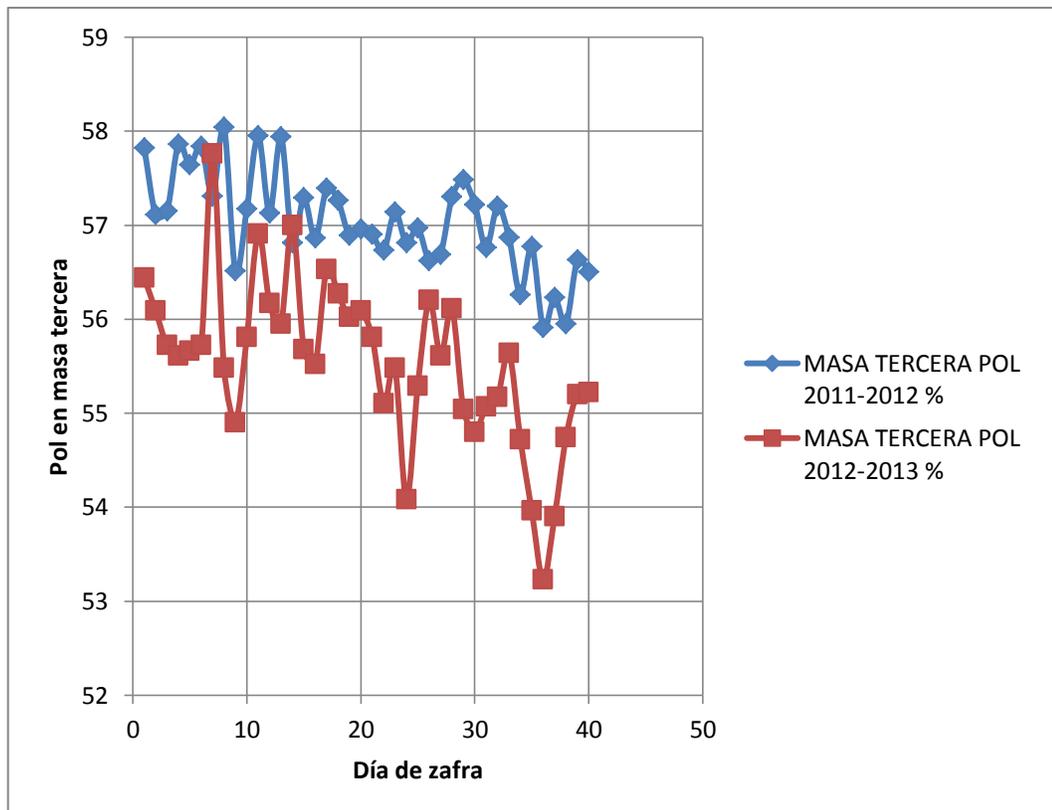


## 4. RESULTADOS

### 4.1. Reducción de sacarosa en masa tercera

A continuación se presentan en la figura 4 los resultados del contenido de sacarosa en masa tercera.

Figura 6. Comparación de sacarosa en masa tercera

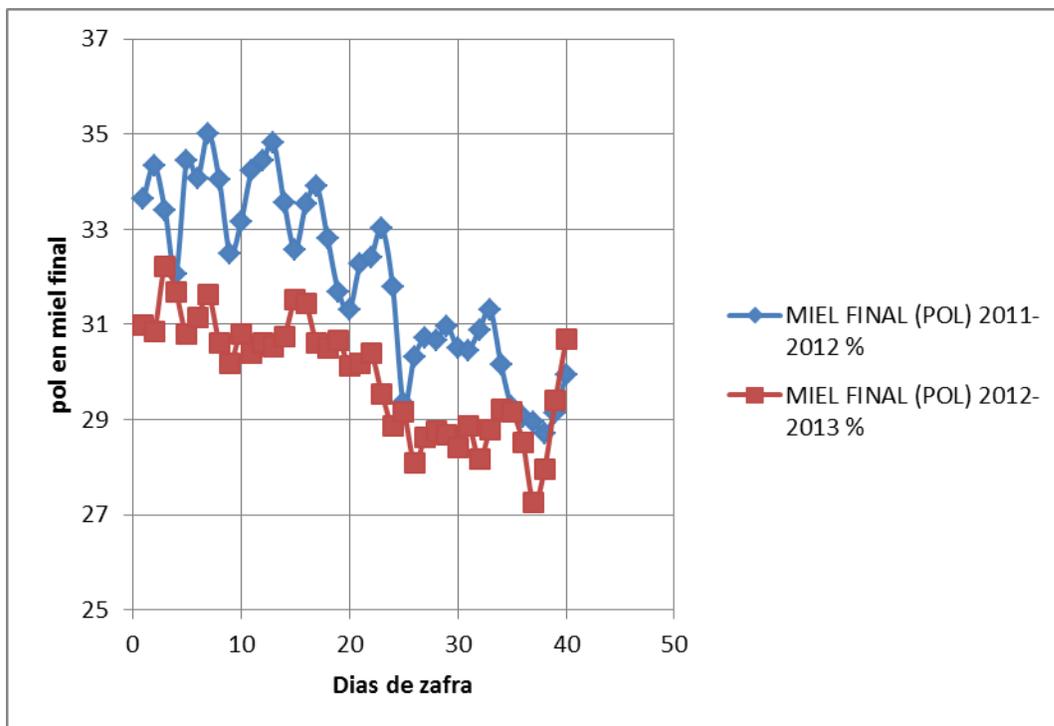


Fuente: elaboración propia.

## 4.2. Reducción de sacarosa en miel final

A continuación se presentan en la figura 5 los resultados de la sacarosa en la miel final.

Figura 7. Comparación de sacarosa en miel final

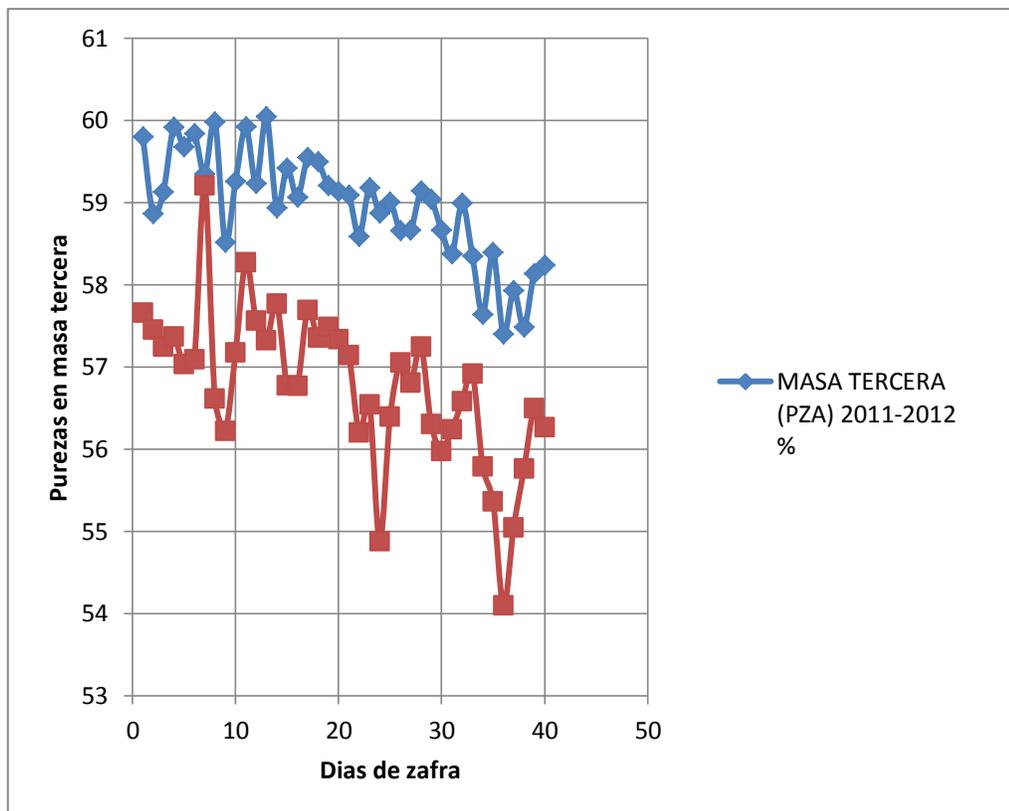


Fuente: elaboración propia.

### 4.3. Comparación de purezas en masa tercera

A continuación se presentan en la figura 6 los resultados de purezas en masa tercera.

Figura 8. Comparación de purezas en masa tercera

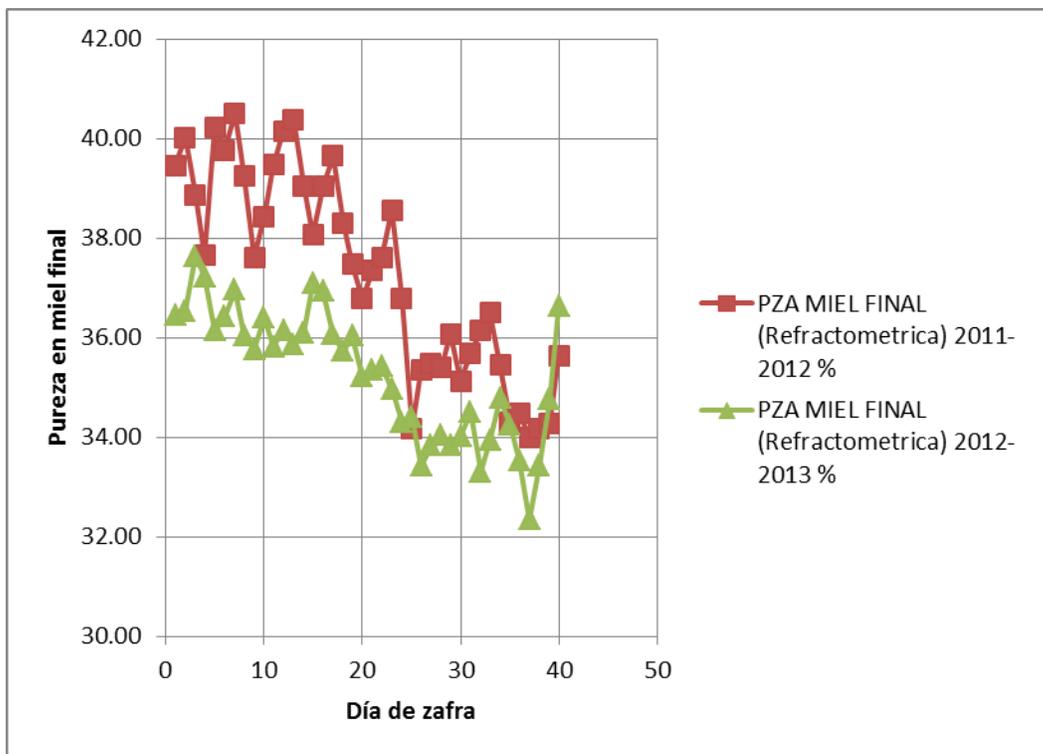


Fuente: elaboración propia.

#### 4.4. Comparación de purezas en miel final

A continuación se presentan en la figura 7 los resultados de la pureza en la miel final.

Figura 9. Comparación de purezas en miel final

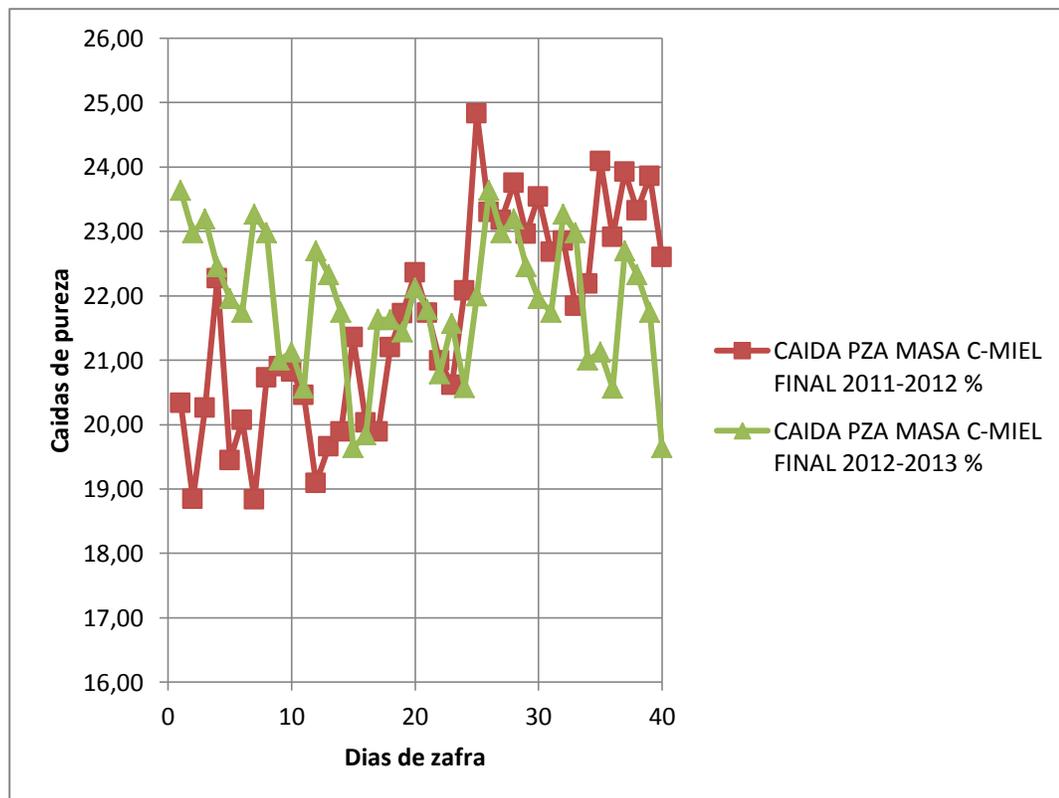


Fuente: elaboración propia.

#### 4.5. Cuantificar las diferencias porcentuales de pureza entre masas a mieles finales en ambas tecnologías

A continuación se presentan en la figura 8 los resultados de las caídas de pureza entre masas terceras a miel final.

Figura 10. Comparación de caídas de purzas

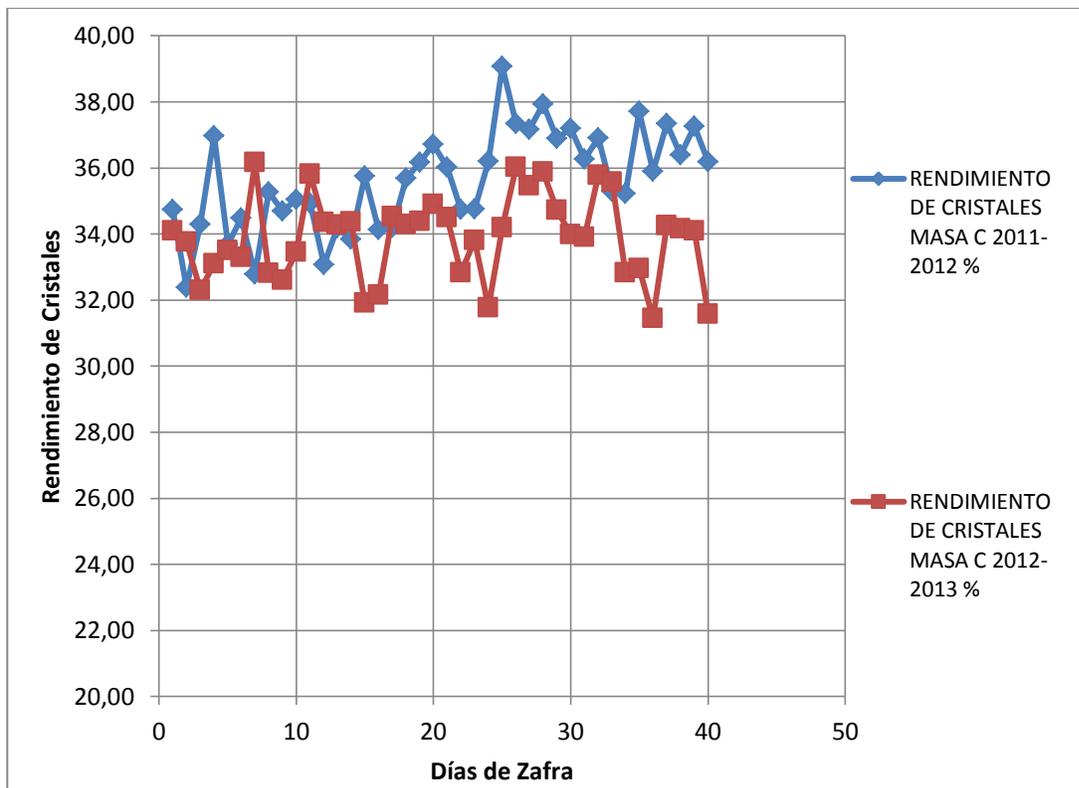


Fuente: elaboración propia.

#### 4.6. Cuantificar el contenido de cristales recuperados

A continuación se presentan en la figura 9 los resultados de los contenidos de cristales recuperados en masa tercera.

Figura 11. Comparación de contenido de cristales recuperados en masa tercera en ambas zafras

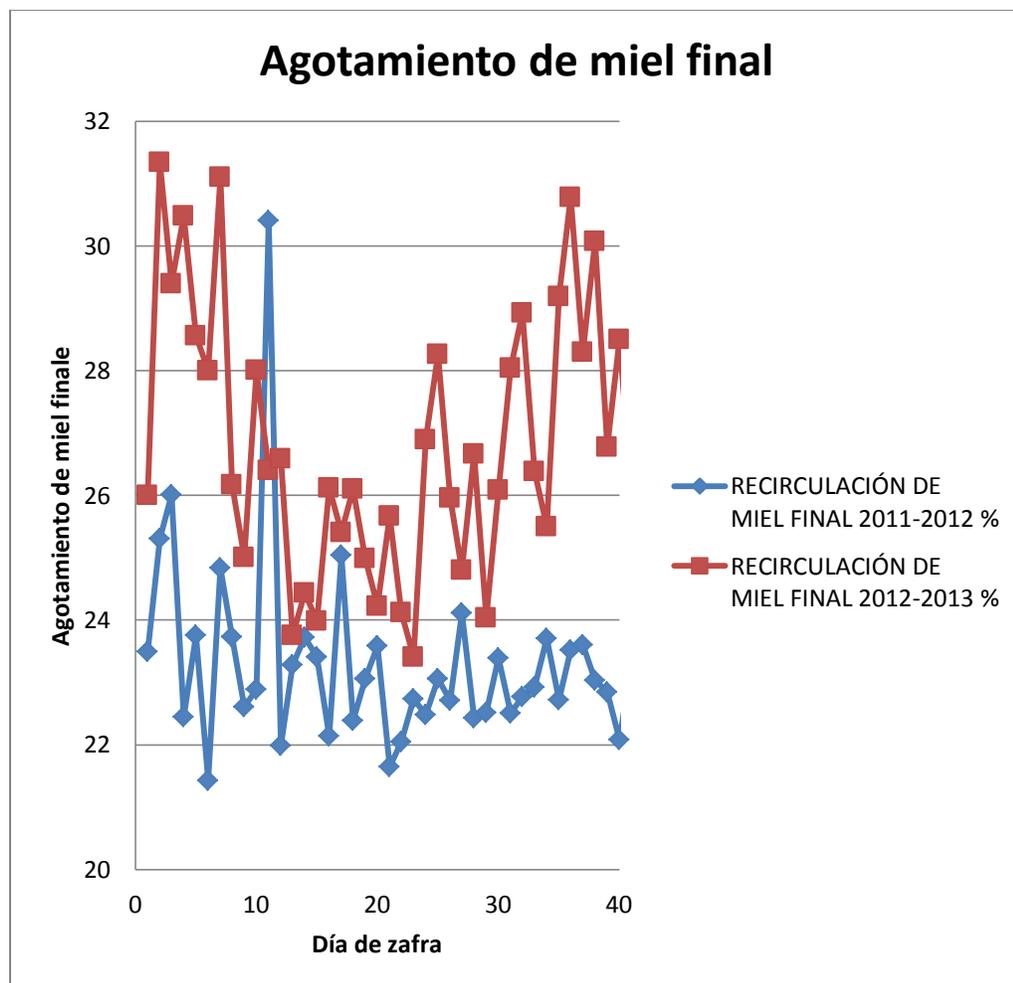


Fuente: elaboración propia,

#### 4.7. Cuantificar el agotamiento de miel final

A continuación se presentan en la figura 10 los resultados del agotamiento de miel final en ambas zafras.

Figura 12. Comparación del agotamiento de miel en dos tecnologías distintas



Fuente: elaboración propia.



## 5. INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS

El objetivo principal de la prueba realizada en la planta de elaboración de azúcar de un ingenio azucarero fue la comparación de dos tecnologías distintas de cristalizadores continuos que se relacionan directamente con la masa tercera del lado crudo, para asegurar si existe un mejor agotamiento de sacarosa es decir, una mayor recuperación.

Para tal fin se realizó, a lo largo de 40 días, un análisis para determinar un la pureza de la masa tercera y miel fina tanto en zafra 2011-2012 como 2012-2013 y de ahí partir para que se pueda analizar las distintas reducciones de sacarosa tanto en masa tercera como miel final, comparaciones de purezas en masa tercera y miel final, las caídas de pureza de masas tercera a miel final, cuantificar el contenido de cristales recuperados y cuantificar el agotamiento de miel. Las muestras se empezaron a tomar desde el día 21 de zafra debido a que la fábrica estaba en un estado estable.

De esta manera se obtuvieron valores a lo largo del tiempo que demostraron las variaciones que se pueden presentar en los resultados, ya que el material, es decir la masa tercera, miel final y cristalización no presentan características exactamente iguales diariamente. El proceso se ve afectado desde la calidad de los equipos donde se da la cristalización debido a que son 3 turnos, es decir, distinto operador, y se refleja en los parámetros de la masa tercera como el contenido de cristales.

En la figura 4 y 5 se presenta el gráfico del comportamiento de la reducción de sacarosa en masa tercera y en miel final; en valores de pol en

ambas zafras se puede observar el parecido entre los dos comportamientos habiendo una leve diferencia menor en 2012 y 2013 en ambas figuras el diferencial que existe es alrededor de 1 por ciento por la pureza de masa tercera y un 2 por ciento de pol en miel final teniendo en cuenta que el último día reportando coinciden.

Para el proceso estudiado, la tendencia del diferencial tiende a disminuir presentando varios valores altos, los cuales son de esperarse para un sistema nuevo, evaluando el comportamiento del mismo en todo el proceso.

En la figura 6 y 7 hubo un leve descenso en la zafra 2012 y 2013, las purezas han sido menores que en la zafra anterior debido, tal vez a que la variedad de caña que estuvo muestreándose fue bastante considerable las purezas por lo tanto las purezas varían tanto en masa primera, segunda y tercer,

También se puede deber a que pudo haber existido una saturación, es decir, un equilibrio entre la llamada fase sólida (cristales de sacarosa) y la fase líquida (solución).

Esto significa que, si cierto número de moléculas de sacarosa llegan a depositarse sobre los cristales, el mismo número de moléculas pasaría de los cristales a la solución, es decir, que cuando una solución está saturada, los cristales que contiene no se desarrollan ni se disuelven; también se puede decir que la sobresaturación podrá contener, por enfriamiento de la misma o por evaporación parcial del agua, una mayor proporción de sacarosa disuelta que la correspondiente a su saturación.

En las figuras 8 y 9 se observa la comparación de las caídas de pureza de masa tercera a miel final y la comparación de recuperación de cristales. La diferencia de pureza entre las masas cocidas y sus mieles es de vital importancia para el trabajo de las salas de tachos y centrífugas, pues fija la estrategia a seguir con estas, debido a que prácticamente definen la eficiencia de estas áreas. Una caída de pureza inferior a lo normal en el agotamiento de las masas cocidas se debe fundamentalmente a diferencias operativas en la conducción del proceso o al incremento de las impurezas en los jugos que se están procesando.

En este caso el cristalizador es el equipo donde se deposita la masa cocida final después de terminada y su función es continuar el agotamiento del licor madre por enfriamiento.

Si se analizan los procesos que controlan la velocidad de cristalización en el cristalizador, ocurre que en presencia de una masa cocida final que ha sido producto del procesamiento de jugos con altos contenidos de impurezas, estas se caracterizan por la presencia de cristales deformados y niveles de viscosidad superiores a los normales y se demuestra que no hay un cambio significativo en ambos periodos de zafra.

También se sabe que, a más alto contenido de cristales en la masa tercera, más baja va a ser la pureza en la miel final debido a que la pureza ha disminuido el contenido de cristales y/o el rendimiento no se ve considerable debido a que la gráfica coincide en varios puntos. Esto demuestra que en los primeros días de la zafra 2012 y 2013, hubo mejor rendimiento de cristales y alrededor de los días fueron datos semejantes.

En la figura 10 se observa que el agotamiento de miel en la zafra 2011 y 2012 fue menor que en el siguiente periodo debido a que se sabe que, para que haya un buen agotamiento de miel final, el brix de la masa cocida debe ser muy alto como fuera posible sin causar subidas indebidas de pureza en el recalentado. Las centrifugas y la pureza de la masa cocida no debe ser mucho mayor que esto debido a que las altas purezas no solamente ocasiona mayores cantidades de masa cocida C, sino también, el mayor contenido de cristal resultante incrementa la viscosidad de la masa cocida.

## CONCLUSIONES

1. Existe reducción de sacarosa en masa tercera y miel final en dos zafras distintas con dos tecnologías diferentes de cristalizadores continuos.
2. Existe una reducción de purzas en masa tercera y miel final en dos zafras distintas con dos tecnologías diferentes de cristalizadores continuos.
3. Las caídas de pureza no han tenido un cambio significativo debido a un factor que se comprobó en los días de muestra que la caña varió en las purzas, comparado con el año pasado, por lo tanto, hubo una mejor caída de pureza de masa tercera a miel final en el periodo anterior que en el actual.
4. La cantidad de cristales recuperados no fueron considerables debido a que pudo haber afectado el semillamiento, debido al equipo nuevo que se está utilizando.
5. El agotamiento de miel se basa en que el grano de sacarosa absorba mejor la miel para su agotamiento y, si los cristales recuperados no fueron considerables el agotamiento, aún puede mejorar.



## RECOMENDACIONES

1. Analizar las purezas reales por métodos HPLC comparando con las purezas aparentes (polarimetría), para ver si hay significancia en las purezas.
2. Tomar en cuenta la influencia del tamaño y el número de cristales debido a que influye en la velocidad de crecimiento en la magma, sabiendo que con bajo contenido de cristales, el área de superficie para la cristalización disminuye en forma proporcional y la velocidad específica de crecimiento de cristal por unidad de área aumenta de una manera noniforme.
3. Tomar muy bien los parámetros de velocidad relativa del cristal debido a que puede existir una sobresaturación y temperatura constante, porque aumenta asintóticamente hacia un valor límite que es aproximadamente, el doble al que tendría bajo condiciones estacionarias.
4. Revisar que al adicionar la cantidad de suspensión alcohólica requerida sea la correcta o adecuada, ya que de esto depende su tamaño promedio del cristal y la cantidad de masa a elaborar.



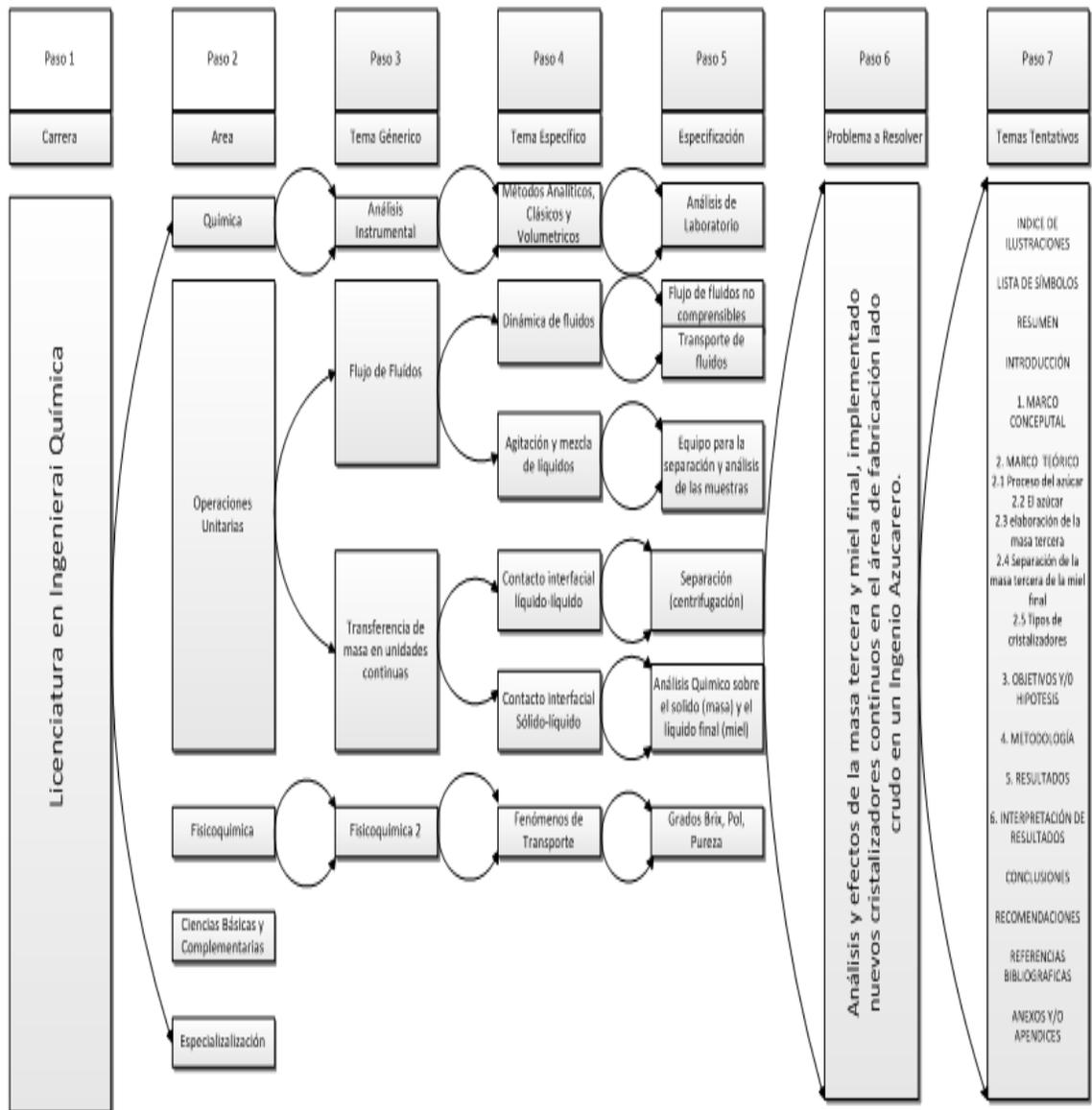
## BIBLIOGRAFÍA

1. CASTILLO SOLIS, J. W. *Método de análisis de laboratorio para azúcar*. Guatemala: EXPOGRANEL, 2003. 53 p.
2. CHEN JAMES, C. P. *Manual del azúcar de caña*. 4a ed. México: Limusa, 1991. 1200 p.
3. HONIG, Pieter. *Principios de tecnología azucarera*. Tomo 1. Mexico: Continental, 1969. 344 p.
4. REIN, Peter. *Cane Sugar Engineering*. Berlin: Bartens, 2007. 768 p. ISBN 978387041108.
5. SPENCER, Guilford Lawson; MEADE, George Peterkin. *Manual del azúcar de caña*. 9a ed. Barcelona: Montaner y Simón, 1967. 940 p.



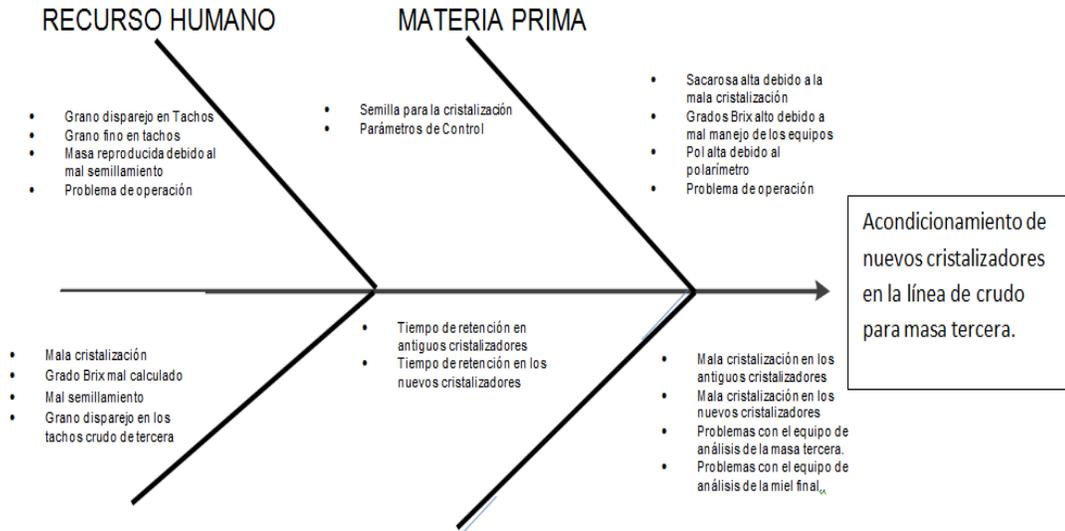
# APÉNDICES

Apéndice 1. **Tabla de requisitos académicos**



Fuente: elaboración propia.

## Apéndice 2. Diagrama de Ishikawa



Fuente: elaboración propia.

**Apéndice 3. Brix y pureza de la masa tercera en dos zafra distintas**

DIA DE ZAFRA	ZAFRA 2011-2012 MASA C BRIX	ZAFRA 2011-2012 MASA C PZA	ZAFRA 2012-2013 MASA C BRIX	ZAFRA 2011-2012 MASA C PZA
1	96.69	59.7994	97.89	57.6565533
2	97.02	58.8642	97.63	57.451603
3	96.65	59.1309	97.34	57.2426546
4	96.57	59.9151	96.94	57.3653806
5	96.59	59.6749	97.60	57.0286885
6	96.66	59.8386	97.60	57.0901639
7	96.57	59.3456	97.56	59.204592
8	96.76	59.9835	98.00	56.6122449
9	96.57	58.5171	97.65	56.2211982
10	96.48	59.2558	97.62	57.1706617
11	96.71	59.9214	97.66	58.2736023
12	96.45	59.2328	97.58	57.5630252
13	96.49	60.0477	97.61	57.3199467
14	96.39	58.9376	98.67	57.7683186
15	96.42	59.4171	98.07	56.7757724
16	96.27	59.0631	97.80	56.7689162
17	96.38	59.5455	97.99	57.6895602
18	96.24	59.4971	98.11	57.3539904
19	96.09	59.2049	97.46	57.4799918
20	96.32	59.1362	97.83	57.3341511
21	96.29	59.0923	97.67	57.1413945
22	96.83	58.5872	98.04	56.2015504
23	96.55	59.1818	98.12	56.5430086
24	96.50	58.8705	98.55	54.8756976
25	96.55	59.0057	98.05	56.3895971
26	96.53	58.6553	98.51	57.0500457
27	96.64	58.6610	97.90	56.8028601
28	96.89	59.1392	98.02	57.2434197
29	97.36	59.0386	97.76	56.3011457
30	97.54	58.6631	97.90	55.9754852
31	97.24	58.3710	97.92	56.2397876
32	96.96	58.9934	97.51	56.5788124
33	97.47	58.3462	97.76	56.9148936
34	97.61	57.6375	98.09	55.7855031
35	97.22	58.3933	97.47	55.3606238
36	97.41	57.3966	98.40	54.0955285
37	97.07	57.9273	97.92	55.0449346
38	97.33	57.4848	98.17	55.7604156
39	97.41	58.1357	97.71	56.4937059
40	97.02	58.2354	98.14	56.266558
MEDIA	96.76	58.9536	97.8555	56.760899
DESVIACIÓN ESTANDAR	0.408	0.67465	21.09445114	12.2688778

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 4. **Brix y pol de la miel final en dos zafras distintas**

DIA DE ZAFRA	ZAFRA 2011-2012 MIEL FINAL BRX	ZAFRA 2011-2012 MIEL FINAL POL	ZAFRA 2012-2013 MIEL FINAL BRX	ZAFRA 2012-2013 MIEL FINAL POL
1	85.22	33.63	85.03	30.99
2	85.8	34.34	84.46	30.86
3	85.92	33.4	85.6	32.22
4	85.18	32.07	85.11	31.68
5	85.63	34.45	85.19	30.79
6	85.68	34.07	85.49	31.14
7	86.43	35.01	85.57	31.62
8	86.7	34.03	84.95	30.62
9	86.41	32.5	84.37	30.18
10	86.24	33.15	84.65	30.81
11	86.76	34.24	84.87	30.4
12	85.79	34.44	84.66	30.61
13	86.19	34.81	85.18	30.54
14	85.91	33.55	85.18	30.75
15	85.59	32.58	85.02	31.53
16	85.87	33.52	85.1	31.43
17	85.49	33.9	84.87	30.6
18	85.66	32.81	85.36	30.5
19	84.56	31.69	85.1	30.67
20	85.1	31.3	85.57	30.13
21	86.35	32.26	85.38	30.19
22	86.2	32.41	85.81	30.39
23	85.62	33.02	84.49	29.55
24	86.43	31.8	84.2	28.88
25	85.85	29.34	84.76	29.15
26	85.75	30.32	84.06	28.09
27	86.57	30.72	84.64	28.63
28	86.66	30.67	84.49	28.77
29	85.82	30.96	84.7	28.67
30	86.86	30.51	83.54	28.42
31	85.34	30.46	83.72	28.88
32	85.48	30.89	84.54	28.16
33	85.75	31.3	84.86	28.8
34	85.08	30.16	84.01	29.22
35	85.3	29.26	85.17	29.16
36	84.23	29.05	85.09	28.53
37	85.17	28.96	84.25	27.25
38	84.08	28.72	83.6	27.95
39	84.98	29.13	84.6	29.4
40	84.01	29.94	83.76	30.68
MEDIA	85.6915	31.98425	84.775	29.921
DESVIACIÓN ESTANDAR	0.70698547	1.88101294	18.28097481	6.5570141

Fuente: elaboración propia.

**Apéndice 5. Brix y ureza de la magma C en dos zafras distintas**

DIA DE ZAFRA	ZAFRA 2011-2012 MAGMA C BRIX	ZAFRA 2011-2012 MAGMA C PZA	ZAFRA2012-2013 MAGMA C BRIX	ZAFRA2012-2013 MAGMA C PZA
1	89.85	77.73	84.79	70.74
2	89.66	76.64	85.99	69.19
3	90.08	76.42	87.87	72.18
4	90.03	78.11	87.68	71.39
5	90.65	78.49	87.23	71.69
6	90.23	79.17	85.82	70.6
7	90.71	77.94	87.01	70.23
8	90.08	77.58	85.91	71.69
9	90.27	78.08	85.91	72.36
10	90.17	78.02	86.62	71.54
11	91.09	85.57	86.59	72.21
12	88.59	88.36	86.62	72.25
13	89.65	84.81	86.54	73.56
14	87.61	85.34	87.45	74.15
15	90.54	87.17	84.14	71.31
16	88.69	86.46	85.58	71.56
17	88.42	87.27	85.6	71.81
18	88.8	85.78	86.52	72.2
19	89.33	88.03	85.28	71.68
20	89.11	86.14	86.1	72.67
21	90.43	87.0507575	85.74	83.4732913
22	89.53	86.7530437	85.02	84.2742884
23	90.16	86.7346939	83.13	84.5302538
24	90.17	86.3812798	85.89	82.6755152
25	90.36	85.5799026	85.62	81.6398038
26	90.48	86.0853227	85.96	83.0967892
27	90.52	85.1193106	85.86	83.8225017
28	90.38	86.1031202	84.87	82.4908684
29	90.1	86.2930078	84.06	83.9757316
30	90.41	85.4219666	85.4	83.1615925
31	90.39	86.3369842	85.5	82.0116959
32	90.61	86.2818673	84.69	80.7415279
33	90.33	86.183992	84.11	82.415884
34	90.55	85.6212038	82.88	83.144305
35	90.67	85.960075	84.73	80.7034108
36	90.22	85.6129461	86.28	79.8215114
37	90.75	85.3774105	85.26	81.0813981
38	90.35	85.8882125	86.33	80.6092899
39	90.15	85.8458125	84.89	82.5892331
40	90.35	86.7847261	86.76	82.5610881
MEDIA	84.1131409	37.3188524	85.70575	77.0957495
DESVIACIÓN ESTANDAR	3.76636104	2.06818181	1.12410395	5.54466708

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 6. **Caídas de pureza masa C a miel final en dos zafras distintas**

DIA DE ZAFRA	CAIDAS PZA.2011-2012	CAIDA PZA 2012- 2013 PZA
1	20.33679	17.5
2	18.84084	17.3
3	20.25751	17.15
4	22.2654	17.37
5	19.44369	17.03
6	20.07437	17.1
7	18.83878	19.19
8	20.73318	16.63
9	20.90575	16.32
10	20.81656	17.32
11	20.45622	18.43
12	19.08822	17.71
13	19.66016	17.45
14	19.88515	17.92
15	21.35194	16.98
16	20.0273	17
17	19.89179	17.92
18	21.1945	17.62
19	21.72856	17.81
20	22.35595	17.73
21	21.73274	21.78
22	20.98861	20.79
23	20.61602	21.57
24	22.07769	20.58
25	24.82981	22
26	23.29674	23.63
27	23.17528	22.98
28	23.74805	23.19
29	22.96311	22.45
30	23.53762	21.96
31	22.67852	21.74
32	22.85629	23.27
33	21.8447	22.98
34	22.18855	21
35	24.09087	21.12
36	22.90767	20.57
37	23.92469	22.7
38	23.3269	22.33
39	23.85706	21.74
40	22.5968	19.64
MEDIA	21.63476	19.69
DESVIACIÓN ESTANDAR	1.613431	2.402

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 7. **Contenido y rendimiento de cristales en dos  
zafra distintas**

DIA DE ZAFRA	CONTENIDO CRISTALES 2011-2012	RENDIMIENTO CRISTALES 2011-2012	CONTENIDO CRISTALES 2012-2013	RENDIMIENTO CRISTALES 2012-2013
1	33.594	34.74376	29.2428	29.873
2	31.414	32.37849	28.9075	29.609
3	33.14	34.28892	28.6246	29.407
4	35.71	36.97853	28.9503	29.864
5	32.532	33.68	28.3779	29.076
6	33.326	34.4779	28.4913	29.192
7	31.665	32.79013	31.9934	32.794
8	34.129	35.27165	27.7047	28.27
9	33.509	34.6991	27.1525	27.806
10	33.815	35.04837	28.7902	29.492
11	33.792	34.94209	30.6385	31.373
12	31.891	33.06431	29.4462	30.177
13	32.98	34.17964	29.0229	29.734
14	32.627	33.84862	29.7966	30.198
15	34.475	35.75489	28.2073	28.762
16	32.851	34.12371	28.221	28.856
17	32.963	34.20083	29.7568	30.367
18	34.352	35.69444	29.2415	29.805
19	34.753	36.16667	29.5181	30.287
20	35.362	36.71335	29.3611	30.012
21	34.694	36.0312	33.6969	34.501
22	33.635	34.73597	32.1843	32.828
23	33.558	34.75697	33.1693	33.805
24	34.929	36.19591	31.3184	31.779
25	37.721	39.06934	33.5296	34.196
26	36.04	37.33551	35.4945	36.031
27	35.923	37.17168	34.7223	35.467
28	36.757	37.93649	35.1668	35.877
29	35.922	36.89631	33.9409	34.719
30	36.282	37.19682	33.2763	33.99
31	35.266	36.26672	33.1947	33.9
32	35.79	36.91174	34.8913	35.782
33	34.402	35.29485	34.7806	35.577
34	34.374	35.21531	32.2055	32.833
35	36.669	37.71793	32.1204	32.954
36	34.968	35.89736	30.9404	31.443
37	36.251	37.34516	33.5533	34.266
38	35.429	36.40047	33.5413	34.167
39	36.3	37.2655	33.3219	34.103
40	35.109	36.18764	30.9888	31.576
MEDIA	34.472	35.62186	31.1871	31.869
DESVIACIÓN ESTANDAR	1.5124	1.514428	2.44958	2.4772

Fuente: elaboración propia.

## Apéndice 8. Diferencia de datos y medias

DIA DE ZAFRA	DIFERENCIA DE PZA MIEL FINAL	DIFERENCIA DE PZA MASA C A MIEL FINAL	DIFERENCIA CONTENIDO CRISTALES	DIFERENCIA RENDIMIENTO CRISTALES
1	-0.69414974	2.83695524	4.35097177	4.87066804
2	-0.12734323	1.53989196	2.50610731	2.76924724
3	-1.22174864	3.10997867	4.51563905	4.88209638
4	-2.34354302	4.89324988	6.75984793	7.11436817
5	0.22848127	2.41774479	4.15364545	4.60431709
6	-0.22933372	2.97777935	4.83506677	5.28602355
7	0.49418848	-0.35322808	-0.32797077	-0.00343228
8	-0.73506695	4.10628629	6.42412604	7.00152498
9	-2.29210677	4.58804644	6.35641985	6.89315937
10	-1.41544651	3.50058907	5.02443228	5.55622174
11	-0.37693017	2.02474241	3.1539814	3.56945655
12	0.29296694	1.37677094	2.44428608	2.88779752
13	0.51970318	2.20802343	3.95698427	4.44605698
14	-0.79133609	1.96066659	2.83010023	3.65039917
15	-1.72782012	4.36918109	6.2675742	6.9924848
16	-0.73622785	3.03036353	4.62991492	5.26790148
17	-0.11199685	1.96798556	3.20593109	3.83362028
18	-1.4276088	3.57070899	5.11083841	5.88963868
19	-2.19606121	3.92098148	5.23441124	5.87922695
20	-2.81984707	4.62190862	6.00124536	6.70102929
21	2.00001411	-0.04908333	0.99753415	1.53042355
22	2.18315514	0.20250917	1.45051703	1.90822342
23	3.59120246	-0.95243992	0.3886027	0.9521883
24	2.49349287	1.50127583	3.61066006	4.41671873
25	-0.2153341	2.83143348	4.19182682	4.87288825
26	1.9419934	-0.33669877	0.5454739	1.30414882
27	1.66011972	0.19803015	1.20044972	1.70460974
28	1.33981691	0.55599343	1.58982135	2.05927738
29	2.22662848	0.51084541	1.98137281	2.1777394
30	1.10585798	1.5817694	3.00543075	3.20667956
31	1.19658518	0.93466796	2.07109717	2.36694326
32	2.8274322	-0.41284529	0.89830448	1.12944218
33	2.56320649	-1.13194231	-0.37866206	-0.28263808
34	0.66741556	1.18461846	2.16815052	2.38269346
35	0.06505436	2.96765656	4.54895629	4.76377461
36	0.95969507	2.34134767	4.02722753	4.45387337
37	1.65836942	1.22396492	2.69768422	3.07916467
38	0.72493046	0.99949931	1.88731968	2.23396515
39	-0.47311925	2.1151284	2.97844812	3.16266975
40	-0.98984782	2.95870522	4.12042559	4.61150112
MEDIA	0.24538604	1.94732655	3.28535484	3.75315232
DESVIACIÓN ESTANDAR	1.57686567	1.61634695	1.90785641	1.98416203

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 9. **Diferencia de datos, media y t calculada**

<b>Muestras</b>	<b>Diferencia de las medias</b>	<b>Diferencia de la desviación estándar</b>	<b>t calculada</b>	<b>T crítica 95%</b>
Pureza en miel final	0.245386044	1.576865675	0.98420407	2.021
Caída pureza masa C a miel final	1.94732655	1.616346951	7.61963543	2.021
Contenido de Cristales Masa C	3.285354843	1.907856405	10.8909708	2.021
Rendimiento de Cristales Masa C	3.753152316	1.984162027	11.9632465	2.021

Fuente: elaboración propia.

