

UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR  
FACULTAD DE INGENIERIA Y ARQUITECTURA  
ESCUELA DE INGENIERIA QUÍMICA



**PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN  
DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN UN INGENIO  
AZUCARERO**

PRESENTADO POR:

**EDWIN ROMEO ZEPEDA GUARDADO**

PARA OPTAR AL TITULO DE:

**INGENIERO QUÍMICO**

CIUDAD UNIVERSITARIA, AGOSTO DE 2012

**UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR**

RECTOR:

**ING. MARIO ROBERTO NIETO LOVO**

SECRETARIA GENERAL:

**DRA. ANA LETICIA ZAVALETA DE AMAYA**

**FACULTAD DE INGENIERIA Y ARQUITECTURA**

DECANO:

**ING. FRANCISCO ANTONIO ALARCÓN SANDOVAL**

SECRETARIO:

**ING. JULIO ALBERTO PORTILLO**

**ESCUELA DE INGENIERIA QUÍMICA**

DIRECTORA:

**INGA. TANIA TORRES RIVERA**

UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR  
FACULTAD DE INGENIERIA Y ARQUITECTURA  
ESCUELA DE INGENIERIA QUÍMICA

Trabajo de Graduación previo a la opción al Grado de:

**INGENIERO QUÍMICO**

Título:

**PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN  
DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN UN INGENIO  
AZUCARERO**

Presentado por:

**EDWIN ROMEO ZEPEDA GUARDADO**

Trabajo de Graduación Aprobado por:

Docentes Directoras:

**M.Sc. e INGA. DELMY DEL CARMEN RICO PEÑA**

**M. Es. e INGA. TANIA TORRES RIVERA**

Docentes Directores Externos:

**ING. ÁLVARO MOISÉS ARGUELLO**

**ING. EDUARDO BATULE**

**ING. RAFAEL ZAUN**

San Salvador, Agosto de 2012

Trabajo de Graduación Aprobado por:

Docentes Directoras:

**M.Sc. e INGA. DELMY DEL CARMEN RICO PEÑA**

**M. Es. e INGA. TANIA TORRES RIVERA**

Docentes Directores Externos:

**ING. ÁLVARO ARGUELLO**

**ING. EDUARDO BATULE**

**ING. RAFAEL ZAUN**

# AGRADECIMIENTOS

---

A los **Ingenieros Eduardo Batule, Álvaro Arguello y Rafael Zaun** por la oportunidad y la confianza depositada en mi persona para desarrollar el presente proyecto en las instalaciones del ingenio.

A la **Inga. Laura Reyes**, del ingenio, por su amistad y colaboración al permitir concertar la entrevista con las autoridades del ingenio.

Al **Ing. Adán Anaya**, Jefe del laboratorio del ingenio, por permitirme disponer del equipo y del personal de laboratorio para realizar los diferentes análisis fisicoquímicos.

A la **Inga. Johana Flores**, en su momento responsable del laboratorio del ingenio, por su colaboración al facilitar la tarea de programar la realización de los análisis fisicoquímicos en el laboratorio del ingenio.

A los **Ingenieros Gilberto Durán y Rolando Morales**, por su colaboración al facilitar datos e información relacionada con el estudio realizado.

Al **Ing. Mauricio Ortiz y al personal del laboratorio**, por facilitar la realización de los análisis fisicoquímicos de las muestras recolectadas.

Al **Personal del departamento de producción del ingenio**, por su asesoría técnica, la cual facilitó el desarrollo del presente estudio.

Al **Ing. Giovanni Molina**, Jefe de automatización, por su atenta colaboración al facilitar el acceso a datos históricos del proceso de producción.

Al **Personal del Delta V del ingenio**, por su amable colaboración al proporcionar los datos históricos de flujo de materiales y otras mediciones del proceso de producción.

Al **Ing. Mario Ríos y al personal del Core Sampler**, por su atenta colaboración al facilitar información referente a los análisis fisicoquímicos que se realizan a la caña que ingresa al ingenio.

Al **Ing. Jaime Pineda**, encargado del departamento de almacenamiento y despacho de producto terminado, por su colaboración al proporcionar datos históricos del azúcar barrida en el área de bodegas del ingenio.

Al **Lic. Ricardo Valle**, de ESMI, por el servicio de muestreo realizado para el análisis microbiológico de las mismas.

A la **Dra. Elvia Berenice Huevo**, de ESMI, por la asesoría proporcionada para la realización de los análisis microbiológicos.

Al personal que labora en el ingenio, por su amable asistencia y colaboración para la realización de las mediciones requeridas en el proyecto.

A la **Inga. Delmy del Carmen Rico** y a la **Inga. Tania Torres Rivera**, por su asesoría y apoyo incondicional en cada una de las fases del trabajo de graduación.

# DEDICATORIA

---

**Dedico este logro académico a:**

**DIOS:**

El ser supremo, creador de la vida y gestor de todas las cosas hermosas que existen e inspiran. Te agradezco por todos los privilegios que me has otorgado, en especial por mi familia y por proporcionarme la fuerza y la motivación necesaria para alcanzar todas las metas que me he propuesto.

**MIS PADRES:**

**Edwin Romeo Zepeda Moncada y Rosa América Guardado de Zepeda**, porque con su sacrificio y sus oraciones han demostrado su amor infinito hacia mí, por su apoyo incondicional y por ser la luz que ilumina mi camino.

**MIS HERMANAS:**

**Rosa América Zepeda e Ingrid Beatriz Zepeda**, por demostrarme su cariño y comprensión, por sus palabras de aliento cuando creí desfallecer y por hacerme sentir que puedo contar siempre con su apoyo.

**MIS ABUELITOS:**

**Soledad Guardado, Antonio Palencia, Mercedes Moncada y Juan Zepeda**, por darme el regalo más valioso de mi vida, mis padres.

**MIS DOCENTES DIRECTORAS:**

**Inga. Delmy Rico e Inga Tania Torres**, por poner a mi disposición sus conocimientos y toda su experiencia en pro de mi crecimiento académico y profesional.

### **MIS DOCENTES DE LA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA:**

Por brindarme sus conocimientos y por siempre exigir de mí el máximo esfuerzo, con el objetivo de mejorar mi desempeño y formación académica.

### **MIS COMPAÑEROS Y AMIGOS DE CARRERA:**

Por brindarme desinteresadamente su amistad, por luchar junto a mí para culminar nuestros estudios y por sus palabras de apoyo para seguir adelante ante cualquier adversidad.

### **MIS AMIGOS:**

**Donna Fuentes**, por regalarnos a mí y a mi familia tu amistad sincera durante todos estos años. Te consideramos a ti y a Karim como parte de la familia.

**Leonardo Acosta**, por la colaboración y asesoría prestada con el fin de mejorar la presentación de mi trabajo de graduación; por tus muestras de amistad hacia mí y hacia mi familia y por llevarnos siempre en tus oraciones.

**Christian González**, por brindarme tu amistad y ayuda en momentos difíciles. Eres como un hermano.

A mis amigos **Gamaliel, Pedro, Walter, Karen, Claudia, Bertha, Sofí y Magali**, por su amistad incondicional y por siempre hacerme sentir que era capaz de lograr mis objetivos. Ustedes son parte de este triunfo.

**Edwin Romeo Zepeda Guardado**

# RESUMEN

En el presente trabajo se describe la metodología seguida para la cuantificación de las pérdidas de sacarosa en un ingenio azucarero salvadoreño dedicado a la fabricación y refinación de azúcar. La estimación de las pérdidas de sacarosa se llevó a cabo por medio de mediciones y datos correspondientes al período de zafra 2010/2011.

En los capítulos I y II del presente trabajo se presentan los fundamentos teóricos relacionados con la realidad de la agroindustria azucarera en El Salvador. En el capítulo I, se mencionan algunos aspectos generales de la agroindustria azucarera en El Salvador tales como, algunas generalidades de la caña de azúcar, así como una breve descripción del proceso industrial azucarero y de los subproductos obtenidos en el mismo. Por otro lado, en el capítulo II se describen los principales factores de generación de pérdidas de sacarosa en el proceso agroindustrial azucarero.

En el capítulo III, se describe la situación de las pérdidas de sacarosa en el ingenio para el período de zafra 2010/2011, realizando posteriormente una estimación de las pérdidas de sacarosa en las diferentes etapas del proceso azucarero, identificando a partir de dichas estimaciones los puntos críticos de generación de pérdidas de azúcar en el proceso de fabricación y refinación.

Los resultados de la estimación de las pérdidas de sacarosa en la fabricación de azúcar crudo y blanco sulfitado, revelaron que las operaciones críticas de generación de pérdidas de azúcar fueron la extracción de jugo en el área de molinos y la cristalización al vacío en el área de tachos, ya que fueron las etapas que reportaron las mayores pérdidas de sacarosa en el proceso industrial. Las pérdidas de sacarosa en dichas etapas del proceso para el período de zafra 2010/2011, se estimaron en 12.38 y 5.02 libras por tonelada de caña molida respectivamente, siendo los factores asociados con dichas pérdidas de sacarosa, la retención de jugo residual en bagazo y la inversión de sacarosa por acción química y microbiológica.

Por otro lado, los resultados de la estimación de las pérdidas de sacarosa en la refinación de azúcar, indicaron que las operaciones de disolución y cristalización de azúcar fueron

las que contribuyeron en mayor medida a la pérdida total de sacarosa en el proceso de refinación. Las pérdidas de sacarosa en dichas etapas del proceso para el período de zafra 2010/2011, se estimaron en 0.36 y 1.22 libras por tonelada de caña molida respectivamente, siendo los factores asociados con dichas pérdidas de sacarosa, la inversión de sacarosa por efecto térmico del calentamiento y la inversión química durante la cristalización.

Por otro lado, la pérdida total de sacarosa en la fábrica reportada por el ingenio para el período de zafra 2010/2011 fue de 2.245 % Caña de acuerdo al informe final de fabricación, mientras que de acuerdo al estudio realizado ésta se estimó en 2.454 % Caña, debiéndose ésta diferencia en parte a la inclusión de las pérdidas indeterminadas en el área de patios y por inversión en molinos en el dato de pérdida estimado en el presente estudio, las cuales no se reportan en el informe de fabricación del ingenio.

Finalmente, en el capítulo IV se presentan algunas propuestas para la reducción de las pérdidas de sacarosa en los puntos identificados como críticos a fin de mejorar el recobrado de azúcar en el proceso azucarero.

# INDICE GENERAL

Índice de figuras.....	i
Índice de cuadros.....	ii
Introducción.....	1
Objetivos.....	2

## CAPÍTULO I

1.0 Generalidades de la agroindustria azucarera.....	3
1.1 Definición y estructura química del azúcar.....	3
1.2 Materias primas empleadas actualmente en la producción industrial del azúcar.....	5
1.2.1 La caña de azúcar.....	6
1.2.1.1 Ciclo de vida de la caña de azúcar.....	6
1.2.1.2 Variedades de la caña de azúcar.....	8
1.2.1.3 Composición química de la caña de azúcar.....	9
1.2.1.4 Siembra y cultivo de la caña de azúcar.....	13
1.2.1.5 Corte o rozado de la caña de azúcar.....	14
1.2.1.6 Deterioro de la caña de azúcar.....	15
1.3 Clasificación del azúcar de acuerdo a su procesamiento y contenido de sacarosa.....	16
1.4 Descripción del proceso de fabricación y refinación de azúcar en el ingenio.....	17
1.4.1 Recepción y preparación de la caña.....	17
1.4.2 Extracción y depuración del jugo.....	20
1.4.3 Clarificación y purificación del jugo.....	22
1.4.4 Evaporación.....	26
1.4.5 Clarificación de meladura.....	28
1.4.6 Cocimiento y cristalización.....	30
1.4.7 Centrifugación.....	33

1.4.8	Secado del azúcar.....	35
1.4.9	Pesaje de azúcar.....	36
1.4.10	Envasado y almacenaje del azúcar.....	36
1.4.11	Refinación del azúcar.....	37
1.5	Subproductos del proceso de producción de azúcar de caña.....	40
1.5.1	Bagazo.....	41
1.5.2	Cachaza.....	43
1.5.3	Melaza o miel final.....	44

## CAPÍTULO II

2.0	Pérdidas de sacarosa en el proceso agroindustrial del azúcar de caña.....	47
2.1	Factores que generan pérdidas de sacarosa en el proceso azucarero.....	48
2.1.1	Pérdidas de sacarosa por factores enzimáticos.....	48
2.1.2	Pérdidas de sacarosa por factores químicos.....	49
2.1.2.1	Descomposición química de la sacarosa bajo condiciones ácidas.....	50
2.1.2.2	Descomposición química de la sacarosa bajo condiciones básicas.....	51
2.1.3	Pérdidas de sacarosa por efecto térmico.....	53
2.1.4	Pérdidas de sacarosa por factores microbiológicos.....	55
2.1.4.1	Contaminación microbiológica en la caña de azúcar y su jugo.....	56
2.1.4.2	Microorganismos en el proceso de fábrica.....	58
2.1.4.3	Determinación de pérdidas de sacarosa por contaminación microbiológica y sus implicaciones.....	59
2.1.4.4	Polisacáridos bacterianos.....	60
2.1.5	Pérdidas físicas de sacarosa.....	65
2.1.5.1	Pérdidas de sacarosa cuantificables.....	66
2.1.5.2	Pérdidas de sacarosa no cuantificables.....	68

## CAPÍTULO III

3.0 Identificación de factores y puntos críticos de generación de pérdidas de

sacarosa en el proceso de fabricación y refinación del azúcar.....	69
3.1 Descripción de la situación actual de proceso.....	69
3.1.1 Identificación de las operaciones asociadas con pérdidas de sacarosa en el área de patios.....	70
3.1.2 Identificación de las operaciones asociadas con pérdidas de sacarosa en el área de molinos.....	74
3.1.3 Identificación de las operaciones asociadas con pérdidas de sacarosa en la etapa de purificación y clarificación del jugo.....	77
3.1.4 Identificación de las operaciones asociadas con pérdidas de sacarosa en la etapa de evaporación.....	81
3.1.5 Identificación de las operaciones asociadas con pérdidas de sacarosa en la etapa de clarificación de meladura .....	83
3.1.6 Identificación de las operaciones asociadas con pérdidas de sacarosa en la etapa de cocimiento y cristalización.....	83
3.1.7 Identificación de las operaciones asociadas con pérdidas de sacarosa en la etapa de centrifugación.....	85
3.1.8 Identificación de las operaciones asociadas con pérdidas de sacarosa en la etapa de secado.....	86
3.1.9 Identificación de las operaciones asociadas con pérdidas de sacarosa en el proceso de refinación del azúcar.....	87
3.1.9.1 Fundición del azúcar.....	88
3.1.9.2 Clarificación del licor.....	89
3.1.9.3 Decoloración y pre-tratamiento del licor.....	89
3.1.9.4 Filtración del licor.....	90
3.1.9.5 Cristalización del licor.....	91
3.1.9.6 Centrifugado y secado del azúcar.....	92
3.1.10 Identificación de las operaciones asociadas con pérdidas de sacarosa en el proceso de envase y almacenaje de azúcar.....	94
3.2 Estimación de las pérdidas de sacarosa en el proceso de fabricación y refinación del azúcar.....	95
3.2.1 Estimación de las pérdidas de sacarosa en el área de patios.....	96
3.2.1.1 Estimación de las pérdidas de sacarosa en el área de espera de los transportes de caña.....	96
3.2.1.2 Estimación de las pérdidas de sacarosa en el área de descarga	

de caña en las mesas alimentadoras.....	100
3.2.1.3 Estimación de las pérdidas de sacarosa en transportadores de caña.....	103
3.2.1.4 Estimación de las pérdidas de sacarosa por acumulación de caña en patios.....	106
3.2.2 Estimación de las pérdidas de sacarosa en el área de molinos.....	111
3.2.2.1 Estimación de la pérdida de sacarosa en el bagazo de caña....	111
3.2.2.2 Estimación de las pérdidas de sacarosa por contaminación microbiológica.....	114
3.2.2.3 Estimación de las pérdidas por la sacarosa contenida en la arena proveniente de los desarenadores.....	146
3.2.2.4 Estimación de las pérdidas por la sacarosa por derrames de jugo en el área de molinos.....	148
3.2.3 Estimación de las pérdidas de sacarosa en el proceso de purificación y clarificación del jugo.....	148
3.2.3.1 Estimación de la pérdida de sacarosa por contaminación microbiológica.....	149
3.2.3.2 Estimación de las pérdidas por inversión de sacarosa durante el calentamiento primario y secundario.....	166
3.2.3.3 Estimación de la pérdida de sacarosa en la operación de sulfitación del jugo.....	168
3.2.3.4 Estimación de las pérdidas de sacarosa en la operación de alcalizado de jugo.....	170
3.2.3.5 Estimación de las pérdidas de sacarosa en la operación de clarificación del jugo.....	170
3.2.3.6 Estimación de la pérdida de sacarosa en cachaza.....	174
3.2.3.7 Estimación de las pérdidas por arrastre de sacarosa en los condensos de los filtros al vacío.....	175
3.2.4 Estimación de las pérdidas de sacarosa en la estación de evaporación.....	176
3.2.4.1 Estimación de la pérdida de sacarosa por inversión en la estación de evaporación.....	177
3.2.4.2 Estimación de la pérdida de sacarosa por arrastre en los condensos de la estación de evaporación.....	178

3.2.5 Estimación de las pérdidas de sacarosa en la clarificación de la meladura.....	182
3.2.6 Estimación de las pérdidas de sacarosa en las operaciones de cocimiento y cristalización.....	184
3.2.6.1 Estimación de la pérdida de sacarosa por arrastre en los condensos de tachos de fábrica.....	184
3.2.6.2 Análisis del agotamiento de la masa cocida C.....	185
3.2.6.3 Estimación de la pérdida por inversión de sacarosa en la operación de tachos y cristalizadores.....	196
3.2.7 Estimación de la pérdida de sacarosa en el área de centrifugas.....	232
3.2.7.1 Estimación de la pérdida de sacarosa en miel final.....	233
3.2.8 Estimación de la pérdida de sacarosa en el área de secado.....	236
3.2.9 Estimación de las pérdidas de sacarosa en la refinería.....	236
3.2.9.1 Estimación de la pérdida de sacarosa en la afinación del azúcar.....	239
3.2.9.2 Estimación de la pérdida de sacarosa en la disolución o fundido del azúcar.....	239
3.2.9.3 Estimación de la pérdida de sacarosa en la decoloración del licor.....	241
3.2.9.4 Estimación de la pérdida de sacarosa en la filtración del licor....	242
3.2.9.5 Estimación de la pérdida de sacarosa en tachos de refinería....	245
3.2.9.6 Estimación de la pérdida total de sacarosa en el proceso de refinación.....	262
3.2.10 Estimación de las pérdidas de sacarosa en el área de envasado y almacenaje de azúcar.....	264
3.3 Identificación de factores y puntos críticos de generación de pérdidas de sacarosa en el proceso de fabricación.....	265
3.4 Identificación de factores y puntos críticos de generación de pérdidas de sacarosa en el proceso de refinación.....	279
3.5 Evaluación económica de las pérdidas de sacarosa en el proceso de fabricación y refinación del azúcar.....	284
3.6 Evaluación del rendimiento teórico y real del proceso de fabricación.....	286
3.7 Comparación de pérdidas determinadas e indeterminadas de la zafra 10/11 respecto a zafras anteriores.....	289

3.7.1 Análisis comparativo de la pérdida en bagazo.....	289
3.7.2 Análisis comparativo de la pérdida en cachaza.....	290
3.7.3 Análisis comparativo de la pérdida en miel final.....	292
3.7.4 Análisis comparativo de la pérdida indeterminada.....	294
3.7.5 Análisis comparativo de la pérdida total en fábrica.....	296

## CAPÍTULO IV

4.0 Propuesta de alternativas para la reducción de las pérdidas de sacarosa identificadas en el proceso azucarero.....	298
4.1 Alternativas para la reducción de pérdidas de sacarosa en el área de patios.....	298
4.1.1 Alternativas para la reducción de pérdidas de sacarosa por caída de caña desde los transportes.....	299
4.1.2 Alternativas para la reducción de pérdidas de sacarosa por caída de caña durante la descarga en las mesas alimentadoras.....	300
4.1.3 Alternativas para la reducción de pérdidas de sacarosa por descarte de bagacillo extraído de transportadores.....	302
4.1.4 Alternativas para la reducción de pérdidas de sacarosa por acumulación de caña en patios.....	303
4.2 Alternativas para la reducción de pérdidas de sacarosa en el área de molinos.....	304
4.2.1 Propuesta para la reducción de pérdidas de sacarosa en bagazo.....	305
4.2.1.1 Selección del surfactante.....	311
4.2.2 Alternativas para la reducción de pérdidas de sacarosa por contaminación microbiológica en el área de molinos.....	314
4.2.3 Alternativas para la reducción de pérdidas de sacarosa por derrames de jugo en el área de molinos.....	316
4.3 Alternativas para la reducción de pérdidas de sacarosa en la etapa de purificación de jugo.....	318
4.3.1 Recomendaciones para la reducción de pérdidas de sacarosa de sacarosa en la operación de calentamiento del jugo.....	319
4.3.2 Buenas prácticas operativas para la reducción de pérdidas de	

sacarosa en la estación de clarificación del jugo.....	319
4.3.2.1 Control de pH del jugo alcalizado.....	320
4.3.2.2 Control de la temperatura del jugo.....	321
4.3.2.3 Preparación y dosificación del floculante.....	323
4.3.2.4 Tiempo de residencia en el clarificador.....	324
4.3.3 Alternativas para la reducción de pérdidas de sacarosa en la operación de filtración de cachaza.....	326
4.3.3.1 Propuesta de aplicación de surfactantes al jugo alcalizado para mejorar la operación de clarificación.....	327
4.3.3.2 Propuesta de aplicación de surfactantes a la cachaza para reducir las pérdidas de sacarosa en la operación de filtrado.....	328
4.4 Recomendaciones para la reducción de pérdidas de sacarosa en la etapa de evaporación.....	331
4.4.1 Recomendaciones para la reducción de pérdidas por inversión de sacarosa en la estación de evaporación.....	331
4.4.2 Propuesta para la reducción de pérdidas por arrastre en aguas de condenso de evaporadores.....	333
4.5 Recomendaciones para la reducción de pérdidas de sacarosa en el área de tachos.....	344
4.6 Recomendaciones para la reducción de pérdidas de sacarosa en cristalizadores.....	354
4.7 Recomendaciones para la reducción de pérdidas de sacarosa en el área de centrifugas.....	373
4.8 Recomendaciones para la reducción de pérdidas de sacarosa en la refinería.....	374
Conclusiones.....	377
Recomendaciones.....	380
Referencias bibliográficas.....	382
Glosario.....	388
Anexos.....	392
Anexo A Estimación de las pérdidas de sacarosa en las operaciones de fábrica.....	393
Anexo B Análisis de muestras por cromatografía líquida de alta presión (HPLC).....	444

Anexo C Resultados de los análisis fisicoquímicos en el área de molinos (16-feb-11).....	452
Anexo D Equipos de laboratorio empleados en los análisis fisicoquímicos.....	453
Anexo E Resultados de los análisis microbiológicos.....	454
Anexo F Propuesta de pavimentación en el sector de patios del ingenio.....	461
Anexo F.1 Área propuesta para la pavimentación del sector de patios del ingenio.....	462
Anexo F.2 Cotización de materiales para la construcción de carpeta asfáltica en el sector de patios del ingenio.....	463
Anexo G Efecto de la viscosidad y de la tensión superficial en la retención estática de un líquido sobre un medio poroso.....	464
Anexo H Fichas técnicas de tensoactivos empleados en la industria azucarera.....	466
Anexo H.1 Ficha técnica de tensoactivo no iónico de uso en la industria azucarera.....	467
Anexo H.2 Ficha técnica de tensoactivo no iónico reductor de viscosidad y de uso general en la industria azucarera.....	468
Anexo I Diseño del tanque colector de arrastres de tachos y evaporadores.....	469
Anexo I.1 Diseño del tanque colector de arrastres.....	470
Anexo I.2 Dibujo isométrico del tanque colector de arrastres.....	471
Anexo J Diagramas de flujo del proceso azucarero.....	472
Anexo J.1 Diagrama del proceso de recepción y preparación de caña.....	473
Anexo J.2 Diagrama del proceso de extracción de jugo en el área de molinos.....	474
Anexo J.2.A Nomenclatura de equipos de proceso en el área de molinos...	475
Anexo J.3 Diagrama del proceso de purificación del jugo.....	476
Anexo J.3.A Nomenclatura de equipos de proceso en el área de purificación.....	477
Anexo J.4 Diagrama del proceso de evaporación.....	478
Anexo J.4.A Nomenclatura de equipos de proceso en el área de evaporadores.....	479
Anexo J.5 Diagrama del proceso de clarificación de meladura.....	480
Anexo J.6 Diagrama del proceso de cocimiento y cristalización.....	481
Anexo J.6.A Nomenclatura de equipos de proceso en el área de tachos	

y cristalizadores.....	482
Anexo J.7 Diagrama del proceso de centrifugación y secado.....	483
Anexo J.7.A Nomenclatura de equipos de proceso en el área de centrifugación y secado.....	484
Anexo J.8 Diagrama del área de almacenaje y despacho de miel final.....	485
Anexo J.9 Diagrama del proceso de refinación de azúcar.....	486
Anexo J.9.A Nomenclatura de equipos de proceso de la refinería.....	487
Anexo J.10 Diagrama del proceso de envase y almacenaje de azúcar.....	488

# INDICE DE FIGURAS

---

CONTENIDO	PÁGINA
Figura 1.1 Estructura molecular de la sacarosa.....	4
Figura 1.2 Etapas del ciclo vegetativo de la caña de azúcar.....	7
Figura 1.3 Disponibilidad mundial de bagazo.....	42
Figura 2.1 Posibles vías de la termólisis de la sacarosa y formación de melanoidinas en la reacción de Maillard durante el procesamiento de la caña de azúcar.....	55
Figura 2.2 Síntesis general de dextranas a partir de sacarosa.....	62
Figura 2.3 Mecanismo de reacción para la síntesis de dextrana a partir de glucosa.....	63
Figura 2.4 Estructura molecular del levan.....	65
Figura 3.1 Recuento de poblaciones de microorganismos mesófilos en el área de molinos.....	125
Figura 3.2 Tendencia general de las poblaciones microbiológicas en el área de molinos.....	126
Figura 3.3 Poblaciones microbiológicas en las muestras recolectadas en el área de molinos.....	127
Figura 3.4 Poblaciones microbiológicas en las muestras recolectadas.....	128
Figura 3.5 Recuento de las poblaciones de mohos en el área de molinos.....	129
Figura 3.6 Recuento de las poblaciones de levaduras en el área de molinos.....	130
Figura 3.7 Recuento de las poblaciones de lactobacilos en el área de molinos.....	131
Figura 3.8 Relación entre el pH de las muestras y las poblaciones de lactobacilos en el área de molinos.....	132
Figura 3.9 Poblaciones de lactobacilos en las muestras del área de molinos.....	133
Figura 3.10 Glucobrix de las muestras en el área de molinos.....	133
Figura 3.11 Recuento de las poblaciones de bacterias productoras de goma en el área de molinos.....	134
Figura 3.12 Relación entre las poblaciones de bacterias productoras de goma y la concentración de dextranas en las muestras del área de molinos.....	136

Figura 3.13	Recuento de bacterias productoras de goma y de levaduras en el área de molinos.....	137
Figura 3.14	Relación entre las poblaciones de bacterias productoras de goma y el contenido de azúcares reductores en las muestras del área de molinos.....	139
Figura 3.15	Concentración de dextranas en el área de molinos.....	140
Figura 3.16	Concentración de azúcares reductores en el área de molinos.....	141
Figura 3.17	Concentración de dextranas en el área de molinos.....	141
Figura 3.18	pH de las muestras en el área de molinos.....	142
Figura 3.19	Recuento de las poblaciones de bacterias termófilas en la etapa de purificación de jugo.....	160
Figura 3.20	Recuento de las poblaciones de bacterias productoras de goma en la etapa de purificación.....	161
Figura 3.21	Recuento de las poblaciones microbiológicas en el jugo recuperado en los filtros de cachaza.....	163
Figura 3.22	Relación entre la población de bacterias productoras de goma y la pureza de diferentes muestras de jugo en la etapa de purificación.....	164
Figura 3.23	Relación entre la población de bacterias productoras de goma y la concentración de dextranas en el jugo antes y después de la operación de clarificación.....	165
Figura 3.24	Balance de sacarosa en la estación de clarificación de jugo.....	172
Figura 3.25	Diagrama de flujo de materiales en la estación de evaporación.....	179
Figura 3.26	Puntos de evaluación del agotamiento de la masa cocida C.....	186
Figura 3.27	Descenso de pureza del licor madre de la templa C en cristalizadores para las zafas 09/10 y 10/11.....	187
Figura 3.28	Contenido de azúcares reductores de la miel Nutsch en los puntos de evaluación del agotamiento de la masa cocida C.....	191
Figura 3.29	Contenido de sacarosa e índice monosacáridos-cenizas de la miel Nutsch en los puntos evaluados durante el agotamiento de la masa cocida C.....	192
Figura 3.30	Contenido de ceniza de la miel Nutsch en los puntos de evaluación de la masa cocida C.....	193
Figura 3.31	Agotamiento de sacarosa e índice fructosa/glucosa de la miel Nutsch en los puntos evaluados.....	194

Figura 3.32 Diagrama de flujo de materiales en el área de tachos y cristalizadores.....	198
Figura 3.33 Representación general del diagrama de Cobenze.....	208
Figura 3.34 Diagrama de Cobenze general para la elaboración de MCC.....	208
Figura 3.35 Diagrama de Cobenze para la elaboración de MCC (zafra 10/11).....	209
Figura 3.36 Diagrama de flujo de materiales en la refinería de azúcar.....	238
Figura 3.37 Diagrama de flujo de materiales en el área de tachos de la refinería.....	247
Figura 3.38 Diagrama de Cobenze general para la elaboración de la MCB de refinería.....	250
Figura 3.39 Diagrama de Cobenze para la elaboración de la MCB de refinería (zafra 10/11).....	250
Figura 3.40 Diagrama de Cobenze general para la elaboración de MCC de la refinería.....	254
Figura 3.41 Diagrama de Cobenze para la elaboración de la MCC de refinería (zafra 10/11).....	255
Figura 3.42 Diagrama de Cobenze general para la elaboración de MCD de refinería.....	258
Figura 3.43 Diagrama de Cobenze para la elaboración de la MCD de refinería (zafra 10/11).....	259
Figura 3.44 Diagrama causa-efecto para la descarga de caña en patios.....	273
Figura 3.45 Diagrama causa-efecto para la extracción de sacarosa.....	273
Figura 3.46 Diagrama causa-efecto para la pérdida de sacarosa en cachaza.....	274
Figura 3.47 Diagrama causa-efecto para la operación de calentamiento del jugo.....	274
Figura 3.48 Diagrama causa-efecto para el arrastre de sacarosa en condensos de evaporadores.....	275
Figura 3.49 Diagrama causa-efecto para el agotamiento de la MCC en tachos de tercera.....	275
Figura 3.50 Diagrama causa-efecto para el agotamiento de la MCC en cristalizadores.....	276
Figura 3.51 Diagrama causa-efecto para la pureza de la miel final.....	276
Figura 3.52 Diagrama causa-efecto para la inversión de sacarosa en tachos.....	283
Figura 3.53 Diagrama causa-efecto para el retorno de sirope a fábrica.....	283
Figura 3.54 Diagrama causa-efecto para la descomposición térmica de la sacarosa en la operación de fundición.....	284

Figura 3.55	Comparativo de pérdidas de sacarosa en bagazo (zafras 07/08-10/11).....	290
Figura 3.56	Comparativo de pérdidas de sacarosa en cachaza (zafras 07/08-10/11).....	291
Figura 3.57	Comparativo de pérdidas de sacarosa en miel final (zafras 07/08-10/11).....	293
Figura 3.58	Galonaje y pureza promedio de miel final (zafras 07/08-10/11).....	293
Figura 3.59	Comparativo de pérdidas indeterminadas (zafras 07/08-10/11).....	295
Figura 3.60	Comparativo de pérdida total de sacarosa en fábrica (zafras 07/08-10/11).....	296
Figura 3.61	Comparativo de pérdida total de azúcar en fábrica (zafras 07/08-10/11).....	297
Figura 4.1	Diseño del separador de arrastre en línea tipo Munters.....	334
Figura 4.2	Diseño del separador de arrastre tipo zig-zag.....	336
Figura 4.3	Separador de malla de alambre.....	343
Figura 4.4	Tendencia promedio de la temperatura de la masa cocida C en cristalizadores de tercera.....	356

# INDICE DE CUADROS

---

CONTENIDO	PÁGINA
Cuadro 1.1 Composición química promedio de los tallos y los jugos de la caña de azúcar.....	10
Cuadro 1.2 Parámetros fisicoquímicos promedio del jugo de caña que ingresó al ingenio en la zafra 10/11.....	18
Cuadro 1.3 Valores promedio de los principales parámetros de operación en el área de molinos.....	22
Cuadro 1.4 Valores promedio de los principales parámetros de operación en la etapa de purificación del jugo .....	26
Cuadro 1.5 Valores promedio de los parámetros de operación en la estación de evaporación.....	27
Cuadro 1.6 Valores promedio de los principales parámetros de operación en la etapa de clarificación de meladura.....	29
Cuadro 1.7 Valores promedio de las variables fisicoquímicas de las corrientes de proceso en las etapas de cocimiento y cristalización.....	31
Cuadro 1.8 Valores promedio de los parámetros de operación en el control de la masa cocida C.....	33
Cuadro 1.9 Valores promedio de los parámetros fisicoquímicos de la miel final y el azúcar obtenidos en la etapa de centrifugación.....	34
Cuadro 1.10 Valores promedio de los parámetros de operación en el secado del azúcar.....	35
Cuadro 1.11 Valores promedio de las variables fisicoquímicas de los materiales en el proceso de refinación.....	40
Cuadro 1.12 Composición química de la cachaza.....	43
Cuadro 1.13 Composición química de la melaza de caña de azúcar.....	45
Cuadro 1.14 Aprovechamiento de la melaza de caña de azúcar.....	46

Cuadro 3.1	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en el área de patios.....	73
Cuadro 3.2	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en el área de molinos.....	77
Cuadro 3.3	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa de sacarosa en la etapa de purificación del jugo.....	80
Cuadro 3.4	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa de sacarosa en la etapa de evaporación.....	82
Cuadro 3.5	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la etapa de clarificación de meladura.....	83
Cuadro 3.6	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la etapa de cocimiento.....	85
Cuadro 3.7	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la etapa de cristalización.....	85
Cuadro 3.8	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en el área de centrifugación.....	86
Cuadro 3.9	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en el área de secado.....	87
Cuadro 3.10	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la operación de fundición de azúcar.....	88
Cuadro 3.11	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la operación de clarificación del licor.....	89
Cuadro 3.12	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la operación de decoloración y pre-tratamiento del licor.....	90
Cuadro 3.13	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la operación de filtración del licor.....	91
Cuadro 3.14	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la operación de cocimiento en la refinería.....	92
Cuadro 3.15	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la operación de secado de azúcar en la refinería.....	94
Cuadro 3.16	Puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la operación de envasado y almacenamiento del azúcar.....	95

Cuadro 3.17	Promedio de cañas caídas por hora desde transportes.....	97
Cuadro 3.18	Peso promedio de cañas de tipo rollo, mecanizada y picada.....	97
Cuadro 3.19	Pérdida estimada de caña y sacarosa durante la descarga en las mesas de alimentación.....	102
Cuadro 3.20	Constantes de hidrólisis (k) y pérdidas de sacarosa por hora de apilamiento de caña en el campo. Temperatura 25 – 30 °C.....	107
Cuadro 3.21	Porcentaje de envío de cada una de las diferentes variedades de caña procesadas en el ingenio durante la zafra 10/11.....	108
Cuadro 3.22	Determinación de Pol, Brix y pureza del jugo residual.....	112
Cuadro 3.23	Valores promedio de temperatura y pH de las muestras.....	121
Cuadro 3.24	Población de bacterias mesófilas aeróbicas en el área de molinos.....	125
Cuadro 3.25	Población de mohos en el área de molinos.....	129
Cuadro 3.26	Población de levaduras en el área de molinos.....	130
Cuadro 3.27	Población de bacterias ácido-lácticas en el área de molinos.....	131
Cuadro 3.28	Población de bacterias productoras de goma en el área de molinos.....	134
Cuadro 3.29	Población de bacterias productoras de goma y de levaduras en el área de molinos.....	137
Cuadro 3.30	Resultados de los análisis de pol y sacarosa por cromatografía líquida de alta resolución (HPLC) a la arena de los desarenadores.....	146
Cuadro 3.31	Valores promedio de temperatura y pH de las muestras recolectadas en la etapa de purificación.....	156
Cuadro 3.32	Recuento de bacterias termófilas en la etapa de purificación del jugo.....	159
Cuadro 3.33	Recuento de bacterias productoras de goma en la etapa de purificación del jugo..	161
Cuadro 3.34	Recuento microbiológico en el jugo de los filtros de cachaza.....	162
Cuadro 3.35	Comparación del descenso de pureza del licor madre “C” entre los equipos del área de cristalización durante las zafras 09/10 y 10/11.....	188
Cuadro 3.36	Comparación de resultados de la operación de cristalización de la masa de tercera durante las zafras 09/10 y 10/11.....	189

Cuadro 3.37	Caída promedio de pureza de las masas cocidas A,B y C en la operación de cristalización.....	195
Cuadro 3.38	Pureza promedio de materiales de la templa C (zafra 10/11).....	199
Cuadro 3.39	Pol promedio de azúcar y miel C (zafra 10/11).....	203
Cuadro 3.40	Balance de materiales en templa C de fábrica.....	204
Cuadro 3.41	Balance de materiales para la templa C de fábrica (zafra 10/11).....	207
Cuadro 3.42	Resumen del balance de materiales para la templa C (zafra 10/11).....	210
Cuadro 3.43	Pureza promedio de materiales de la templa B (zafra 10/11).....	211
Cuadro 3.44	Pol promedio de azúcar y miel B (zafra 10/11).....	215
Cuadro 3.45	Balance de materiales para la templa B de fábrica.....	216
Cuadro 3.46	Balance de materiales para la templa B de fábrica (zafra 10/11).....	218
Cuadro 3.47	Resumen del balance de materiales para la templa B de fábrica (zafra 10/11).....	220
Cuadro 3.48	Balance de materiales para la templa A de fábrica (zafra 10/11).....	224
Cuadro 3.49	Incremento de azúcares reductores en la elaboración de templeas de primera (zafra 10/11).....	225
Cuadro 3.50	Incremento de azúcares reductores en la elaboración de templeas de segunda (zafra 10/11).....	227
Cuadro 3.51	Incremento de azúcares reductores en la elaboración de templeas de tercera (zafra 10/11).....	229
Cuadro 3.52	Incremento de Glucobrix de MCC en cristalizadores de tercera (zafra 10/11).....	231
Cuadro 3.53	Incremento del color de la miel Nutsch en la operación de cristalización (zafra 10/11).....	232
Cuadro 3.54	Producción total de las masas cocidas de refinería (zafra 10/11).....	246
Cuadro 3.55	Incremento de azúcares reductores en la elaboración de la masa primera de refinería (zafra 10/11).....	248
Cuadro 3.56	Azúcares reductores de licor filtrado y siropes de la refinería (zafra 10/11).....	252
Cuadro 3.57	Incremento de azúcares reductores en la elaboración de templeas de segunda de refinería (zafra 10/11).....	253

Cuadro 3.58	Incremento de azúcares reductores en la elaboración de templeas de tercera de refinería (zafra 10/11).....	257
Cuadro 3.59	Incremento de azúcares reductores en la elaboración de templeas de cuarta de refinería (zafra 10/11).....	261
Cuadro 3.60	Balance global de azúcar en el proceso de refinación para la zafra 10/11.....	263
Cuadro 3.61	Resumen de las principales pérdidas de sacarosa en el proceso de fabricación y almacenamiento de azúcar durante la zafra 10/11.....	265
Cuadro 3.62	Comparación entre las pérdidas determinadas e indeterminadas estimadas en la fábrica durante la zafra 10/11 y los valores aceptables de operación según Payne y Zarpelon.....	269
Cuadro 3.63	Comparación entre las pérdidas de sacarosa estimadas para la zafra 10/11 y los rangos normales de pérdidas en ingenios azucareros.....	271
Cuadro 3.64	Puntos y factores críticos de generación de pérdidas de sacarosa identificadas en el proceso de fabricación (zafra 10/11).....	272
Cuadro 3.65	Comparación entre los resultados de la estimación de las pérdidas de sacarosa en la fábrica y los presentados en el reporte final de fabricación de la zafra 10/11.....	277
Cuadro 3.66	Resultados de la estimación de las pérdidas de sacarosa en el área de patios, molinos y casa de calderas durante la zafra 10/11.....	278
Cuadro 3.67	Distribución de sacarosa en fábrica de acuerdo al estudio de pérdidas y a los resultados presentados en el reporte final de fabricación de la zafra 10/11.....	279
Cuadro 3.68	Resumen de las principales pérdidas de sacarosa en la refinería durante la zafra 10/11.....	280
Cuadro 3.69	Comparación entre los resultados de la estimación de las pérdidas de sacarosa en la refinería durante la zafra 10/11 y los estimados por Batule.....	281
Cuadro 3.70	Factores y puntos críticos de generación de pérdidas de sacarosa identificados en el proceso de refinación (zafra 10/11).....	282
Cuadro 3.71	Evaluación económica de las pérdidas de sacarosa (zafra10/11).....	285
Cuadro 3.72	Pérdida de sacarosa en bagazo (zafras 07/08-10/11).....	289
Cuadro 3.73	Pérdida de sacarosa en cachaza (zafras 07/08-10/11).....	291
Cuadro 3.74	Pérdida de sacarosa en miel final (zafras 07/08-10/11).....	292

Cuadro 3.75	Pérdida indeterminadas de sacarosa (zafra 07/08-10/11).....	295
Cuadro 3.76	Pérdida total de sacarosa (zafra 07/08-10/11).....	296
Cuadro 4.1	Análisis económico de la propuesta de construcción de carpeta asfáltica en el área de patios del ingenio.....	300
Cuadro 4.2	Análisis económico de las propuestas de reducción de pérdidas de sacarosa en las mesas de alimentación.....	301
Cuadro 4.3	Análisis económico de las propuestas de reducción de pérdidas de sacarosa en los transportadores de caña.....	303
Cuadro 4.4	Análisis económico de la propuesta de reducción de pérdidas de sacarosa por acumulación de caña en patios.....	304
Cuadro 4.5	Acción surfactante de acuerdo al número de equilibrio hidrófilo-lipófilo (EHL).....	311
Cuadro 4.6	Dispersión en agua de un surfactante de acuerdo a su número de equilibrio Hidrófilo-lipófilo (EHL).....	312
Cuadro 4.7	Concentraciones más efectivas de los surfactantes empleados en el estudio de intensificación del proceso de extracción de jugo en el tándem de molinos.....	312
Cuadro 4.8	Análisis económico de la propuesta de reducción de pérdidas de sacarosa en el área de molinos.....	314
Cuadro 4.9	Análisis económico de la propuesta de aplicación de surfactantes en la operación de filtración de cachaza.....	330
Cuadro 4.10	Caída promedio de pH en la operación de evaporación (zafra 10/11).....	333
Cuadro 4.11	Análisis económico de la propuesta de instalación de un condensador de arrastres provenientes de tachos y pre-evaporadores.....	335
Cuadro 4.12	Comparación de la pérdida diaria de sacarosa debida al arrastre en los condensos del melador N° 3 (zafra 03/04 y 10/11).....	338
Cuadro 4.13	Descenso promedio de temperatura de la masa cocida "C" en los cristalizadores de tercera.....	355
Cuadro 4.14	Análisis económico de las propuestas en el área de cristalizadores.....	358
Cuadro 4.15	Límite máximo del contenido de cristales en la masa cocida "C".....	362
Cuadro 4.16	Tamaño en milímetros recomendado para los cristales en masas cocidas.....	364
Cuadro 4.17	Valores de temperatura mínima de enfriamiento recomendada en Cristalizadores.....	366

Cuadro 4.18	Velocidad de enfriamiento recomendada en cristalizadores de acuerdo al tiempo de retención.....	369
Cuadro 4.19	Análisis económico de las propuestas para la reducción de pérdidas de sacarosa en el área de centrifugas.....	374
Cuadro A.1	Pérdida diaria de sacarosa en el jugo residual del bagazo de caña durante la zafra 10/11.....	394
Cuadro A.2	Registro del peso diario de la arena obtenida de los desarenadores del área de molinos durante la zafra 10/11.....	397
Cuadro A.3	Pérdida diaria por inversión de sacarosa en el área de molinos (zafra 10/11).....	398
Cuadro A.4	Pérdida diaria por inversión de sacarosa debido al efecto térmico del calentamiento primario y secundario del jugo (zafra 10/11).....	402
Cuadro A.5	Pérdida diaria por inversión de sacarosa en la sulfitación del jugo durante la zafra 10/11.....	406
Cuadro A.6	Pérdida diaria por inversión de sacarosa en la operación de clarificación del jugo durante la zafra 10/11.....	410
Cuadro A.7	Pérdida diaria de sacarosa en la cachaza durante la zafra 10/11.....	414
Cuadro A.8	Pérdida diaria de sacarosa debida al arrastre en los condensadores barométricos de los filtros de cachaza 1, 2 y 3 durante la zafra 10/11.....	417
Cuadro A.9	Pérdida diaria de sacarosa debida al arrastre en los condensadores barométricos de los filtros de cachaza 4 y 5 durante la zafra 10/11.....	421
Cuadro A.10	Pérdida diaria de sacarosa por inversión en la estación de evaporación durante la zafra 10/11.....	425
Cuadro A.11	Pérdida diaria de sacarosa debida al arrastre en los condensos del vaso melador N° 2 durante la zafra 10/11.....	429
Cuadro A.12	Pérdida diaria de sacarosa debida al arrastre en los condensos del vaso melador N° 3 durante la zafra 10/11.....	433
Cuadro A.13	Pérdida diaria por inversión de sacarosa en la clarificación de meladura durante la zafra 10/11.....	437
Cuadro A.14	Pérdida diaria de sacarosa por arrastre en los condensos de tachos de fábrica durante la zafra 10/11.....	440
Cuadro C.1	Resultados de los análisis fisicoquímicos en el área de molinos.....	452

Cuadro E.1	Resultados de los análisis microbiológicos (02-feb-11).....	454
Cuadro E.2	Resultados de los análisis microbiológicos (09-feb-11).....	455
Cuadro E.3	Resultados de los análisis microbiológicos (16-feb-11).....	456
Cuadro E.4	Resultados de los análisis microbiológicos (09-mar-11).....	458
Cuadro E.5	Resultados de los análisis microbiológicos (16-mar-11).....	459
Cuadro E.6	Resultados de los análisis microbiológicos (23-mar-11).....	460

# INTRODUCCIÓN

El azúcar de caña es considerado uno de los productos agroindustriales de mayor contribución al desarrollo económico y social de El Salvador, por lo que cada vez adquiere mayor importancia incentivar su producción.

La producción del azúcar se lleva a cabo en ingenios azucareros, en los cuales la caña de azúcar cosechada en los campos es recibida para su procesamiento y transformación en azúcar y en otros productos derivados. A lo largo de dicho proceso se producen pérdidas de sacarosa, disacárido del cual se obtiene el azúcar. Éstas pérdidas de sacarosa pueden tener su origen en diversos factores tales como microbiológicos y operacionales; las pérdidas de sacarosa por factores microbiológicos son debidas a la acción de microorganismos que bajo ciertas condiciones reducen el contenido de ésta en la caña y durante el procesamiento del jugo extraído de la misma, mientras que las pérdidas por factores operacionales son debidas exclusivamente a inadecuadas prácticas operativas durante la cosecha y transporte de la caña y durante el proceso de producción del azúcar en el ingenio.

Las principales pérdidas de sacarosa en los ingenios se registran como: Pérdidas en el bagazo, en cachaza, en miel final y como indeterminadas, constituyendo las pérdidas en la miel final, el mayor porcentaje de las pérdidas totales, estas pérdidas pueden reducirse en gran medida eliminando las fallas operativas y evaluando alternativas para optimizar la recuperación de sacarosa y para mejorar el aprovechamiento de los subproductos del proceso con el fin de incrementar el rendimiento y la eficiencia de producción y por tanto la rentabilidad económica para el ingenio.

La presente investigación pretende identificar los puntos críticos donde se presentan las mayores pérdidas de sacarosa en un ingenio azucarero durante la producción y refinación del azúcar, cuantificándolas a su vez para formular posibles alternativas de minimización de las mismas y para la recuperación de sacarosa de los principales subproductos del proceso.

# OBJETIVOS

- **OBJETIVO GENERAL**

Evaluar los factores que inciden en la generación de pérdidas de sacarosa durante la producción de azúcar de caña y plantear propuestas que conlleven a la reducción de dichas pérdidas en un ingenio azucarero.

- **OBJETIVOS ESPECIFICOS**

1. Identificar las etapas del proceso de producción del azúcar en las cuales se producen las mayores pérdidas de sacarosa en el ingenio.
2. Cuantificar las pérdidas de sacarosa en cada etapa del proceso de producción y refinación del azúcar, identificando los puntos críticos donde las pérdidas adquieren mayor importancia.
3. Diagnosticar las causas que provocan pérdidas de sacarosa en el proceso, destacando aquellas que tienen efecto en los puntos críticos.
4. Evaluar el efecto de las pérdidas de sacarosa en el rendimiento de producción de azúcar del ingenio al término del período de zafra.
5. Proponer alternativas que conlleven a la reducción de pérdidas de sacarosa en el proceso de fabricación y refinación del azúcar de caña.

# **CAPÍTULO I**

## **1.0 GENERALIDADES DE LA AGROINDUSTRIA AZUCARERA**

El azúcar es uno de los productos de mayor comercialización a nivel mundial debido a su alta demanda para consumo humano; así como por sus innumerables aplicaciones en los procesos industriales. En las secciones 1.1 a la 1.3 se describen algunas generalidades del azúcar entre ellas su composición química, las materias primas para su obtención y su clasificación de acuerdo a su proceso de fabricación.

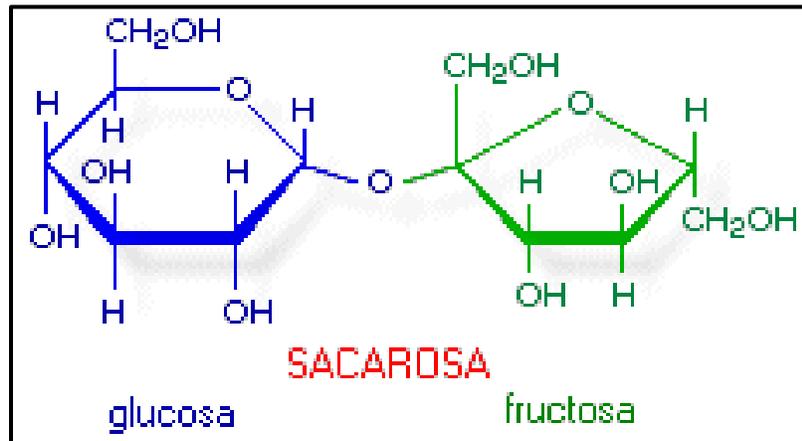
### **1.1 DEFINICIÓN Y ESTRUCTURA QUÍMICA DEL AZÚCAR**

El azúcar es un endulzante de origen natural, sólido, cristalizado, constituido esencialmente por cristales sueltos de sacarosa, obtenidos a partir de la caña de azúcar (*Saccharum officinarum*) o de la remolacha azucarera (*Beta vulgaris*) mediante procedimientos industriales determinados.

La sacarosa es un carbohidrato de origen natural compuesto por 12 átomos de carbono, 22 átomos de hidrogeno y 11 de oxígeno, su fórmula molecular condensada es  $C_{12}H_{22}O_{11}$  (oxígeno 51.42 %, carbono 42.10 %, hidrogeno 6.48 %). Posee un peso molecular de 342.30, es un sólido cristalino que carameliza a 160 °C, y es un azúcar no reductor y polialcohol que tiene 3 grupo hidroxilos primarios (-CH<sub>2</sub>OH 6,1' y 6') y 5 en posición secundaria (-CH-OH, 2, 3, 3', 4 y 4') (Aguilar y Rivera, 2010).

La sacarosa es la forma básica de la energía en el reino vegetal. Las plantas convierten el agua y el dióxido de carbono en sacarosa, utilizando la energía del sol en el proceso de

fotosíntesis. La sacarosa de la caña de azúcar es un disacárido natural formado por el enlace bioquímico (enlace glucosídico) de los monosacáridos glucosa (azúcar de uvas o dextrosa) y fructosa (azúcar de frutas o levulosa) (UNC, 2005) (Figura 1.1).



**Figura 1.1: Estructura molecular de la sacarosa (Li Loo Kung, 2002).**

El azúcar comercial es sacarosa de diferentes grados de pureza. El azúcar refinado es una de las sustancias orgánicas más puras que se conocen, contiene 99.96 % de sacarosa y el resto consiste de humedad, por lo que también se le llama simplemente sacarosa, para distinguirla de los demás azúcares (Li Loo Kung, 2002).

El azúcar de consumo humano es exactamente el mismo que existe en la caña de azúcar, las frutas y vegetales. Es una fuente de energía eficiente, económica, pura y a la vez un alimento muy útil. Pocas veces se consume en forma directa siendo lo usual adicionarlo a otros alimentos para mejorar su sabor, textura y cuerpo (bebidas, jugos, helados), utilizarlo como preservante (leche, frutas, jamones) y como mejorador de la apariencia (panadería, pastelería). Ningún otro edulcorante puede realizar todas las funciones del azúcar con su costo y facilidad, características que lo hacen indispensable para la elaboración de una variedad de alimentos (Li Loo Kung, 2002).

## 1.2 MATERIAS PRIMAS EMPLEADAS ACTUALMENTE EN LA PRODUCCIÓN INDUSTRIAL DEL AZÚCAR

El azúcar se obtiene industrialmente de la caña de azúcar, de la remolacha azucarera, del sorgo dulce, de la palma datilera, del maíz dulce y de otras fuentes con un alto contenido en sacarosa.

Sin embargo, la sacarosa o azúcar de mesa, es obtenida a nivel industrial mayoritariamente a partir de la remolacha azucarera (*Saccharum  $\beta$ -vulgarum*) que crece en países templados y de la caña de azúcar o cañamiel (*Saccharum officinarum*) que crece en climas tropicales y subtropicales las cuales representan las únicas fuentes importantes para el comercio. El azúcar derivado de la caña participa con el 65 al 70 % del mercado mundial de edulcorantes; los países productores y exportadores de azúcar de caña venden mayoritariamente el producto en términos de azúcar crudo. En contraposición, el azúcar de remolacha se comercializa casi íntegramente de modo refinado (Aguilar y Rivera, 2010).

La caña de azúcar contiene entre 8 y 15 % de sacarosa. El jugo obtenido de la molienda de la caña se concentra y cristaliza al evaporarse el agua por calentamiento. Los cristales formados son el azúcar crudo, o de ser refinados, el azúcar blanco. En las refinerías el azúcar crudo es disuelto, limpiado y cristalizado de nuevo para producir el azúcar refinado (Li Loo Kung, 2002).

Por otro lado, la remolacha azucarera es una raíz grande y blanca que contienen alrededor del 16 al 20 % de azúcar como sacarosa. Después de quitar las hojas y los tallos éstos se utilizan para la alimentación animal. El azúcar procedente de la remolacha azucarera es idéntico al derivado de la caña de azúcar. Ésta crece en países templados y es la fuente principal de azúcar de la mayor parte de Europa y se cultiva extensamente en Rusia, Ucrania, Alemania, Francia y Polonia.

El proceso de obtención de azúcar a partir de la remolacha azucarera se diferencia del que se lleva a cabo para obtener azúcar a partir de caña en algunas operaciones, principalmente en sus etapas iniciales. Inicialmente la caña debe prepararse picándola y

desmenuzándola antes de extraer el jugo, posteriormente la caña preparada se hace pasar por un tándem de molinos donde se muele la caña y se extrae el jugo; mientras que en el otro proceso, la remolacha azucarera es lavada inicialmente para separar las rocas, la tierra y las hojas de la misma, luego ésta es cortada en rodajas que se transportan hacia una torre en donde se extrae el jugo de la remolacha por difusión con agua caliente. Las etapas siguientes son muy similares en ambos procesos.

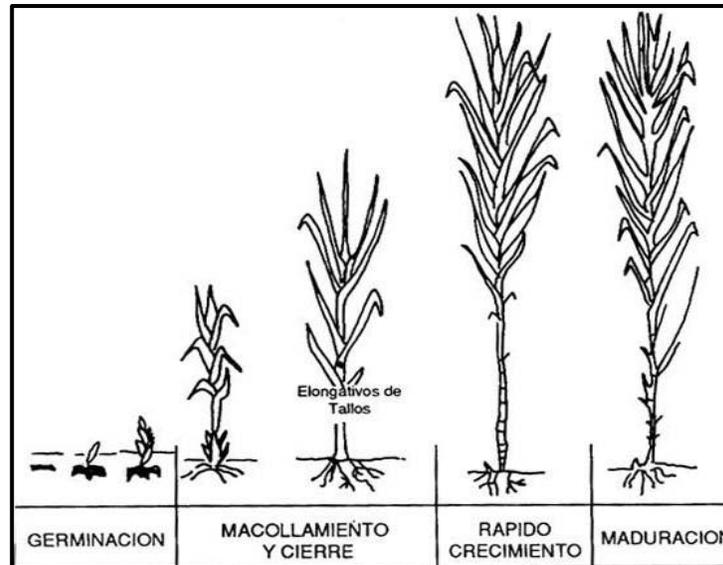
## **1.2.1 LA CAÑA DE AZÚCAR**

La caña de azúcar es la materia prima principal de la cual se fabrica el azúcar que se consume en todo el mundo, por ello es de especial importancia conocer las características de esta gramínea. En las secciones 1.2.1.1 a la 1.2.1.6 se presentan algunas generalidades sobre la caña de azúcar.

### **1.2.1.1 CICLO DE VIDA DE LA CAÑA DE AZÚCAR**

La caña de azúcar (*Saccharum officinarum L*) es una gramínea tropical, un pasto gigante emparentado con el sorgo y el maíz en cuyo tallo se forma y acumula un jugo rico en sacarosa; compuesto que al ser extraído y cristalizado en un ingenio azucarero forma el azúcar (Alvarado et al., 2008).

El ciclo vegetativo de la caña de azúcar comprende cuatro etapas principales: germinación, macollamiento, crecimiento y maduración, las cuales se muestran en la figura 1.2.



**Figura 1.2:** Etapas del ciclo vegetativo de la caña de azúcar (Leal et al., 2005).

**a) Etapa 1: Germinación**

Ésta comienza cuando el cultivo ha sido recién sembrado y aún no ocurre la emergencia o cuando el retoño no ha emergido.

**b) Etapa 2: Macollamiento y cierre**

En esta fase, la planta macolla, se desarrolla mayor cantidad de follaje y la plantación comienza a cerrar.

**c) Etapa 3: Crecimiento**

Comprende desde que cierra la plantación hasta el inicio de la maduración de los tallos. Se caracteriza porque se presenta un crecimiento rápido, así como una elevada acumulación de materia seca. Por lo general, el porte de los tallos puede permanecer erecto.

#### **d) Etapa 4: Maduración**

Es el proceso fisiológico por el que la producción de materia verde de la planta se reduce para dar paso a la acumulación de carbohidratos en forma de sacarosa en las células de parénquima del tallo.

La etapa de madurez puede ser natural o provocada mediante madurantes químicos. Para la aplicación de éstos es necesario considerar la variedad, nutrición (especialmente nitrógeno), edad de la planta, entre otras. Este método es utilizado cuando la planta no ha llegado a su madurez y se está en período de zafra.

#### **1.2.1.2 VARIEDADES DE LA CAÑA DE AZÚCAR**

La gran mayoría de las variedades de cañas de azúcar que se cultivan actualmente resultan de la hibridación de las distintas variedades de cañas nobles como la *Saccharum officinarum* con otras especies.

Las variedades de caña de azúcar tienden a alcanzar su grado de madurez en diferentes períodos con respecto a la época de cosecha. Algunas variedades alcanzan la madurez más temprano que otras en idénticas condiciones de campo. Esta propiedad genética de la caña de azúcar permite clasificarla en tres tipos de variedades:

##### **a) Variedades Tempranas**

Alcanzan su madurez óptima al inicio de la zafra. (08 de Diciembre-06 de Enero). Entre éstas se mencionan las variedades Canal Point siguientes: CP 86-1664, CP 81-1384, CP 81- 1425 y CP 88-1165, originarias de Florida, Estados Unidos y la variedad CGCP-9555 originada como un híbrido de la variedades Cengicaña Guatemala (CG) y Canal Point (CP) originaria de Florida, Estados Unidos.

## **b) Variedades Intermedias**

Alcanza su madurez en el período intermedio de la zafra (07 de Enero-25 de Enero). Entre éstas se encuentran la variedad Pantaleón-Guatemala-México 89-118 (PGM 89-118), las variedades SP 79-2233 y SP 79-1011 originarias de Sao Paulo, Brasil y la variedad PR 76-3358 originaria de Puerto Rico.

## **c) Variedades Tardías**

Este tipo de variedad alcanza su punto de madurez al final del periodo de zafra (21 de Febrero-Fin de la zafra). Entre éstas se mencionan la variedad CGCP 9579 (Cengicaña, Guatemala-Canal Point, USA), la variedad B 80-251 originaria de Barbados, la BJ 7504 (Barbados-Jamaica 7504), la variedad EROS originaria de Australia y las SP 81-3250, SP 81-1842 originarias de Sao Paulo, Brasil.

### **1.2.1.3 COMPOSICIÓN QUÍMICA DE LA CAÑA DE AZÚCAR**

En términos generales, la composición química de la caña de azúcar es la resultante de la integración e interacción de varios factores que intervienen en forma directa e indirecta sobre sus contenidos, variando los mismos entre lotes, localidades, regiones, condiciones climáticas, variedades, edad de la caña, estado de madurez de la plantación, grado de despunte del tallo, manejo incorporado, períodos de tiempo evaluados, características fisicoquímicas y microbiológicas del suelo, grado de humedad (ambiente y suelo), fertilización aplicada y otros.

**CUADRO 1.1: COMPOSICIÓN QUÍMICA PROMEDIO DE LOS TALLOS Y LOS JUGOS DE LA CAÑA DE AZÚCAR**

CONSTITUYENTE QUÍMICO		PORCENTAJE
<b>EN LOS TALLOS:</b>		
Agua		73 – 76
Sólidos		24 – 27
	Sólidos solubles (Brix)	10 – 16
	Fibra seca	11 – 16
<b>EN EL JUGO:</b>		
Azúcares	Sacarosa	75 – 92
	Glucosa	70 – 88
	Fructosa	2 – 4
Sales	Inorgánicas	3.0 – 3.4
	Orgánicas	1.5 – 4.5
Ácidos orgánicos		1 – 3
Aminoácidos		1.5 – 5.5
Otros no azúcares	Proteína	0.5 – 0.6
	Almidones	0.001 – 0.050
	Gomas	0.3 – 0.6
	Ceras, Grasas, etc.	0.15 – 0.50
	Compuestos fenólicos	0.10 – 0.80

**FUENTE: Chaves Solera (2004)**

En términos globales la caña está constituida principalmente por jugo y fibra, siendo la fibra la parte insoluble en agua formada por celulosa, la que a su vez se compone de azúcares simples como la glucosa (Dextrosa). A los sólidos solubles en agua expresados como porcentaje y representados por la sacarosa, los azúcares reductores y otros componentes, comúnmente se les conoce como Brix. La relación entre el contenido de sacarosa presente en el jugo y el Brix se denomina pureza del jugo. El contenido “aparente” de sacarosa, expresado como un % en peso y determinado por polarimetría, se conoce como “Pol”. Los sólidos solubles diferentes de la sacarosa, que contempla los azúcares reductores como la glucosa y la fructosa y otras sustancias orgánicas e inorgánicas, se denominan usualmente “No Pol” o “No Sacarosa”, los cuales corresponden porcentualmente a la diferencia entre Brix y Pol.

El cuadro 1.1 muestra que en la caña de azúcar el contenido de agua representa entre el 73 y el 76 %. Los sólidos solubles totales (Brix % Caña) fluctúan entre 10 y 16 %, y la fibra (% caña) varía entre 11 y 16 %. Entre los azúcares más simples se encuentran la glucosa

y la fructuosa (azúcares reductores), que existen en el jugo de caña con grado avanzado de madurez en una concentración entre 1 y 5 %. La calidad del azúcar crudo y de otros productos como el color y el grano (dureza) del dulce dependen en buena parte, de la proporción de estos azúcares reductores, los cuales cuando aumentan por causa del deterioro o la inmadurez de la planta, con el posible incremento en el color y la generación de grano defectuoso en el azúcar.

Además de los azúcares contenidos en el jugo, existen también otros constituyentes químicos de naturaleza orgánica e inorgánica, representados por sales de ácidos orgánicos, minerales, polisacáridos, proteínas y otros no azúcares. La calidad de los jugos afecta el procesamiento de la caña y la recuperación de la sacarosa en la fábrica. El contenido de almidones en el jugo es bajo (aproximadamente entre 50 y 70 mg/L); se ha encontrado que esta es una característica muy ligada a las variedades, que puede ser modificada (reducida) mediante prácticas agrícolas como el riego y la fertilización con potasio.

De la composición de la caña, el 99 % corresponde a los elementos hidrógeno, carbono y oxígeno. Su distribución en el tallo es de aproximadamente un 74.5 % de agua, 25 % de materia orgánica y 0.5 % de minerales.

Para muchos tecnólogos y especialistas, la caña como materia prima se constituye fundamentalmente de fibra y jugo, donde:

$$\text{CAÑA} = \text{JUGO} + \text{FIBRA}$$

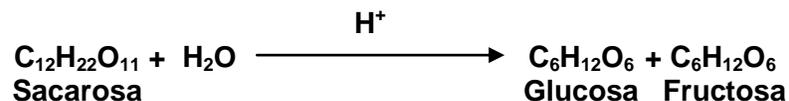
$$\text{CAÑA} = \text{FIBRA} + \text{SÓLIDOS SOLUBLES (BRX)}$$

La fibra se define como la fracción de sustancias insolubles en agua que tiene interés no sólo por su cantidad sino también por su naturaleza, y el jugo como una solución diluida e impura de sacarosa. La calidad y contenido del jugo depende en un alto grado de la materia prima que le dio origen.

Los altos contenidos de fibra dificultan la extracción del jugo retenido en las células del tejido parenquimatoso del tallo, lo que implica y obliga a efectuar una excelente preparación de la materia prima para su molienda, procurando alcanzar una mayor desintegración y ruptura de las células que contienen el jugo. Un bajo contenido de fibra resulta por su parte negativo, debido a que la cantidad de bagazo se reduce, afectando el balance energético del ingenio.

Los sólidos solubles están representados como se indicó, por los azúcares y los no azúcares orgánicos e inorgánicos. Los azúcares se representan a su vez por la sacarosa, la glucosa y la fructosa, manteniendo la primera el mayor porcentaje, el cual puede alcanzar valores próximos al 18 %. Los otros azúcares del jugo aparecen en proporciones variables, dependiendo del estado de maduración de la materia prima.

La sacarosa se hidroliza con facilidad en soluciones ácidas de acuerdo la siguiente reacción:



A esta reacción hidrolítica se le da generalmente el nombre de inversión y los monosacáridos: glucosa y fructosa producidas reciben el nombre de azúcares reductores. Altos contenidos de estos azúcares en los tallos denuncian un estado de inmadurez, con presencia de otras sustancias indeseables como almidón. En el caso de cañas maduras, los azúcares reductores contribuyen relativamente poco en la mayor recuperación de azúcar en forma de cristales.

La glucosa es un componente normal de la caña de azúcar en cualquier fase de desarrollo de la planta, encontrándosele en el jugo en mayor o menor cantidad. La fructosa o Levulosa se encuentran en mayores concentraciones en cañas que aún no alcanzan su madurez fisiológica y disminuye conforme este estado avanza y la planta madura.

Los no azúcares orgánicos están representados por sustancias como: materias nitrogenadas (proteínas, aminoácidos, amidas, etc.), grasas y ceras, pectinas, ácidos libres y combinados (málico, succínico, oxálico, etc.).

Los no azúcares inorgánicos que representan las cenizas, tienen como componentes principales: Sílice, Potasio, Fósforo, Calcio, Sodio, Magnesio, Azufre, Hierro, Aluminio, Cobre, Zinc, etc. En este caso, el Potasio es el mineral que aparece en mayor proporción entre el contenido mineral del jugo, debido a su elevada solubilidad en agua. Cuando se adicionan por irrigación vinazas a las plantaciones de caña, la concentración de Potasio puede aumentar de manera sensible, pudiendo acarrear problemas en la fase industrial de cristalización en el Ingenio, debido a su alto poder melasigénico interfiriendo directamente en la formación de los cristales de sacarosa.

El Calcio, el Magnesio y el Silicio se depositan en las tuberías de los vasos evaporadores provocando incrustaciones. Los demás constituyentes de las cenizas también se comportan negativamente, excepto el Fósforo inorgánico que auxilia de manera positiva en la clarificación del jugo; la concentración de este mineral es limitante para alcanzar una buena clarificación de los jugos.

#### **1.2.1.4 SIEMBRA Y CULTIVO DE LA CAÑA DE AZÚCAR**

La caña de azúcar se cultiva en más de cien países bajo condiciones templadas, subtropicales y tropicales aunque es un cultivo que prospera especialmente en las zonas tropicales o sub tropicales del mundo. Un cultivo muy eficiente puede producir hasta 120 toneladas de caña por hectárea por año (con 14 % de sacarosa, 14 % de fibra y 2 % de otros productos solubles) (UNC, 2005).

La caña de azúcar requiere de abundante agua y de suelos adecuados para crecer bien, además de una humedad relativa entre 55 y 85 % durante el período de crecimiento para favorecer el desarrollo del tallo. Su período de crecimiento varía entre 11 y 17 meses, dependiendo de la variedad de caña y de la zona. Requiere de nitrógeno, potasio y elementos menores para su fertilización.

El rango de temperatura adecuado para su crecimiento es de 14 a 35 °C. La temperatura óptima de crecimiento parece situarse en torno a los 30 °C, con humedad relativa alta y buen aporte de agua (UNC, 2005).

La siembra de la caña de azúcar comienza con la selección de una buena semilla, ésta se obtiene a partir de un campo de caña planta escogido para utilizarse como semillero, bien cultivado y libre de plagas y enfermedades. Entre los 7 y 9 meses de edad, se cortan los tallos de caña de azúcar en trozos de unos 45 cm, y que tengan por lo menos tres yemas, que son las que van a dar origen a las nuevas plantas. La cosecha de la caña soca se realiza aproximadamente a los 12 meses de edad (Ingenio San Carlos, 2003).

#### **1.2.1.5 CORTE O ROZADO DE LA CAÑA DE AZÚCAR**

Una vez que la caña tiene la edad adecuada, se procede a su quema para facilitar la labor de cosecha. Existen actualmente dos formas de realizar el corte o rozado de la caña, uno es el corte manual y la otra es el corte mecanizado.

El corte de la caña se realiza básicamente a mano por campesinos que acuden a los ingenios durante el período de zafra. Para el corte manual se utilizan machetes, y los cortadores se agrupan en parejas, cada pareja corta seis surcos que conforman una “manga”; la caña de la manga se ubica en el centro de los seis surcos, formando un “rollo” de donde es alzada por las llenadoras y colocada en los camiones que la transportan hacia la fábrica.

La cosecha mecánica se hace con cosechadoras que cortan la mata y separan los tallos de las hojas con ventiladores. La caña es cortada, picada, limpiada y botada por ésta directamente hacia el camión, que se ubica y rueda paralelo a la cosechadora. Una máquina puede cosechar 30 toneladas por hora, pero con el inconveniente de que daña la raíz o soca, disminuyendo en gran medida el nacimiento de nuevas plantas, por lo que por este método sigue siendo muchas veces necesaria la replantación (Pratt, 1997).

### **1.2.1.6 DETERIORO DE LA CAÑA DE AZÚCAR**

La caña de azúcar por naturaleza es una planta que posee la peculiaridad de que al ser cortada se inicia un rápido deterioro de la misma, el cual se acelera 48 horas después de haber sido segada, lo cual produce cualquiera que fuera la calidad o la variedad, que se reduzca su calidad y por consiguiente, obtener un menor rendimiento al ser procesada por los ingenios.

En este deterioro se presentan un conjunto de reacciones enzimáticas, químicas y microbianas, cuyo mecanismo de acción se describe a continuación:

#### **a) Deterioro enzimático**

La caña de azúcar es una planta que por naturaleza contiene enzimas, la mayoría de las cuales resultan indispensables para su desarrollo, mientras que otras permanecen inactivas en la planta cuando ésta aún no ha sido cosechada. Sin embargo, en el momento en que ésta es cortada, la planta se considera sin vida, por lo cual pierde paulatinamente su sistema de defensa anti-enzimático, dando lugar al deterioro de la misma.

Este deterioro puede observarse al comparar, a través de muestreos por laboratorio, cañas recién cortadas contra otras que poseen varios días de atraso, siendo notoria la disminución de la pureza del jugo contenido en la misma, cuyos resultados son debidos a la conversión de sacarosa en azúcares invertidos (glucosa y fructosa).

#### **b) Deterioro microbiano**

Este deterioro, como su mismo nombre lo indica, consiste en la proliferación de microbios en la caña de azúcar, principalmente en cañas cortadas. Este efecto es causado principalmente por un conjunto de bacterias del género *Leuconostoc*, las cuales consumen la sacarosa produciendo largas cadenas de glucosa (Dextrana), dando lugar a

la fermentación de la fructosa produciendo ácidos orgánicos que deterioran la cosecha. El daño causado por el fuego durante la quema, el corte, el viento, los insectos y el daño mecánico causado por el manejo y alce de la caña, causan heridas en los tallos que permiten la entrada del *Leuconostoc* y propician la formación de dextrana.

### **c) Deterioro químico**

Este es un efecto secundario producido por el crecimiento microbiano. Este deterioro consiste en el incremento de la acidez del jugo de caña conforme se incrementa el tiempo transcurrido desde el rozado de la planta. Éste incremento de acidez se debe a la formación de compuestos orgánicos producto de las reacciones metabólicas de los microorganismos, lo cual acelera el proceso de inversión de la sacarosa a causa del descenso en el pH del medio.

## **1.3 CLASIFICACIÓN DEL AZÚCAR DE ACUERDO A SU PROCESAMIENTO Y CONTENIDO DE SACAROSA (CNPMLH, 2009)**

El azúcar se puede clasificar por el grado de refinación de éste. Normalmente, la refinación se expresa visualmente a través del color (azúcar moreno, blanco y refino), y por el porcentaje de sacarosa que contienen los cristales.

Dependiendo del tratamiento químico al que es sometido, los cristales formados pueden ser: azúcar crudo, blanco directo o refinado. A continuación se describen los tipos de azúcar más comunes:

- a) Azúcar moreno:** el auténtico azúcar moreno o “crudo” se obtiene del jugo de caña de azúcar, el cual se clarifica mediante la aplicación de cal y calor, no se somete a sulfitación y sólo es cristalizado y centrifugado. Este producto integral debe su color a una película de miel que envuelve cada cristal. El azúcar crudo posee entre 96 y 98 % de sacarosa y su contenido mineral es superior al azúcar blanco, pero muy inferior al de la melaza.

- b) **Azúcar blanco:** contiene 99.5 % de sacarosa, y también es denominado azúcar sulfitado.
- c) **Azúcar blanco directo o especial:** Se produce por procesos de clarificación y su producción final se logra en una sola etapa de clarificación.
- d) **Azúcar refino:** es altamente puro, es decir, contiene entre 99.8 y 99.9 % de sacarosa, se le aplican reactivos como fosfatos, carbonatos, cal para extraer la mayor cantidad de impurezas, hasta lograr su máxima pureza.

## **1.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE FABRICACIÓN Y REFINACIÓN DE AZÚCAR EN EL INGENIO**

Con el objetivo de plantear alternativas de reducción de pérdidas de sacarosa durante la fabricación y refinación del azúcar, se describen a continuación en detalle cada una de las operaciones llevadas a cabo en el ingenio para transformar el jugo de caña en azúcar crudo y refinado.

### **1.4.1 RECEPCIÓN Y PREPARACIÓN DE LA CAÑA**

La caña proveniente del campo ingresa al ingenio en camiones, los cuales se dirigen hacia un punto de muestreo (Core Sampler) donde se toman muestras de caña de cada uno de ellos. La caña que se recibe en el ingenio puede clasificarse en tres tipos: caña de rollo, caña mecanizada o caña picada. La caña de tipo rollo, es la que se corta manualmente y el alce se realiza mediante una cargadora. La caña mecanizada es la que se corta y se alza por medio de máquinas llamadas cosechadoras mecánicas, las cuales la cortan en trozos de aproximadamente 20 cm de largo. La caña picada es cortada, picada y alzada manualmente. Esta caña se corta en trozos de aproximadamente 35 cm de largo (Flores, 2008).

El muestreo de la caña se realiza por medio de una sonda inclinada a 45°. La muestra es preparada en el Core Sampler para posteriormente realizarle los respectivos análisis. Los

análisis realizados a la muestra de caña se realizan para determinar su calidad y frescura, parámetros usados para el pago de caña por calidad (Flores, 2008). En el cuadro 1.2 se muestran los valores promedio para la zafra 10/11, de las variables fisicoquímicas de la caña y del jugo extraído de la misma en el Core Sampler del ingenio.

**CUADRO 1.2: PARÁMETROS FISICOQUÍMICOS PROMEDIO DEL JUGO DE CAÑA QUE INGRESÓ AL INGENIO EN LA ZAFRA 10/11**

PARÁMETRO	VALOR PROMEDIO
Pol % Caña	14.26
Brix % Caña	16.54
Fibra % Caña	13.47
Jugo % Caña	85.80
Pol % Jugo	17.31
Brix % Jugo	20.07
% Pureza	85.58
% Azúcares Reductores en jugo	0.74
Dextranas en jugo (ppm)	202.92
pH del jugo	5.32

FUENTE: Core Sampler (Zafra 2010/2011)

Luego de pasar por el Core Sampler, los transportes pasan por una báscula donde son pesados (peso bruto, peso de la caña más el peso del transporte) y posteriormente se dirigen a los patios de caña donde tienen un tiempo de residencia de aproximadamente 30 minutos. A continuación se dirigen a las mesas cañeras para descargar la caña de acuerdo a su tipo. Los transportes con caña de rollo pasan por la mesa N° 1 o por la doble mesa (mesa N° 2 y mesa N° 3). Una vez situados los camiones en posición paralela a las mesas alimentadoras, la maleta de caña es alzada y descargada en las mesas mediante grúas cañeras (Chain-net) accionadas hidráulicamente (Flores, 2008).

La caña mecanizada es descargada directamente sobre el transportador N° 1 por medio de una plataforma de volteo; mientras que la caña picada es descargada manualmente sobre el transportador (se puede descargar mediante la plataforma de volteo en caso de no haber existencia de mecanizada en los patios) (Flores, 2008).

Luego de descargar la caña, los transportes pasan por la báscula N° 4, se pesan (peso tara, peso del transporte) y por diferencia se obtiene el peso neto de la caña entregada. En las básculas también se pesan los camiones que transportan la basura y la cachaza obtenida en el proceso de fabricación (Flores, 2008).

Cuando no se logra descargar toda la caña en las mesas quedando aún sobre la cama del transporte, este es dirigido hacia el oriente de la mesas donde por medio de una cargadora se deposita la caña en una góndola y es posteriormente descargada en la plataforma de caña mecanizada. La caña es transportada en la mesa por medio de cadenas, posteriormente un “rompe rollo” que es un eje giratorio con cuchillas, las cuales funcionan como una pre-picadora, separa las cañas que forman la maleta y posteriormente éstas caen al transportador de caña N° 1 (Flores, 2008).

El sistema de transporte de caña cuenta con tres transportadores y una banda transportadora. Los transportadores como su nombre lo indica, transportan la caña desde que la reciben de las mesas alimentadoras hasta la banda N° 1, la cual la alimenta directamente a los molinos (Flores, 2008).

Las picadoras de caña son las principales encargadas de la preparación de la caña y los niveladores se encargan de que la cantidad de caña que llega a las picadoras sea la adecuada, impidiendo una acumulación de caña desmenuzada en los transportadores. (Flores, 2008).

Después de pasar por todas las picadoras y niveladores, la caña posee un índice de preparación comprendido entre 70 y 73 % (este índice representa el porcentaje de las células con sacarosa que están aptas para la extracción del jugo en los molinos), luego la caña preparada es dirigida al área de molinos por medio de la banda transportadora N° 1 (Flores, 2008).

El bagacillo que queda pegado a la banda N° 1 cae a un sistema de retorno de bagacillo que consta de 2 sinfines y un transportador. El primer sinfín lleva el bagacillo de la banda N° 1 a la noria, esta noria lo lleva al segundo sinfín el cual retorna el bagacillo al final del transportador de caña N° 3 (Flores, 2008).

## 1.4.2 EXTRACCIÓN Y DEPURACIÓN DEL JUGO

La caña preparada (desfibrada) proveniente de la etapa anterior cae en el Donelly del primer molino, ahí la masa superior y la cuarta masa introducen el colchón de caña para que este se vea obligado a pasar en el espacio existente entre la masa superior y las masas cañera y bagacera. Al pasar el colchón por este espacio, la presión obliga a la caña a desprender el jugo contenido en sus células para poder disminuir el volumen y salir por la masa bagacera, dándose el proceso que se conoce como extracción del jugo.

El bagazo que sale de la masa bagacera cae en un elevador de cadenas para pasar al siguiente molino donde se repite el mismo proceso de extracción, hasta que llega al último molino donde se produce la última extracción de jugo, por lo que se le conoce como jugo de última extracción; el bagazo que se obtiene en el molino N° 7 es dirigido hacia las calderas para ser utilizado como combustible. El bagazo que sale del último molino se espera tenga un contenido de sacarosa no mayor al 2.5 %, y una humedad no mayor a 52 % en peso, lo cual indica una extracción aceptable en todo el tándem de molinos.

Todo el proceso de extracción del jugo es ayudado a su vez por un proceso de maceración compuesta, el cual tiene como objeto mejorar la extracción del jugo contenido en la caña y el transporte de la caña a través del tándem. El proceso de maceración inicia en el punto donde el bagazo sale del penúltimo molino, ahí se agrega agua a una temperatura comprendida entre 140 a 158 °F (60 a 70 °C) en relación de un 20 a 30 % en peso de la caña que se muele (llamada agua de imbibición). Normalmente la aplicación de esta agua es a la entrada del molino N° 7, pero en caso de que este molino este fuera de línea, el agua de imbibición es aplicada en la entrada del molino N° 6. En el último molino se extrae el jugo de última extracción, dicho flujo llega al colector de jugo del último molino y de ahí se bombea por medio de bombas intupibles (por la cantidad de bagacillo que contiene el jugo) hacia la salida del quinto molino (o entrada del sexto) para que este realice la misma función que la del agua de imbibición en el último molino. Este orden se repite para todos los demás molinos, el jugo que sale de uno se envía para humedecer el bagazo que entra al anterior a este. Este orden implica agregar jugo de menor concentración de sacarosa a un bagazo que contiene jugo más rico en esta, lo cual beneficia que la sacarosa sea extraída por la diferencia de concentraciones.

El jugo que sale del primer y segundo molino (unión de todo el tándem) se mezcla en el tanque de jugo diluido o mixto. Este es bombeado por medio de una bomba del tipo intupible hacia el interior de un colador de tipo rotatorio, el cual es un cilindro que gira sobre su eje por medio de rodillos que se encuentran en movimiento continuo. El colador separa el bagacillo de tamaño superior a 0.5 mm del jugo y su movimiento permite que este deslice por el interior del cilindro hasta llegar a la canaleta recolectora de bagacillo de donde se lleva por medio de un sinfín a la salida de bagazo del primer molino. Después de pasar por el filtro, el jugo se dirige hacia los coladores DSM los cuales manejan un flujo de 500 gpm. En los DSM el jugo desciende tangencialmente por la superficie cóncava, pasando a través de la abertura de la superficie tamizadora, mientras que el bagacillo de tamaño mayor a 0.43 mm es obligado por la misma acción del flujo del jugo, a correr hacia abajo por la superficie del tamiz, descargándose en la boquilla del rebose y posteriormente dirigiéndose hacia el tanque de jugo diluido donde se aplica sacarato al jugo para elevar su pH hasta un valor por encima de 6. El objetivo de aumentar el pH del jugo es para evitar inversiones y por lo tanto evitar las pérdidas de sacarosa. Una vez que el jugo pasa por los coladores DSM este se dirige hacia el tanque de jugo colado y posteriormente jugo a los desarenadores.

El jugo que ha pasado por el sistema de coladores es enviado a los desarenadores. La función de los desarenadores es remover aquel material arenoso que ha llegado al ingenio junto con la caña desde los campos de cultivo. El desarenador consiste en una serie de ocho hidrociclones (7 primarios y uno secundario) colocados en paralelo, por donde el jugo entra lateralmente. La forma del hidrociclón y la velocidad con la que entra el jugo provoca el efecto de vórtice dentro del hidrociclón, el vórtice genera que el material más pesado, en este caso la arena, se desplace hacia la parte inferior, expulsándose hacia una canaleta que recoge el lodo de todos los hidrociclones, mientras que el jugo sale por la parte superior del hidrociclón. El jugo desarenado cae en un tanque de acero inoxidable (tanque de jugo desarenado) desde donde se bombea hacia la fábrica. El lodo que sale de los hidrociclones primarios pasa por un hidrociclón secundario, el cual remueve la arena remante en el jugo. El jugo que logra separar este ciclón secundario se une al jugo de los ciclones primarios para ser enviado a la fábrica.

El lodo que sale del hidrociclón secundario se transporta por medio de un sinfín Atkin hasta un tanque donde se descarga y envía a los campos de cultivo. Mientras el lodo

sube por el sinfín Atkin, se agrega una pequeña cantidad de agua caliente para remover el azúcar remanente, esta agua se deposita en el fondo del sinfín y se canaliza hacia el tanque de jugo mezclado. El resumen de los principales parámetros de operación en el área de molinos se muestra en el cuadro 1.3:

**CUADRO 1.3: VALORES PROMEDIO DE LOS PRINCIPALES PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN EL ÁREA DE MOLINOS**

PUNTO DE CONTROL	PARÁMETROS DE CONTROL	RANGO PROMEDIO DE OPERACIÓN
CAÑA PREPARADA	Índice de preparación (%)	69.0 - 73.0
	Pureza % Jugo	84.0 - 88.0
	Fibra % Caña	11.5 - 14.5
	Pol % Caña	12.0 - 14.5
JUGO PRIMARIO	Pol	16.5 - 18.5
	Brix	22.0 - 29.0
	% Pureza	85.5 - 88.0
	pH	5.0 - 6.0
	T (°C)	23.5 - 26.5
JUGO DILUIDO	Pol	12.5 - 15.0
	Brix	15.0 - 17.5
	% Pureza	84.0 - 86.0
	pH	5.0 - 5.5
	T (°C)	25.0 - 30.0
BAGAZO MOLINO N° 7	Pol	2.0 - 3.0
	% Humedad	48.0 - 52.0
	% Fibra	43.0 - 48.5
SACARATO DE CALCIO	Brix	41.0 - 43.0
	pH	10.0 - 12.0
	T (°C)	50.0 - 55.0
AGUA DE IMBIBICIÓN	T (°C)	60.0 - 70.0
DESARENADORES	Presión entrada desarenadores primarios (psig)	30.0
	Presión entrada desarenador secundario (psig)	15.0

### 1.4.3 CLARIFICACIÓN Y PURIFICACIÓN DEL JUGO

En las operaciones de purificación y clarificación se busca reducir la cantidad de sólidos presentes en el jugo con el fin de facilitar su concentración y eliminar las partículas que

podrían interferir en la formación del cristal de azúcar durante la etapa de cocimiento y cristalización. El proceso de purificación y clarificación consiste en lo siguiente:

El jugo proveniente de la etapa de extracción de jugo se calienta en un calentador de placas líquido – líquido hasta alcanzar una temperatura aproximada de 47 °C. Si el calentador de placas líquido-líquido esta fuera de línea, el jugo diluido que proviene de los molinos pasa directamente a un calentamiento que se realiza en dos etapas: uno primario y uno secundario. En el calentamiento primario se dispone de los calentadores N° 1, 2 y 3. Luego pasan al calentamiento secundario en el que se dispone los calentadores N° 3 y 4, el calentador N° 3 puede trabajar como calentador primario o secundario, dependiendo de la calendarización de limpieza de estos equipos; al igual que el calentador N° 4, el cual puede trabajar como calentador secundario o como rectificador. Para calentar el jugo en esta etapa se utiliza vapor vegetal de los segundos efectos de los evaporadores. Al final de ésta operación el jugo diluido alcanza una temperatura que ronda los 70 a 80 °C.

La siguiente operación denominada sulfitación consiste en la decoloración del jugo precalentado. Esta operación sólo se lleva a cabo si el ingenio se encuentra produciendo azúcar blanco y consiste en hacer pasar el jugo diluido a través de unas torres de sulfitación donde se alimenta mediante vacío, gas de dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) proveniente de un horno de azufre.

La decoloración del jugo obtenida en esta operación es de 20 a 30 %, mientras que la caída de pH del jugo luego de la operación de sulfitación es de aproximadamente 0.6 unidades, alcanzado un pH final comprendido entre 5 y 5.5. Posteriormente el jugo sulfitado se envía al tanque de jugo alcalizado.

Al tanque de jugo alcalizado llega el jugo diluido (cuando se está produciendo azúcar crudo) y el jugo sulfitado (cuando se está produciendo azúcar blanco); además, a este tanque llega el jugo de los filtros de cachaza y la espuma que se separa del clarificador de meladura (cuando este último se encuentra en operación). La alcalización se lleva a cabo agregando sacarato de calcio al jugo, el sacarato reacciona con los ácidos orgánicos e inorgánicos que trae el jugo formando partículas insolubles (Flores, 2008). El sacarato de calcio se prepara en el ingenio mezclando lechada de cal, agua y meladura en una proporción determinada hasta alcanzar un pH comprendido entre 11 y 12, con el objetivo de incrementar el pH del jugo.

El jugo recién alcalizado ingresa a la última etapa de calentamiento previa a la clarificación. El jugo entra a los calentadores rectificadores, ya sea el calentador N° 4 o el N° 5, esto dependiendo del calendario de limpiezas químicas o si el calentador N° 4 está trabajando como calentador secundario. Los calentadores rectificadores utilizan vapor de escape o vapor de primer efecto de los pre-evaporadores y los condensos que se obtienen son enviados al tanque de condensos de calentadores. El jugo alcalizado sale de los rectificadores a una temperatura que ronda los 102 y 105 °C.

El jugo rectificado se hace pasar por un tanque flash donde se libera la presión para que el flujo de entrada al clarificador sea laminar; es decir, no turbulento. Esto es muy importante para lograr una buena clarificación. El tanque flash debe trabajar a un nivel del 79 % aproximadamente, desde la parte inferior cónica del tanque, lo que equivale a mantenerse en un nivel de una pulgada (1") por debajo del plato de burbujeo interno. Si el nivel del jugo baja demasiado o sube por encima del plato, flotará bagacillo y partículas de cachaza en el clarificador los cuales serán transportados con el jugo claro.

Después del tanque flash, el jugo se dirige hacia uno de los dos tipos de clarificadores, el SRI o el Dorr 444 dependiendo de la cantidad de caña a moler, se utiliza los SRI como clarificadores principales. El clarificador SRI es de bajo tiempo de retención; es decir, el tiempo de permanencia del jugo en dicho equipo es de aproximadamente 15 a 30 minutos (mientras que en el Dorr 444 es de 45 a 60 minutos); el Dorr 444 tiene 4 compartimientos con medidas para la alimentación, separación del rebose y extracción de la cachaza, lo que permite que la unidad opere como 4 clarificadores totalmente independientes encerrados en un compartimiento común. El jugo alcalizado entra de forma laminar y se mezcla con floculante aniónico (polímero de muy elevado peso molecular) dosificado de 2 a 5 ppm, que atrae a las impurezas que se encuentran suspendidas en el jugo, haciendo que estas sedimenten para formar la cachaza. El jugo clarificado se extrae por la parte superior del clarificador con un pH aproximado de 6.9 a 7.1 y la cachaza se extrae por la parte inferior con un pH que ronda entre 7.6 y 7.8.

El jugo claro obtenido pasa por unos coladores estáticos (los cuales son muy parecidos a los filtros DSM, excepto que los coladores estáticos tienen una malla filtrante inclinada a 15°) los cuales filtran el jugo separando el bagacillo que todavía queda suspendido. Todo bagacillo de tamaño mayor a 0.063 mm (mesh 250) es separado del jugo y es enviado

hacia el tanque de jugo diluido (etapa de extracción de jugo). Posteriormente el jugo pasa hacia el tanque de jugo claro de donde es bombeado hacia un calentador de placas (Flores, 2008).

El jugo claro se hace pasar por un calentador de placas para bombearlo luego a los evaporadores con la temperatura adecuada, este calentador opera con vapor de escape el cual proviene de los turbogeneradores (Flores, 2008). El jugo que se envía a la etapa de evaporación posee un pH de 7.0 aproximadamente, una temperatura de 115 °C, Brix de 15 - 17 % y una pureza de 84 - 85 %.

La cachaza que sale de los clarificadores SRI y del clarificador Dorr 444 llega al tanque mezclador donde se le agrega sacarato de calcio (para aumentar el pH y formar una torta resistente que se pegue al filtro) y bagacillo (para aumentar la porosidad de la cachaza) y con esto permitir una mayor recuperación de jugo en los filtros. El bagacillo proviene del extractor de bagacillo (tiro inducido) de la etapa de extracción de jugo. Luego la cachaza pasa al tanque receptor de cachaza o cachazón para ser bombeado hacia los filtros de cachaza.

Los filtros de cachaza son filtros rotativos donde se recupera el jugo presente en la cachaza mediante la aplicación de un vacío. A la cachaza se le agrega floculante aniónico antes de su ingreso a los filtros para mejorar el recobrado de jugo filtrado, formando una torta resistente y poco porosa. En los filtros la cachaza se adhiere a la malla del filtro y por medio de vacío se absorbe el jugo separándolo de la cachaza. El jugo filtrado pasa a los tanques de filtrado alto y bajo de donde es bombeado hacia el tanque de jugo alcalizado para ser reprocesado, mientras que la cachaza se separa de los filtros es enviada por medio de un sinfín a la tolva de cachaza de donde posteriormente es retirada en camiones y transportada hacia el campo para ser utilizada como fertilizante. Los valores promedio de los principales parámetros de operación en la etapa de purificación y clarificación del jugo se presentan en el cuadro 1.4:

**CUADRO 1.4: VALORES PROMEDIO DE LOS PRINCIPALES PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN LA ETAPA DE PURIFICACIÓN DEL JUGO**

OPERACIÓN	CORRIENTE DE PROCESO	PARÁMETRO DE OPERACIÓN	RANGO PROMEDIO DE OPERACIÓN
PRECALENTAMIENTO	Jugo diluido	Pol	12.5 - 15.0
		Brix	15.0 - 17.0
		% Pureza	84.0 - 86.0
		T (°C)	45.0 - 48.0
CALENTAMIENTO PRIMARIO Y SECUNDARIO	Jugo diluido	T (°C)	75.0 - 80.0
SULFITACIÓN	Jugo sulfitado	pH	5.0 - 5.5
		Sulfitos (ppm)	300 - 400
ALCALIZADO	Jugo alcalizado	pH	7.2 - 7.8
RECTIFICACIÓN	Jugo alcalizado	T (°C)	102.0 - 105.0
CLARIFICACIÓN	Jugo clarificado	Pol	12.0 - 14.5
		Brix	15.0 - 17.0
		% Pureza	84.0 - 86.0
		pH	6.9 - 7.1
		T (°C)	102.0 - 105.0
	Cachaza	Pol	0.8 - 1.3
		% Humedad	78.0 - 84.0
FILTRACIÓN AL VACÍO	Jugo filtrado	Pol	7.5 - 12.0
		Brix	9.0 - 14.0
		Pureza	82.0 - 86.0
	Torta de cachaza	pH	7.4 - 7.6

#### 1.4.4 EVAPORACIÓN

El sistema de evaporación elimina alrededor de 75 a 80 % del agua presente en el jugo clarificado, aumentando la concentración de los sólidos presentes en el jugo desde aproximadamente 15 a 65 °Brix. Actualmente se cuenta con el sistema de evaporadores de múltiple efecto, con el fin de tener una mejora en la economía térmica. El jugo proveniente del tanque de jugo claro es bombeado a los evaporadores de primer efecto o pre-evaporadores para el inicio de la concentración del jugo hasta alcanzar una concentración de 23 - 28 °Brix y una temperatura entre 240 y 250 °F. Los primeros efectos trabajan con vapor de escape a 20 psi y temperatura de saturación proveniente de los turbogeneradores 228 °F (109 °C). El jugo que sale de los primeros efectos llega al tanque de primer efecto desde donde es bombeado hacia los evaporadores de segundo

efecto. El vapor vegetal que se genera en los primeros efectos es utilizado para calentar el jugo en los evaporadores de segundo efecto y el que se genera en estos sirve para calentar el jugo de los terceros efectos y de igual forma con los evaporadores de cuarto efecto o vasos meladores. El jugo en los segundos efectos se concentra hasta 30-37 °Brix. El jugo que sale de los segundos efectos se alimenta a los cuerpos de tercer efecto por medio de vacío generado por los condensadores de los meladores donde se concentra hasta 40-46 °Brix. En los meladores el jugo se concentra hasta obtener la meladura (60-65 °Brix) calentándola con el vapor que proviene de los terceros efectos (Flores, 2008). Por efecto del trabajo de los evaporadores de múltiple efecto, al final de toda la operación se evapora aproximadamente el 65 - 75 % del agua presente en el jugo reduciendo su contenido de agua hasta 35 - 40 %.

La meladura que se obtiene al final de la operación se envía por medio de bombas hacia la zona de tachos si se está fabricando azúcar crudo o al tanque de meladura cruda para luego ser clarificada si se está fabricando azúcar blanco (Flores, 2008).

La modificación más reciente en el proceso de evaporación es la instalación de un intercambiador de placas (Booster) para calentar la meladura y obtener una mayor evaporación en la misma, mejorando la eficiencia de operación en el cuádruple efecto. Sin embargo, esta modificación fue introducida en la zafra 11/12 por lo que no ha sido considerada en la estimación de pérdidas de sacarosa. En el cuadro 1.5 se muestran los valores promedio de los parámetros de operación en la estación de evaporación.

**CUADRO 1.5: VALORES PROMEDIO DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN**

ETAPA	CORRIENTE DE PROCESO	PARÁMETRO DE OPERACIÓN	VALOR PROMEDIO DE OPERACIÓN
PRIMER EFECTO (Pre-evaporadores)	Jugo claro	Pol	12.0 - 14.5
		Brix	15.0 - 17.0
		% Pureza	84.0 - 85.0
		pH	6.9 - 7.1
	Jugo primer efecto (Vaso)	T (°F)	240 - 250
		Brix	23 - 28
	Vapor primer efecto (Calandria)	T (°F)	240
		Presión (psi)	20

**CUADRO 1.5: VALORES PROMEDIO DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN (Continuación)**

ETAPA	CORRIENTE DE PROCESO	PARÁMETRO DE OPERACIÓN	VALOR PROMEDIO DE OPERACIÓN
SEGUNDO EFECTO	Jugo segundo efecto (Vaso)	T (°F)	220 - 225
		Brix	30 – 37
	Vapor segundo efecto (Calandria)	T (°F)	220 - 230
		Presión (psi)	3 – 5
TERCER EFECTO	Jugo tercer efecto (Vaso)	T (°F)	200 - 210
		Brix	40 – 46
	Vapor tercer efecto (Calandria)	T (°F)	180 - 190
		Presión (in Hg)	12 – 13
CUARTO EFECTO (Meladores)	Meladura	pH	6.3 - 6.5
		Brix	60 – 65

#### 1.4.5 CLARIFICACIÓN DE MELADURA

En caso de que el ingenio se encuentre fabricando azúcar blanco, la meladura cruda proveniente de la etapa evaporación se almacena estacionariamente en el tanque de meladura cruda, donde se dosifica 40 ppm de tensoactivo a una tasa de 50 ml por minuto, el cual sirve para disminuir la viscosidad de la meladura. Además, se adiciona floculante catiónico talomel al 50 % a una dosificación de 150-200 ppm, este permite la separación de las impurezas de la meladura cruda (Flores, 2008).

Después de adicionar el tensoactivo y el floculante, la meladura se hace pasar por un eyector de vapor. El vapor vivo a una presión de 125 psig es inyectado a la meladura calentándola desde 141 °F (60 °C) hasta unos 180 °F (82 °C) (Flores, 2008).

La meladura pasa luego al tanque de reacción el cual se encuentra dividido en tres compartimientos, los dos primeros están provistos de sistemas de agitación y el último de un dispositivo de aireación. En el primer compartimiento se adiciona ácido fosfórico grado alimenticio para producir la floculación primaria de las impurezas insolubles, formando precipitados de fosfato de calcio. La meladura tratada es sometida a un proceso de aireación para asegurar la correcta distribución de tamaño y la concentración volumétrica

de las burbujas de aire. Además, en este tanque es dosificado policloruro de aluminio como floculante y a la salida de este tanque se dosifica floculante aniónico talodura al 0.1 % (Flores, 2008).

La meladura floculada pasa al clarificador tipo Talo, en el cual el material permanece por un tiempo de 20 minutos aproximadamente. Las impurezas floculadas se eliminan de la superficie de la meladura por medio de un raspador rotatorio. La espuma es retornada al tanque de jugo alcalizado de donde luego de pasar por los calentadores y el tanque flash, se elimina junto con la cachaza en el clarificador SRI o clarificador Dorr. El proceso de fosfoflotación de la meladura utiliza dos etapas de floculación denominadas primaria y secundaria. La floculación primaria efectuada por la fosfatación es seguida por aireación y posteriormente por la floculación secundaria utilizando talodura, este reúne los flóculos primarios y las burbujas de aire en los flóculos secundarios que tienen razón de flotación extremadamente rápida, lo cual asegura una flotación rápida de flóculos, espumas estables y drenaje libre. La meladura clarificada pasa momentáneamente por el tanque de meladura clarificada de donde es bombeada hacia el área de tachos para la operación de cristalización (Flores, 2008). En el cuadro 1.6 se muestran los valores promedio de las principales variables de operación en la etapa de clarificación de la meladura.

**CUADRO 1.6: VALORES PROMEDIO DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN LA ETAPA DE CLARIFICACIÓN DE MELADURA**

CORRIENTE DE PROCESO	PARÁMETRO DE OPERACIÓN	RANGO PROMEDIO DE OPERACIÓN
MELADURA CRUDA	T (°F)	140 - 145
	Brix	60 - 65
	% Pureza	83 - 86
	Ph	6.1 - 6.5
	Color (UI)	11,000 - 17,000
	Turbidez (NTU)	150 - 240
MELADURA CLARIFICADA	T (°F)	170 - 180
	% Pureza	83 - 87
	pH	5.9 - 6.2
	Color (UI)	10,000 - 13,000
	Turbidez (NTU)	75 - 85
	% Decoloración	15 - 25

#### **1.4.6 COCIMIENTO Y CRISTALIZACIÓN**

Es el proceso en el cual la meladura obtenida es sometida a evaporación hasta su concentración máxima, por lo que a medida que la meladura se concentra su viscosidad aumenta rápidamente y luego comienzan a aparecer los cristales de azúcar.

Esta pérdida de fluidez del material hace necesario que se realice un manejo diferenciado del mismo, ya que no es posible circularlo en tubos angostos de un cuerpo a otro; por lo tanto, la evaporación debe realizarse en un solo efecto, el equipo es similar al de los evaporadores pero adaptado para manejar el producto viscoso que debe concentrar.

Estos equipos reciben el nombre de tachos y de esta operación depende la calidad del azúcar final. Los tachos son equipos de simple efecto que operan al vacío efectuando la evaporación a baja temperatura para procesar la meladura con el objeto de producir azúcar cristalizada mediante la aplicación de calor, evitando con esto la caramelización del azúcar. El material resultante denominado masa cocida contiene líquido o miel y cristales de azúcar.

La etapa de cocimiento se lleva a cabo mediante un sistema de tres cocimientos. El primer cocimiento se lleva cabo en tachos de primera donde se obtiene masa cocida A, a partir de la cual se obtiene el azúcar de primera o comercial, en los tachos de segunda se produce la masa cocida B y en los de tercera la masa cocida C.

Las masas cocidas se conducen a una serie de cristalizadores que consisten en tanques de agitación horizontal equipados con serpentines de enfriamiento. Aquí se deposita más sacarosa sobre los cristales ya formados y se completa la cristalización.

En los cristalizadores de primera, segunda y tercera se descargan las plantas de masa cocida A, B y C respectivamente. En los cristalizadores se busca maximizar el agotamiento de las mieles de las masas cocidas, depositándose la sacarosa en los cristales de azúcar obtenidos en los tachos por sobresaturación (Flores, 2008). Las masas cocidas A (MCA) después de descargar los tachos, se depositan en cristalizadores numerados del 15 al 18, mientras que las masas de segunda o MCB se depositan en los

cristalizadores 19 y 20. Debido al menor grado de pureza y mayor viscosidad de las masas de tercera o MCC, la cristalización de las mismas se lleva cabo empleando un sistema compuesto por tres tipos de cristalizadores.

El primero es un cristalizador vertical por el cual se hace circular internamente agua fría de la red industrial para enfriar la masa cocida C, de aquí se bombea hacia un cristalizador horizontal tipo Werkspoor manteniendo el enfriamiento con agua y de ahí pasa a una serie de cristalizadores tipo Blanchard (de aspas giratorias con enfriamiento interno), bombeándose inicialmente en el cristalizador N° 14 y de ahí comienza a fluir por los cristalizadores intermedios hasta llegar al cristalizador de MCC N° 1 (tiempo de residencia de aproximadamente 48 horas), de donde después de pasar por el recalentador de MCC es depositado en el mezclador que lo alimenta a las centrifugas de tercera.

En los cristalizadores de tercera se utiliza agua de enfriamiento para obtener un mejor agotamiento de la miel contenida en la masa. Además en los cristalizadores N° 3 y N° 9 se agrega miel final en una proporción del 5 al 10 % de la MCC, esto para ayudar a aflojar la masa y para disminuir su viscosidad; para hacerla más fluida se agrega un tensoactivo a una dosificación de 14 ppm (Flores, 2008).

Los valores promedio de las principales variables fisicoquímicas de los materiales que se manejan en las etapas de cocimiento y cristalización se muestran en el cuadro 1.7.

**CUADRO 1.7: VALORES PROMEDIO DE LAS VARIABLES FISICOQUÍMICAS DE LAS CORRIENTES DE PROCESO EN LAS ETAPAS DE COCIMIENTO Y CRISTALIZACIÓN**

ETAPA	CORRIENTE DE PROCESO	PARÁMETRO DE OPERACIÓN	VALOR PROMEDIO DE OPERACIÓN
COCIMIENTO Y CRISTALIZACIÓN	Meladura cruda	Pureza	83 – 86
		pH	6.1 - 6.5
		Brix	6.0 - 6.7
	Meladura clarificada	Pureza	83 – 87
		pH	5.9 - 6.2
		Brix	64 – 68
	Miel A	Pol	52 – 56
		Brix	81 – 84
		Pureza	64 – 67

**CUADRO 1.7: VALORES PROMEDIO DE LAS VARIABLES FISICOQUÍMICAS DE LAS CORRIENTES DE PROCESO EN LAS ETAPAS DE COCIMIENTO Y CRISTALIZACIÓN (Continuación)**

ETAPA	CORRIENTE DE PROCESO	PARÁMETRO DE OPERACIÓN	VALOR PROMEDIO DE OPERACIÓN
COCIMIENTO Y CRISTALIZACIÓN	Meladura cruda	Pureza	83 – 86
		pH	6.1 - 6.5
		Brix	6.0 - 6.7
	Meladura clarificada	Pureza	83 – 87
		pH	5.9 - 6.2
		Brix	64 – 68
	Miel A	Pol	52 – 56
		Brix	81 – 84
		Pureza	64 – 67
	Miel B	Pol	43 – 45
		Brix	86 – 89
		Pureza	49 – 51
	Masa cocida A	Pol	77 – 79
		Brix	92 – 94
		Pureza	83 – 85
	Masa cocida B	Pol	63 – 65
		Brix	95 – 96
		Pureza	67 – 68
	Masa cocida C	Pol	51 – 54
		Brix	99 - 99.6
		Pureza	51 – 55
	Magma B	Pol	78 – 83
		Brix	89 – 91
		Pureza	87 – 92
	Magma C	Pol	71 – 76
		Brix	88 – 90
		Pureza	80 – 84

En el cuadro 1.8 se presentan los valores normales de los principales parámetros de operación en el control de la masa cocida C, posterior a la operación de cristalización.

**CUADRO 1.8: VALORES PROMEDIO DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN EL CONTROL DE MASA COCIDA C**

CORRIENTE DE PROCESO	PARÁMETRO DE OPERACIÓN	VALOR NORMAL DE OPERACIÓN	
		°F	°C
Masa cocida C (MCC)	Temperatura MCC a la salida de cristalizadores	120 -125	48.8 - 51.6
	Temperatura MCC en el mezclador de centrifugas	131 - 134	55.0 - 56.7
	Temperatura del agua de calentamiento de la MCC	149.0	65.0

#### 1.4.7 CENTRIFUGACIÓN

La operación de centrifugación consiste en la separación de la miel de los cristales de azúcar formados en la etapa de cocimiento y cristalización. En el ingenio se llevan a cabo tres operaciones de centrifugación independientes; la centrifugación de las masas de primera, la centrifugación de las masas de segunda y la centrifugación de las masas de tercera. La secuencia de operaciones que se realiza en cada una de estas tres estaciones de centrifugado se describe a continuación.

La masa cocida A que proviene de los cristalizadores de primera (etapa de cristalización) se descarga en un mezclador el cual alimenta a las centrifugas de primera. Se cuenta con 8 centrifugas, las cuales separan la miel A del azúcar de primera o comercial. La miel A se deposita en los tanques de miel A, para luego ser bombeadas hacia los tanques de mieles en la zona de tachos (etapa de cristalización) donde se utiliza en la fabricación de masas cocidas y el azúcar de primera se descarga en el sinfín de azúcar de primera.

Por otro lado, la masa cocida B se descarga de los cristalizadores de segunda (etapa de cristalización) a un mezclador que alimenta a las centrifugas de segunda. Se cuenta con 8 centrifugas de segunda que al igual que las de tercera son de tipo continuo.

Las centrifugas separan la miel B y el azúcar de segunda de la masa cocida B debido a la fuerza centrífuga. Después de esta etapa, la miel B es bombeada a los tanques de

mieles en el área de tachos donde se utiliza en la elaboración de masas cocidas de tercera. El azúcar de segunda es descargada al sinfín de azúcar de segunda donde se mezcla con agua (aproximadamente 2 gal/min por centrífuga) para formar la magma B, la cual se utiliza en el área de tachos para la elaboración de masas cocidas de primera.

La masa cocida C proveniente de los cristalizadores (etapa de cristalización) se descarga en un mezclador, el cual alimenta a las centrífugas de tercera. Estas centrífugas separan el azúcar de tercera de la miel final en la masa cocida por medio de fuerza centrífuga, después de dicho proceso la miel final se dirige hacia las bombas de miel final y el azúcar de tercera hacia el sinfín de azúcar de tercera donde se agrega agua caliente para formar la magma C, empleada en el área de tachos para elaborar las masas cocidas de segunda.

Parte de la miel final se bombea a los cristalizadores de tercera N° 3 y N° 9 (etapa de cristalización) para la lubricación de la masa cocida C, el resto es bombeado a los tanques de miel final para su posterior comercialización.

Los valores promedio de las variables fisicoquímicas de la miel final, del azúcar crudo y blanco que se obtienen en la etapa de centrifugación se muestran en el cuadro 1.9.

### CUADRO 1.9

#### **VALORES PROMEDIO DE LOS PARÁMETROS FISICOQUÍMICOS DE LA MIEL FINAL Y EL AZÚCAR OBTENIDOS EN LA ETAPA DE CENTRIFUGACIÓN**

ETAPA	CORRIENTE DE PROCESO	PARÁMETRO DE OPERACIÓN	RANGO PROMEDIO DE OPERACIÓN
CENTRIFUGACIÓN	Miel final	Pol	51 - 54
		Brix	99 - 99.6
		Pureza	51 - 53
	Azúcar crudo	Pol	98.3 - 98.9
		% Humedad	0.1 - 0.5
		Color (UI)	500 - 2000
	Azúcar blanco	Pol	99.45 - 99.55
		% Humedad	0.05 - 0.06
		Color (UI)	150 - 400

#### 1.4.8 SECADO DEL AZÚCAR (Flores, 2008)

Si se está fabricando azúcar blanco, esta es llevada hacia el elevador N° 1 el cual alimenta al secador de azúcar. El azúcar blanco procedente del elevador N° 1 se alimenta al secador de azúcar donde se le hace pasar una corriente de aire caliente (el cual es calentado en calentador que utiliza vapor de escape) con una temperatura a la entrada de 150 °F y a la salida de 110 °F aproximadamente y con un tiempo de residencia aproximado de 7 minutos eliminándose así la humedad del azúcar.

El azúcar blanco sale del secador con una humedad promedio de 0.05 % y es descargada en el elevador N° 2 que alimenta a las tolvas del sistema de pesaje. Al final del secador se encuentra una malla de abertura 8 mesh, en la que se retienen terrones para luego ser llevados a la bodega N° 1 y mezclarse con el azúcar crudo.

Los valores promedio de los parámetros de operación en la estación de secado del azúcar se muestran en el cuadro 1.10.

**CUADRO 1.10: VALORES PROMEDIO DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN EL SECADO DEL AZÚCAR**

ETAPA	PARÁMETRO DE OPERACIÓN	VALOR PROMEDIO DE OPERACIÓN	NORMA
SECADO	Temperatura azúcar a la entrada del secador	120 °F (49 °C)	100 -110 ° F (38 - 43 °C)
	Temperatura azúcar a la salida del secador	216 °F (102 °C)	203 -212 ° F (95 - 100 °C)
	Temperatura aire de entrada al secador	150 °F (66 °C)	158 - 203 ° F (70 - 95 °C)
	Temperatura aire de salida al secador	110 °F (43 °C)	105 -115 ° F (40 - 46 °C)
	Presión de vapor de calentamiento	20 psi	----
	% Humedad azúcar blanco	0.04 %	≤ 0.05 %

#### **1.4.9 PESAJE DEL AZÚCAR**

Cuando se está fabricando azúcar crudo, esta es llevada directamente hacia el elevador N° 2 sin pasar por el secador rotatorio, para luego ser descargada en las tolvas de azúcar. Estas son tres tolvas colocadas una encima de otra, la tolva del centro es una báscula de pesaje por lotes con una capacidad de 5000 lb aproximadamente la cual contabiliza el azúcar que se produce. La tolva inferior es la de descarga y la superior es llenada mientras se descarga la tolva intermedia. La tolva inferior descarga hacia una banda que transporta el azúcar hacia las bodegas (Flores, 2008).

#### **1.4.10 ENVASADO Y ALMACENAJE DEL AZÚCAR (Flores, 2008)**

El azúcar luego de ser descargada por las tolvas es transportada por medio de banda hasta la zona de bodegas donde es envasada en sacos de 100 lb españolas o en sacos jumbo de 27 quintales si se trata de azúcar blanco, y luego se almacena en las bodegas N° 2, N° 3 y N° 4 formando estibas. Si se trata de azúcar crudo, esta se almacena a granel en la bodega N° 1.

Existe la posibilidad de envasar crudo en presentación de 46 o 50 kg; siempre y cuando así lo desee el cliente. Para este caso, el azúcar se dirige hacia la tolva de distribución de azúcar para envase. El azúcar crudo de envase debe cumplir con normas de exportación como pol mínima 98.3, pol máxima 99.4, humedad 0.2 %, color 1200 - 1600 y ceniza 0.2 %. El azúcar crudo a granel de exportación debe cumplir con una pol entre 96 y 99, una humedad no mayor a 0.3, máximo color de 6000 y máxima dextrana de 250 MAU.

El azúcar blanco se distribuye al sistema de envase ya sea en sacos de polietileno 46 kg, 50 kg o en sacos jumbo de 27 qq.

El azúcar refino y el azúcar blanco directo son producidos en la refinería, la cual cuenta con una sola línea de envase. El azúcar refino se envasa en sacos de polietileno que contiene una bolsa plástica en su interior para darle mejor protección y hermeticidad al azúcar. Este azúcar se envasa en presentación de 50 kg.

#### **1.4.11 REFINACIÓN DEL AZÚCAR**

La refinación de azúcar es un proceso adicional al que se somete el azúcar para transformarla en un producto de mayor pureza y calidad. Las operaciones secuenciales del proceso de refinación del azúcar que se realizan en el ingenio se describen a continuación.

El azúcar cruda afinada (lavada) o blanco sulfitado dependiendo del período en que se encuentre la fábrica, pasa por la báscula de azúcar a granel. En este punto se puede tomar la decisión de enviarla a la bodega o desviarla a la refinería, para lo cual se detiene el movimiento de la banda transportadora N° 1 y se abre la compuerta de desvío de azúcar a refinería.

El azúcar que se desvía cae en el interior de una tolva donde se pesa el azúcar que se fundirá, el proceso de desvío al igual que el de fundición se hace por medio de un sistema batch el cual alimenta al tanque de fundición.

Dentro del tanque de fundición el azúcar se disuelve agregándole agua del tanque de agua dulce y calentándola por convección a través de la inyección de vapor vivo a 125 psi o vapor de escape a 20 psi. Luego de esto, el licor pasa por rebalse a un segundo tanque donde se continúa removiendo, de éste pasa por rebalse a un tamiz móvil que separa el material suspendido y la espuma del licor, una vez filtrado el licor crudo se bombea al tanque pulmón ó hacia el tanque de licor crudo (si se está produciendo refino de exportación).

El licor crudo se clarifica en un sistema de clarificación por fosfoflotación, el cual es una operación que se lleva a cabo únicamente cuando se produce azúcar refino de exportación. En esta operación se eliminan las impurezas que flotan en el licor en la superficie del clarificador. Este sistema emplea un reactor agitado en el cual se adiciona ácido fosfórico, sacarato de calcio, un floculante catiónico como coagulante y uno aniónico de bajo peso molecular para la clarificación. Con la clarificación de licor se obtiene un color más bajo y una mayor remoción de turbidez lo que permite obtener al final del proceso de refinación un azúcar de excelente calidad.

El licor crudo proveniente de la etapa de fundición o de la etapa de clarificación se almacena en el tanque pulmón que alimenta a la refinería. Del tanque pulmón, el licor pasa al tanque donde se le agrega carbón activado como decolorante, de ahí por rebalse pasa al tanque donde se agrega tierra infusoria como ayudante de filtración, y luego pasa al tanque de licor tratado donde se mantiene hasta ser bombeado a los filtros de carbón de primera filtración.

El licor tratado es bombeado a los filtros de carbón de primer filtrado, los cuales son filtros prensa donde el licor tratado pasa a presión por un sistema de placas recubiertas por tela de lino, el licor logra atravesar la tela dejando la capa de carbón y tierra retenida en las telas. A la salida del filtro, el licor cae al tanque de primer filtrado donde se le añade una solución de soda cáustica al 50 % para llevar el pH del licor lo más cercano a 7 con el fin de evitar problemas de inversión de sacarosa, luego se bombea hacia el segundo filtrado donde se lleva a cabo la misma operación que en el primer filtrado. Luego, el licor se envía al tanque de licor filtrado en el nivel de los tachos de refinería para alimentar las templas.

En los tachos de refinería se maneja un sistema de cuatro templas y se cristaliza en cada una de ellas, el sirope (miel de refinería) que sale de una templa alimenta al siguiente junto con más licor filtrado, así las templas de primera se producen sólo con licor filtrado, las de segunda con sirope A (miel de templas "A" o de primera) y licor filtrado, las terceras con sirope B (miel de templas "B" o de segunda) y licor filtrado, mientras que las cuartas se fabrican con sirope C (miel de templas "C" o de tercera) y licor filtrado. Con el sistema antes descrito, la refinería tiene capacidad para producir 8 templas de primera, 4 segundas, dos terceras y una cuarta.

Las templas caen directamente a un mezclador y de ahí pasan a las centrífugas, las cuales trabajan en sistema batch. En las centrífugas se separa el azúcar del sirope, el cual retorna al proceso de cristalización para la siguiente templa, el sirope final (sirope D) de la cuarta templa se acumula en el tanque de sirope D y se bombea hacia la sección de tachos de fábrica para mezclarse con la meladura. El azúcar a la salida de las centrífugas es llevada por medio de sinfines y un elevador hasta la secadora de la refinería.

En la secadora el azúcar pasa en un sistema de contracorriente con aire filtrado y calentado con vapor a 125 psi. En la segunda mitad del secador el azúcar pasa a contracorriente con aire frío, para disminuir su temperatura y evitar problemas durante el almacenaje. A la salida de la secadora el azúcar tiene una humedad no mayor a 0.05 % en peso, de ahí se lleva por medio de un elevador y un sinfín a la tolva correspondiente, de acuerdo al tipo de azúcar existen tres tolvas, una para azúcar de primera, una para segunda y una para tercera. El polvillo que absorbe el scrubber de la secadora cae en el tanque colector de polvillo de donde se drena al tanque de agua dulce. Los terrones que salen de la secadora son enviados al tanque de terrones de donde se bombea al tanque pulmón.

En las tolvas se almacena el azúcar hasta que se tiene la razón de mezcla que se deberá preparar para que el azúcar se envase con la calidad deseada, por lo general el azúcar de primeras se mezcla con el azúcar de tercera en razón de uno a uno y el azúcar de segunda se envasa directo. La mezcla se hace regulando las salidas de las tolvas, el azúcar cae en un sinfín general donde se le adiciona la vitamina A y que la transporta hasta un elevador para depositarla en el tamiz de terrones.

Una vez el azúcar cae en el tamiz vibratorio este separa los terrones de más de 2.36 mm y permite pasar el azúcar suelto, éste cae en la tolva de envase mientras los terrones caen en el tanque de fundición de terrones donde se inyecta agua caliente para derretirlos y se bombea al tanque pulmón. El azúcar refino se envasa en sacos de 50 kg, mientras el blanco directo se envasa en sacos de 46 kg.

En el cuadro 1.11 se muestra el resumen de los valores promedio de las principales variables fisicoquímicas de los materiales que se manejan en el proceso de refinación.

**CUADRO 1.11: VALORES PROMEDIO DE LAS VARIABLES FÍSICOQUÍMICAS DE LOS MATERIALES EN EL PROCESO DE REFINACIÓN**

ETAPA	CORRIENTE DE PROCESO	PARÁMETRO DE OPERACIÓN	RANGO PROMEDIO DE OPERACIÓN
FUNDICIÓN	Azúcar cruda afinada	Pol	98.6 - 99.5
		% Humedad	0.05 - 0.5
		Color (UI)	150 - 900
	Azúcar sulfitado	Pol	99.3 - 99.5
		% Humedad	0.03 - 0.05
		Color (UI)	150 - 200
	Licor crudo (Azúcar crudo)	Brix	67 - 69
		Color (UI)	500 - 900
		pH	6.0 - 7.0
	Licor crudo (Azúcar blanco)	Brix	67 - 69
		Color (UI)	400 - 500
		pH	6.0 - 7.0
CLARIFICACIÓN DE LICOR	Licor clarificado	Color (UI)	300 - 360
		Turbidez	8 - 10
		pH	6.0 - 7.0
FILTRACIÓN DEL LICOR	Licor filtrado	Brix	60 - 64
		Color (UI)	400 - 600
		pH	6.0 - 7.0
TACHOS DE REFINO	Masa cocida A	Brix	86 - 89
	Masa cocida B	Brix	86 - 89
	Masa cocida C	Brix	86 - 89
CENTRIFUGACIÓN	Sirope A	Brix	76 - 78
		pH	6.0 - 7.0
	Sirope B	Brix	76 - 78
		pH	6.0 - 7.0
	Sirope C	Brix	76 - 78
		pH	6.0 - 7.0
ENVASADO	Azúcar refino y blanco directo	Pol	99.0 - 99.80 (Blanco directo)
			99.85 - 99.90 (Refino)
		Color (UI)	100 - 120 (Blanco directo)
			25 - 35 (Refino)
% Humedad	0.03 - 0.05		

## 1.5 SUBPRODUCTOS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE CAÑA

Durante el proceso de industrialización de la caña de azúcar se produce además del azúcar, productos secundarios de menor interés llamados co-productos o subproductos

del proceso azucarero, los cuales poseen un valor económico inferior en comparación con el azúcar. Entre los subproductos formados en dicho proceso se encuentra la melaza, que es un tipo de miel incristalizable obtenida al finalizar el proceso de formación del grano de azúcar; y el bagazo, un material lignocelulósico que conforma más del 25 % del total de subproductos obtenidos en el ingenio. En las siguientes secciones se describen los principales co-productos del proceso de producción del azúcar de caña.

### **1.5.1 BAGAZO**

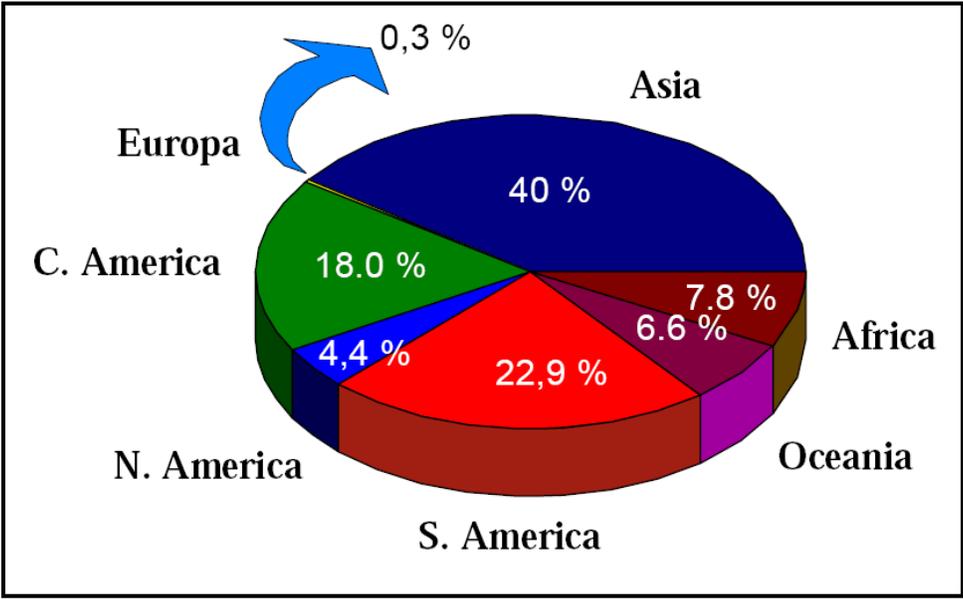
El bagazo de caña de azúcar es un material lignocelulósico fibroso constituido principalmente por celulosa, hemicelulosa y lignina, tiene una humedad del 50 % aproximadamente y es rico en gomas y sacarosa. Se obtiene como subproducto o residuo de la extracción del jugo de caña de azúcar en los centrales azucareros y representa aproximadamente entre el 25 y 40 % del total de materia procesada, dependiendo del contenido de fibra de la caña y la eficiencia del proceso de extracción (Pernalet et al., 2008).

El bagazo de caña es potencial para la producción de derivados ya que se encuentra disponible en grandes cantidades y presenta una composición química muy similar a la madera. Sin embargo, existe un excedente que se acumula en los vertederos del ingenio o el campo sin aprovechamiento alguno (Vega Braudit et al., 2008).

El uso más común del bagazo y de mayor difusión en los centrales azucareros, es el aprovechamiento de su capacidad calórica mediante su combustión en las calderas del propio ingenio azucarero, produciendo energía térmica para la generación de vapor, el cual se utiliza en la fabricación del azúcar crudo y en el proceso de refinación del azúcar. El consumo de este residuo para tal fin representa alrededor del 50 a 100 % del bagazo que se genera en el proceso de ingenio azucarero. El resto, de generarse, es factible de emplearse en otras aplicaciones (Aguilar y Rivera, 2010).

La disponibilidad mundial de bagazo para el año 2,000 se estimó en algo más de 200 millones de toneladas (50 % humedad) y su uso más generalizado fue como combustible en el propio central azucarero y más recientemente se utiliza de forma creciente para la

cogeneración de energía. La operación eficiente y las buenas prácticas aplicadas en un central azucarero permiten a su vez en determinadas condiciones generar hasta un 30 % de bagazo sobrante del cual se puede disponer para numerosas aplicaciones industriales de gran valor agregado. La mayor disponibilidad corresponde a Asia (40 %) seguidos por Sur América (22,9 %) y Centro América (18 %) (Figura 1.3) (Fernández, 2000).



**Figura 1.3:** Disponibilidad mundial de bagazo (Fernández, 2000)

La eficiencia de extracción de jugo en el área de molinos influye directamente en la concentración de sacarosa en el bagazo obtenido en el proceso de molienda. De tal forma que la concentración de sacarosa en bagazo observada en diferentes centrales azucareros en promedio varía entre 2.0 y 4.0 por ciento en peso, lo cual indica la amplia variabilidad de las pérdidas de sacarosa en el bagazo durante el período de zafra de un ingenio a otro; esto representa una pérdida anual para la agroindustria azucarera salvadoreña que ronda entre 500,000 y 1,000,000 quintales de azúcar debidas únicamente a la presencia de sacarosa en el jugo residual.

### 1.5.2 CACHAZA (Aguilar y Rivera, 2010)

La cachaza es un material esponjoso, de color oscuro a negro y el principal residuo de la industria del azúcar de caña; su precio relativamente bajo la hace atractiva frente a otros productos orgánicos, produciéndose de 30 a 50 kg por tonelada de materia prima procesada, lo cual representa entre 3 y 5 % de la caña molida. Este porcentaje y su composición química (Cuadro 1.12) varían con las características agroecológicas de la zona, la eficiencia de fábrica, el método de clarificación empleado, entre otros factores.

La cachaza es obtenida durante la clarificación del jugo de caña en la industria azucarera. Se recoge a la salida de los filtros al vacío, presentando aproximadamente un 25 % de materia seca. Este material contiene muchos de los coloides de la materia orgánica originalmente dispersa en el jugo, conjuntamente con aniones orgánicos e inorgánicos que precipitan durante la clarificación. Otros compuestos que no son azúcares se incluyen en esos precipitados; sin embargo, por su alto contenido de humedad, por presentar olores desagradables, por su baja relación peso/volumen (igual a 0.375), por ser fuente de criaderos de moscas y otras plagas, y por tomar combustión espontánea en estado seco al exponerse al sol, la mayoría de los ingenios azucareros tienen problemas de almacenamiento, transporte y manejo. Por ello, no es totalmente aprovechada en derivados y se presentan dificultades para su eliminación. El cuadro 1.12 muestra la composición química general de la cachaza generada en los ingenios azucareros.

**CUADRO 1.12: COMPOSICIÓN QUÍMICA DE LA CACHAZA**

Componente (%)	Valor	Componente (%)	Valor
Humedad	70.72	MgO	0.66
Densidad (g/L)	180	Carbono (C)	20
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	3.21	Relación C/N	38.40
K <sub>2</sub> O	0.24	pH en agua	7.22
CaO	2.94	Materia orgánica	64.03
N <sub>2</sub> total	0.81	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	0.97
Si	0.27	Zn	0.51
Proteína cruda	16	Extracto en C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> (Ceras, aceites y resinas)	14

FUENTE: Aguilar y Rivera (2010)

**CUADRO 1.12: COMPOSICIÓN QUÍMICA DE LA CACHAZA  
(Continuación)**

Componente (%)	Valor	Componente (%)	Valor
Sacarosa y ART	14	Bagacillo	25
Hierro (Fe)	2	Manganeso (Mn)	0.16
Magnesio (Mg)	0.7	Aluminio (Al)	0.5
Cobre (Cu)	0.04	Cenizas	12
*Ácido aspártico	4.4	*Treonina	2.8
*Ácido glutámico	3.7	*Metionina	0.5
*Isoleucina	2.1	*Valina	3.5
*Leucina	3.6	*Tirosina	0.6
*Fenilalanina	1.3	*Triptofano	1.2
*Histidina	2.2	*Lisina	2.1
*Arginina	0.9	**Ácido valérico	1.1
**Ácido caprónico	0.5	**Ácido pelargónico	0.4
**Ácido 3-nonanoico	2.2	**Ácido cáprico	0.4
**Ácido undecílico	1.5	**Ácido láurico	5.0
**Ácido linolénico	2.1	**Ácido octacosanoico	25.6
**Ácido mirístico	1.6	**Ácido palmítico	18.0
**Ácido azelaico	2.2	**Ácido esteárico	8.1
**Ácido linoleico	27.0	**Ácido oléico	10.2
**n-tetraconasol	1.7	**n-hexacosanol	5.5
**n-heptaconasol	2.9	**n-octacosanol	60
**n-nonacosanol	2.9	**n-dotriacontanol	1.7
**n-tetratriacontanol	3.3	**Stigmasterol	27.5
**Fampesterol	30.0	**β-Sitosterol	31.6

\* Porcentaje en peso base seca de proteína cruda de cachaza

\*\* Porcentaje en peso base seca de ceras, resinas y aceites de cachaza

**FUENTE: Aguilar y Rivera (2010)**

La cachaza se usa principalmente como abono, ya que mejora algunas propiedades físicas y ácidas del suelo; generalmente, aplicándose en suelos próximos a las fábricas de los ingenios, ya que su alto contenido de humedad aumenta el costo del transporte.

### 1.5.3 MELAZA O MIEL FINAL

La melaza o miel final es un jarabe denso de color oscuro que se obtiene como subproducto del proceso de cocimiento y cristalización y del cual no puede extraerse más sacarosa por métodos físicos convencionales (Aguilar y Rivera, 2010).

La composición química de la melaza es muy heterogénea y en extremo variable, pues ésta depende de factores agrícolas e industriales tales como la variedad de la planta, el grado o estado de su madurez, el clima, el suelo, condiciones y período de cultivo, tipo de corte y de la eficiencia industrial del proceso de extracción de azúcar en el tándem de molinos y en general de las demás operaciones de fábrica. Esta variación puede repercutir en el contenido nutritivo, el sabor, el color, la viscosidad y el contenido total de azúcar (Aguilar y Rivera, 2010).

Por otro lado, la melaza de caña se caracteriza por tener una composición en grados Brix ó sólidos disueltos de 68 - 85 % aproximadamente y un pH comprendido entre 5.0 y 6.1 (Fajardo y Sarmiento, 2007). La composición química promedio de la melaza se muestra en el cuadro 1.13.

**CUADRO 1.13: COMPOSICIÓN QUÍMICA DE LA MELAZA DE CAÑA DE AZÚCAR**

COMPONENTE	COMPOSICIÓN (%)
Agua	20
Sacarosa	35
Glucosa	7
Levulosa	9
Otras sustancias reductoras	3
Otros carbohidratos	4.1
Cenizas	12
Compuestos nitrogenados	4.5
Compuestos no nitrogenados	5
Ceras, esteroides y esterofosfolípidos	0.4

**FUENTE: Vega Baudrit (2007)**

Debido a su alto contenido de azúcares, la melaza de caña tiene un considerable precio en el mercado internacional; actualmente, constituye un producto importante de la industria azucarera por su empleo como material o sustrato, al ser un co-producto de bajo costo capaz de ser modificado por la acción de los elementos vivos para la transformación en procesos biotecnológicos en productos o derivados finales útiles al hombre (Aguilar-Rivera et al., 2010).

La melaza es generalmente empleada para la alimentación animal y para la producción de lácteos o también como suplemento alimenticio para el hombre (Fajardo y Sarmiento, 2007).

Algunas de las principales aplicaciones para el aprovechamiento de la melaza de caña de azúcar se muestran en el cuadro 1.14.

**CUADRO 1.14**

**APROVECHAMIENTO DE LA MELAZA DE CAÑA DE AZÚCAR**

<b>UTILIZACIÓN</b>	<b>GENERALIDADES</b>
Alimentos	Alimentación rica
Animales	Alimentación menos rica: desecados sobre pulpas, mezcla con diversos alimentos, pulverizados de forrajes, suplementos de ensilajes
Recuperación de líquidos desazucarados	Vinazas para la obtención de ácido glutámico
	Lejías finales como alimento animal y para la obtención de aminoácidos
Fermentación	Levaduras para la panificación
	Levaduras para alimentación humana y animal: aditivo para piensos, extractos e hidrolizados de levadura, fuente de enzimas, vitaminas y ácidos nucleicos. Además es el sustrato utilizado en la producción de proteína unicelular.
	Grasas de levadura
	Alcohol etílico
	Producción de colaterales de fermentación alcohólica

**FUENTE: Fajardo y Sarmiento (2007)**

# **CAPÍTULO II**

## **2.0 PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL PROCESO AGROINDUSTRIAL DEL AZÚCAR DE CAÑA**

El objetivo primordial de todo ingenio azucarero es el administrar eficientemente la producción de azúcar ante las continuas variaciones de la economía y de las cada vez mayores demandas sociales y comerciales. Ante la situación actual, los productores de azúcar se han visto obligados a producir una mayor cantidad de éste producto para suplir la creciente demanda, lo cual ha significado cultivar y procesar más caña de azúcar para solventar el déficit de la oferta de éste producto, buscando en todo momento reducir lo más posible los costos de producción.

Dado que el consumo mundial de azúcar es cada vez mayor, la intensificación de la producción de éste alimento se ha visto limitada por la disposición de áreas de cultivo de caña de azúcar, por lo que se han buscado entre algunas posibles soluciones al problema, la reducción o minimización de las pérdidas de sacarosa a lo largo de todo el proceso agroindustrial desde que la caña es cultivada y cosechada en el campo hasta su procesamiento en la fábrica, para de esta forma mejorar el rendimiento del ingenio sin tener que recurrir a cantidades adicionales de caña para el proceso.

Las mayores exigencias medioambientales también han impulsado constantes cambios en la tecnología de procesamiento del azúcar y mejoras en las condiciones de financiamiento con el fin de resolver y dar una atención más directa al tema de las pérdidas de sacarosa en las fábricas.

Las pérdidas de sacarosa en todas las etapas de la fabricación de azúcar, desde el corte de la caña hasta el azúcar envasado, es un problema económicamente serio que debe ser resuelto ya que éstas pueden representar hasta un 35 % del azúcar disponible en la materia prima al inicio del proceso.

En el presente capítulo se describen detalladamente los factores que inciden en la generación de pérdidas de sacarosa en el proceso agroindustrial de la caña de azúcar y su clasificación de acuerdo a la forma en que éstas son cuantificadas.

## **2.1 FACTORES QUE GENERAN PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL PROCESO AZUCARERO**

Las pérdidas de sacarosa en el proceso agroindustrial de la caña de azúcar son provocadas por diferentes factores entre los cuales destacan, la variedad de caña cultivada, las condiciones y manejo de la caña durante el cultivo y la cosecha, el tiempo entre cosecha y procesamiento de la caña en el ingenio y las condiciones de operación del proceso industrial en la fábrica. Sin embargo, las pérdidas de sacarosa en cualquier punto del proceso tienen su origen en cinco causas o factores principales que pueden clasificarse en enzimáticos, químicos, microbiológicos, térmicos, físicos o una combinación de ellas.

### **2.1.1 PÉRDIDAS DE SACAROSA POR FACTORES ENZIMÁTICOS**

La caña de azúcar es una planta que contiene enzimas que le ayudan a su crecimiento y abastecimiento energético. La enzima invertasa ( $\beta$ -D fructofuranósido fructohidrolasa ó  $\beta$ -fructofuranosidasa) en el jugo de caña tiene 2 orígenes: la caña de azúcar y la actividad microbiológica. La caña de azúcar sintetiza y cataboliza la sacarosa mediante esta enzima para obtener la energía necesaria para sus funciones fisiológicas y la producción enzimática varía de acuerdo a los requerimientos nutricionales y el tiempo entre corte (cosecha) y molienda. La planta produce 2 tipos de enzimas diferentes: una es más activa bajo condiciones ácidas y está presente en células inmaduras como las del cogollo, mientras que la otra es más activa en condiciones normales y se encuentra en tejidos maduros; sin embargo, esta actividad enzimática se da en pequeña proporción por lo cual las pérdidas atribuidas a este factor son poco significativas (Serrano, 2006).

El azúcar o sacarosa presente en la caña puede descomponerse por efecto enzimático o fisicoquímico en sus azúcares reductores, glucosa y fructosa. Dicha reacción es conocida

como inversión de la sacarosa. En sentido químico, inversión se refiere al cambio de actividad óptica dextrógira a levógira, o viceversa que ocurre como resultado de la hidrólisis ácida o enzimática de una solución de sacarosa que produce una mezcla de azúcares invertidos de glucosa y fructosa.

La inversión de la sacarosa por la enzima invertasa tiene lugar en la caña de azúcar cosechada. La actividad enzimática depende de la edad, variedad y temperatura de la planta. La rápida inversión de la caña inmadura en la época de calor da por resultado valores más bajos de pureza. El metasilicato de sodio actúa como inhibidor de la invertasa en el jugo de la caña y la inversión enzimática se detiene cuando las enzimas son destruidas durante el proceso de clarificación del jugo (Mead y Chen, 1997).

### 2.1.2 PÉRDIDAS DE SACAROSA POR FACTORES QUÍMICOS

Cuando sobre una solución de sacarosa actúa un agente de inversión, tal como un ácido, la molécula de sacarosa se divide o invierte por la acción de una molécula de agua para formar una molécula de glucosa y una de fructosa, a la mezcla de esos dos azúcares se les llama azúcares invertidos (Batule, 2008).

Esta reacción es conocida como hidrólisis o inversión y se expresa por la ecuación siguiente:



Hay dos clasificaciones generales de las reacciones de descomposición química:

- a) Las que se efectúan bajo condiciones ácidas
- b) Las que se efectúan bajo condiciones básicas

### **2.1.2.1 DESCOMPOSICIÓN QUÍMICA DE LA SACAROSA BAJO CONDICIONES ÁCIDAS**

La reacción inicial de la descomposición química es la inversión de la sacarosa en glucosa y fructuosa. En el guarapo esta reacción puede resultar catalizada por la enzima invertasa y, en cualquier medio ambiente por un pH bajo. La enzima invertasa se inactiva por un aumento en la temperatura a 80 °C o más, y la inversión ácida se inhibe mediante la elevación del pH por encima de 6.0. El pH óptimo para la estabilidad de la sacarosa se sitúa entre 8.0 y 8.5 (Batule, 2008).

Siempre hay algo de azúcar invertido presente, y estos azúcares invertidos se descomponen de nuevo a través de una serie de reacciones formando compuestos coloreados, precursores de colorantes y compuestos orgánicos no coloreados, esto da origen a un efecto melasigénico; es decir, un arrastre o desplazamiento de sacarosa hacia las mieles finales provocado por todos los compuestos distintos de la sacarosa (Batule, 2008).

Generalmente, se considera que el nivel de inversión depende de la temperatura y de la concentración de iones de hidrógeno (pH), sacarosa y agua (Batule, 2008).

Los azúcares invertidos son comparativamente estables en solución ácida, pero se produce una formación continua de color, en parte debida a la descomposición a través de varias sustancias intermedias en 5-hidroximetilfurfural (HMF) y en sus productos coloreados de descomposición. Otros caminos, de formación de color en medio ácido es la condensación HMF con los aminoácidos para formar compuestos amarronados y nitrogenados, y la condensación de glucosa con compuestos amínicos para formar un producto que se polimeriza tras sufrir una redistribución de Amadori, formando los productos o compuestos coloreados, también llamados Melanoidinas. A esta reacción se le conoce como reacción de Maillard. Estos productos de color con un pH bajo tienen lugar al destruirse la sacarosa en el guarapo o en cualquier otra etapa del proceso en donde se localice momentáneamente una zona de pH bajo (Batule, 2008).

La inversión ácida se inicia antes de la clarificación y continúa durante todo el proceso; ésta reacción depende tanto de la temperatura como del pH. Cuando el pH del jugo es de

5.8 y la temperatura es de 120 °C, la inversión reduce la concentración de sacarosa a una tasa de 2 % cada hora de operación. A medida que se disminuyen el pH y la temperatura, se mantiene este nivel de inversión hasta que el pH y la temperatura llegan a 4.6 y 90 °C respectivamente (Mead y Chen, 1997).

La inversión ácida se reduce al mínimo por la adición de cal o de otro agente alcalinizante a fin de mantener el pH a un valor de 7.0 o ligeramente superior. El procesamiento a la más baja temperatura permisible reduce asimismo la reacción de inversión (Mead y Chen, 1997).

### **2.1.2.2 DESCOMPOSICIÓN QUÍMICA DE LA SACAROSA BAJO CONDICIONES BÁSICAS (Batule, 2008)**

Desde el punto de vista de la pérdida directa de sacarosa, la descomposición de la misma bajo condiciones básicas no es tan seria como la que se produce bajo condiciones ácidas, pero es más seria desde el punto de vista de la formación de color y mayor generación de de miel final.

La formación de color bajo condiciones básicas es un campo extremadamente complejo. La descomposición alcalina de la sacarosa en azúcares reductores es probablemente la primera etapa de la reacción, aunque existe la reserva de la ausencia de glucosa y fructosa en la hidrólisis básica. Los productos principales de la descomposición alcalina son los ácidos orgánicos, especialmente el láctico que tiende a disminuir el pH, y los productos coloreados poliméricos, bien sean melanoidinas o compuestos formados mediante una serie de ácidos sacáridos, o una serie de reacciones catalizadas por iones de calcio.

La presencia de azúcares reductores en un medio alcalino es óptima para la formación de color; es decir, es la peor situación. Esta situación aparece cuando se permite que el guarapo se mantenga ácido durante cierto tiempo antes de la elevación del pH del mismo. En este caso, se dice que la cal destruye el azúcar invertido, ello es así, pero las reacciones de destrucción generan color. Además, el azúcar invertido en solución reaccionará con los componentes amínicos, procedentes de la ruptura de las proteínas,

formando melanoidinas. El exceso de cal catalizará así mismo la ruptura de la sacarosa en ácidos orgánicos.

La descomposición alcalina de la sacarosa se produce inicialmente vía la división de la cadena glucosídica produciendo D-glucosa y D-fructosa, o formas iónicas de esos monosacáridos.

La sacarosa es en cierto modo estable al ataque alcalino y relativamente lábil a la degradación alcalina. Sin embargo, la sacarosa puede degradar a la D-glucosa y D-fructosa en una solución alcalina ligera a pH hasta de 8.3 pero esta degradación procede por el mecanismo de hidrólisis ácida normal. En la fabricación de sacarosa; por tanto, la reacción principal que causa pérdidas de sacarosa, entre un pH de 7 y 8.3, es la hidrólisis ácida que ocurre a pH ácidos o más bajos.

Las reacciones catalizadas por ácidos de los azúcares reductores son complejas, y en muchos años al menos inicialmente, similares a las reacciones alcalinas, pero generalmente más lentas. Bajo las condiciones ácidas (pH 5 - 6 desde 0 - 60 °C) los azúcares reductores se ionizan y mutarrotan, a pH más bajos (< 3 ó 4) y a temperaturas altas (100 °C) ocurre la enolización y la isomerización.

Bajo las condiciones básicas del proceso de fabricación del azúcar, la mayoría de los procesos de degradación de los azúcares reductores se produce mediante la reacción con los aminoácidos (reacción de Maillard) y los subsecuentes re-arreglos, enolización y ciclizaciones para los productos de la reacción de Maillard y los azúcares reductores. Esas reacciones contribuyen significativamente a las pérdidas de sacarosa y a la formación de color indeseable.

Bajo las condiciones del proceso de producción del azúcar se pueden establecer las siguientes aseveraciones:

- a) La sacarosa se degrada en medio ácido más fácilmente que en medio alcalino, mientras que los azúcares reductores (el producto de la hidrólisis ácida) son más reactivos en medio alcalino que en el ácido.

- b) En medio ácido, la razón de hidrólisis de la sacarosa es más rápida que la razón de degradación de sus productos de inversión.
- c) En medio alcalino, la razón de degradación de la sacarosa es mucho menor que la razón de degradación de la D-glucosa o la D-fructosa.
- d) Debido a que la degradación alcalina de la sacarosa no da como resultado productos de la inversión, en las soluciones ligeramente alcalinas ( $\text{pH} < 8.5$ ) las pérdidas de sacarosa a azúcares invertidos (glucosa y fructosa) es una consecuencia del mecanismo de hidrólisis ácida, la cual produce D-glucosa y D-fructosa para la degradación alcalina posterior.

### **2.1.3 PÉRDIDAS DE SACAROSA POR EFECTO TÉRMICO**

Como se ha descrito anteriormente la temperatura también juega un papel crucial en la descomposición de la sacarosa. Durante el procesamiento de los jugos y el almacenamiento del azúcar tiene lugar la descomposición de la sacarosa debida al calor, formándose componentes poliméricos y coloreados, este proceso se conoce generalmente como formación de caramelo. Las reacciones que tienen lugar son esencialmente las mismas en los azúcares sólidos que en los jugos y siropes del proceso, en el caso de los azúcares sólidos la mayor parte de la descomposición tiene lugar en la miel que rodea al cristal, donde hay suficiente agua para que ocurra la reacción química (Batule, 2008).

Las pérdidas de sacarosa durante el almacenamiento aumenta con el incremento de la temperatura, y el descenso de la polarización va acompañado por la formación de color, que de hecho viene precedido por la misma, ya que tanto en los jugos y siropes como en el azúcar se percibe antes de que sea observable la pérdida de sacarosa (Batule, 2008).

Un aumento en el color indica una pérdida de sacarosa, pero se han realizado pocas estimaciones cuantitativas para relacionar la aparición de color con la pérdida de sacarosa, se cree que el incremento de color es más o menos directamente proporcional a la hidrólisis del azúcar cuando las moléculas de glucosa y fructosa se relacionan mediante un factor limitante. Ello se debe al hecho de que haya una familia extremadamente

compleja y diversas reacciones causantes de la coloración, así como una amplia gama de grados de intensidades de color en los productos de dichas reacciones. La mayoría de los productos de la reacción de descomposición de la sacarosa no son de hecho coloreados (Batule, 2008).

El descenso de la polarización puede ser una medida errónea de las pérdidas de sacarosa. Si en primer lugar, se invierte la sacarosa, reaccionando a continuación la fructosa, el azúcar invertido se obtiene en proporciones desiguales, la polarización puede ser artificialmente alta si la fructosa desaparece más rápidamente que la glucosa, o puede ser artificialmente baja si la glucosa desaparece más rápidamente que la fructosa. El primer caso es normal en las refinerías, mientras que el segundo es común en los ingenios azucareros (Batule, 2008).

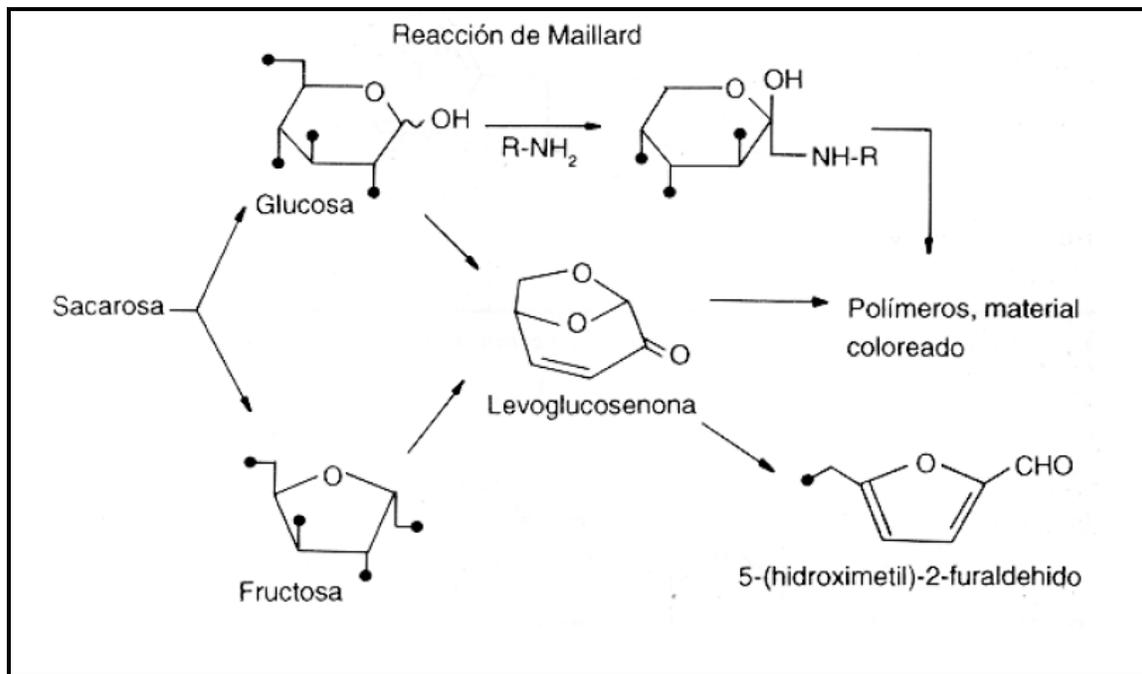
Según investigaciones realizadas en la industria azucarera de remolacha, se expone que en el calentamiento y evaporación de los jugos, la hidrólisis de la sacarosa es catalizada en primer lugar por las sales presentes. El efecto catalítico de los iones de hidrógeno e hidroxilos se presenta solamente en el caso de disturbios operacionales. Casi el 90 % de la sacarosa hidrolizada durante un tiempo dado a una temperatura dada (azúcar descompuesta por efectos térmicos) es proporcional al contenido de sales del jugo, y solamente del 10 al 20 % de la sacarosa descompuesta depende de la presencia de otros componentes del jugo (Batule, 2008).

La cantidad de sacarosa hidrolizada durante la evaporación excede todas las otras pérdidas térmicas, particularmente si el evaporador se opera a temperaturas altas. En un evaporador típico la cantidad de sacarosa hidrolizada puede ser de 9 g por cada 100 g de sacarosa, bajo condiciones de jugo procedentes de cañas frescas. El efecto es más pronunciado en la industria del azúcar de caña que en la de remolacha, ya que en la primera el jugo es menos estable (Batule, 2008).

El incremento de color en los evaporadores va acompañado de la caída del pH, causada por los productos de descomposición ácidos del azúcar invertido. Aparte de la alta temperatura, también el bajo pH y un tiempo de residencia alto incrementa el nivel de la hidrólisis de la sacarosa. Las moléculas de glucosa y fructosa continúan reaccionando con

las aminas y aminoácidos para producir compuestos coloreados las cuales afectan la calidad del azúcar blanco debido al incremento del color (Batule, 2008).

Los compuestos coloreados que se forman durante el procesamiento provienen de la descomposición térmica de la sacarosa y de los azúcares reductores (glucosa o fructosa), o se originan en las reacciones de estos carbohidratos con compuestos amino-nitrogenados presentes en la planta mediante la reacción de Maillard (Figura 2.1), produciendo polímeros coloreados denominados melanoidinas (Larrahondo, 1995).



**Figura 2.1:** Posibles vías de la termólisis de la sacarosa y formación de melanoidinas en la reacción de Maillard durante el procesamiento de la caña de azúcar (Larrahondo, 1995)

#### 2.1.4 PÉRDIDAS DE SACAROSA POR FACTORES MICROBIOLÓGICOS

Gran parte de las pérdidas de sacarosa en el proceso de fabricación del azúcar son debidas a las poblaciones microbiológicas presentes en la caña, las cuales encuentran en las etapas iniciales del proceso el medio ideal para su crecimiento y desarrollo. Aunque la mayoría de las poblaciones no sobreviven las operaciones de calentamiento posteriores,

éstas son capaces de producir importantes pérdidas de sacarosa en las primeras etapas del proceso, aumentando su significancia en la etapa de extracción del jugo. En las secciones 2.1.4.1 a la 2.1.4.4 se describen las implicaciones de la contaminación microbiológica en el procesamiento de la caña de azúcar en los ingenios azucareros.

#### **2.1.4.1 CONTAMINACIÓN MICROBIOLÓGICA EN LA CAÑA DE AZÚCAR Y SU JUGO (Serrano, 2006)**

Desde el momento que se corta la caña hasta que se clarifica el jugo extraído a altas temperaturas, la sacarosa está expuesta a la acción enzimática de una multitud de microorganismos que pueden provenir del suelo, de la suciedad en los tallos y de las hojas de la caña o del aire contaminante, y que se ven favorecidos por factores como las operaciones de quema, corte, condiciones de temperatura, alta humedad y tiempos entre corte y molienda.

Cuando la caña entra en el molino, sus jugos circulan a través de los mismos y entran en contacto con los microorganismos que se encuentran adheridos a las superficies metálicas; sin embargo, la presencia de éstos microorganismos en el azúcar o en cualquier producto intermedio de fabricación, no significa necesariamente que se estén produciendo cambios perjudiciales, ni que éstos tendrán significado representativo desde el punto de vista económico, a menos que factores del medio como la temperatura, la humedad, el oxígeno y los nutrientes sean favorables para el rápido crecimiento de los microorganismos.

Se han identificado 3 grupos principales de bacterias que encuentran el medio ideal para su crecimiento en el jugo de caña: Las bacterias productoras de exopolisacáridos, tales como el *Leuconostoc sp.*; los aerobios espora-formadores, tal como el *Bacillus sp.*, y los aerobios no espora-formadores, como el *Escherichia coli*; las levaduras son igualmente importantes, sobre todo las osmofílicas capaces de desarrollarse en medios muy concentrados por su resistencia a elevadas presiones osmóticas, como las mieles y el azúcar; también se encuentran en menor proporción ciertas especies de mohos. Las principales especies identificadas en caña de azúcar y sus jugos son:

**a) Bacterias:** *Bacillus subtilis*, *Bacillus licheniformis*, *Bacillus cereus*, *Bacillus megaterium*, *Bacillus pumilus*, *Leuconostoc mesenteroides*, *Leuconostoc dextranicum*, *Escherichia coli*, *Enterobacter aerógenes*, *Citrobacter freundii*, *Pseudomonas sp.*, *Klebsiella sp.*, *Corynebacterium sp.*, *Micrococcus luteus*, *Staphylococcus fragilis* y *Clostridium sp.* En este grupo se destacan los bacilos que tienen la capacidad de formar endosporas y sobrevivir cuando las condiciones del medio no son favorables, y son importantes productores de levanos y otros heteropolisacáridos. Skole y colaboradores en 1977, reconocieron 2 vías de degradación de sacarosa por especies de *Bacillus*: forman levano y azúcares reductores o forman ácidos.

**b) Levaduras:** *Saccharomyces cerevisiae*, *Saccharomyces rouxii*, *Saccharomyces pombe*, *Candida tropicalis*, *Candida mycoderma*, *C. Intermedia*, *Kloeckera apiculata*, *Pichia membranofaciens*, *P. farinosa*, *Kluyvoromyces fragilis* y *Hansenula anómala*.

**c) Mohos:** *Penicillium citrovorus*, *Penicillium funiculosum*, *Aspergillus variatum*, *Aspergillus níger*, *Trichoderma viride* y *Monilia sitophila*.

Este gran número de especies demuestra la diversidad de la microflora presente en los jugos de caña; sin embargo, hay algunas especies que se desarrollan en el jugo con más frecuencia que otras y que por lo tanto, adquieren una gran importancia económica al consumir la sacarosa a la entrada de la fábrica y formar exopolisacáridos.

Entre estas especies es importante mencionar al *Leuconostoc mesenteroides* y al *L. dextranicum*, y miembros de bacterias coliformes, tales como el *Enterobacter amnigenus*, *Rahnella sp.* o el *Enterobacter aerógenes*, siendo la primera de mayor incidencia en los ingenios azucareros, aunque la última se ha encontrado frecuentemente en estudios de microflora asociados con la caña de azúcar.

Otras especies notables de microorganismos por los productos a los que dan lugar y que son encontrados frecuentemente en los azúcares son levaduras de la especie *Saccharomyces sp.*, que produce etanol, y *Clostridium thermosaccharolyticum*, productora de ácido butírico.

#### **2.1.4.2 MICROORGANISMOS EN EL PROCESO DE FÁBRICA (Serrano, 2006)**

Las condiciones favorables para el desarrollo de los microorganismos en las fábricas de azúcar de caña, están limitadas a una etapa en particular: el proceso de extracción. Las altas temperaturas y el bajo contenido de agua característicos de la mayor parte del proceso de fabricación se consideran como las principales condiciones adversas para una actividad microbiológica excesiva, mientras que en el área de molinos el jugo extraído presenta características físicas y químicas que lo convierten en un excelente sustrato para el desarrollo de una gran variedad de microorganismos.

Las etapas de operación posteriores a la extracción consisten en un tratamiento químico a alta temperatura (purificación), seguido de sedimentación y filtración, la concentración del jugo clarificado y la cristalización de la sacarosa. El número de microorganismos presentes en cualquier punto desde el clarificador hasta el azúcar bruto, es relativamente bajo en comparación con el jugo de caña crudo.

Las poblaciones microbiológicas que degradan la sacarosa y los azúcares reductores presentes en el jugo determinan las características fisicoquímicas del mismo e influyen en el desarrollo posterior del proceso de extracción; por esta razón, los subproductos metabólicos son tomados como indicadores indirectos de las pérdidas de sacarosa en el proceso, aunque las pérdidas reales son mayores que las que se pueden calcular con base en estos indicadores debido a que están influenciados por factores ajenos a la actividad microbiana.

Los azúcares reductores son el producto intermedio de la descomposición de la sacarosa y son el índice más empleado para la detección de pérdidas en jugos; sin embargo, estos azúcares son utilizados por la gran variedad de microorganismos encontrados en los jugos como fuente de carbono para desarrollarse y generar otros productos metabólicos como etanol, ácidos orgánicos y CO<sub>2</sub>. Por esta razón, algunos autores sugieren la cuantificación de otros productos finales del metabolismo como el ácido láctico, que son indicadores más precisos de pérdidas de sacarosa por actividad microbiológica en el tándem de molinos, pero se hace necesario realizar estudios que permitan tener criterios

de selección entre los indicadores que muestren mayor correlación con el metabolismo de los microorganismos.

El deterioro microbiológico causa la mayoría de las pérdidas por inversión, disminuyendo la producción de azúcar y aumentando la producción de melazas; los microorganismos encuentran en la sacarosa un buen sustrato para su crecimiento y en su desarrollo excretan la enzima invertasa.

#### **2.1.4.3 DETERMINACIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA POR CONTAMINACIÓN MICROBIOLÓGICA Y SUS IMPLICACIONES (Serrano, 2006)**

Los principales productos de la actividad microbiológica, además de la masa celular y los polisacáridos, son los azúcares reductores así como productos intermedios, el manitol, ácidos orgánicos como el ácido láctico que sirve como indicador de la pérdida de azúcar, ácido acético, etanol, nitritos, H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>, dependiendo de la composición microbiana determinada por condiciones de diseño y operación de las plantas, así como de ciertas propiedades de la materia prima; estos productos metabólicos disminuyen el pH, producen componentes coloreados y permanecen en el proceso afectando la calidad de subproductos posteriores teniendo todos ellos un efecto “melasigénico”; es decir, que arrastran sacarosa con ellos a las melazas, disminuyendo la cantidad de sacarosa recuperada.

Numerosos estudios han intentado determinar las pérdidas de sacarosa por microorganismos, estableciendo una relación entre la cantidad de ácidos producidos y la cantidad de sacarosa degradada. Con una disminución de los valores de pH de 0.5 puntos, se calcula una pérdida de 0.10 - 0.13 % de sacarosa, teniendo en cuenta la capacidad buffer del jugo en el caso de contaminación por *Clostridium sp.*, y de 0.16 - 0.19 % en contaminación por *Bacillus sp.* Sin embargo, teniendo en cuenta que los ácidos no se producen únicamente de la degradación de sacarosa sino también de azúcares reductores, las pérdidas podrían ser menores. Los azúcares reductores constituyen el índice más empleado para la detección de las pérdidas en los jugos, pues el incremento de la relación de éstos con los sólidos solubles significa la existencia de pérdidas por inversión microbiana.

Los métodos para determinar actividad microbiológica pueden ser directos, mediante análisis polarimétrico y cromatográfico de la sacarosa, o indirectos como el recuento de microorganismos capaces de reproducirse generalmente en cultivos en placa en diferentes medios con pH y temperatura variables, la formación de subproductos metabólicos como el incremento de dextranas, ácidos y la formación de nitritos, concentración de manitol y cambios en los valores de pH o potencial redox en los jugos de caña; el objetivo principal de estas mediciones es monitorear las pérdidas de azúcar.

#### **2.1.4.4 POLISACÁRIDOS BACTERIANOS**

Los microorganismos presentes en el jugo de la caña son capaces de formar polisacáridos, que consisten especialmente de dextranas y levanas, las cuales afectan el proceso de producción de azúcar bloqueando y limitando la funcionabilidad de los equipos.

El primer reporte de producción de polisacáridos bacterianos en líquidos ricos en azúcar por parte de microorganismos en forma de cocos data de 1861, y en 1878 se sugirió especies de *Leuconostoc sp.*, como el principal responsable de la producción de polisacáridos en las fábricas de azúcar (Serrano, 2006).

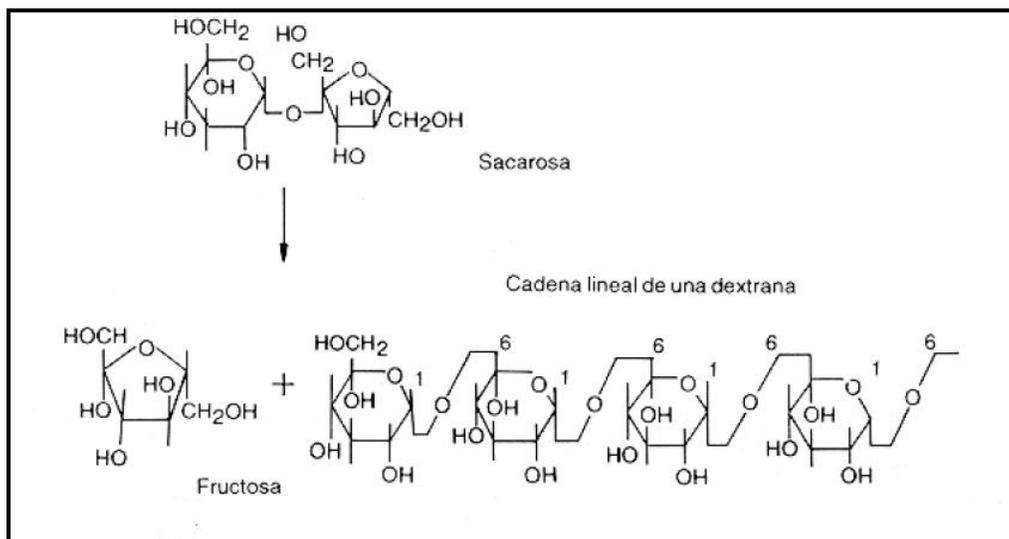
La dextrana es el polisacárido más estudiado y algunas investigaciones incluyen también el levan, ambos causantes de problemas en la fabricación, pues generan pérdidas de sacarosa, obstruyen tuberías, coladores y bombas, afectan la polarización de la sacarosa resultando en lecturas falsas de pureza, aumentan la viscosidad de los licores causando una mala cristalización, generan alargamiento de los cristales, reducen su crecimiento y aumentan la formación de falso grano, y forman biopelículas que se convierten en reservorio de gran diversidad de microorganismos que se agrupan en comunidades sinérgicas. En menor proporción se producen también otros polisacáridos compuestos de moléculas de glucosa, galactosa, fructosa y manosa como monosacáridos estructurales (Serrano, 2006).

## a) DEXTRANAS

“Dextrana o dextrano” es el nombre genérico para los polisacáridos que son polímeros de glucosa; químicamente, son polímeros homólogos de D-glucopiranososa (glucanos) y, a pesar de que cada bacteria produce un único glucano, éstos forman cadenas rectas conteniendo predominantemente enlaces  $\alpha$ -1,6 glucosídicos (>95%), con menor proporción de enlaces  $\alpha$ -1,2,  $\alpha$ -1,3 o  $\alpha$ -1,4 en los puntos de ramificación. Al menos un 50 % o un 60 % de las uniones tienen que ser  $\alpha$ -1,6 para definir una poliglucosa como dextran (Larrañondo, 1995; Serrano, 2006).

Las dextranas tienen un amplio intervalo de pesos moleculares, desde unos pocos miles hasta varios millones y es una sustancia de consistencia de goma o muciforme. Las dextranas pueden presentar diferentes ramificaciones en su cadena molecular, dependiendo de la clase de bacteria que la produzca, lo cual causa diferencias estructurales en el polímero. El grado de ramificación depende de la fuerza de la bacteria que produce el dextran, y muchas de las diferencias en las propiedades de las distintas dextranas son consecuencia de estas diferencias estructurales (Batule, 2008; Larrañondo, 1995).

La síntesis de las dextranas ocurre extracelularmente a partir de la sacarosa (Figura 2.2) mediante la acción de la enzima dextransucrasa también llamada dextransacarasa, una glucosiltransferasa excretada por ciertos microorganismos y que cataliza la transferencia de residuos glucosídicos obtenidos de la hidrólisis de la sacarosa a un polímero de dextrano, liberando D-fructosa. Esta es una enzima inducible por su propio sustrato, capaz de catalizar la formación de muchos tipos de enlaces permitiendo la formación de polímeros ramificados (Serrano, 2006).



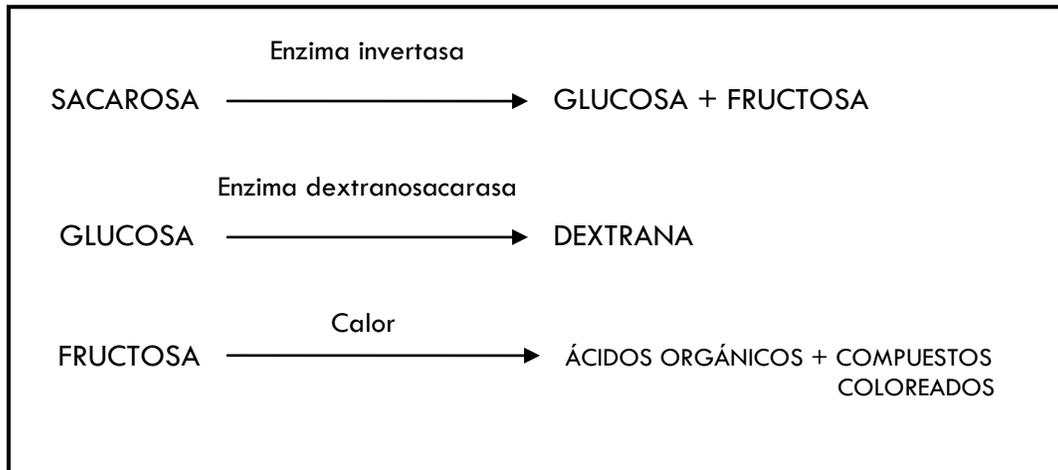
**Figura 2.2:** Síntesis general de dextranas a partir de sacarosa (Larrahondo, 1995)

La estructura y propiedades del dextrano varían según el microorganismo, las condiciones de cultivo, la concentración de sacarosa, pH, temperatura y aireación. Son producidos por bacterias ácido lácticas entre las que se encuentran *Lactobacillus sp.*, *Leuconostoc sp.* y *Streptococcus sp.*, dentro de los cuales el *Leuconostoc mesenteroides* y el *L. dextranicum* son los más conocidos; en este género se agrupan microorganismos anaerobios facultativos que tienen su hábitat natural en el cañaveral y que al producirse cualquier fisura en la superficie externa de la caña, la invaden y se reproducen rápidamente formando fácilmente polisacáridos bajo las condiciones de temperatura comprendidas entre 20 y 40 °C, pH de 5 a 6 y concentración de sacarosa de 10 % a 15 %, encontrada en la caña de azúcar cosechada (Serrano, 2006).

La formación de dextrana es la causa principal de las pérdidas de sacarosa por acción microbiológica, principalmente por la bacteria *Leuconostoc Mesenteroides*, así como hasta cierto límite por la *Leuconostoc Dextranicum*, y por otras bacterias formadoras de légamo o limo (cieno, lodo) (Batule, 2008).

En cada molécula de azúcar que se consume se utiliza solamente la fracción de glucosa en la síntesis de la dextrana, permaneciendo como subproducto la fructosa la cual se descompone en ácidos orgánicos y otros productos coloreados que inducen un descenso del pH; lo anterior ocasiona un aumento en la tasa de inversión de la sacarosa por catálisis ácida y contribuye en consecuencia, al incremento de pérdidas adicionales de

azúcar (Larrahondo, 1995). El mecanismo de reacción para la síntesis de dextrana a partir de la glucosa se muestra en la figura 2.3:



**Figura 2.3:** Mecanismo de reacción para la síntesis de dextrana a partir de glucosa (Batule, 2008)

La enzima invertasa no desaparece activa en el sistema, ya que actúa como un catalizador y no se consume en la reacción. La invertasa proviene del proceso fisiológico del crecimiento de la caña o desde las secreciones de microorganismos tales como levaduras, hongos, y bacterias. Esta enzima se inactiva incrementando la temperatura a 80 °C (176 °F) o en un valor superior (Batule, 2008).

Los principales subproductos originados durante la acción microbiológica del *Leuconostoc* y de otros microorganismos como las levaduras (*Saccharomyces*) después del corte de la caña, son los ácidos acético, láctico y butírico, y otros compuestos orgánicos como el manitol y el etanol, los cuales ayudan aún más al descenso del pH de los jugos y a la síntesis de materiales coloreados (Larrahondo, 1995).

Las investigaciones de Egan y Rehbein (1963) en Australia demostraron que las poblaciones de *Leuconostoc* se elevan rápidamente cuando la caña se quema y se troza durante la cosecha mecanizada, produciéndose altos niveles de dextrana. Este

incremento en el contenido de dextranas produce el apareamiento de altos niveles de fructosa, ya que el *Leuconostoc* ataca mayormente a la glucosa, dejando libre a la mayoría de moléculas de fructosa (Batule, 2008; Larrahondo, 1995).

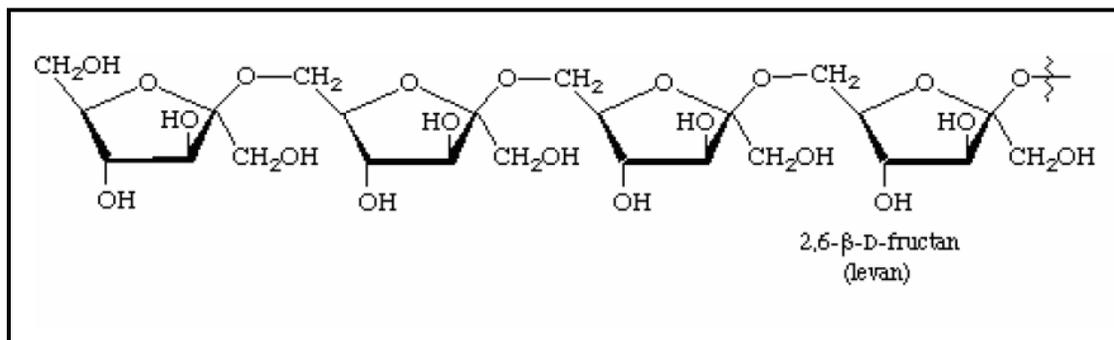
Se ha observado que la quema excesiva de la caña, aunque facilita la cosecha, también remueve la cubierta cerosa de los tallos, causando aberturas o fisuras por donde aparecen exudaciones ricas en azúcares, que son medio de cultivo para el *Leuconostoc* y otros microorganismos (Larrahondo, 1995).

El *Leuconostoc mesenteroides*, se alimenta de sacarosa en soluciones diluidas y a un pH neutral o ligeramente ácido y a temperatura por debajo de los 60 °C, y por lo tanto, crecerá libremente en los tejidos expuestos de caña de azúcar y en el jugo de caña o en soluciones de azúcar de bajo Brix. Cualquier corte en el tallo de la caña incluyendo el corte de la cosecha, daños por insectos, aplastamiento por los tractores o por las alzadoras o división por congelamiento que expone los tejidos ofrecen un medio idóneo para el crecimiento del *Leuconostoc* y la producción de dextrana. Mientras más largo sea el tiempo de exposición y más alta la temperatura ambiente, mayor será la producción de dextrana (Batule, 2008).

No todos los tipos de *Leuconostoc mesenteroides* crecen en una solución de sacarosa, y entre los que lo hacen ninguno sintetiza dextrana por encima de los 60 °C (140 °F), o con un alto Brix (Batule, 2008).

#### **b) LEVANAS (Serrano, 2006)**

Las levanas o Levan son polifructosanos unidos por enlaces  $\alpha$ -2,6 de alto peso molecular, solubles en agua con rotación óptica negativa, formados por la acción de la enzima levanosacarasa que hidroliza la sacarosa y transfiere la D-fructosa a cadenas crecientes de fructanos para formar levanos producidos por microorganismos como *Pseudomonas fluorescens*, *Corynebacterium beticola* y especies de *Bacillus sp.* (*B. subtilis*, *B. mesentericus*, *B. vulgatus*), entre otros. Son polímeros que se originan en fábrica más que en campo, a diferencia de las dextranas que se originan en ambos ambientes (Figura 2.4).



**Figura 2.4:** Estructura molecular del Levan (Serrano, 2006)

### 2.1.5 PÉRDIDAS FÍSICAS DE SACAROSA

Las pérdidas físicas de sacarosa incluyen un amplio grupo de pérdidas cuantificables y no cuantificables que tienen su origen en una combinación de factores químicos, microbiológicos, térmicos y físicos propiamente dichos.

Las causas físicas incluyen pérdidas directas de sacarosa debidas a las pobres técnicas de corte, almacenamiento y transporte de la caña, dispersión, pérdidas en aguas, en productos residuales y absorbentes (Serrano, 2006).

Las pérdidas físicas de sacarosa incluyen tanto aquellas que son cuantificadas durante el proceso de fábrica y las que no es posible cuantificar con exactitud o están fuera del alcance de las mediciones. La magnitud de esas pérdidas depende de la concentración de azúcar en los diferentes puntos del proceso de producción. Esto puede conducir a estimados de la magnitud potencial de las pérdidas físicas. En las secciones 2.1.5.1 y 2.1.5.2 se describe la clasificación general de las pérdidas físicas de sacarosa.

### **2.1.5.1 PÉRDIDAS DE SACAROSA CUANTIFICABLES**

Las pérdidas cuantificables como su nombre lo dice son aquellas que pueden ser cuantificadas y que se presentan en el reporte de fábrica como resultado del desarrollo de los balances de materiales del proceso. Este tipo de pérdidas se divide en dos tipos; las pérdidas determinadas y las pérdidas indeterminadas.

#### **a) PÉRDIDAS DETERMINADAS**

Las pérdidas determinadas son aquellas que se reportan en puntos identificados donde se tiene conocimiento completo de la existencia de pérdidas de sacarosa, las cuales pueden ser calculadas con bastante exactitud por los métodos analíticos e instrumentales de laboratorio. Las pérdidas determinadas comprenden las pérdidas de sacarosa en bagazo, cachaza y miel final.

La pérdida de sacarosa en el bagazo resulta por la retención de jugo residual rico en sacarosa en este subproducto del proceso. Esta pérdida depende de varios factores entre los cuales están la preparación de la caña, la uniformidad del colchón de caña durante la molienda, los ajustes de los molinos, la presión hidráulica y estado físico de las masas de los molinos, la temperatura y flujo de agua de imbibición, el proceso de maceración, entre otros.

La pérdida en cachaza es la que se produce por el arrastre de sacarosa en los lodos resultantes de la filtración de los sólidos sedimentables del proceso de clarificación del jugo. Ésta pérdida es la menor entre las pérdidas determinadas y puede ser estimada con bastante exactitud, calculándose hasta en un 25 % de las pérdidas de sacarosa en el bagazo. Ésta pérdida depende de los siguientes factores: La eficiencia del proceso de clarificación, estado de las telas de los filtros de cachaza, presión del agua de lavado de los lodos, la velocidad de rotación de los filtros, el porcentaje de bagacillo adicionado a la cachaza, las presiones de vacío alto y bajo, y la compresibilidad de la torta de cachaza.

Las pérdidas de sacarosa en la miel final resultan por el arrastre de azúcar a las mieles incristalizables debido a su incapacidad para alcanzar el punto de sobresaturación. La

sacarosa que pasa a las mieles finales no puede reprocesarse por los métodos convencionales para formar nuevos cristales de azúcar por lo que se considera una pérdida en el proceso y un límite para alcanzar mejores rendimientos en la fábrica. Aún cuando se considera como una pérdida constituye parte de un subproducto vendible aunque con un valor agregado inferior en comparación con el azúcar comercial. El azúcar en la miel final representa la mayor pérdida de sacarosa en el proceso por lo que es de vital importancia su cuantificación y control para buscar su minimización.

El arrastre de sacarosa en las mieles finales depende principalmente de las operaciones en el área de tachos sobre todo de las propiedades de las masas cocidas, el grado y tiempo de realización del semillamiento, del sistema de automatización del área de tachos, de la pureza de las mieles, el volumen y tamaño de los cristales formados, y de las operaciones de calentamiento y enfriamiento en los calentadores y cristalizadores de masas cocidas.

## **b) PÉRDIDAS INDETERMINADAS**

Las pérdidas indeterminadas son aquellas que se presentan en los reportes de fábrica y que no pueden ser estimadas puntualmente con exactitud. Estas pérdidas consisten de la combinación de una serie de factores tanto químicos como térmicos, físicos y microbiológicos que interactúan a lo largo del proceso generando pérdidas de sacarosa que sólo pueden ser cuantificadas con significativa exactitud en forma global y no individualmente.

Si bien puede identificarse los puntos críticos donde se generan las pérdidas indeterminadas durante el procesamiento, éstas no pueden calcularse con exactitud en cada punto donde se originan, por ello se estiman por diferencia en base a un balance global de sacarosa una vez calculadas las pérdidas determinadas de sacarosa (pérdida de sacarosa en bagazo, cachaza y miel final).

Los factores generalmente asociados con pérdidas indeterminadas de sacarosa son los siguientes (Batule, 2008):

1. Arrastre de sacarosa en los condensos de los evaporadores, filtros de cachaza y tachos.

2. Pérdidas por contaminación microbiológica durante las etapas de extracción y clarificación del jugo y en la estación de filtración de la cachaza.
3. Lavados de equipos de proceso.
4. Derrames de jugo, masas cocidas y azúcar.
5. Robo de azúcar en bodegas de almacenamiento, etc.

### **2.1.5.2 PÉRDIDAS DE SACAROSA NO CUANTIFICABLES**

Las pérdidas no cuantificables son aquellas que no pueden ser contabilizadas y no se toman en cuenta cuando se determina la sacarosa en caña, por lo que no se reportan en el informe de fabricación.

Al igual que las pérdidas indeterminadas pueden identificarse algunos de los puntos donde se generan éste tipo de pérdidas; sin embargo, no es posible cuantificarlas puntualmente ni por medio de balances de sacarosa por lo que su estimación es bastante inexacta.

Las pérdidas de sacarosa no cuantificables generalmente son debidas a los siguientes factores (Batule, 2008):

1. Errores en el peso de la caña.
2. Pérdidas de caña en el patio (debido a pérdidas de jugo durante el manejo o de caña directamente).
3. Pérdidas debido al deterioro de la caña dejada en el patio por largos períodos de tiempo.
4. Pérdidas debido al derrame de jugo y caña en los equipos de preparación de la misma.
5. Pérdidas durante la molienda de la caña.

## **CAPÍTULO III**

### **3.0 IDENTIFICACIÓN DE FACTORES Y PUNTOS CRÍTICOS DE GENERACIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL PROCESO DE FABRICACIÓN Y REFINACIÓN DEL AZÚCAR**

La identificación de los factores y puntos críticos de generación de pérdidas de sacarosa en el proceso azucarero, requiere del conocimiento de las prácticas operativas llevadas a cabo en el ingenio con el objetivo de establecer en qué medida dichas prácticas influyen en la generación de las pérdidas.

En este capítulo se determinan los factores o variables de mayor incidencia en la generación de pérdidas de sacarosa. Además, se identifican los puntos críticos; es decir los puntos del proceso de producción donde se generan pérdidas de sacarosa con mayor frecuencia e importancia afectando el rendimiento del proceso azucarero.

La identificación de los factores de mayor relevancia en la generación de pérdidas de sacarosa en el proceso, se lleva a cabo mediante la realización de un programa de muestreo y análisis de laboratorio en diferentes puntos del proceso, analizando el efecto de las variables en el contenido de sacarosa de cada una de las muestras.

Los puntos críticos de generación de pérdidas de sacarosa se determinaron mediante la realización de balances de sacarosa en cada una de las etapas del proceso, comparando en forma cuantitativa los resultados obtenidos para identificar los puntos del proceso en que dichas pérdidas tienen mayor significancia.

#### **3.1 DESCRIPCIÓN DE LA SITUACIÓN ACTUAL DEL PROCESO**

Al realizar una evaluación preliminar de la situación actual del proceso de fabricación y refinación del azúcar durante la zafra 2010-2011, se identificaron ciertas operaciones

asociadas con la generación de pérdidas de sacarosa en dicho proceso. Las operaciones y los factores identificados preliminarmente como generadores de pérdidas de azúcar en el proceso de producción en el ingenio se describen detalladamente en las secciones 3.1.1 a la 3.1.10.

### **3.1.1 IDENTIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES ASOCIADAS CON PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE PATIOS**

Como se describió en el capítulo N° 5, la caña ingresa al ingenio en rastras o camiones conteniendo cualquiera de los tres tipos de caña de acuerdo a su forma de corte y longitud, éstas son caña en rollo, caña mecanizada y caña picada. Una vez se ha tomado muestra en el Core Sampler de la caña contenida en los transportes y de haber pasado por las básculas de pesaje, éstos se movilizan hacia el área de patios para esperar el turno de descargar la caña en las mesas de alimentación.

Dependiendo de la razón de molida establecida en el ingenio y la afluencia de transportes que ingresan al mismo, así varía el tiempo de residencia de los transportes en el área de patios a la espera de descargar la carga de caña en ellos contenida. El tiempo promedio de residencia para los transportes en dicha área es de 30 minutos. Los transportes más próximos a descargar caña en las mesas se ubican formando una fila en el área de patios. En este punto los transportistas y personal del área de patios preparan la maleta de caña a descargar, desamarrando los nudos de las sogas que mantienen fija la maleta de caña a la cama del transporte y liberando las argollas de las cadenas donde se sujetarán los ganchos de las grúas de descarga. Es durante ésta operación de preparación de la maleta y movilización de los transportes hacia las mesas de descarga, donde mucha de la caña cae de los mismos y termina en el suelo del patio. La razón principal de estas pérdidas de caña son las inadecuadas condiciones en que se encuentra la mayor parte del patio del ingenio por donde circulan los transportes, al no estar pavimentada aproximadamente el 60 % del área total de patios, las irregularidades del suelo crean un continuo movimiento lateral de los camiones que aunado a su excesivo cargamento ocasiona con frecuencia la caída de las cañas.

Al llegar el turno de los transportes para entregar su cargamento de caña, estos se ubican junto a las diferentes mesas alimentadoras de acuerdo al tipo de caña a descargar. Los

transportes con caña de rollo pueden ubicarse junto a la mesa N° 1 o junto a la doble mesa compuesta por las mesas N° 2 y N° 3. Una vez ubicados los transportes de rollo una grúa hidráulica de cadenas se hace descender para que el personal del ingenio asegure los ganchos de la grúa a las argollas de las cadenas ubicadas bajo la maleta de caña. Una vez aseguradas las cadenas la grúa se eleva alzando la maleta de caña para volcarla en la respectiva mesa. Dependiendo de la longitud del transporte estos pueden contener una o dos maletas de caña, en el caso de contener dos el proceso anterior se lleva a cabo nuevamente. En este proceso de alce y descarga de la caña en la mesa alimentadora, mucha de la caña suelta en la maleta cae sobre la cama del transporte o directamente al suelo bajo la grúa o el transporte mismo.

Cuando se ha completado el proceso de descarga el personal del área de grúas sube a la cama del transporte para arrojar hacia la mesa algunas de las cañas que permanecen sobre la cama. Luego, se liberan las cadenas del camión que permanecían sujetas a la grúa y el transporte se dirige al área oriente de las mesas para terminar de descargar las cañas remanentes en la cama del transporte. Enseguida, otro transporte toma su lugar y se ubica junto a la mesa para repetir el mismo proceso. En ésta operación la caña caída yace en el suelo siendo aplastada por los transportes siguientes hasta que se acumula una cantidad apreciable que obstaculiza la movilización de los mismos, es entonces que el payloader o paleador retira la caña del camino y continúa el proceso de descarga, mientras tanto la caña retirada dependiendo de su grado de aplastamiento es enviada a la zona de acumulación de basura ubicada tras la grúa N° 1 en el caso que se encuentre muy deteriorada o descargada en la plataforma de caña picada en caso de que esta sea recuperable.

Si los transportes que han completado la descarga en las mesas alimentadoras presentan aún caña sobre la cama, éstos se movilizan hacia el oriente de las mesas, donde otro personal del ingenio sube a la cama del transporte para descargar en el suelo o en un camión contiguo toda la caña que hubiere permanecido sobre la cama durante la operación de descarga en las mesas alimentadoras. Cuando se ha acumulado una cantidad considerable de caña en el suelo después de la descarga de varios transportes, una cargadora accionada mecánicamente deposita la caña en una góndola o camión, para posteriormente ser descargada en la plataforma de caña mecanizada.

Cuando se ha completado la descarga del transporte el personal desciende de la cama y el transporte se dirige a otra báscula donde se pesa sin su cargamento para destarar o restar éste peso del medido a su ingreso al ingenio y con ello conocer el peso real de la caña recibida.

La caña mecanizada es descargada directamente sobre el transportador N° 1 por medio de una plataforma de volteo. Dado que la caña mecanizada es muy corta en comparación con la caña picada o la caña en rollo, ésta se transporta en contenedores cerrados lateralmente para impedir su caída durante su recorrido desde los campos hasta el ingenio, por lo que las pérdidas de caña mecanizada durante el transporte y descarga son mínimas o casi nulas.

La caña picada posee un tamaño intermedio entre la caña en rollo y la caña mecanizada. Ésta se transporta generalmente en pequeños camiones cuya caja trasera se encuentra parcialmente cerrada por lo que la caña se mantiene muy segura durante el recorrido desde el campo hasta el ingenio y las pérdidas de ésta durante el transporte al igual que con la caña mecanizada son mínimas. Este tipo de caña se descarga manualmente sobre el transportador o por medio de la plataforma de volteo en caso de no haber existencia de caña mecanizada en los patios, por lo que las pérdidas durante ésta operación son pequeñas y se deben generalmente a errores del personal encargado de la descarga de los camiones.

Luego que la caña pasa por las pre-picadoras, picadoras y niveladores, ésta se dirige hacia la banda N° 1 y de ahí al área de molinos. Bajo la banda N° 1 se ubica una tolva que colecta el bagacillo que cae de la misma, una o dos veces por turno se descarga el bagacillo de la tolva en carretillas y se descargan en la zona de acumulación de basura ubicada frente a la mesa N° 1. De igual forma la basura consistente en gran parte por hojarasca, tierra, e insectos presentes inicialmente en la caña, son separados al momento de la descarga sobre las mesas cañeras. Dicha basura se retira por medio de carretilla en el caso de que la descarga se haya realizado en la mesa N° 1 o por medio de bandas si la descarga se realizó en la doble mesa (Mesas N° 2 y N° 3). Asimismo toda la caña que cae de los transportes durante su estancia en el área de patios es barrida por los paleadores y llevada hacia la zona de acumulación de basura. Cuando se ha acumulado suficiente basura hasta formar un montículo, una cargadora la recoge y la descarga en un camión

que luego será pesado en las básculas de patios para después depositarla en un basurero cercano.

En resumen, dado que la principal operación del área de patios es el manejo de la caña, es de esperar que la caña que cae y es dejada en los patios sin ingresar al proceso de fábrica represente una pérdida potencial de sacarosa no aprovechable que podría transformarse en azúcar al final del proceso industrial, por lo que las actuales operaciones de transporte, descarga y preparación de la caña están directamente asociadas con pérdidas de sacarosa en ésta etapa del proceso.

En el cuadro 3.1 se presenta un resumen de los puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en las operaciones de recepción, descarga y preparación de caña llevadas a cabo en el área de patios del ingenio.

**CUADRO 3.1: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE PATIOS**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
1. Cargamento excesivo de los transportes de caña.	Caída de caña desde los transportes durante su estancia en los patios del ingenio.	Área de estancia de los transportes en el patio del ingenio a la espera de la descarga de la caña.
2. Inadecuadas condiciones del terreno del patio.		
1. El sistema de descarga no permite el alce seguro de toda la maleta de caña.	Caída de cañas en rollo durante el alce y la descarga en las mesas alimentadoras.	Descarga de caña tipo rollo en las mesas alimentadoras.
2. Aplastamiento de la caña	Deterioro de la caña caída	
Recolección y desecho del bagacillo retenido en el sistema de transporte de caña.	Pérdida de jugo rico en sacarosa junto con el bagacillo desechado.	Tolva ubicada bajo la banda N° 1 del sistema de transporte de caña.
Tiempo que permanece la caña sin procesarse debido a acumulación de caña en patios.	Hidrólisis de la sacarosa	Sector oriente del área de patios

### **3.1.2 IDENTIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES ASOCIADAS CON PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE MOLINOS**

Como se describió en el capítulo anterior, la caña desfibrada proveniente de la etapa de preparación de caña ingresa al área de molinos para llevar a cabo la extracción del jugo. El tándem de molinos consiste en 7 molinos de 4 masas dispuestos en serie para garantizar la máxima extracción del jugo contenido en la caña al final del tándem, de tal forma que el bagazo a la salida de cada molino posea una concentración de sacarosa inferior al anterior.

Para mejorar el proceso de extracción se lleva a cabo un proceso de maceración compuesta que consiste en coleccionar el jugo obtenido de cada molino y bombearlo a la entrada del molino anterior a éste para que por medio del gradiente de concentraciones entre el jugo bombeado (menor concentración de sacarosa) y el bagazo que entra a dicho molino (superior contenido de sacarosa) se propicie la extracción de la sacarosa presente en el bagazo. De igual forma se realiza una imbibición con agua caliente a la entrada del último o del penúltimo molino para favorecer dicho proceso. El bagazo del último molino (molino N° 7) que aún contiene jugo residual rico en sacarosa se envía mediante un sistema de transporte al área de calderas para ser quemado y producir el vapor que se usará en los diferentes procesos.

Cada molino exceptuando los molinos N° 1 y N° 2 dispone de un tanque receptor donde se colecta el jugo extraído en cada uno de ellos y desde donde se bombea el jugo para llevar a cabo la maceración en el tándem. Por tanto, hay 5 tanques colectores de jugo, el tanque colector del molino N° 3, el del molino N° 4, N° 5, N° 6 y N° 7.

El jugo proveniente de molinos N° 1 (jugo primario o de la desmenuzadora) y N° 2, conforman el jugo de todo el tándem debido al proceso de maceración. Estas dos corrientes de jugo se mezclan (jugo mezclado) y se conducen mediante canaleta al tanque de jugo crudo, mezclado o mixto donde se agrega sacarato de calcio para elevar el pH del jugo y así evitar posibles inversiones de sacarosa.

El jugo mezclado se bombea hacia el filtro o colador rotativo donde el bagacillo con tamaño superior a 0.5 mm se separa del jugo y se envía por medio de sinfín a la salida del molino N° 1 para seguir extrayendo más sacarosa. El jugo colado se envía hacia 5 filtros

DSM donde el jugo vuelve a colarse para remover bagacillo con tamaño superior a 0.43 mm, fluyendo este por la acción del jugo y la gravedad hacia una canaleta que la dirige hacia el tanque de jugo mezclado, mientras que el jugo colado se dirige al tanque de jugo colado. El jugo colado se manda hacia los desarenadores y luego éste se envía al tanque de jugo desarenado desde donde se bombea a la fábrica.

Para disminuir las pérdidas por inversión de sacarosa en el área de molinos a causa de la contaminación microbiológica se lleva a cabo un plan de asepsia utilizando bactericidas, vapor y agua caliente para la limpieza (Flores, 2008).

En el tanque receptor del molino N° 7 (o en el tanque receptor del molino N° 6, cuando el N° 7 está fuera de servicio) es aplicado el bactericida carbamato a una dosificación de 3 ppm según el activo de dicho bactericida. La dosificación se realiza por medio de una bomba de desplazamiento positivo, la cual es ajustada cada vez que se realiza un cambio en la molienda de 500 toneladas de caña. La aplicación en este tanque es debido al proceso de maceración llevado a cabo en el tándem de molinos, asegurando que el bactericida pase por todos los molinos. En el tanque de jugo diluido también se realiza esta misma aplicación, de la forma y cantidad antes mencionada (Flores, 2008).

Dos veces por turno se aplica vapor a los tanques de jugo colado y desarenado, por un tiempo de 20 minutos cada uno. Dicha aplicación en tiempo y frecuencia puede aumentar dependiendo de la calidad de la caña recibida. El tanque de jugo colado tiene un tubería por la que se le puede aplicar directamente vapor vivo a 125 psi, mientras que para aplicarlo al tanque de jugo desarenado se utiliza una manguera. Dichas aplicaciones de vapor son realizadas con todas las medidas de seguridad correspondientes (Flores, 2008).

Dos veces por turno se realiza la limpieza del colador rotatorio, esta frecuencia puede aumentar dependiendo de la calidad de la caña recibida. Para realizar dicha limpieza, primero se abre la válvula de vapor a 125 psi por un tiempo de 15 minutos, pasado este tiempo se abre la válvula de agua caliente, también por un período de 15 minutos. El vapor de agua elimina cualquier colonia de bacterias formadas y el agua arrastra dicha contaminación (Flores, 2008).

Los filtros DSM son limpiados dos veces por turno con agua caliente, colocando la manguera en dicho equipo por un tiempo de 5 minutos en cada colador. De ser necesario,

se utiliza cepillo con cerdas metálicas para despegar cualquier tipo de acumulaciones de goma. Cuando los filtros DSM presentan infección primero se aplica vapor de agua y luego agua caliente por un período de 5 minutos cada uno (Flores, 2008).

Los tanques receptores de jugo de cada molino son limpiados con la manguera de agua caliente y con un cepillo de cerdas metálicas. En cada paro programado se drenan los tanques de jugo desarenado y colado para luego aplicar vapor por 15 minutos. Diariamente se realiza una inspección a los molinos en la que se verifica la limpieza por medio del tacto y el olor. Una inadecuada limpieza es reflejada por un tacto ligo y un olor a fermentado (Flores, 2008).

En el área de molinos se pueden identificar cuatro puntos principales de generación de pérdidas de sacarosa. El primer punto es el bagazo final en la operación de extracción de sacarosa en el área de molinos, ya que ésta se encuentra limitada por la eficiencia del tándem y el proceso de maceración, permaneciendo parte de la sacarosa en el bagazo saliente del último molino el cual se envía al área de calderas.

El segundo punto de interés consiste en general de toda el área de molinos, la cual consiste del tándem de molinos, los tanques de recolección de jugo (tanques colectores de jugo proveniente de los molinos N° 3 al N° 7, el tanque de jugo mezclado y los tanques de jugo colado y desarenado) y los filtros DSM y rotativo, donde las pérdidas de sacarosa son ocasionadas por la contaminación microbiológica existente en ésta etapa del proceso.

El tercer punto identificado es el tanque de jugo mezclado donde se presentan frecuentes pérdidas de sacarosa debido a los derrames de jugo que ocurren súbitamente. El cuarto punto identificado es la arena o lodo que se obtiene como residuo en la operación de desarenado del jugo, el cual contiene aún una pequeña cantidad de sacarosa que se envía a los campos de cultivo mezclada con el lodo para usarse como abono orgánico. En el cuadro 3.2 se resumen los puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en el área de molinos, las causas que las provocan y sus efectos sobre el proceso industrial.

**CUADRO 3.2: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE MOLINOS**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Baja eficiencia de extracción en el tándem de molinos.	Alta pérdida de sacarosa en el jugo residual	Bagazo proveniente del molino N° 7
Contaminación microbiológica en las operaciones de extracción y depuración del jugo.	Pérdidas por inversión de sacarosa	Área de molinos en general
Remanente de sacarosa en la arena luego de la operación de lavado.	Pérdida física de sacarosa en la arena	Arena proveniente de los desarenadores
Derrames de jugo	Pérdida de jugo rico en sacarosa	Tanque de jugo mezclado

**3.1.3 IDENTIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES ASOCIADAS CON PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE PURIFICACIÓN Y CLARIFICACIÓN DE JUGO**

En la primera etapa del proceso de purificación del jugo, éste se somete a operaciones de calentamiento para elevar la temperatura del jugo en forma gradual. En la primera etapa de calentamiento el jugo ingresa al intercambiador de placas líquido-líquido hasta alcanzar una temperatura que ronda los 47 °C para luego pasar por una serie de intercambiadores de calor de tipo primario y secundario que elevan la temperatura del jugo de 47 °C hasta aproximadamente 80 °C en pocos minutos. Este proceso de calentamiento acelera las reacciones químicas entre los azúcares presentes en el jugo y otros compuestos orgánicos presentes en el mismo tales como los aminoácidos, aminas y proteínas. En dicha reacción conocida como reacción de Maillard se producen como resultado diferentes compuestos orgánicos coloreados entre ellos las melanoidinas, las cuales le confieren al jugo un color más oscuro que es indeseable para las siguientes etapas del proceso, ya que limita la capacidad de los procesos de clarificación para obtener un azúcar de menor coloración y por tanto de mayor calidad. Por otro lado, este efecto térmico provoca la descomposición irreversible de la sacarosa en glucosa y fructosa contribuyendo a las pérdidas globales de sacarosa en el proceso industrial.

En caso de que en la fábrica de esté produciendo azúcar blanco, el jugo luego de ésta primera etapa de calentamiento pasa a las torres de sulfitación para hacerse reaccionar con gas de dióxido de azufre con el objetivo de inhibir las reacciones que forman productos coloreados. Durante ésta operación el pH del jugo desciende a un valor comprendido entre 5.0 y 6.0 lo cual promueve la reacción de inversión de la sacarosa por lo que el jugo debe neutralizarse rápidamente para evitar pérdidas mayores y posibles inversiones posteriores. Aunque el dióxido de azufre mata las bacterias que están presentes en el jugo, la reacción de sulfitación es tan rápida que éste desaparece casi inmediatamente luego de haber reaccionado, siendo su concentración en la solución tan baja que no permite que actúe como bactericida, por lo que el descenso del pH del jugo sulfitado tiene un efecto más significativo sobre la destrucción de la sacarosa en azúcares reductores.

La neutralización del jugo se lleva a cabo adicionando sacarato de calcio con un pH entre 11 y 12 para incrementar el pH del jugo hasta aproximadamente 7.0, lo cual desacelera la reacción de inversión de la sacarosa y permite la precipitación de otras impurezas presentes en el jugo en la forma de compuestos orgánicos e inorgánicos de calcio.

El jugo alcalizado pasa por una segunda etapa de calentamiento o rectificación en la cual el jugo se calienta hasta alcanzar una temperatura aproximada de 105 °C. Este proceso de calentamiento acelera aún más la velocidad de inversión de la sacarosa.

El jugo alcalizado rectificado pasa luego al tanque flash para liberar presión y asegurar un flujo laminar hacia los clarificadores. En este tanque debe controlarse cuidadosamente el nivel y la temperatura de entrada del jugo para evitar posibles arrastres a la atmósfera. También durante las paradas el jugo puede permanecer almacenado en el tanque enfriándose y permitiendo el desarrollo de actividad microbiana.

El jugo es alimentado después a los clarificadores SRI o Dorr donde por medio de la adición de floculantes se precipitan las impurezas presentes en el jugo formando un lodo o cachaza que arrastra los sólidos insolubles y parte de la sacarosa presentes. El jugo clarificado es colado y bombeado hacia el tanque de jugo claro y calentado nuevamente mediante un calentador de placas vapor - líquido desde donde se mandará al área de evaporación. La cachaza se bombea a los tanques mezcladores de cachaza para ser mezclado con bagacillo del área de molinos y se le adiciona sacarato de calcio para elevar su pH, luego se envía a los filtros rotativos que operan al vacío para extraer el jugo

rico en sacarosa que aún contiene. Este jugo filtrado se recircula hacia el tanque de jugo alcalizado para su reprocesamiento, mientras que la cachaza residual que aún contiene una pequeña parte de sacarosa que no es posible extraer en ésta operación se descarga en camiones para llevarla hasta los campos de cultivo y utilizarla como fertilizante.

En el área de purificación y clarificación de jugo pueden identificarse los siguientes puntos y factores de generación de pérdidas de sacarosa:

- a) El primer factor de generación de pérdidas de sacarosa es el incremento de temperatura del jugo lo cual acelera las reacciones de descomposición de la sacarosa y de los azúcares reductores formando productos coloreados. Se ha comprobado que una elevación de 10 °C en la temperatura provoca un incremento de aproximadamente 3 veces en la velocidad de inversión de la sacarosa. Todas las operaciones de calentamiento llevadas a cabo durante esta etapa del proceso implican la aceleración de las reacciones de inversión de sacarosa. Dichas etapas son el precalentamiento del jugo en el calentador de placas líquido - líquido, los calentamientos primario y secundario, la rectificación del jugo alcalizado, el calentamiento final del jugo claro en el intercambiador de placas vapor - líquido y en general durante todo el proceso de purificación del jugo durante el cual éste se mantiene a alta temperatura.
- b) El segundo punto identificado como probable para la generación de pérdidas de sacarosa es el proceso de sulfitación del jugo, el cual provoca un descenso del pH del jugo hasta aproximadamente 5.0, lo cual promueve la actividad microbiana y la reacción de inversión de sacarosa.
- c) El tercer punto identificado es el tanque flash donde bajo ciertas condiciones es posible la generación de pérdidas de sacarosa por sobrecalentamiento del jugo o una elevación incontrolada del nivel del tanque lo cual provoca arrastre de jugo hacia la atmósfera y posibles derrames por la abertura superior del tanque.
- d) El cuarto punto identificado es el clarificador Dorr que fue puesto fuera de operaciones durante la zafra 10 / 11, el cual por su prolongada vida de funcionamiento no operaba eficientemente y era un punto localizado de generación de pérdidas de sacarosa por derrames de espuma.

- e) El quinto punto identificado es la filtración de la torta de cachaza en los filtros al vacío, operación que pesar de ser mejorada mediante la aplicación de floculante aniónico está controlada por la eficiencia del equipo lo cual limita la recuperación de jugo de la cachaza, permaneciendo en ésta todavía cierta cantidad de sacarosa la cual posee una concentración inferior a 2 % por lo que se pierde en la cachaza enviada hacia los campos de cultivo.
- f) Otro punto de generación de pérdidas de sacarosa se encuentra en las aguas de condensa de los calentadores de jugo, las cuales son constantemente monitoreadas por el departamento de laboratorio para identificar la sacarosa en el agua mediante la prueba de alfa naftol. En caso de dar positiva la prueba las aguas azucaradas se envían al sistema de la novena, el cual es un punto donde llegan todas las aguas con vestigios de azúcar de la fábrica.

En el cuadro 3.3 se resumen los puntos anteriormente identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la etapa de purificación y clarificación del jugo. Además, se presentan las causas o factores asociados con dichas pérdidas y los efectos de éstas sobre el proceso de fábrica.

**CUADRO 3.3: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE PURIFICACIÓN DEL JUGO**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Incremento en la temperatura del jugo sobre el rango normal de operación	Comienzo de la descomposición térmica de la sacarosa.	Precalentamiento, calentamiento primario y secundario del jugo
Descenso del pH e incremento en la temperatura del jugo	Inversión de la sacarosa	Torres de sulfitación
Alcalizado del jugo a pH muy alto o muy bajo	Inversión de la sacarosa o destrucción de los azúcares reductores formados	Tanque de jugo alcalizado
Incremento de la temperatura del jugo por encima de los 100 °C	Descomposición térmica de la sacarosa	Rectificación

**CUADRO 3.3: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE PURIFICACIÓN DEL JUGO (Continuación)**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Elevación del nivel del tanque por encima del 79 %.	Arrastre de jugo fuera del tanque	Tanque flash
1. Descenso del pH entre el jugo alcalizado y el jugo clarificado.	Inversión de la sacarosa	Clarificación
2. Altos tiempos de retención durante paros no programados.		
Limitada eficiencia de operación de los filtros rotativos al vacío.	Remanente de sacarosa en cachaza	Cachaza
Presencia de sacarosa en el vapor o en las aguas de condensos de primer o segundo efecto de los evaporadores, los cuales se emplean para el calentamiento del jugo.	Arrastre de sacarosa en las aguas de condensa de calentadores	Aguas de condensa de calentadores
Contaminación microbiológica	Pérdidas por inversión de la sacarosa	Etapa de purificación y clarificación en general (Principalmente en la operación de filtración de cachaza).

**3.1.4 IDENTIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES ASOCIADAS CON PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE EVAPORACIÓN**

En los evaporadores el jugo se calienta para evaporar la mayor cantidad posible de agua contenida en éste. El sistema de evaporación de múltiple efecto permite evaporar el agua del jugo calentándolo a una temperatura cada vez menor a medida que pasa por el ciclo de evaporación. El pase del jugo de una etapa de evaporación a otra se logra por medio del vacío generado al inyectar agua a los condensadores barométricos de los vasos meladores.

En este ciclo de evaporación se identifican dos factores principales que generan pérdidas de sacarosa durante ésta operación:

El primer factor es la alta temperatura de operación mantenida en los evaporadores ya que ésta acelera la reacción de inversión, la cual es la principal responsable de las pérdidas de sacarosa durante ésta etapa del proceso. Las altas temperaturas de operación en los evaporadores provoca la inversión de la sacarosa y la destrucción de los azúcares reductores por efecto térmico y a su vez da como resultado una mayor disociación del agua lo que produce un incremento en la concentración de iones H<sup>+</sup> y por tanto, un mayor descenso en el pH a medida que avanza el ciclo de evaporación. Esta disminución en el pH favorece aún más el proceso de inversión lo que resulta en mayores pérdidas de sacarosa.

El segundo factor de importancia en las pérdidas de sacarosa en esta etapa del proceso consiste en el arrastre de azúcar provocado por una operación ineficiente durante el ciclo de evaporación o por un inadecuado diseño de los equipos de separación. En el caso de detectarse arrastres de sacarosa en los condensos de los evaporadores, estos son enviados hacia el sistema de la novena.

En el cuadro 3.4 se resumen los puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la etapa de evaporación. Además, se presentan las causas o factores asociados con dichas pérdidas y los efectos de éstas sobre el proceso industrial.

**CUADRO 3.4: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE EVAPORACIÓN**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Incremento de la temperatura y descenso del pH del jugo	Pérdida de sacarosa por inversión	Evaporadores
Inadecuado diseño y mantenimiento de los separadores de arrastre de los evaporadores	Arrastre de sacarosa en las aguas de condensa de los evaporadores	Aguas de condensa de evaporadores

### 3.1.5 IDENTIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES ASOCIADAS CON PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE CLARIFICACIÓN DE MELADURA

En la etapa de clarificación de meladura la principal operación asociada con pérdidas de sacarosa es el calentamiento de la meladura en el eyector de vapor. Dicha operación promueve la reacción de inversión de la sacarosa por efecto de la temperatura, lo cual provoca la descomposición de la sacarosa y de los azúcares reductores formando productos coloreados que deben ser eliminados mediante la adición de floculantes. Por otro lado, la adición de ácido fosfórico a la meladura cruda favorece la formación de azúcares reductores debido al fuerte efecto del ácido.

En el cuadro 3.5 se presentan los puntos identificados anteriormente como generadores de pérdidas de sacarosa en la etapa de clarificación de la meladura. Además, se describen las causas o factores asociados con dichas pérdidas y los efectos de éstas sobre el proceso industrial.

**CUADRO 3.5: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE CLARIFICACIÓN DE MELADURA**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Incremento de la temperatura de la meladura	Descomposición de la sacarosa	Eyector de vapor
Descenso del pH por la adición de ácido fosfórico	Inversión de la sacarosa	Tanque de reacción

### 3.1.6 IDENTIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES ASOCIADAS CON PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE COCIMIENTO Y CRISTALIZACIÓN

Básicamente las pérdidas de sacarosa durante la operación de cocimiento están regidas predominantemente por las reacciones de inversión y descomposición de la sacarosa. El

factor predominante en la reacción de inversión de la sacarosa es el descenso en el pH, el cual es provocado por la descomposición térmica de otros azúcares y del agua que da lugar a la formación de ácidos y por tanto a un aumento en la concentración de iones de hidrógeno (H<sup>+</sup>).

El segundo factor de mayor importancia en la reacción de inversión es la temperatura la cual, acelera la descomposición térmica principalmente de los azúcares reductores, así como de la sacarosa, dando lugar a la formación de compuestos coloreados que no sólo ocasionan un efecto negativo en el azúcar final sino que también interfieren en el proceso de cristalización de la sacarosa.

El tiempo de residencia o de retención también es un factor definitivo en la generación de pérdidas de sacarosa aunque en menor medida que el pH y la temperatura. Un mayor tiempo de retención provoca una mayor exposición de los azúcares al calor y al medio ácido favoreciendo la reacción de inversión y la descomposición térmica de una mayor cantidad de sacarosa y de otros azúcares.

Por otro lado, es frecuente que durante las operaciones de desarrollo y crecimiento de templeas o masas cocidas se lleven a cabo arrastres de sacarosa en las aguas de condensos de tachos, las cuales son ocasionadas en general por un inadecuado manejo de los materiales en el área de tachos o en las operaciones de dichos equipos.

En los cristalizadores los principales factores asociados con pérdidas de sacarosa es el bajo agotamiento de las masas cocidas y la descomposición térmica de los azúcares debido a las altas temperaturas que aunada a la alta viscosidad de las masas cocidas impide el enfriamiento adecuado de las mismas.

En los cuadros 3.6 y 3.7 se presentan los puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la etapa de cocimiento y cristalización respectivamente. Además, se describen las causas o factores asociados con dichas pérdidas y los efectos de éstas sobre el proceso industrial.

**CUADRO 3.6: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE COCIMIENTO**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
1. Incremento de la temperatura	Pérdidas por inversión de sacarosa	Tachos
2. Descenso del pH		
3. Tiempo de residencia de la templa en el tacho		
1. Inadecuado diseño y mantenimiento de los separadores de arrastre	Arrastre de sacarosa en el agua de condensa de tachos	Condensos provenientes de barométricos de tachos de fábrica
2. Inadecuada operación de tachos		

**CUADRO 3.7: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE CRISTALIZACIÓN**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Baja eficiencia de enfriamiento en cristalizadores	Bajo agotamiento de la masa cocida C	Cristalizadores Blanchard para masa cocida C

**3.1.7 IDENTIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES ASOCIADAS CON PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE CENTRIFUGACIÓN**

En la estación de centrifugación se encuentran instaladas tres tipos de centrífugas, 8 centrífugas de primera, 8 centrífugas de segunda y 6 centrífugas de tercera. Durante la operación de centrifugación se han observado derrames de azúcar diluida producida al mezclar el azúcar descargado de las centrífugas con agua para formar las magmas B y C. Dichas pérdidas de azúcar se registran en los sinfines que transporten la magma hacia los puntos de bombeo que las envían hacia el área de tachos.

Además, se han identificado frecuentes derrames de mieles ricas en sacarosa en los puntos de muestreo de las magmas B y C y de las mieles A, B y C después de que el personal de laboratorio ha realizado la toma de muestras para análisis, observándose fugas de mieles en dichos puntos por obstrucción en el cierre de las válvulas o algunas veces por el descuido del personal de muestreo.

En el cuadro 3.8 se presentan el resumen de los puntos identificados anteriormente como generadores de pérdidas de sacarosa en el área de centrifugación. Además, se describen las causas o factores asociados con dichas pérdidas y los efectos de éstas sobre el proceso industrial.

**CUADRO 3.8: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE CENTRIFUGACIÓN**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Aberturas en las juntas de las carcasas que encierran los sinfines	Derrames de magma durante su transporte hacia el sistema de bombeo	Sinfines que transportan las magmas B y C hacia las bombas de magma
1. Fallas en el sello de las válvulas ubicadas en los puntos de muestreo.	Derrames de magma y de mieles en los puntos de muestreo	Bombas de magma y mieles
2. Inadecuadas prácticas operativas del personal de muestreo.		

### 3.1.8 IDENTIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES ASOCIADAS CON PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE SECADO

En esta etapa del proceso el azúcar se encuentra en forma de cristales, por lo que las pérdidas de sacarosa se presentan de forma directa como pérdidas físicas, principalmente en los elevadores y bandas transportadoras de azúcar hacia el área de envasado. Las pérdidas en ésta área del proceso es debida generalmente a la retención del azúcar en las bandas transportadoras por acumulación excesiva o atascamientos del sistema.

Además las bandas al estar ubicadas a considerable altura permiten que el viento levante el polvillo de azúcar en movimiento y se acumule paulatinamente en los alrededores.

Por otro lado, la formación de terrones retenidos en la malla ubicada al final del secador implica un detrimento en la calidad del azúcar producido, esto es especialmente negativo en caso de estar produciéndose azúcar blanco ya que el azúcar no sólo pierde calidad sino también que no puede envasarse en estas condiciones por lo que los terrones son llevados a la bodega N° 1 para mezclarse con el azúcar crudo, lo que representa una degradación del azúcar que resulta en una pérdida de azúcar no en términos de cantidad sino de calidad. En el cuadro 3.9 se resumen los puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en el área de secado. Además, se describen las causas o factores asociados con dichas pérdidas y los efectos de éstas sobre el proceso industrial.

**CUADRO 3.9: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE SECADO**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
1. Velocidad de la banda transportadora	Acumulación y derrame de azúcar en los alrededores del sistema de transportación.	Transportadores de azúcar
2. Velocidad del viento		
Formación de terrones de azúcar con tamaño superior a 8 mesh.	Mezclado del azúcar blanco en terrones con el azúcar crudo en bodegas (No existe una pérdida neta en la cantidad total de azúcar producida pero sí de la cantidad de azúcar blanco debido a la degradación de la calidad del producto).	Malla ubicada al final del secador rotativo

### 3.1.9 IDENTIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES ASOCIADAS CON PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL PROCESO DE REFINACIÓN DEL AZÚCAR

Los factores y puntos de generación de pérdidas de sacarosa en el proceso de refinación del azúcar fueron más difíciles de detectar debido al mayor control de las operaciones que se lleva a cabo durante la refinación del azúcar en comparación con el proceso de fábrica.

Aunque se estima que las pérdidas en la refinación son menores que la fábrica, los efectos del calentamiento, los derrames y otras pérdidas físicas tienen mayor importancia durante la refinación debido a la alta pureza de los licores y azúcares que se manejan en este proceso. Los factores y puntos inicialmente identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en cada etapa del proceso de refinación se describen en las secciones 3.1.9.1 a la 3.1.9.6.

### 3.1.9.1 FUNDICIÓN DEL AZÚCAR

El principal factor asociado con pérdidas de sacarosa en el proceso de disolución y fundición del azúcar es la temperatura, la cual ronda los 60 - 70 °C en los tanques de fundición, por lo que el azúcar no sólo tiende a fundirse sino también a descomponerse en azúcares reductores y en otros compuestos formadores de color por efecto de la temperatura. Si el pH del licor formado baja demasiado, la temperatura puede acelerar las reacciones de inversión promoviendo las pérdidas de sacarosa.

Se presentan además pérdidas de sacarosa en el área de fundición de refinería cuando el licor en los tanques de fundición sobrepasa cierto nivel de seguridad, lo cual es promovida por la agitación ocasiona derrames. El licor azucarado producto de estos derrames generalmente termina en las aguas de desecho al realizar la limpieza del área de fundición y los lavados de los equipos de proceso.

En el cuadro 3.10 se describen las causas y efectos asociados con los puntos generadores de pérdidas de sacarosa identificados en la operación de fundición de azúcar del proceso de refinación.

**CUADRO 3.10: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE FUNDICIÓN DE AZÚCAR**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Incremento de la temperatura del licor	Descomposición de la sacarosa	Tanques de fundición de azúcar N° 1 y N° 2 de refinería.
Incremento en el nivel del licor permisible en los tanques de fundición.	Derrames de licor en el área de fundición de azúcar.	

### 3.1.9.2 CLARIFICACIÓN DEL LICOR

Al igual que en la etapa de clarificación de meladura la principal operación asociada con pérdidas de sacarosa en la clarificación del licor es el calentamiento en el eyector de vapor. Las altas temperaturas a las que se somete el licor promueve la reacción de inversión de la sacarosa, lo cual provoca la descomposición de la sacarosa y de los azúcares reductores formando productos coloreados que deben ser eliminados mediante la adición de floculantes.

Para clarificar el licor éste se trata previamente en un tanque de reacción donde se adiciona ácido fosfórico, sacarato de calcio y floculantes que cuales permitirán posteriormente la eliminación de las impurezas presentes en el licor por medio de proceso de flotación en el clarificador de licor. Es en esta operación de pretratamiento del licor donde se presenta una alta pérdida de sacarosa por el bajo pH del medio que se obtiene luego de la adición del ácido, que aunado al efecto de la alta temperatura incrementa velocidad de la reacción de inversión.

En el cuadro 3.11 se resumen los puntos identificados anteriormente como generadores de pérdidas de sacarosa en la operación de clarificación de licor.

**CUADRO 3.11: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE CLARIFICACIÓN DE LICOR**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Incremento en la temperatura del licor	Descomposición térmica de la sacarosa.	Eyector de vapor
Descenso en el pH del licor debido a la acidez del medio de reacción.	Pérdida por inversión de sacarosa	Tanque de reacción

### 3.1.9.3 DECOLORACIÓN Y PRETRATAMIENTO DEL LICOR

La decoloración del licor se lleva a cabo en un tanque agitado donde se adiciona carbón activado para absorber el material colorante del licor. Una vez adicionado el carbón al

licor, la mezcla pasa por rebalse hacia otro tanque agitado donde se agrega tierra infusoria que servirá como adyuvante de filtración en la siguiente etapa del proceso.

Durante la decoloración y pre-tratamiento del licor con carbón activado y la tierra infusoria, el principal factor identificado como generador de pérdidas de sacarosa es la temperatura a la que mantiene la mezcla en los tanques de agitación, la cual ronda entre 60 y 65 °C.

La alta temperatura como se ha descrito anteriormente promueve la descomposición térmica de la sacarosa y la reacción de inversión. Debido a elevación de la temperatura se inhibe la inversión de la sacarosa por contaminación microbiológica.

En el cuadro 3.12 se presenta un resumen de los puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la operación de decoloración y pre-tratamiento del licor.

**CUADRO 3.12: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE DECOLORACIÓN Y PRETRATAMIENTO DEL LICOR**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Alta temperatura	Descomposición térmica de la sacarosa	Tanques de dosificación de carbón y tierra infusoria y de licor tratado.

#### 3.1.9.4 FILTRACIÓN DEL LICOR

Como se describió en el capítulo N° 1, la filtración del licor se lleva a cabo en dos etapas consecutivas, la primera es la filtración primaria y la siguiente la filtración secundaria. En ambas etapas se hace pasar el licor tratado con carbón y tierra infusoria por las telas de los filtros prensa para depurarlo aún más obteniendo al final de esta operación, un licor con menor grado de turbidez e impurezas y de mayor grado de pureza.

Luego de la filtración primaria se adiciona hidróxido de sodio al 50 % al licor obtenido para elevar el pH del mismo hasta aproximadamente 7.0 y así reducir la posibilidad de que se lleven a cabo posibles inversiones de sacarosa. Tanto en la filtración primaria como en la secundaria, el carbón y la tierra infusoria quedan retenidos en la tela de los filtros dejando

pasar solo el licor. Cuando la presión de los filtros alcanza los 60 psig, estos se encuentran agotados y deben sacarse de línea con el objetivo de reacondicionarlos para llevar a cabo el siguiente ciclo de filtración.

Las pérdidas de sacarosa en las etapas de filtración primaria y secundaria se deben en mayor medida al lavado de las telas de los filtros. Las aguas de lavado contienen sacarosa que ha quedado retenida en las telas y que luego es arrastrada por la corriente de lavado. Por otro lado a medida que aumenta la presión en los filtros, estos pierden capacidad de filtración y existe una mayor restricción para el flujo del licor a través de la tela, por lo que cada vez aumenta la cantidad de sacarosa retenida en la misma. Durante el reacondicionamiento de los filtros se desecha todo el carbón agotado y la tierra infusoria retenida en las telas, conteniendo aún una concentración significativa de sacarosa que no es recuperada mediante la operación de lavado y que se pierde en estos productos de desecho. Por lo anterior, es que se ha identificado a la operación de lavado de los filtros y la acción de desechar el carbón y la tierra infusoria sin tratamiento previo, como las principales causa de pérdidas físicas de sacarosa en esta etapa del proceso.

En el cuadro 3.13 se resumen los puntos identificados como generadores de pérdidas de sacarosa en la operación de filtración de licor junto con las causas y efectos resultantes.

**CUADRO 3.13: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE FILTRACIÓN DEL LICOR**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Lavado de los filtros primarios y secundarios.	Arrastre de azúcar junto con las aguas de lavado.	Agua de lavado de filtros primarios y secundarios.
Descarte de carbón y de la tierra utilizada como ayudante de filtración.	Pérdida de azúcar en el carbón y en el ayudante de filtración.	Carbón y ayudante de filtración

### 3.1.9.5 CRISTALIZACIÓN DEL LICOR

Esta operación es semejante a la evaporación y cocción del jugo en los evaporadores y tachos de fábrica. La cristalización del azúcar presente en el licor se lleva a cabo en los

tachos de refinería donde el licor y los jarabes se concentran hasta alcanzar el Brix deseado para dar lugar a la formación de los cristales de azúcar.

De igual forma que en las operaciones de fábrica, las pérdidas de sacarosa durante esta operación se deben mayormente al efecto térmico aplicado al licor y los jarabes durante su cocción en los tachos, lo cual induce la descomposición de la sacarosa y el descenso del pH, lo que provoca un aumento de la velocidad de inversión de la misma.

El arrastre de sacarosa en los vapores que se extraen de los equipos es otra de las causas más frecuentes de pérdidas de sacarosa en la cristalización del azúcar. Dichos vapores se condensan posteriormente y terminan en las aguas de desecho de la refinería.

En el cuadro 3.14 se resumen los puntos generadores de pérdidas de sacarosa identificados en la operación de cocimiento en los tachos de refinería.

**CUADRO 3.14: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE COCIMIENTO EN LA REFINERÍA**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFEECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
1. Alta temperatura	Descomposición de la sacarosa presente en el licor.	Tachos de refinería
2. Descenso en el pH	Pérdida por inversión de sacarosa	
Inadecuado diseño y mantenimiento de los separadores de arrastre de tachos.	Arrastre de sacarosa en las aguas de condensa de los tachos de refinería.	Condensos de tachos de refinería

### 3.1.9.6 CENTRIFUGADO Y SECADO DEL AZÚCAR

Después de romper vacío los tachos descargan el jarabe con los cristales de azúcar en mezcladores, para luego ser separados de las mieles o siropes en centrifugas tipo batch. Los siropes son recirculados hacia el área de tachos para llevar a cabo su recristalización, mientras que los cristales de azúcar de primera, segunda, tercera y cuarta se transportan mediante un sinfín hacia un elevador, el cual los lleva hasta la entrada de

la secadora de refinería, la cual es una secadora rotatoria que opera a contracorriente al igual que la secadora de fábrica. El polvillo que se libera durante el secado del azúcar se manda a un separador ciclónico que separa el polvillo fino del de mayor tamaño, el primero se envía al tanque de agua dulce para disolverlo, mientras que el más grande junto con los terrones de azúcar separados en la secadora se mandan a un tanque colector de terrones desde donde se bombean al tanque pulmón. El azúcar seca es transportada luego mediante un elevador hacia las tolvas de azúcar de primera, segunda, tercera y cuarta para mezclarse en la proporción adecuada de acuerdo a la calidad del azúcar deseado.

El azúcar, luego de agregarle la vitamina "A" es transportada mediante elevador a un tamiz vibratorio para separar los terrones formados y estos son colectados en un tanque donde se funden y luego se bombean al tanque pulmón. El azúcar refino se envasa luego en sacos que se transportan mediante bandas hacia las bodegas de almacenamiento.

Durante ésta operación se identificaron como puntos de generación de pérdidas de sacarosa; en general, el sistema de transporte del azúcar que consiste de sinfines, elevadores, etc., donde el azúcar se va acumulando gradualmente sin retornarse al proceso. La formación de terrones de azúcar no puede considerarse una pérdida de sacarosa debido a que el proceso de refinación permite la recirculación y reprocesamiento de los mismos sin que se presente una pérdida significativa de azúcar debido a esta causa.

Mediante la observación detallada de la etapa de centrifugación en la refinería, no se identificaron puntos generadores de pérdidas de sacarosa significativas en esta etapa del proceso. Sin embargo, si se identificaron puntos generadores de pérdidas en la etapa de secado del azúcar refino. En el cuadro 3.15 se detallan los puntos de pérdidas de azúcar identificados en la etapa de secado.

**CUADRO 3.15: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE SECADO DE AZÚCAR EN LA REFINERÍA**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Flujo y velocidad del aire	Acumulación de azúcar en las superficies externas de elevadores y en otros sistemas de transporte de azúcar.	Transportadores de azúcar
Formación de terrones de azúcar	Reprocesamiento del azúcar refino (No existe pérdida neta en la cantidad de azúcar refino producida pero se incrementan los costos de producción debido al reprocesamiento del producto).	Secadora de refinera

**3.1.10 IDENTIFICACIÓN DE LAS OPERACIONES ASOCIADAS CON PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL PROCESO DE ENVASE Y ALMACENAJE DEL AZÚCAR**

La operación de envase de azúcar se lleva a cabo por medio de ensacadoras que liberan la cantidad exacta de azúcar de acuerdo a la capacidad de los sacos a cargar. El peso inexacto de los sacos no es muy frecuente pero generalmente ocurre por fallas mecánicas del equipo o por acumulación de azúcar en las paredes de la tolva de descarga, cuando esto sucede la ensacadora se saca de operación y se sopla con aire comprimido para liberar el azúcar retenido.

Una de las causas principales de pérdidas de sacarosa durante el envasado y almacenaje del azúcar son debidas al mal cosido de los sacos, ya que en muchas ocasiones el saco no se encuentra situado adecuadamente en la cosedora lo que da lugar a que la línea de costura se realice muy cercana al borde del saco, por lo que el posterior manejo inadecuado de los mismos abre fácilmente la costura liberando el azúcar contenida.

El rompimiento de los sacos también ocurre frecuentemente a causa de las malas prácticas de los estibadores que manipulan los sacos durante el almacenamiento o despacho del azúcar, aún cuando los sacos se encuentren cosidos adecuadamente. Para efecto de conservar la calidad del producto, el azúcar derramado (de cualquier tipo) no puede ser envasado nuevamente para su posterior comercialización, por lo que ésta es “barrida” y llevada a la bodega N° 1 para ser mezclada en la pila con el azúcar crudo a

granel. Los derrames de azúcar blanco, blanco directo y refino, no representan en forma directa una pérdida física de azúcar debido a que el mismo peso de azúcar que se pierde en las bodegas por el rompimiento de los sacos se gana en la forma de azúcar crudo; sin embargo, sí representa una pérdida de azúcar en términos de calidad debido a la degradación que sufre el azúcar al mezclarla con un producto de calidad inferior y de menor valor comercial. En el cuadro 3.16 se resumen las causas y efectos de las pérdidas de azúcar en los puntos identificados en la etapa de envasado y almacenaje del azúcar en bodegas.

**CUADRO 3.16: PUNTOS IDENTIFICADOS COMO GENERADORES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE ENVASADO Y ALMACENAJE DEL AZÚCAR**

CAUSA O FACTOR ASOCIADO	EFECTO	PUNTO IDENTIFICADO COMO GENERADOR DE PÉRDIDAS DE SACAROSA
Ubicación errónea de la costura del saco	Rompimiento del saco durante su manipulación en las bodegas de almacenamiento de azúcar.	Bodegas de almacenamiento de azúcar
Manipulación inadecuada del saco por parte de los estibadores.		

### 3.2 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL PROCESO DE FABRICACIÓN Y REFINACIÓN DEL AZÚCAR

Las pérdidas de sacarosa en el proceso pueden estimarse midiendo la contribución individual de los factores generadores de pérdidas en cada una de las operaciones identificadas como puntos de ocurrencia de pérdidas de azúcar.

Los principales factores identificados como generadores de pérdidas de sacarosa son la temperatura, el pH, la contaminación microbiológica, el tiempo de procesamiento y las inadecuadas prácticas operativas.

Para determinar el efecto de dichos factores sobre las pérdidas de sacarosa se realizó un programa de muestreo. Este programa consistió en la recolección de muestras de los materiales que se procesan en las diferentes fases del proceso azucarero, con el objetivo

de establecer mediante análisis de laboratorio una relación cualitativa entre las pérdidas de sacarosa y los factores que las generan. Además, se realizaron mediciones de campo que consistieron en la estimación cuantitativa de las pérdidas físicas de sacarosa en los principales subproductos y residuos del proceso.

### **3.2.1 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE PATIOS**

La estimación de las pérdidas de sacarosa en el área de patios se llevó a cabo realizando una observación minuciosa de los puntos identificados como generadores de dichas pérdidas. Estos puntos y/o factores identificados fueron los siguientes:

1. El área de espera de los transportes de caña.
2. La descarga de caña en las mesas alimentadoras.
3. El sistema de preparación y transporte de caña hacia el área de molinos.
4. La acumulación de caña en patios.

#### **3.2.1.1 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE ESPERA DE LOS TRANSPORTES DE CAÑA**

En el área de espera de los transportes de caña se observó la cantidad de cañas caídas de los camiones por hora durante cinco días consecutivos en el horario de 8:00 am a 10:00 am. Se eligió este horario debido a la alta afluencia de transportes que ingresan al ingenio para descargar en las mesas de alimentación su contenido de caña. Los resultados de las observaciones se muestran en el cuadro 3.17.

**CUADRO 3.17: PROMEDIO DE CAÑAS CAÍDAS POR HORA DESDE TRANSPORTES**

TIPO DE CAÑA		CAÑA EN ROLLO		CAÑA MECANIZADA		CAÑA PICADA	
DÍA	HORA	8:00-9:00	9:00-10:00	8:00-9:00	9:00-10:00	8:00-9:00	9:00-10:00
	DÍA 1		9	7	4	2	8
DÍA 2		10	46	3	3	5	3
DÍA 3		13	15	3	1	6	2
DÍA 4		48	13	2	2	7	4
DÍA 5		20	9	3	2	2	4
Σ =		100	90	15	10	28	17
PROMEDIO		20	18	3	2	5.6	3.4
PROMEDIO DE CAÑAS CAÍDAS/HORA		19		2.5		4.5	

En el cuadro 3.17 se observa que en promedio se produce una caída de 19 cañas en rollo, 2.5 cañas de tipo mecanizada y 4.5 cañas picadas por hora desde los camiones cuando permanecen a la espera de descargar su contenido de caña en las mesas alimentadoras.

Para estimar las pérdidas de sacarosa por caña caída desde los transportes, se calculó el peso promedio de 3 cañas con similares dimensiones de cada uno de los tipos mencionados, y empleando el dato promedio de pol contenido en la caña (pol % caña) en la zafra 10/11, se obtuvo el contenido promedio de sacarosa para cada uno de los tres tipos de caña. Las mediciones de peso de los tres tipos de caña se muestran el cuadro 3.18.

**CUADRO 3.18: PESO PROMEDIO DE CAÑAS DE TIPO ROLLO, MECANIZADA Y PICADA**

TIPO DE CAÑA	MUESTRA	LONGITUD (m)	DIÁMETRO (cm)	PESO (Kg)	PESO PROMEDIO (Kg)
ROLLO	1	1.025	2.30	0.4286	<b>0.4398</b>
	2	1.035	2.25	0.4337	
	3	1.030	2.28	0.4572	
MECANIZADA	1	0.184	2.10	0.0986	<b>0.1001</b>
	2	0.191	2.20	0.0994	
	3	0.195	2.25	0.1023	
PICADA	1	0.334	2.40	0.1525	<b>0.1570</b>
	2	0.368	2.25	0.1728	
	3	0.347	2.30	0.1456	

El contenido promedio de sacarosa en los tres tipos de caña que ingresan al ingenio se puede estimar empleando la ecuación 3.1:

$$\text{Contenido de sacarosa en la caña} = \text{Peso promedio de caña} \times \text{Pol \% Caña}$$

### Ecuación 3.1

$$\text{Pol \% Caña} = 14.26 \text{ (Promedio para la zafra 10/11)}$$

$$\text{Contenido de sacarosa en la caña en rollo} = 0.4398 \text{ Kg} \times 0.1426 = \mathbf{0.06272 \text{ Kg}}$$

$$\text{Contenido de sacarosa en la caña mecanizada} = 0.1001 \text{ Kg} \times 0.1426 = \mathbf{0.01427 \text{ Kg}}$$

$$\text{Contenido de sacarosa en la caña picada} = 0.1570 \text{ Kg} \times 0.1426 = \mathbf{0.02239 \text{ Kg}}$$

Conociendo el contenido aproximado de sacarosa en cada uno de tres tipos de caña, es posible determinar la cantidad de sacarosa perdida en patios por la caída de la caña desde los transportes.

Durante un día promedio de operaciones las pérdidas de sacarosa por caña caída desde los transportes en el área de espera se puede calcular tomando como base el promedio de cañas caídas por hora mostradas en el cuadro 3.17 y el contenido de sacarosa estimado para cada uno de los tres tipos de caña.

$$\text{Pérdidas de sacarosa al día} = \text{Cañas caídas por hora} \times \text{Sacarosa en caña} \times 24$$

### Ecuación 3.2

Pérdidas de sacarosa por caña en rollo al día = Cañas caídas por hora × sacarosa en caña × 24

$$= 19 \times 0.06272 \times 24 = \mathbf{28.6 \text{ Kg (63.03 lbs)}}$$

Pérdidas de sacarosa por caña mecanizada al día = Cañas caídas por hora × sacarosa en caña × 24

$$= 2.5 \times 0.01427 \times 24 = \mathbf{0.8562 \text{ Kg (1.89 lbs)}}$$

Pérdidas de sacarosa por caña picada al día = Cañas caídas por hora × sacarosa en caña × 24

$$= 4.5 \times 0.02239 \times 24 = \mathbf{2.4181 \text{ Kg (5.33 lbs)}}$$

Extrapolando las pérdidas de sacarosa por este factor para el período de zafra 10/11 y tomando en cuenta que la zafra 10/11 tuvo una duración de 136 días de molida comprendidos desde el 15 de noviembre de 2010 al 30 de marzo de 2011, se obtuvieron los siguientes resultados:

$$\mathbf{Pérdidas de sacarosa (zafra 10/11) = Pérdidas de sacarosa al día \times Días zafra}$$

### **Ecuación 3.3**

Pérdidas de sacarosa en zafra por caña en rollo = Pérdidas de sacarosa caña en rollo al día × 136

$$= 28.6 \text{ Kg} \times 136 \text{ días} = \mathbf{3,889.6 \text{ Kg (8,572.68 lb)}}$$

Pérdidas de sacarosa en zafra por caña mecanizada = Pérdidas de sacarosa caña mecanizada al día × 136

$$= 0.8562 \text{ Kg} \times 136 \text{ días} = \mathbf{116.44 \text{ Kg (256.63 lbs)}}$$

Pérdidas de sacarosa en zafra por caña picada = Pérdidas de sacarosa caña picada al día × 136

$$= 2.4181 \text{ Kg} \times 136 \text{ días} = \mathbf{328.86 \text{ Kg (724.81 lbs)}}$$

En términos generales, la pérdida total estimada de sacarosa por caída de caña desde los transportes durante su permanencia en el área de patios, a la espera de descargar su contenido en las mesas alimentadoras se puede calcular empleando la ecuación 3.4:

**Pérdidas de sacarosa por caída de caña desde transportes (zafra 10/11) = Pérdidas por caña en rollo + Pérdidas por caña mecanizada + Pérdidas por caña picada**

**Ecuación 3.4**

$$= 3,889.6 \text{ Kg} + 116.44 \text{ Kg} + 328.86 \text{ Kg} = \mathbf{4,334.9 \text{ Kg (4.78 Ton)}}$$

Lo anterior significa que se perdieron aproximadamente 4,334.9 Kg (4.78 toneladas) de azúcar por la caída de caña desde los transportes durante la zafra 10/11, sólo durante su estancia en el patio del ingenio a la espera de ser descargada en las mesas de alimentación.

**3.2.1.2 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE DESCARGA DE CAÑA EN LAS MESAS ALIMENTADORAS**

La estimación de las pérdidas de sacarosa por la caída de caña durante su descarga en las mesas alimentadoras, es más difícil de calcular con exactitud debido a una mayor aleatoriedad de dicha operación en comparación con otra en el área de patios. Sin embargo, se realizó una observación cuidadosa de los procedimientos seguidos en dicha operación para estimar con relativa aproximación la pérdida de sacarosa debido a este factor.

Como ya se describió anteriormente durante esta operación los transportes descargaban la caña de tres formas distintas, la primera por descarga manual en el caso de que la caña fuese de tipo picada, en la segunda la caña se descargaba mediante un sistema de volteo en el caso que ésta fuera del tipo mecanizada y también podía realizarse la descarga empleado grúas de cadena que alzaban la maleta de caña desde el transporte en caso que ésta fuese de tipo rollo. Ésta última forma de descarga era la más comúnmente empleada en el ingenio debido a que la mayor parte de la caña que ingresaba a la fábrica era de tipo rollo y además, era la que más pérdidas de caña producía durante la operación de descarga debido a factores tales como el inadecuado diseño del transporte, el exceso de carga de los mismos y el mal apilamiento de la caña

en el transporte que permitía por las apreciables dimensiones de la misma, que ésta se cayera con facilidad una vez aflojada la maleta durante su estancia en el patio del ingenio. Por otro lado, el buen acondicionamiento de los transportes y la forma de descarga de las cañas de tipo mecanizada y picada garantizaba una pérdida mínima de éstas durante dicha operación en comparación con la caña en rollo.

Por ello se enfocó el estudio de pérdida de sacarosa por caña caída durante la descarga en la caña de tipo rollo y en la secuencia de operaciones seguida durante esta etapa del proceso, realizándose las siguientes observaciones:

1. El transporte se ubicaba junto a la mesa alimentadora N° 1 o a la doble mesa (mesas alimentadoras N° 2 y N° 3).
2. El personal aseguraba las cadenas del transporte en los ganchos de las respectivas grúas con el objetivo de alzar la maleta de caña.
3. Una vez asegurada la maleta ésta era alzada mediante la grúa y descargada en cualquiera de las mesas alimentadoras. Era en esta operación de alce y descarga donde se observaron las mayores pérdidas de sacarosa por caña caída.
4. Una vez descargada la maleta el personal de grúas subía al transporte para descargar manualmente algunas de las cañas que cayeron sobre la cama del mismo durante la operación de descarga de la maleta. Sin embargo, dicha descarga manual no era realizada con un 100 % de eficiencia debido a la rapidez y continuidad de la operación de descarga ya que la mayoría de las cañas caían en el suelo junto o bajo el transporte y no sobre la cama del mismo.
5. Enseguida el camión pasaba al área oriente del patio para terminar de descargar toda la caña caída en la cama del transporte mientras que el siguiente se ubicaba junto a la grúa para continuar con el proceso de descarga aplastando mucha de la caña caída durante la descarga anterior.

Al observar cuidadosamente esta operación se contabilizaron en promedio entre 30 y 50 cañas de tipo rollo caídas durante la descarga de la misma en las mesas alimentadoras.

Las cañas de tipo rollo presentaron un peso promedio de 0.5 Kg de acuerdo a mediciones realizadas en el área de patios durante la zafra 10/11. Al realizar estimaciones porcentuales de la caña caída desde los transportes durante la operación de descarga se obtuvieron los resultados que se muestran en el cuadro 3.19.

**CUADRO 3.19: PÉRDIDA ESTIMADA DE CAÑA Y SACAROSA DURANTE LA DESCARGA EN LAS MESAS DE ALIMENTACIÓN**

Valor	% Caña caída	Pérdida de sacarosa % Caña
Mínimo	0.049	0.007
Máximo	1.306	0.186
<b>Promedio</b>	<b>0.1205</b>	<b>0.017</b>

Estos resultados aunque se basan en estimaciones muestran la amplia variabilidad de las pérdidas de caña y de sacarosa durante la operación de descarga en las mesas alimentadoras.

De acuerdo a Batule en condiciones normales la pérdida de sacarosa por la caña que cae al piso en el patio del ingenio, durante la operación de descarga en las mesas de alimentación es de aproximadamente 0.5 %, pudiendo alcanzar valores críticos comprendidos entre 1.25 y 1.5 %. En el cuadro 3.19 puede observarse que el porcentaje promedio de caña caída en esta operación fue en general muy pequeño (0.1205 %) en comparación con los valores descritos por Batule; sin embargo, alcanzó en algunas circunstancias valores superiores a 0.5 % hasta un valor crítico máximo durante la zafra 10/11 de 1.3 % (Cuadro 3.19).

De igual forma en cuanto a las pérdidas de sacarosa se estimó que estas rondaron entre 0.007 % y 0.186 % como valores mínimo y máximo respectivamente, reportándose un valor promedio de 0.017 % como porcentaje de caña. Estos resultados fueron estimados tomando como base el valor de pol % caña promedio para la zafra 10/11, el cual fue de 14.26 % según datos proporcionados por el Core Sampler del ingenio.

La pérdida de sacarosa en libras por tonelada de caña molida durante la zafra 10/11 se estimó por medio de la ecuación 3.5:

$$\text{Pérdida de sacarosa por caña caída durante la operación de descarga} = \text{Pérdida de Sacarosa} \times 20$$

### Ecuación 3.5

$$= 0.017 \times 20 = \mathbf{0.34 \text{ lbs azúcar / ton caña}}$$

Por tanto, la pérdida de sacarosa en toneladas debido a este factor se puede calcular por la ecuación 3.6:

$$\text{Pérdida de sacarosa durante descarga de caña} = \text{lbs sacarosa/ton caña} \times \text{Toneladas de caña molida (zafra 10/11)}$$

### Ecuación 3.6

$$\text{Pérdida de sacarosa durante descarga de caña} = 0.34 \times 1,677,936.52$$

$$= \mathbf{570,498.42 \text{ lbs azúcar (285.25 Ton)}}$$

Hay que tomar en cuenta que este valor de pérdida es el resultado de estimaciones realizadas por el autor y no representa el verdadero valor de pérdida de sacarosa registrada en el ingenio por este factor durante la zafra 10/11. Por otro lado, hay que hacer notar que el valor real de pérdida podría ser un poco menor al estimado, debido a que parte de la caña que cae durante la operación de descarga es recuperada manualmente por los cargadores y depositada posteriormente en las mesas alimentadoras.

#### 3.2.1.3 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN TRANSPORTADORES DE CAÑA

Es complicado estimar la pérdida de sacarosa por caída de trozos de caña bajo los transportadores, debido a la difícil accesibilidad al lugar y a los riesgos involucrados en dicha área, por lo que sólo se podrá describir la pérdida bajo los transportadores de caña en forma cualitativa.

La pérdida de sacarosa bajo transportadores consiste básicamente de pequeños trozos de caña, que resultan de la acción de la prepicadora y las picadoras posteriores sobre las cañas alimentadas a las mesas cañeras. Estos trozos por su tamaño presentan generalmente un bajo contenido de sacarosa por lo que su importancia en término de pérdidas es insignificante en comparación con la caña caída dejada en patios. Sin embargo, hay que hacer énfasis en que aunque las mesas alimentadoras poseen una red metálica que retiene la mayoría de los trozos de caña que salen disparados por el movimiento rotacional de las cuchillas, muchos de éstos terminan a los costados de las mesas bajo los transportadores, los cuales no son recuperados para procesarlos sino que son desechados.

Por otro lado, la pérdida más importante de sacarosa en este punto probablemente consista en la caída de bagacillo desde los transportadores de caña. Este bagacillo contiene mucho jugo rico en sacarosa el cual se pierde en el bagacillo o en las canaletas de agua ubicadas bajo los transportadores.

La mayor parte de éste bagacillo se colecta en la tolva ubicada bajo la banda N° 1. Ésta tolva se llena aproximadamente en 5 horas de operación, tiempo después del cual el personal encargado de dicha área abre la compuerta de la tolva y descarga su contenido en carretillas o mediante un payloader, para luego depositarlo en el montículo de basura ubicado tras la grúa N° 1. De acuerdo a los operarios en un turno de trabajo se cargan aproximadamente 15 carretadas de bagacillo, cada una con un peso estimado entre 50 y 60 lbs.

El jugo contenido en el bagacillo colectado en la tolva tiene una pureza similar a la del jugo extraído en el primer molino (86 - 89 %), por lo que un pequeño volumen de bagacillo que quede retenido en la tolva puede ser causa de apreciables pérdidas de sacarosa.

Las pérdidas de sacarosa por causa del bagacillo colectado en la tolva en un día de operación se estimaron empleando las ecuaciones 3.7 y 3.8:

$$\text{Pérdidas de Sacarosa al día por bagacillo de transportadores} = \text{Peso de bagacillo al día} \times \text{Pol \% caña}$$

### Ecuación 3.7

**Peso de bagacillo al día = N° de carretadas por turno × N° turnos al día × Peso estimado de la carretada**

### **Ecuación 3.8**

Estimando un peso promedio de 50 lbs para cada carretada de bagacillo, un promedio de 15 de carretadas de bagacillo por turno y teniendo en cuenta que se realizan 3 turnos de operación al día en el ingenio, el peso del bagacillo obtenido de la tolva al día es:

$$\text{Peso de bagacillo al día} = 15 \times 3 \times 50 \text{ lbs} = \mathbf{2,250 \text{ lbs}}$$

Se tomó como valor de Pol en caña, el dato promedio de la caña que ingresó en el ingenio durante la zafra 10/11. Este valor es de 14.26 Pol % Caña, sustituyendo en la ecuación 3.7, las pérdidas estimadas de sacarosa al día por el bagacillo que cae de la banda N° 1 es:

$$\text{Pérdidas de sacarosa al día por bagacillo} = 2,250 \text{ lbs} \times 0.1426 = \mathbf{320.85 \text{ lbs (0.16 Ton)}}$$

Se perdieron aproximadamente 0.16 toneladas de sacarosa al día por el bagacillo descargado en la tolva ubicada bajo la banda N° 1.

La pérdida de sacarosa estimada para la zafra 10/11 por este factor puede calcularse mediante la ecuación 3.9:

**Pérdida de sacarosa por bagacillo de transportadores (Zafra 10/11) = Pérdida de sacarosa en bagacillo al día × Días zafra**

### **Ecuación 3.9**

$$\begin{aligned} \text{Pérdida de sacarosa en zafra por bagacillo de transportadores} &= 320.85 \text{ lbs} \times 136 \text{ días} \\ &= \mathbf{43,635.6 \text{ lbs (21.82 Ton)}} \end{aligned}$$

Por tanto, se perdieron aproximadamente 21.82 toneladas de sacarosa por este factor durante la zafra 10/11.

#### **3.2.1.4 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA POR ACUMULACIÓN DE CAÑA EN PATIOS**

La acumulación de caña en patios se registra en tres puntos del área de patios, el primero es la zona de acumulación de basura ubicada tras la grúa N° 1. En esta zona se acumula todo el bagacillo extraído en la tolva ubicada bajo la banda N° 1 y toda la caña que cae desde los transportes durante su estancia en el área de patios. El segundo punto se ubica junto a las mesas de alimentación donde la caña es descargada desde los transportes mediante grúas de cadena y el tercer punto se ubica al oriente de las mesas de alimentación, donde la caña que no se pudo descargar en éstas durante la operación de descarga, se apila en el patio hasta que se acumula una cantidad considerable para ser descargada directamente en la plataforma de caña mecanizada.

De los tres puntos mencionados anteriormente sólo se analizó la pérdida por la caña acumulada en patios en el tercer punto, debido a que en el primer punto se acumulaba sólo la caña aplastada por los transportes y que no ingresaba al proceso dado que era considerada basura, mientras que en el segundo punto o área de descarga de caña, ésta se acumulaba no por tiempo prolongado dado que en su mayor parte era enviada hacia el oriente de las mesas para su recuperación y el resto que permanecía en el suelo en su mayor parte presentaba pérdidas de jugo por aplastamiento en comparación con la pérdida de sacarosa de la caña por su tiempo de permanencia junto a las mesas de alimentación.

Para estimar la pérdida de sacarosa debido a la acumulación de caña en el patio del ingenio se empleó la ecuación de Lionnet. Lionnet en Sudáfrica (1986) describió el proceso químico de deterioro de la caña debido a los tiempos de permanencia después del corte mediante una aproximación matemática de la cinética de primer orden. Así, la tasa de deterioro a una temperatura ambiental dada y una concentración de sacarosa (S) determinada como reactante, presente en la caña de una variedad específica puede calcularse por la ecuación diferencial 3.10:

$$\frac{dS}{dt} = -k S$$

**Ecuación 3.10**

Que mediante integración se transforma en la ecuación 3.11:

$$S = S_0 e^{-kt}$$

**Ecuación 3.11**

Donde S y S<sub>0</sub> son las concentraciones de sacarosa a un tiempo t y a un tiempo cero en horas y k es la constante de primer orden de la hidrólisis (rompimiento) de la molécula de sacarosa que depende de la variedad de caña de azúcar determinada. Dicha constante de hidrólisis depende de la variedad de caña seleccionada, los valores de éstas constantes se muestran en el cuadro 3.20 para algunas variedades de caña específicas.

**CUADRO 3.20: CONSTANTES DE HIDRÓLISIS (k) Y PÉRDIDAS DE SACAROSA POR HORA DE APILAMIENTO DE CAÑA EN EL CAMPO. TEMPERATURA 25 - 30 °C**

Variedad	k	Pérdidas de sacarosa Sacarosa % Caña/hora	Disminución de sacarosa % Caña/hora <sup>2</sup>
MZC 74-275 <sup>1</sup>	0.0010	0.10	0.016
V 71-51 <sup>1</sup>	0.00055	0.06	0.008
CC 87-434 <sup>1</sup>	0.0011	0.11	0.018
PR 61-632 <sup>3</sup>	0.0014	0.14	0.019
CC 85-92 <sup>1</sup>	0.00082	0.08	0.011
<b>Promedio</b>	<b>0.0010</b>	<b>0.10</b>	<b>0.014</b>

1. Variedad cosechada sin quema (en verde).
2. Reducción estimada en unidades de sacarosa % caña/hora.
3. Variedad evaluada después de quema.

**FUENTE: Larrahondo (2004)**

Otros estudios relacionados con el apilamiento de caña entera en los patios de fábrica han demostrado que la tasa de deterioro es mayor y por consiguiente las pérdidas de

sacarosa, en comparación con el apilamiento en campo; lo anterior es más notorio cuando se hacen grandes arrumes de caña en los patios durante los fines de semana o después de paros de fábrica prolongados (Larrahondo, 2004). Este efecto se debe principalmente al avance del mecanismo de inversión de sacarosa por el tiempo transcurrido desde el momento del corte de la caña.

Para calcular la pérdida de sacarosa por caña acumulada en los patios del ingenio mediante la ecuación de Lionnet (Ecuación 3.11), se requiere conocer el coeficiente cinético de la reacción de hidrólisis de la variedad de caña específica que se acumula en el patio, además de su concentración inicial de sacarosa y el tiempo de apilamiento en el patio del ingenio.

En el cuadro 3.20 se muestran los coeficientes cinéticos de algunas variedades de caña procesadas en los molinos de ingenios azucareros colombianos a una temperatura ambiente comprendida entre 25 y 30 °C, los cuales podrían servir como referencia para calcular la pérdida de sacarosa por apilamiento de caña en los patios de ingenios salvadoreños debido a que el rango de temperatura de procesamiento de caña es el mismo.

La cantidad porcentual de las diferentes variedades de caña procesadas en el ingenio durante la zafra 10/11 se muestran en el cuadro 3.21.

**CUADRO 3.21: PORCENTAJE DE ENVÍO DE LAS VARIEDADES DE CAÑA PROCESADAS EN EL INGENIO DURANTE LA ZAFRA 10/11**

VARIEDAD	Nº DE ENVÍOS	% DE ENVÍO
B-34-104	308	0.4890
C-116-67	20	0.0318
CG-9628	2	0.0032
CG-9640	1	0.0016
CG-9783	1	0.0016
CP-01-1372	1	0.0016
CP-72-1210	3,191	5.0664
CP-72-1312	14	0.0222
<b>CP-72-2086</b>	<b>37,381</b>	<b>59.3500</b>
CP-73-1547	2,573	4.0852
CP-80-1557	1,940	3.0801
CP-81-1384	69	0.1096

**CUADRO 3.21: PORCENTAJE DE ENVÍO DE LAS VARIEDADES DE CAÑA PROCESADAS EN EL INGENIO DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

VARIEDAD	N° DE ENVÍOS	% DE ENVÍO
CP-84-1198	2,428	3.8549
CP-88-1165	127	0.2016
CP-88-1508	348	0.5525
CP-88-1762	43	0.0683
CP-89-2143	1,325	2.1037
HOCP-96-540	15	0.0238
MEX-69-290	82	0.1302
MEX-79-431	7,674	12.1840
PGM-89-968	43	0.0683
PINDAR	4	0.0064
PR-75-2002	56	0.0889
PR-80-2000	2	0.0032
PR-83-1172	96	0.1524
PR-87-2080	202	0.3207
Q-56	20	0.0318
SP-79-1011	160	0.2540
VARIAS	4,858	7.7131
<b>TOTAL DE ENVÍOS</b>	<b>62,984</b>	<b>100</b>

En el cuadro 3.21 puede observarse que la variedad CP-72-2086 fue el tipo de caña enviada con mayor frecuencia al ingenio durante la zafra 10/11, aproximadamente el 60 % de toda la caña molida, seguida muy lejanamente por la variedad MEX-79-431 con aproximadamente el 12 % del total de envíos de caña. Sin embargo, ninguna de éstas variedades coincide con las mostradas en el cuadro 3.20, por lo que no se conoce con exactitud el valor de k para la variedad más procesada durante la zafra 10/11. Sin embargo, es posible estimar la pérdida de sacarosa por la caña apilada en patios, utilizando el valor promedio de k mostrado en el cuadro 3.20 dada la similitud de las variedades procesadas en el ingenio durante el período de zafra 10/11.

Asumiendo un valor promedio de sacarosa en caña igual al valor promedio de pol en caña obtenido durante la zafra 10/11 (14.26 %), se puede estimar la pérdida de sacarosa por caña apilada al oriente de las mesas alimentadoras durante todo este período conociendo la cantidad de caña acumulada y el tiempo de permanencia de ésta en el patio hasta su procesamiento.

Se estima que aproximadamente se acumuló media tonelada de caña durante un período de 8 horas al oriente de las mesas alimentadoras de caña a la espera de su procesamiento, la concentración final de sacarosa en la caña debida al apilamiento se calculó empleando la ecuación 3.11:

$$S = 14.26 e^{-0.0010 \times 8}$$

$$S = 14.146 \%$$

El valor anterior indica una reducción de aproximadamente 0.114 unidades porcentuales en la concentración de sacarosa presente en la caña acumulada en el patio. Dado que se acumularon en el patio aproximadamente 1.5 toneladas de caña durante un día de operación se puede extrapolar este valor para estimar la pérdida de sacarosa diaria y al final de la zafra 10/11 mediante las ecuaciones 3.12 y 3.13:

$$\text{Pérdida diaria de sacarosa por acumulación de caña en patios} = \text{Peso de caña acumulada} \times 0.114$$

**Ecuación 3.12**

$$= 1.5 \text{ Ton} \times 0.114 = \mathbf{0.171 \text{ Ton (342 lbs de azúcar)}}$$

Extrapolando este valor para la zafra 10/11 se tiene:

$$\text{Pérdida de sacarosa por acumulación de caña en patios (zafra 10/11)} = \text{Pérdida diaria de sacarosa por acumulación de caña} \times \text{Días zafra}$$

**Ecuación 6.13**

$$= 0.171 \text{ Ton/día} \times 136 \text{ días} = \mathbf{23.26 \text{ Ton (46,512 lbs de azúcar)}}$$

Por tanto, la pérdida de sacarosa debida a la acumulación de caña en patios asciende a 0.00139 % del peso total de caña molida en el ingenio durante la zafra 10/11. Sin embargo, debe tenerse en cuenta que el resultado anterior se basa en estimaciones del autor y que la pérdida real de sacarosa debida a este factor podría ser inferior o superior a la calculada debido a las aproximaciones realizadas.

### **3.2.2 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE MOLINOS**

Como se describió anteriormente, las pérdidas de sacarosa en el área de molinos se debieron principalmente a los siguientes factores:

1. La pérdida por la sacarosa contenida en el jugo residual del bagazo del último molino del tándem.
2. La inversión de sacarosa por la contaminación microbiológica general del área de molinos.
3. La pérdida por la sacarosa contenida en la arena obtenida de los desarenadores.
4. Los frecuentes derrames de jugo en el tanque de jugo mezclado.

En las secciones siguientes se lleva a cabo la estimación de las pérdidas de sacarosa debido a los factores anteriormente mencionados, tomando como base la información obtenida durante las operaciones en el período de zafra 10/11.

#### **3.2.2.1 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN EL BAGAZO DE CAÑA**

Las pérdidas de sacarosa en el bagazo como ya se ha comentado se deben al jugo remanente en el mismo después de pasar por la fase de extracción en el tándem de molinos. Este jugo llamado jugo residual es aún rico en sacarosa, por lo que un aumento significativo de éste en el bagazo representa una disminución importante en la eficiencia de extracción.

Debido a que todavía es impráctico la extracción del jugo residual para su análisis con el propósito de medir el contenido de sacarosa presente en el bagazo. Por tanto, se sigue usando la pol como medida de esta cantidad y es la forma en que usualmente se reporta dicha pérdida en los ingenios azucareros.

## I. ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN EL JUGO RESIDUAL DEL BAGAZO DE CAÑA

Para determinar la pérdida de sacarosa en el bagazo se tomó una muestra del mismo a la salida del último molino del tándem. La muestra de bagazo fue pesada y prensada en una prensa hidráulica a una presión de 3,000 psi para extraer la mayor cantidad de jugo presente en el bagazo.

El jugo obtenido fue posteriormente pesado y se le realizaron los análisis de Pol, Brix y pureza en el laboratorio de fábrica del ingenio. Los resultados obtenidos se muestran en el cuadro 3.22.

**CUADRO 3.22: DETERMINACIÓN DE POL, BRIX Y PUREZA DEL JUGO RESIDUAL**

ANÁLISIS REALIZADOS: 16-MARZO-11						
MUESTRA	PESO (g)	TEMPERATURA °C	% PESO	POL	BRIX	PUREZA
BAGAZO	328.62	52	100.0	---	---	---
JUGO RESIDUAL	142.29	50	43.3	4.57	6.12	74.72

Asumiendo como valor promedio de pol del jugo residual, el dato reportado en el cuadro 3.22, se estimó la pérdida de sacarosa en el bagazo conociendo la cantidad total de éste subproducto del proceso generada durante la zafra 10/11. Éste dato se obtuvo al sumar las cantidades diarias de bagazo producidas durante la zafra 10/11, las cuales se muestran en el cuadro A.1 del anexo A.

La cantidad total de bagazo producida durante la zafra 10/11 fue de 383,964,390.73 Kg (423,128.76 Ton), por lo que la pérdida de sacarosa en el jugo residual en términos de pol tomando en cuenta que el jugo residual de acuerdo al cuadro 3.22, representa aproximadamente el 43.3 % del peso del bagazo, se puede determinar por la ecuación 3.14:

$$\text{Sacarosa en el jugo residual} = (0.433 \times \text{Bagazo producido} \times \text{Pol del jugo residual}) / 100$$

**Ecuación 3.14**

$$\begin{aligned} \text{Sacarosa en el jugo residual} &= (0.433 \times 383,964,390.73 \text{ Kg} \times 4.57) / 100 \\ &= 7,597,925.76 \text{ Kg (8,372.91 Ton)} \end{aligned}$$

Por tanto, el porcentaje de sacarosa en el bagazo se puede calcular mediante la ecuación 3.15:

$$\% \text{ Sacarosa en el bagazo} = (\text{Sacarosa en el jugo residual} / \text{Bagazo producido}) \times 100$$

**Ecuación 3.15**

$$\% \text{ Sacarosa en el bagazo} = (8,372.91 \text{ Ton} / 423,128.76 \text{ Ton}) \times 100 = 1.9788 \%$$

Este valor coincide con el dato de Pol en bagazo presentado en el reporte de fabricación y laboratorio del día 30 de marzo de 2011.

La pérdida de sacarosa en el bagazo como porcentaje de caña se estimó mediante la ecuación 3.16:

$$\text{Sacarosa en el bagazo (Sacarosa \% Caña)} = (\text{Sacarosa en el jugo residual} / \text{Caña molida en zafra}) \times 100$$

**Ecuación 3.16**

La caña molida durante la zafra 10/11 fue de 1,677,936.52 toneladas (de acuerdo al reporte de fabricación y laboratorio del día 30 de marzo de 2011).

Sacarosa en el bagazo (Sacarosa % Caña) =  $(8,372.91 \text{ Ton} / 1,677,936.52 \text{ Ton}) \times 100 = 0.499 \%$

El valor anterior difiere del dato reportado en el informe diario de fabricación del 30 de marzo (0.561 %) en un 0.062 %. Esta diferencia se debe principalmente al valor promedio de pol en el jugo residual asumido en los cálculos y en segundo lugar al cálculo indirecto de pol en el bagazo obtenido en base al análisis de pol del extracto y la humedad del bagazo, realizado en el laboratorio.

### **3.2.2.2 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA POR CONTAMINACIÓN MICROBIOLÓGICA**

Es bien conocido el efecto de la contaminación microbiológica sobre la caña deteriorada y durante la etapa de extracción del jugo. Esta etapa del proceso es crítica, debido a la importancia que toman las pérdidas de sacarosa a causa del aumento incontrolado de las poblaciones microbiológicas. En esta sección se pretende determinar las poblaciones microbiológicas presentes en el proceso de extracción del jugo de la caña de azúcar, y así establecer criterios que permitan tomar medidas para controlar las pérdidas microbiológicas de sacarosa en esta etapa del proceso.

El monitoreo de las poblaciones microbiológicas en la etapa de extracción se llevó a cabo realizando un programa de muestreo en diferentes puntos del proceso. La metodología seguida para el muestreo y análisis de laboratorio se describe a continuación:

#### **I. MUESTRAS SELECCIONADAS**

Las muestras para el estudio fueron seleccionadas para determinar la variación de las poblaciones de microorganismos y su efecto sobre las pérdidas de sacarosa durante el recorrido del jugo de caña en el tándem y en general en diferentes puntos del área de molinos.

Las muestras analizadas en el área de molinos fueron las siguientes:

1. **Muestra N° 1:** Caña preparada que alimenta al tándem de molinos
2. **Muestra N° 2:** Jugo primario (Jugo de primera extracción)
3. **Muestra N° 3:** Jugo diluido
4. **Muestra N° 4:** Jugo crudo o mezclado
5. **Muestra N° 5:** Bagacillo recirculado a la salida del molino N° 1 proveniente del filtro rotativo
6. **Muestra N° 6:** Jugo diluido colado
7. **Muestra N° 7:** Jugo de los filtros DSM
8. **Muestra N° 8:** Jugo desarenado
9. **Muestra N° 9:** Agua del último lavado de los lodos provenientes de los desarenadores

## II. PUNTOS DE MUESTREO

El programa de muestreo se llevó a cabo en puntos estratégicos del área de molinos. Los puntos de muestreo seleccionados fueron los siguientes:

1. **Punto de muestreo N° 1:** Este punto corresponde a la banda transportadora N° 1, donde la caña desfibrada en la etapa de preparación es alimentada al molino N° 1 para comenzar la extracción del jugo en el tándem.
2. **Punto de muestreo N° 2:** El jugo primario o de primera extracción fue obtenido bajo las masas cañera y bagacera del molino N° 1.
3. **Punto de muestreo N° 3:** Corresponde al punto donde las corrientes de jugo primario y el jugo restante del tándem se unen para colectarse en el tanque de jugo mezclado. Este punto se identifica como una cascada de jugo que cae directamente al tanque de jugo mezclado.
4. **Punto de muestreo N° 4:** Corresponde al tanque de jugo crudo o mezclado donde se terminan de mezclar los jugos extraídos en el tándem. Es en este tanque donde se lleva a cabo la primera adición de sacarato de calcio para elevar el pH del jugo.

- 5. Punto de muestreo N° 5:** Este punto se ubica a la salida del filtro rotativo donde el bagacillo de tamaño superior a 0.5 mm cae en el sinfín que lo transporta a la salida del molino N° 1.
- 6. Punto de muestreo N° 6:** Este punto se identifica como una tubería desde donde el jugo diluido y colado cae por gravedad al tanque de jugo mezclado desde el tanque de jugo colado.
- 7. Punto de muestreo N° 7:** Este punto se ubica en el tanque de jugo mezclado. Se identifica como una cascada de jugo con bagacillo que no logra pasar por la malla de los filtros DSM y cae por gravedad mediante un sistema de canaleta hacia este tanque.
- 8. Punto de muestreo N° 8:** La muestra en este punto es directamente obtenida del tanque de jugo desarenado, donde el jugo desarenado cae luego de que el jugo diluido pasa por los desarenadores.
- 9. Punto de muestreo N° 9:** El agua del último lavado de los lodos de los desarenadores se canaliza por gravedad hasta el tanque de jugo mezclado, donde es colectada para el análisis.

### **III. PERÍODO DE MUESTREO Y DE ANÁLISIS DE LABORATORIO**

Las actividades de muestreo y análisis de laboratorio fueron realizadas una vez por semana durante los meses de febrero y marzo de 2011 hasta el fin de la zafra 10/11. El día escogido para la toma de muestras fue seleccionado de forma que correspondiera con el día programado por el ingenio para la realización de los análisis microbiológicos. La investigación se realizó durante el período citado anteriormente, con excepción de los días 23 de febrero y 02 de marzo de 2011, que por caso fortuito no se llevaron a cabo actividades de muestreo con relación a este estudio.

El horario de muestreo se programó entre las 9 de la mañana y las 12 del mediodía, dependiendo de la disponibilidad del personal del laboratorio microbiológico externo y del número de muestras a recolectar.

#### **IV. DESCRIPCIÓN DE LOS MATERIALES Y PROCEDIMIENTO DE MUESTREO**

Las muestras fueron recolectadas con la ayuda del personal de un laboratorio microbiológico externo. Se recolectaron dos muestras en cada uno de los puntos de análisis, una muestra para la realización de los análisis microbiológicos y la otra para la realización de los análisis fisicoquímicos en el laboratorio de fábrica del ingenio.

La toma de muestras se llevó a cabo directamente en los puntos de muestreo seleccionados. En los puntos de difícil acceso se utilizó un toma muestras, el cual consiste en un brazo largo de madera con un soporte en forma circular para el soporte de los recipientes colectores de las muestras.

Los recipientes colectores de las muestras empleadas para el análisis fisicoquímico se escogieron de boca ancha y fabricados en polipropileno por su bajo peso y gran capacidad de almacenamiento. Mientras que para la recolección de las muestras a las que se les realizaron los análisis microbiológicos, se utilizaron frascos de vidrio previamente esterilizados, los cuales fueron preparados anticipadamente por el personal del laboratorio microbiológico.

Se recolectó un volumen de muestra de aproximadamente 1000 y 250 mL, suficientes para realizar todos los análisis fisicoquímicos y microbiológicos requeridos respectivamente.

Luego de realizar el proceso de muestreo, las muestras en los recipientes de polipropileno fueron llevadas inmediatamente al laboratorio de fábrica para realizarles los análisis fisicoquímicos solicitados, mientras que las muestras en los frascos de vidrio fueron preservadas por el personal del laboratorio microbiológico externo para su posterior análisis.

#### **V. MÉTODOS Y VARIABLES DE ESTUDIO EN EL ANÁLISIS DE LABORATORIO**

Se realizaron simultáneamente análisis fisicoquímicos y microbiológicos a las muestras para relacionar el efecto de la presencia de poblaciones microbiológicas en la generación de pérdidas por inversión de sacarosa. Los análisis fisicoquímicos y microbiológicos a realizar fueron seleccionados cuidadosamente para establecer una relación coherente entre las variables en estudio.

### **a. Variables microbiológicas**

Las variables microbiológicas de estudio fueron seleccionadas de acuerdo a una investigación minuciosa de las poblaciones microbiológicas encontradas comúnmente en el área de molinos bajo condiciones generales de operación. Las variables fijadas fueron las siguientes:

1. Población de bacterias mesófilas aeróbicas
2. Población de bacterias termófilas
3. Población de bacterias productoras de goma
4. Población de bacterias productoras de ácido láctico (bacterias acido-lácticas del género *Lactobacillus*)
5. Población de levaduras
6. Población de mohos.

### **b. Variables fisicoquímicas**

Las variables fisicoquímicas de estudio fueron seleccionadas con el objetivo de establecer relaciones causa-efecto entre éstas y los resultados de las variables microbiológicas de estudio. Las variables fijadas fueron las siguientes:

1. Temperatura
2. pH
3. Polarización (Pol)
4. Sólidos solubles (Brix)
5. Grado de pureza
6. Concentración de azúcares reductores
7. Concentración de dextranas
8. Concentración de sacarosa

Los equipos de laboratorio empleados para la realización de los análisis fisicoquímicos se muestran en el anexo D.

### **c. Métodos de análisis de laboratorio**

Los métodos seguidos para realizar los análisis fisicoquímicos y microbiológicos de las muestras en el área de molinos se describen en los apartados siguientes:

#### **c.1. Métodos para el análisis microbiológico**

El método empleado para los análisis de las poblaciones de bacterias mesófilas aeróbicas, termófilas y de mohos y levaduras fue el vertido en caja, descrito en manual de análisis bacteriológico, BAM por sus siglas en inglés. Para el análisis de las poblaciones de bacterias productoras de goma se aplicó el método de vertido en caja descrito por el instituto cubano de investigaciones de la caña de azúcar (ICIDCA), mientras que la población de *Lactobacillus* se analizó por el método de vertido en caja, descrito en el compendio de métodos para el análisis microbiológico de los alimentos, CMMEF por sus siglas en inglés.

#### **c.2. Métodos para el análisis fisicoquímico**

La temperatura fue medida directamente en el punto de muestreo utilizando un termómetro de infrarrojo. Para la determinación del pH de las muestras se tomaron aproximadamente 100 mL de las mismas en un vaso se precipitados y se dejaron enfriar hasta alcanzar la temperatura ambiente. Se empleó un pH-metro digital del laboratorio de fábrica para medir el pH de las muestras, esperando previamente la estabilización de la lectura para tomar el valor medido. La descripción exacta del método se encuentra en el manual de marchas analíticas del laboratorio de fábrica identificado como el instructivo I-0CP-014.

Para la determinación de la pol en el jugo de caña se empleó la marcha analítica I-0CP-032, estandarizada en el laboratorio de fábrica del ingenio con fecha de edición noviembre de 2010. Por otro lado, para determinar la concentración de los sólidos solubles presentes

en el jugo (Brix), se utilizó el instructivo I-0CP-030 estandarizado en el laboratorio de fábrica del ingenio para medir el Brix en jugos mediante refractometría.

El grado de pureza de las muestras de jugo se determinó mediante cálculo, empleando la ecuación 3.17:

$$\text{Pureza} = [\text{Sacarosa aparente (Pol)} / \text{Brix refractométrico}] \times 100$$

**Ecuación 3.17**

La determinación del Brix se realizó mediante el método I-0CP-030 con fecha de edición noviembre de 2010, estandarizado en el laboratorio de fábrica.

La dextrana en jugos se determinó mediante el método I-0CP-031 estandarizado en el laboratorio de fábrica con fecha de edición de noviembre de 2010.

La sacarosa en jugos de caña se determinó mediante cualquiera de estos dos métodos:

1. El método de doble polarización de Clerget para la determinación de sacarosa real en jugos (Marcha I-0CP-083 del manual estandarizado de métodos del laboratorio de fábrica).
2. El método para la determinación de sacarosa en jugos por cromatografía líquida de alta resolución (HPLC), por sus siglas en inglés. Se encuentra identificado como el método I-0CP-035 del manual estandarizado de métodos del laboratorio de fábrica.

## **VI. RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

Los resultados obtenidos de los análisis fisicoquímicos se tabularon de acuerdo al formato del cuadro C.1 que se muestra en el anexo C.

### a. Temperatura y pH en los puntos de muestreo

El monitoreo de las variables temperatura y pH es de especial importancia en el estudio de las poblaciones microbiológicas en el área de molinos, debido a que dichas variables controlan el crecimiento y desarrollo de microorganismos, por lo que tienen un efecto más significativo durante la extracción y depuración del jugo obtenido que en cualquier otra etapa del proceso. El cuadro 3.23 muestra los valores de temperatura y de pH evaluados en cada punto de muestreo.

**CUADRO 3.23: VALORES PROMEDIO DE TEMPERATURA Y pH DE LAS MUESTRAS**

MUESTRA	TEMPERATURA (°C)	pH
Caña preparada	25.0 ± 1.0	5.4 ± 0.2
Jugo primario	25.0 ± 1.5	5.4 ± 0.2
Jugo diluido	27.5 ± 2.5	5.3 ± 0.1
Jugo mezclado	28.5 ± 1.0	6.4 ± 0.4
Jugo diluido colado	28.5 ± 1.5	5.9 ± 0.3
Jugo desarenado	29.5 ± 2.5	6.0 ± 0.4

La temperatura encontrada en las muestras de caña preparada, en el jugo primario, el jugo diluido, el jugo mezclado, el jugo diluido colado y en el jugo desarenado son ideales para el desarrollo de microorganismos sacarolíticos y no sacarolíticos; como puede observarse en el cuadro 3.23, el jugo diluido presenta una temperatura promedio más elevada que el jugo primario o recién extraído, esto es debido al efecto de la aplicación del agua de imbibición a la entrada del último molino, por lo que este jugo debería ser menos susceptible al desarrollo de flora microbiana sobre todo en este punto del proceso de molienda; sin embargo, dado que este jugo resulta de la combinación del jugo extraído en todo el tándem es de esperar un aumento general de las poblaciones microbiológicas en el mismo debido a la recolección de microorganismos que se desarrollan en las diferentes superficies metálicas y canaletas a medida que el jugo recorre todo el tándem de molinos.

En el tanque de jugo mezclado convergen además de la corriente de jugo diluido, la corriente de sacarato de calcio, el cual es adicionado para elevar el pH del jugo lo cual reduce la posibilidad de que se lleven a cabo posteriores inversiones de sacarosa. El sacarato de calcio posee una temperatura que ronda entre 50 y 65 °C, además converge en este tanque el agua del último lavado de los lodos provenientes de los desarenadores con una temperatura promedio de 55 °C y el jugo claro retornado de los filtros DSM de la etapa de purificación con una temperatura promedio de 50 °C, lo cual eleva la temperatura del jugo crudo o diluido hasta un valor promedio de 28.5 °C. La elevación de temperatura ayuda a inhibir en cierta forma el crecimiento de nuevas poblaciones microbiológicas pero promueve el desarrollo óptimo del *Leuconostoc Mesenteroides*, lo cual se trata de controlar por medio del incremento del pH del jugo.

Posteriormente, en los tanques de jugo colado y desarenado se aplica vapor a una presión de 125 psi dos veces por turno durante aproximadamente 20 minutos en cada ocasión para controlar el crecimiento de nueva flora microbiana, por lo que en estos puntos la temperatura del jugo tiende a aumentar o a mantenerse constante. No obstante, si se encuentran bacterias esporuladas, éstas pueden permanecer latentes hasta el momento en que encuentren las condiciones para su desarrollo; en este caso al no existir un choque térmico fuerte, se da lugar a la germinación de las esporas y en consecuencia, la aparición de células vegetativas que encuentran en el jugo colado y desarenado temperaturas adecuadas para desarrollarse, aumentando la población microbiana si el tiempo de retención es alto.

En el rango de temperatura mesofílico comprendido entre 20 °C y 45 °C en el cual se mantiene el jugo de caña recién extraído, encuentran su óptimo crecimiento muchas de las bacterias con capacidad de producir exopolisacáridos a partir de la sacarosa, entre ellas el *Leuconostoc sp.* y otras bacterias ácido-lácticas como *Lactobacillus sp.* y *Lactococcus sp.* Hernández y colaboradores (1979) determinaron que la temperatura óptima de desarrollo del *Leuconostoc Mesenteroides* en jugos de caña ronda entre 27 y 37 °C; normalmente estos microorganismos son eliminados en etapas posteriores del proceso cuando se alcanzan altas temperaturas, pero sus subproductos metabólicos permanecen en los jugos causando problemas posteriores (Antier, 1996).

En general, de acuerdo a Meade y Chen (1997) las bajas temperaturas y un pH ligeramente alto favorecen al *Leuconostoc*, mientras que un pH ligero de 6.5 y una temperatura superior a 65 °C son condiciones menos favorables para su crecimiento.

Para cada especie microbiana existe un valor máximo y mínimo de pH para su óptimo crecimiento pero, en general, las bacterias encuentran un valor óptimo alrededor de 5.0 y 6.5; para las bacterias ácido lácticas, el pH ideal se encuentra comprendido entre 5.0 y 5.5, valores fácilmente encontrados en el jugo de la caña como lo muestra el cuadro 3.23, donde se observa poca variación en los valores de pH entre las diferentes muestras.

De acuerdo a los valores de temperatura y pH encontrados en el estudio, la mayor parte del proceso de extracción favorece la inversión de la sacarosa por parte de los microorganismos, ya que normalmente los jugos no alcanzan temperaturas ni valores de pH capaces de inhibir la actividad microbiológica y el movimiento constante del jugo en las caídas de los molinos hacia los tanques y canaletas que permiten la aireación del mismo, lo que favorece la proliferación de los microorganismos.

#### **b. Recuento de las poblaciones microbiológicas en el área de molinos y su relación con las características fisicoquímicas del jugo en los puntos de muestreo**

Mediante el programa semanal de análisis microbiológico se realizó la cuantificación de las principales poblaciones microbiológicas en puntos estratégicamente seleccionados del área de molinos y comparando estos resultados con las características fisicoquímicas de las muestras de jugo analizadas en el laboratorio de fábrica, se logró establecer relaciones cualitativas entre estas variables de estudio para determinar el efecto de la contaminación microbiológica sobre las pérdidas de sacarosa.

Para cuantificar con cierta exactitud el valor promedio de las poblaciones microbiológicas en el área de molinos, se llevaron a cabo análisis microbiológicos periódicos en esta etapa del proceso donde es bien conocido y de especial importancia el efecto de la presencia de los microorganismos en la generación de pérdidas de sacarosa para el proceso industrial.

El criterio principal de selección de las poblaciones microbiológicas para llevar a cabo el estudio de cuantificación fue el medio disponible para el crecimiento y desarrollo de los microorganismos. Dado el amplio rango de temperatura y pH en que se mantiene el jugo durante su recorrido por el tándem de molinos y durante las operaciones de depuración, es de esperar que exista una gran variedad de flora microbiana capaz de crecer y desarrollarse en un medio tan propicio como el jugo de caña, favorecidos también por su alto contenido de sacarosa. Por ello, las poblaciones microbiológicas seleccionadas para el estudio de cuantificación fueron las bacterias mesófilas aeróbicas, las bacterias ácido-lácticas del género *Lactobacilos*, las levaduras, los mohos y las bacterias productoras de goma, que son las más comunes en esta etapa del proceso y que generan los mayores problemas de pérdidas por inversión de sacarosa.

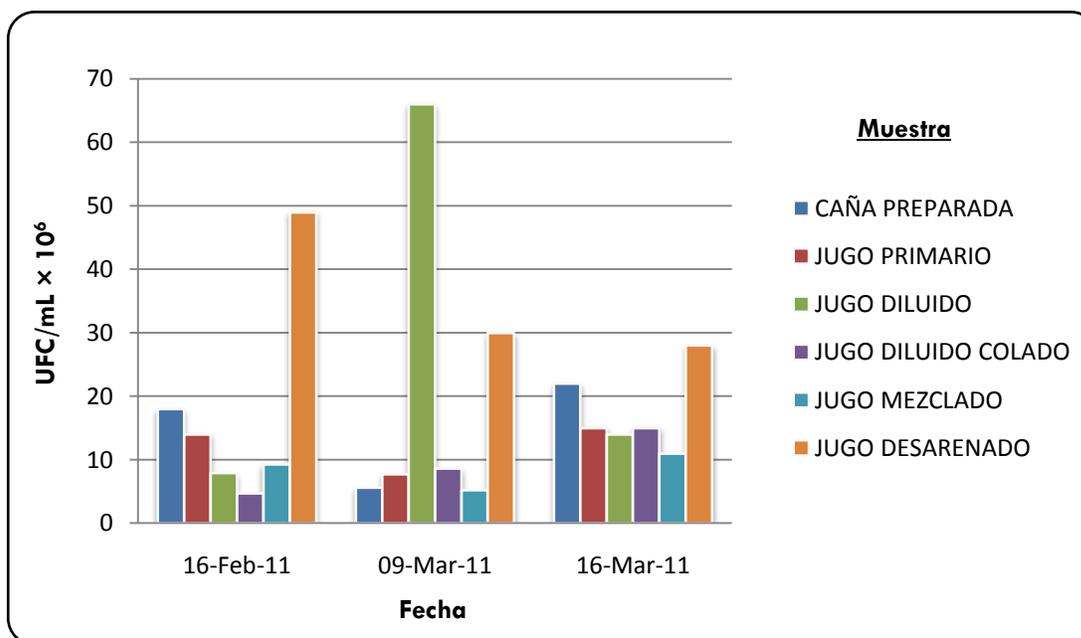
Se realizaron cuatro análisis microbiológicos independientes en el área de molinos durante la zafra 10/11. Los análisis se realizaron los días 02 de febrero, 16 de febrero, 09 de marzo y 16 de marzo de 2011, con el objetivo de llevar un estudio periódico en el área de molinos. Los resultados de los análisis microbiológicos realizados se muestran en el anexo E.

Debido a la frecuente variabilidad en la calidad de la caña recibida en el ingenio, la concentración de poblaciones microbiológicas en los diferentes puntos de muestreo presentó un comportamiento muy cambiante, por lo que no existe un patrón constante de una fecha a otra (Figura 3.1). Sin embargo, del estudio realizado es posible observar que en general la población microbiológica más alta encontrada en los diferentes puntos de muestreo del área de molinos, correspondió a las bacterias mesófilas aeróbicas, las cuales ingresan a la fábrica con una población del orden de  $10^7$  UFC/mL (Figura 3.2).

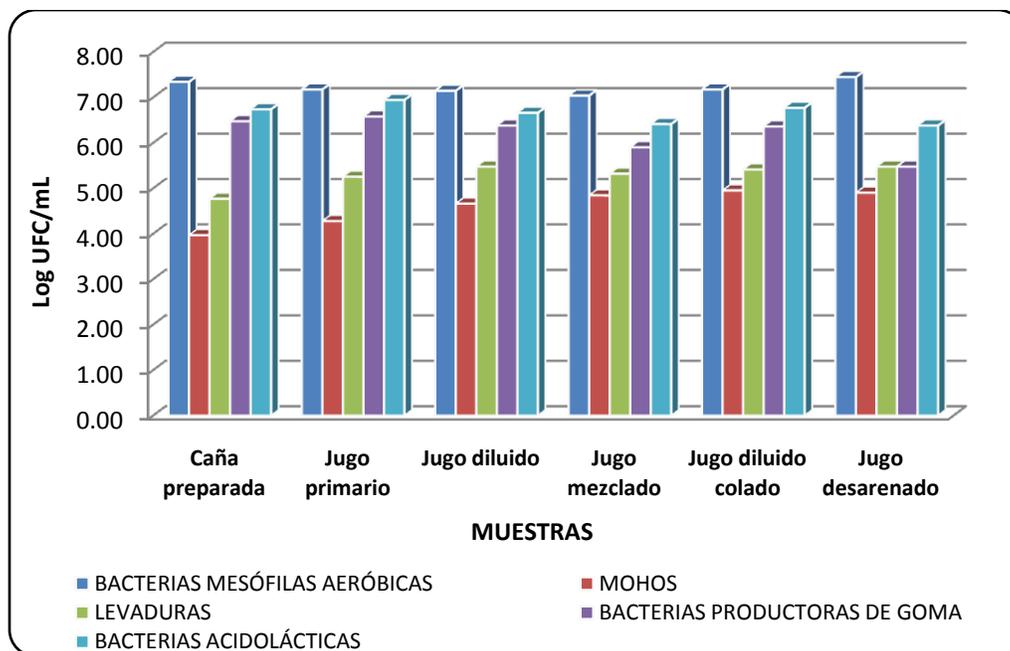
La tendencia general de las poblaciones microbiológicas en los puntos de muestreo seleccionados se aprecia con mayor uniformidad en los resultados obtenidos el día 16 de marzo de 2011 (Figura 3.3), por lo que se tomó como referencia principal para el análisis de resultados.

**CUADRO 3.24: POBLACIÓN DE BACTERIAS MESÓFILAS AERÓBICAS EN EL ÁREA DE MOLINOS**

POBLACIÓN DE BACTERIAS MESÓFILAS AERÓBICAS (UFC/mL × 10 <sup>6</sup> )						
MUESTRA FECHA	Caña Preparada	Jugo Primario	Jugo diluido	Jugo diluido colado	Jugo mezclado	Jugo desarenado
16-feb-11	18	14	7.9	4.7	9.3	49
09-mar-11	6	7.7	66	8.6	5.2	30
16-mar-11	22	15	14	15	11	28



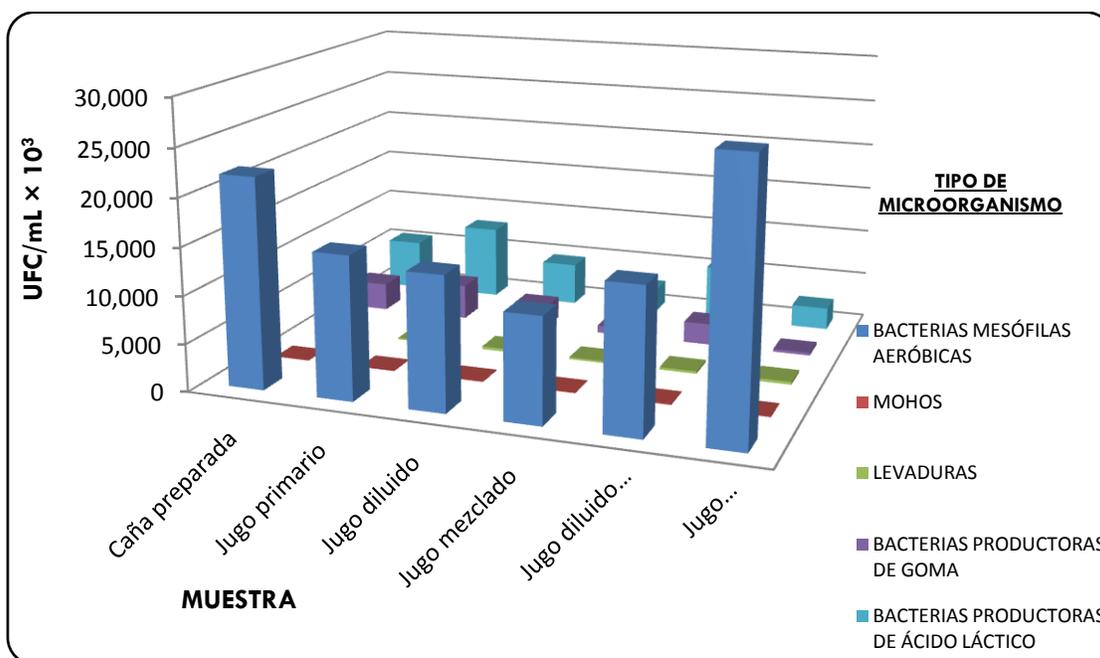
**Figura 3.1: Recuento de poblaciones de microorganismos mesófilos en el área de molinos (Autor, 2011)**



**Figura 3.2:** Tendencia general de las poblaciones microbiológicas en el área de molinos (Autor, 2011)

En la figura 3.3 puede observarse que la caña preparada que se alimenta a los molinos ingresa a la fábrica con una alta concentración de microorganismos mesófilos aerobios, lo cual se debe al también alto contenido de materia extraña en su mayoría en forma de tierra que lleva la caña al ingresar a los molinos. La caña sucia proporciona un medio de cultivo propicio para esta clase de microorganismos que encuentran en ella, un sustrato adecuado debido a su rico contenido en sacarosa, a la presencia de una buena aireación durante su conducción en los transportadores de caña y una temperatura ideal debido a la frescura de la caña.

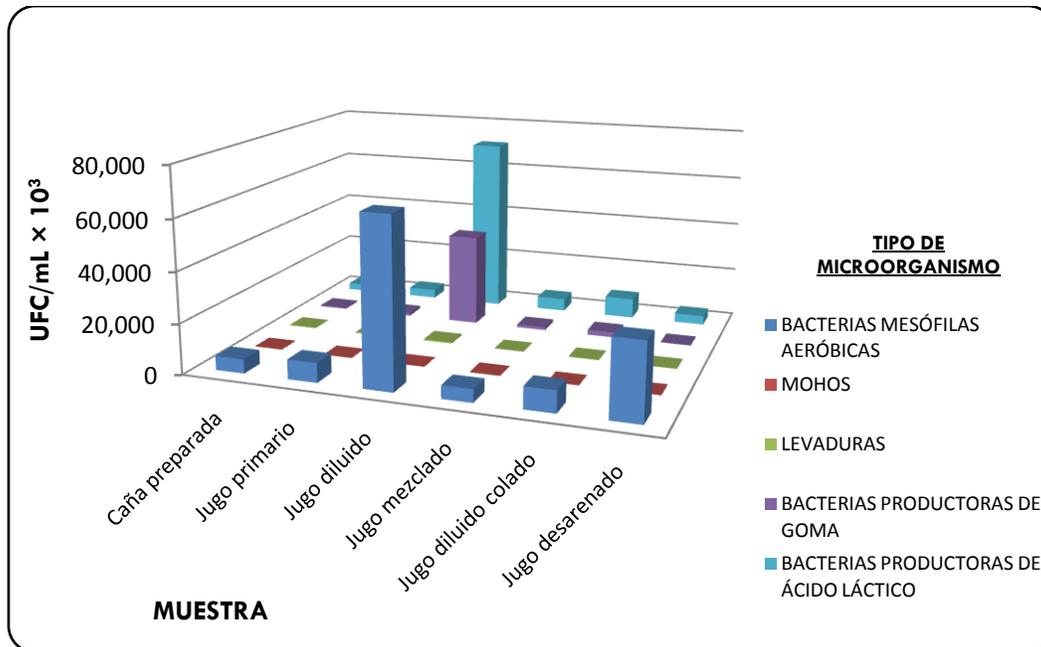
La tendencia general de la mayoría de los análisis realizados muestra un descenso de la concentración de microorganismos mesófilos en el jugo primario y diluido del tándem, lo cual refleja un comportamiento contrario al reportado por Serrano en 2006, lo cual debería ser lo esperado dado que los microorganismos mesófilos tienen mayor accesibilidad al jugo recién extraído y una mayor aireación debido al movimiento continuo del jugo en las masas de los molinos y durante las frecuentes caídas en las canaletas y tanques de recolección. Por tanto, el resultado anterior puede explicarse debido al programa de asepsia, el cual permite un buen control microbiano en el tándem de molinos.



**Figura 3.3: Poblaciones microbiológicas en las muestras recolectadas en el área de molinos (Autor, 2011)**

Por otro lado, este comportamiento no fue el observado de acuerdo a los resultados obtenidos de los análisis microbiológicos realizados el día 09 de marzo (Figura 3.4), donde se observa un ligero incremento en los microorganismos mesófilos en el jugo primario respecto de la caña preparada y posteriormente un incremento súbito de dicha concentración en el jugo diluido. Estos incrementos de la contaminación microbiana están relacionados con la acumulación de bagacillo en diversos puntos del tándem de molinos, especialmente el jugo primario o de primera extracción, lo cual también fue reportado por Duarte y colaboradores en 1982.

El jugo mezclado mostró en general la población más baja de los puntos evaluados, como era de esperarse debido a la adición de sacarato de calcio en el tanque de jugo mezclado; sin embargo, la concentración se mantiene significativamente alta debido a la constante aireación que se genera en el tanque debido al proceso de mezclado de las diferentes corrientes que ahí convergen.



**Figura 3.4:** Poblaciones microbiológicas en las muestras recolectadas (Autor, 2011)

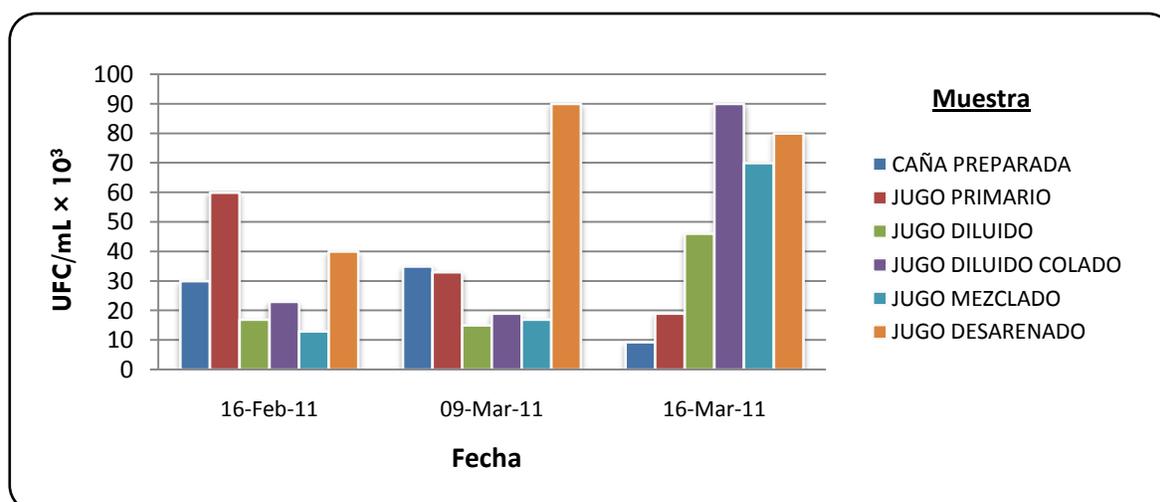
En el jugo diluido colado la tendencia general es un ligero aumento en la concentración de organismos mesofílicos debido al aumento en la aireación y al leve descenso del pH, mientras que en el jugo desarenado el incremento de las poblaciones se debe en mayor medida a las condiciones mantenidas en el tanque de jugo desarenado, tales como la nula iluminación y el continuo movimiento del jugo en su interior.

En cuanto a la población de hongos, se encontraron menores recuentos de mohos que de levaduras en toda el área de molinos los cuales provienen generalmente del suelo y del ambiente. La tendencia general en el estudio realizado, es el aumento de las poblaciones de mohos y levaduras en el jugo primario y diluido (Figuras 3.5 y 3.6), las cuales encuentran un medio ideal para su desarrollo debido a la disponibilidad de grandes superficies de contacto y un alto contenido de azúcares que emplean para su crecimiento y reproducción. Adicionalmente, al igual que en las poblaciones de microorganismos mesófilos, la temperatura tiene un efecto importante sobre los mohos y levaduras, los cuales requieren un ambiente cálido y húmedo para su crecimiento y desarrollo. La temperatura óptima de crecimiento de las levaduras se sitúa entre los 25 y 30 °C, rango encontrado en los diferentes puntos de muestreo.

En la figura 3.2 se aprecia un incremento de las poblaciones de mohos y levaduras en el recorrido del jugo por los diferentes puntos de muestreo, con excepción del tanque de jugo mezclado donde la población de levaduras presenta una leve disminución debido posiblemente a la reducción de azúcares reductores disponibles por la adición de sacarato, que inhibe la reacción de inversión de la sacarosa limitando la formación de nuevas poblaciones de levaduras que utilizan estos azúcares para su consumo. En el jugo colado y desarenado, la tendencia es hacia el aumento de las poblaciones de mohos y levaduras, debido a que la ligera disminución del pH provoca nuevamente la inversión de la sacarosa y la producción de más azúcares reductores que emplean estos organismos como fuente de carbono. Por otro lado, la alta humedad y la poca iluminación a las que se somete el jugo en los tanques de jugo colado y desarenado crean un medio propicio para la reproducción de nuevas colonias de estos microorganismos.

**CUADRO 3.25: POBLACIÓN DE MOHOS EN EL ÁREA DE MOLINOS**

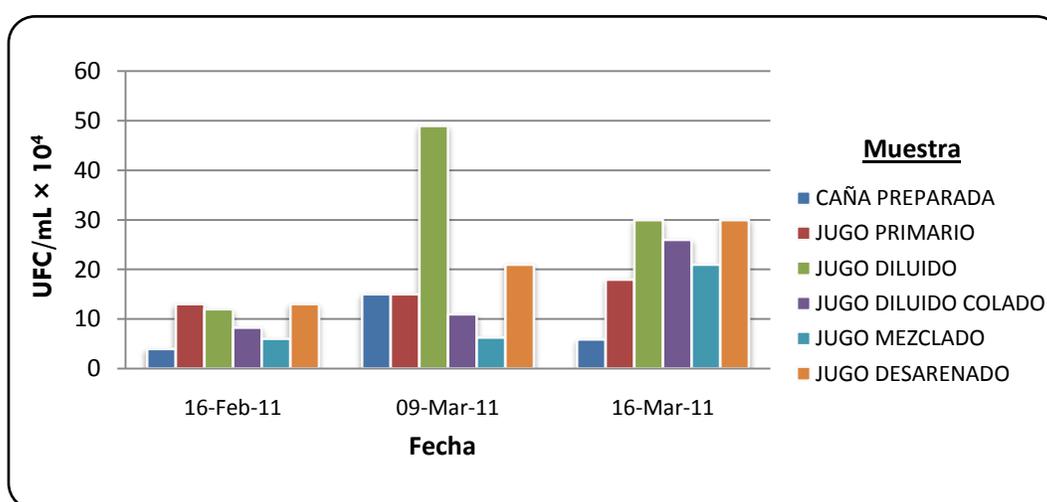
POBLACIÓN DE MOHOS (UFC/mL x 10 <sup>3</sup> )						
MUESTRA FECHA	Caña Preparada	Jugo Primario	Jugo diluido	Jugo diluido colado	Jugo mezclado	Jugo desarenado
16-feb-11	30	60	17	23	13	40
09-mar-11	35	33	15	19	17	90
16-mar-11	9.3	19	46	90	70	80



**Figura 3.5: Recuento de las poblaciones de mohos en el área de molinos (Autor, 2011)**

**CUADRO 3.26: POBLACIÓN DE LEVADURAS EN EL ÁREA DE MOLINOS**

POBLACIÓN DE LEVADURAS (UFC/mL × 10 <sup>4</sup> )						
MUESTRA FECHA	Caña Preparada	Jugo Primario	Jugo diluido	Jugo diluido colado	Jugo mezclado	Jugo desarenado
16-feb-11	4	13	12	8.3	6	13
09-mar-11	15	15	49	11	6.3	21
16-mar-11	5.9	18	30	26	21	30

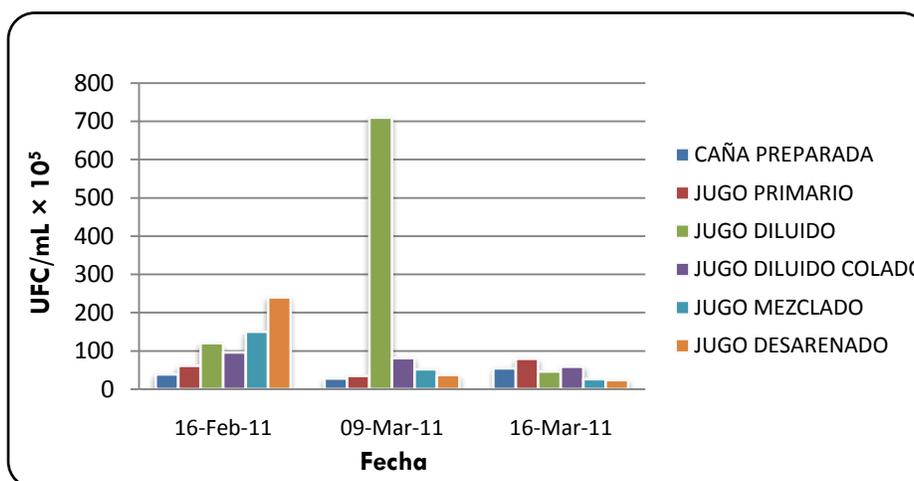


**Figura 3.6: Recuento de las poblaciones de levaduras en el área de molinos (Autor, 2011)**

El recuento de bacterias ácido-lácticas del género *Lactobacillus* fue inferior que el de las poblaciones de microorganismos mesófilos aerobios alcanzando un orden superior a 10<sup>6</sup> UFC/mL (Figura 3.2). La tendencia general observada en el estudio realizado es el aumento significativo de la población de *Lactobacilos* de la muestra de caña preparada a la muestra de jugo primario (Figura 3.7); debido a la mayor accesibilidad que tienen los microorganismos en el jugo de caña recién extraído y las óptimas condiciones que estos encuentran para su crecimiento, con un rango de temperatura que ronda entre los 25 °C y 30 °C y un rango de pH entre 5.0 y 6.0, las cuales son encontradas en todos los puntos de muestreo.

**CUADRO 3.27: POBLACIÓN DE BACTERIAS ACIDOLÁCTICAS EN EL ÁREA DE MOLINOS**

POBLACIÓN DE LACTOBACILOS (UFC/mL × 10 <sup>5</sup> )						
MUESTRA FECHA	Caña Preparada	Jugo Primario	Jugo diluido	Jugo diluido colado	Jugo mezclado	Jugo desarenado
16-feb-11	39	61	120	96	150	240
09-mar-11	28	35	710	81	52	37
16-mar-11	55	80	46	59	26	24

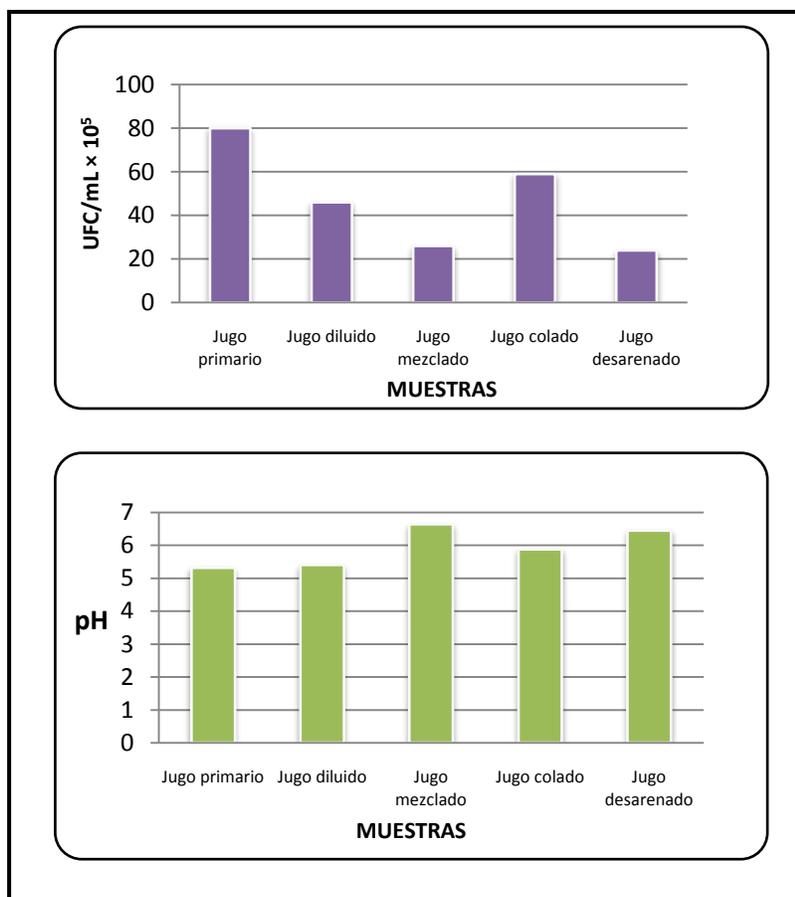


**Figura 3.7: Recuento de las poblaciones de Lactobacilos en el área de molinos (Autor, 2011)**

En el recorrido del jugo a lo largo del tándem es de esperar un aumento de la población de Lactobacilos debido al mantenimiento de las condiciones óptimas de crecimiento y a las diferentes superficies disponibles con la que el jugo entra en contacto, en especial aquellos puntos de acumulación de bagacillo. En el jugo mezclado la tendencia en cuanto a la concentración de Lactobacilos es a la baja debido al incremento súbito en el pH del jugo por la adición del sacarato, lo que desacelera la tasa de reproducción de este tipo de microorganismos.

En las figuras 3.8 se puede observar claramente la relación contraria en el comportamiento entre el pH y la población de Lactobacilos en las muestras recolectadas, esto se debe a que la tasa de crecimiento de las bacterias productoras de ácido láctico tales como los Lactobacilos es afectada negativamente por una alteración de su rango óptimo crecimiento, de igual forma un aumento en el número de colonias de Lactobacilos

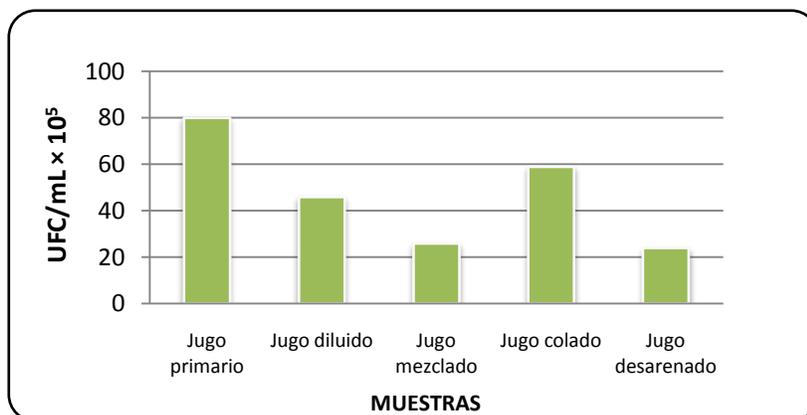
promueve el descenso del pH del medio por la producción de compuestos reductores del pH en su mayoría ácidos tales como el ácido láctico y acético, tal tendencia es la misma en todos los puntos de muestreo del área de molinos.



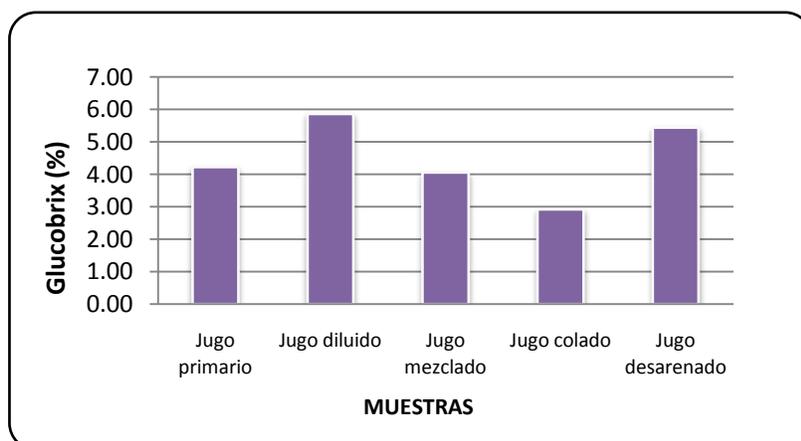
**Figura 3.8:** Relación entre el pH de las muestras y las poblaciones de Lactobacilos en el área de molinos (Autor, 2011)

Los resultados del estudio también reflejan un comportamiento contrario entre la población de Lactobacilos y la concentración de azúcares reductores respecto al Brix del jugo (Glucobrix) en todos los puntos de muestreo (figuras 3.9 y 3.10), con excepción del tanque de jugo mezclado. Esto es así porque un incremento en la concentración de Lactobacilos en el jugo provoca la aceleración de las reacciones inversión de sacarosa y en la fermentación de los azúcares reductores resultantes, con la consiguiente producción de otros compuestos como el ácido láctico, el etanol y el dióxido de carbono. La fermentación de los azúcares reductores representa una disminución de la concentración de glucosa y fructosa en el jugo y por consiguiente en el valor de glucobrix, tal tendencia

difiere en el jugo mezclado debido a que en este punto la adición de sacarato impide una mayor producción de azúcares reductores por acción de la reacción de inversión de sacarosa llevada a cabo por las bacterias productoras de dextrana y de ácido láctico.



**Figura 3.9: Poblaciones de Lactobacilos en las muestras del área de molinos (Autor, 2011)**



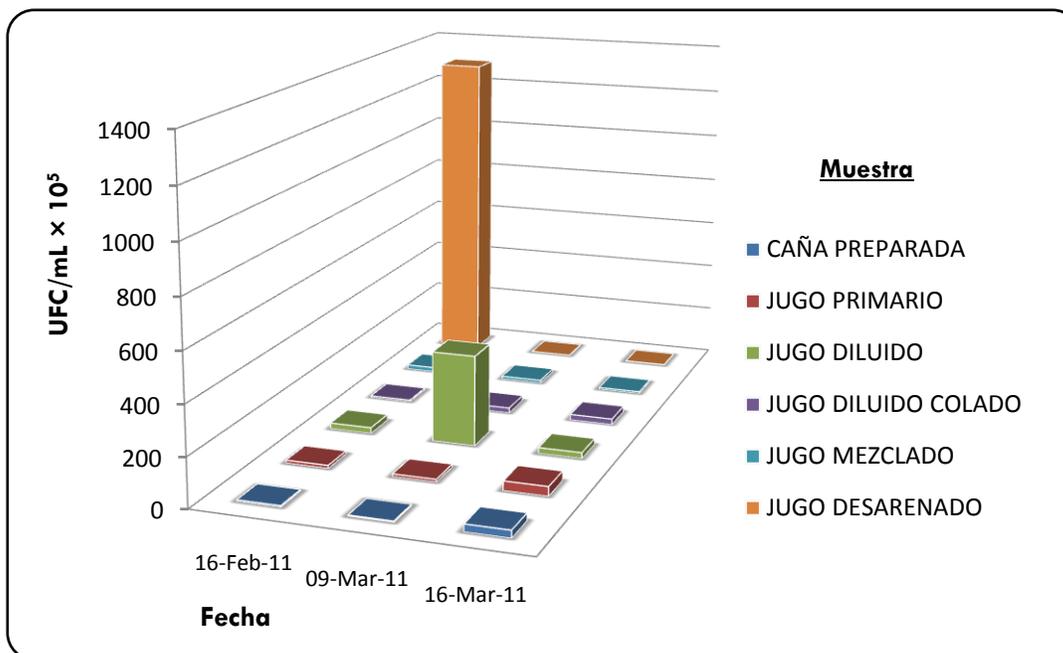
**Figura 3.10: Glucobrix de las muestras en el área de molinos (Autor, 2011)**

Por otro lado, los resultados del recuento de bacterias productoras de goma muestran que esta es la tercera mayor población microbiológica en el área de molinos alcanzando órdenes de hasta  $10^5$  y  $10^6$  UFC/mL (Figura 3.2). La tendencia general de las poblaciones de bacterias productoras de goma es muy similar a la de las bacterias productoras de ácido láctico con una alta concentración en la caña alimentada a los molinos, que se justifica por la regular calidad de la caña recibida en el ingenio debido al tipo de cosecha

(quema) y al alto contenido de materia extraña con que ingresa al ingenio (3 % en promedio al final de la zafra 10/11 y superior a 9 % para la caña mecanizada recibida en el mismo período). El recuento de bacterias productoras de goma en las diferentes fechas de muestreo se presenta en la figura 3.11.

**CUADRO 3.28: POBLACIÓN DE BACTERIAS PRODUCTORAS DE GOMA EN EL ÁREA DE MOLINOS**

POBLACIÓN DE BACTERIAS PRODUCTORAS DE GOMA (UFC/mL × 10 <sup>5</sup> )						
MUESTRA FECHA	Caña Preparada	Jugo Primario	Jugo diluido	Jugo diluido colado	Jugo mezclado	Jugo desarenado
16-feb-11	6	12	24	6.6	18	1300
09-mar-11	5	11	370	21	12	2
16-mar-11	30	38	24	23	8	3

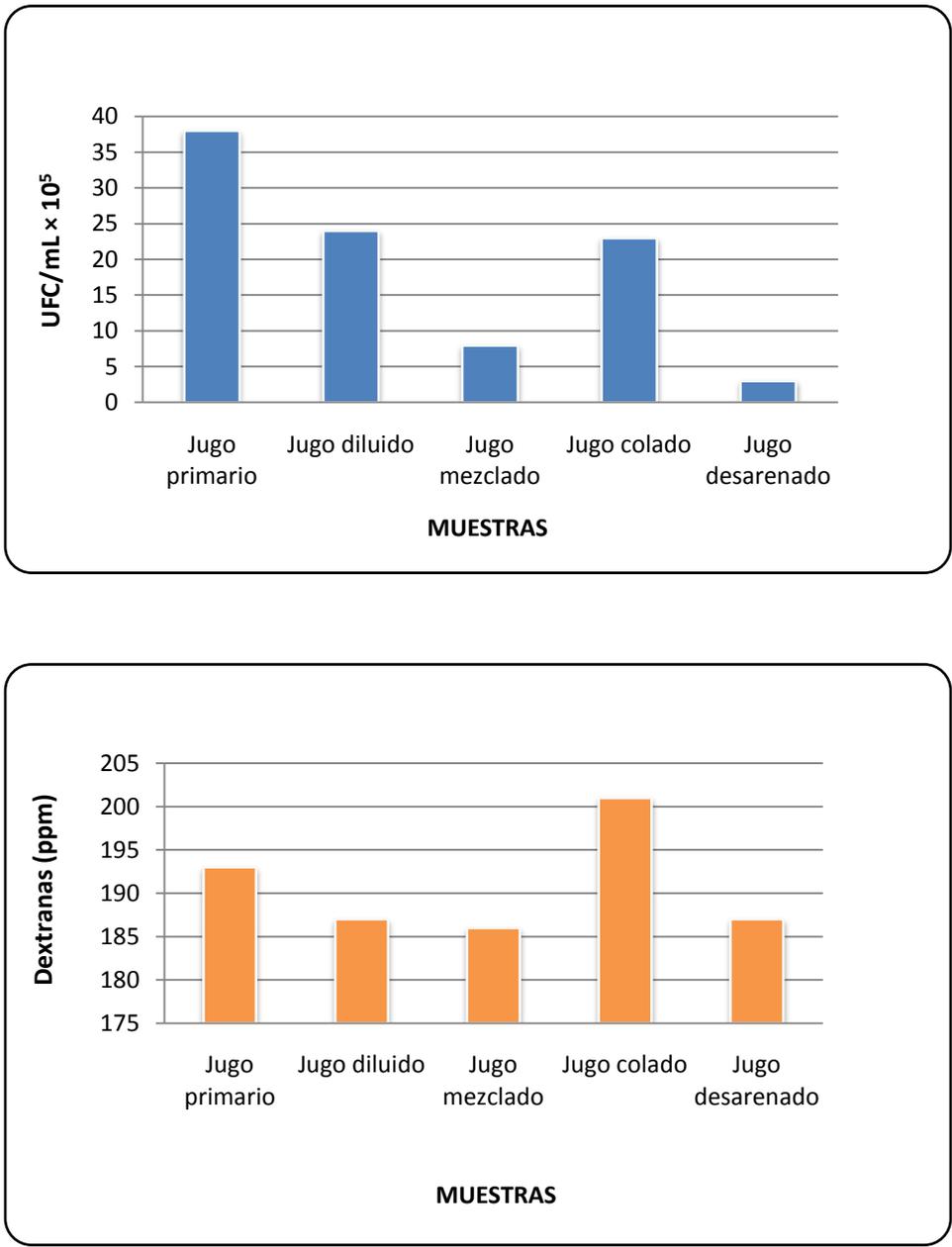


**Figura 3.11: Recuento de las poblaciones de bacterias productoras de goma en el área de molinos (Autor, 2011)**

En el jugo primario se mantiene la tendencia al aumento en la población de bacterias productoras de goma lo que genera en consecuencia un incremento en la concentración de dextranas. De acuerdo a los resultados, a medida que el jugo avanza en su recorrido por el tándem se observa una disminución en el recuento de este tipo de microorganismos debido probablemente al efecto producido por la acción del bactericida aplicado empleando el sistema de maceración en los molinos, lo cual se aprecia claramente en la figura 3.2.

Posteriormente, la concentración de bacterias productoras de goma se reduce considerablemente en el jugo mezclado debido al efecto de la aplicación de sacarato de calcio y de bactericidas en este punto de muestreo, elevando el pH del jugo hasta valores por encima de 6.0, lo cual inhibe la proliferación de microorganismos en especial aquellos productores de dextranas. En los puntos de muestreo posteriores al tanque de jugo mezclado se observó un leve incremento de dichas poblaciones debido a los múltiples recorridos del jugo a través de tuberías, bombas y tanques donde las operaciones de asepsia y mantenimiento son menos frecuentes y complicadas de realizar por el difícil acceso a dichos puntos.

Los resultados del estudio mostraron un comportamiento similar entre las concentraciones de bacterias productoras de goma y de dextranas en los diferentes puntos de muestreo (figura 3.12), disminuyendo gradualmente durante el recorrido del jugo por el tándem y aumentando súbitamente en el jugo colado debido nuevamente al descenso en el pH del jugo y al leve aumento de la temperatura. Finalmente, la disminución en la concentración de bacterias productoras de goma en el jugo desarenado se debe nuevamente a la aplicación de bactericida en este punto del proceso.

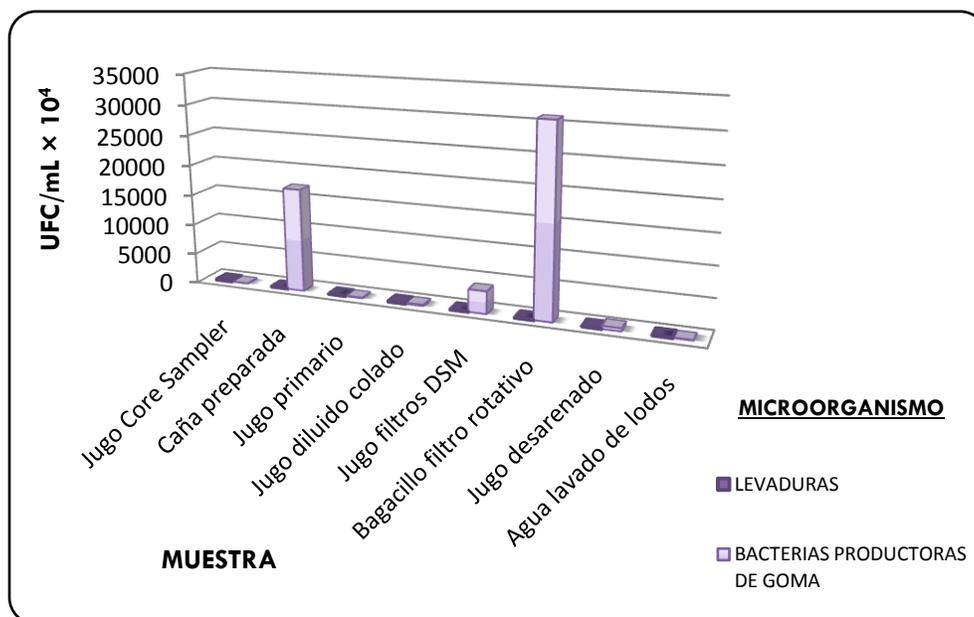


**Figura 3.12:** Relación entre las poblaciones de bacterias productoras de goma y la concentración de dextranas en las muestras del área de molinos (Autor, 2011)

**CUADRO 3.29: POBLACIÓN DE BACTERIAS PRODUCTORAS DE GOMA Y DE LEVADURAS EN EL ÁREA DE MOLINOS**

ANÁLISIS REALIZADOS: 02-FEBRERO-11		
MUESTRA	LEVADURAS UFC/mL x 10 <sup>4</sup>	BPG UFC/mL x 10 <sup>4</sup>
Jugo Core Sampler	54	34
Caña preparada	11	17,000
Jugo primario	15	72
Jugo diluido colado	55	190
Jugo filtros DSM	19	3,700
Bagacillo filtro rotativo	20	31,000
Jugo desarenado	28	480
Agua lavado de lodos	0.82	61

En el cuadro 3.29 se muestran los resultados de los recuentos de levaduras y de bacterias productoras de goma (BPG) en el jugo de caña que ingresa al ingenio y en diversos puntos del área de molinos. La tendencia de ambas poblaciones en los puntos descritos se muestra en la figura 3.13:



**Figura 3.13: Recuento de bacterias productoras de goma y de levaduras en el área de molinos (Autor, 2011)**

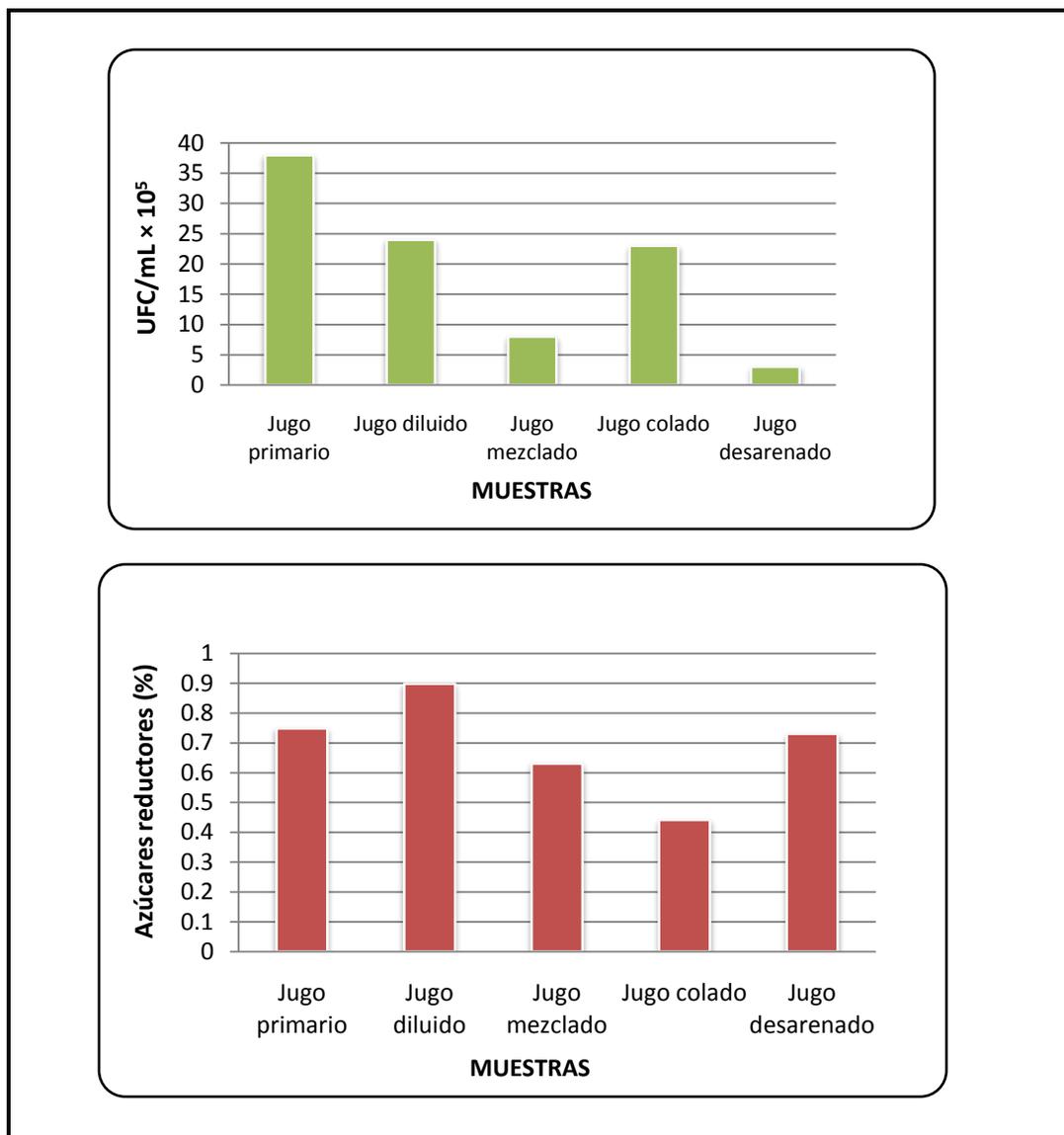
En la figura 3.13 puede observarse que el recuento de levaduras es muy similar en los diferentes puntos muestreados, reportándose los valores más altos en el jugo de entrada al ingenio (Jugo Core Sampler) y en el jugo diluido como era de esperarse debido a que el jugo de entrada no ha recibido aún ningún tratamiento químico o físico para el control microbiano y al estar contenido en la caña quemada, da lugar a un sustrato rico en nutrientes, ideal para el crecimiento de microorganismos, mientras que la alta población de levaduras en el jugo diluido se asocia con el recorrido de jugo a lo largo del tándem donde los microorganismos encuentran en el bagacillo acumulado un medio adecuado para desarrollarse.

Por otro lado, en cuanto a las poblaciones de bacterias productoras de goma se observó como ya se describió anteriormente, un recuento superior de éstas respecto a las poblaciones de levaduras y un aumento de estas bacterias del jugo primario al jugo diluido. En la figura 3.13 se puede notar claramente un aumento drástico en el recuento de las bacterias productoras de goma en tres de los puntos analizados, el primero es la caña preparada, donde las bacterias encuentran las condiciones adecuadas para reproducirse debido a las inadecuadas condiciones sanitarias a las que se somete la caña durante la etapa de preparación, produciéndose luego un descenso brusco en el recuento de dichas poblaciones en el jugo primario y posteriormente un aumento gradual a partir de este punto hasta alcanzar un máximo en el bagacillo retornado a la salida del molino N° 1.

En este punto puede apreciarse la efectividad que tiene la operación de filtración en la remoción de bagacillo del jugo, el cual es el principal sustrato de crecimiento de este tipo de microorganismos. Sin embargo, este bagacillo proveniente del filtro rotativo es retornado al tándem de molinos para recuperar la mayor cantidad de jugo posible, operación que no tiene en cuenta la incorporación de microorganismos a la corriente de jugo de entrada, aumentando con esto la carga microbiológica en el jugo diluido y creando un medio ideal para el crecimiento de nuevos microorganismos en el tándem y en el jugo mezclado.

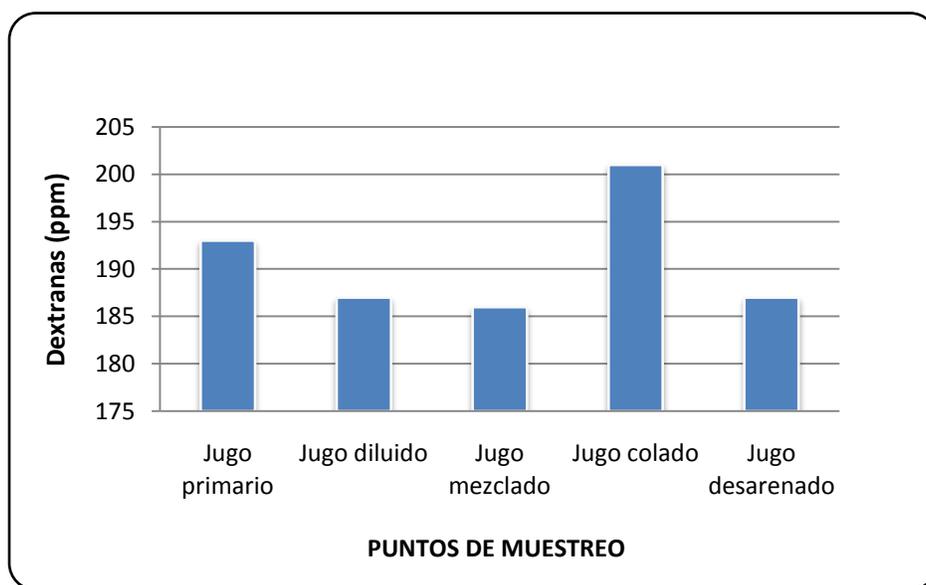
Se obtuvieron además, relaciones significativas entre las poblaciones de bacterias productoras de goma y las propiedades fisicoquímicas del jugo como resultado del metabolismo de estos microorganismos. En la figura 3.14 se observa la relación inversa entre la población de bacterias productoras de goma presentes en el jugo y su contenido de azúcares reductores en las muestras recolectadas en los puntos de muestreo. Los resultados obtenidos indican como es de esperar que el contenido de azúcares reductores

en el jugo debe aumentar conforme disminuye la cantidad de bacterias productoras de goma, esto es debido a que este tipo de bacterias secretan enzimas que catalizan la inversión de la sacarosa y producen la posterior polimerización de los azúcares reductores obtenidos dando lugar en su mayor parte a compuestos formados por largas cadenas de glucosa. Este comportamiento es el mismo en todos los puntos de muestreo con excepción del jugo mezclado debido a la inhibición de las reacciones de inversión por la adición del sacarato.

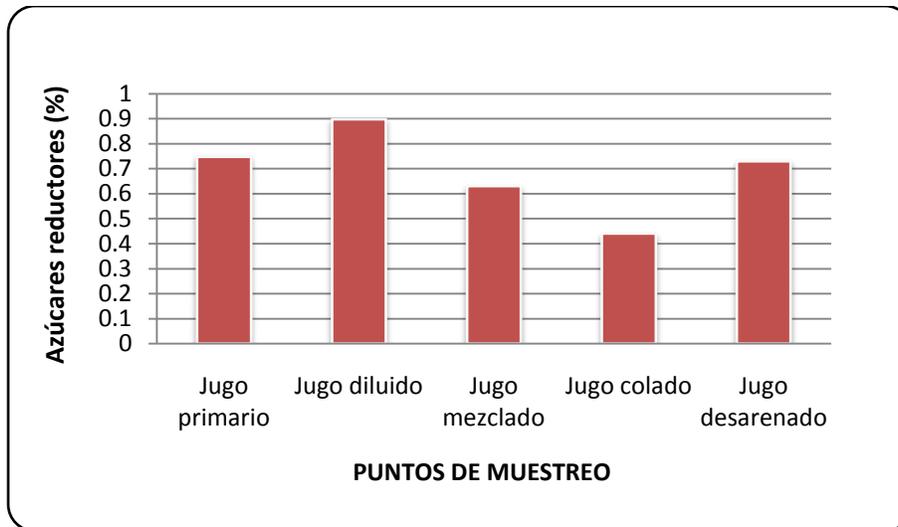


**Figura 3.14:** Relación entre las poblaciones de bacterias productoras de goma y el contenido de azúcares reductores en las muestras del área de molinos (Autor, 2011)

El mismo comportamiento observado anteriormente explica la relación entre los azúcares reductores y las dextranas presentes en el jugo como producto de la actividad microbiológica de estas bacterias (figuras 3.15 y 3.16). La presencia de bacterias productoras de goma en el jugo provoca la inversión de la sacarosa por la acción de las enzimas que resultan de su metabolismo produciendo a su vez glucosa y fructosa. Esto produce el aumento de los azúcares reductores en jugo, el cual es seguido por un descenso de la concentración de los mismos debido a que la enzima dextranosacarasa sintetizada por estas bacterias, da lugar a la polimerización de la glucosa produciendo dextranas de diferentes pesos moleculares. El resultado neto de la reacción es el aumento en la concentración de dextranas reduciéndose de esta forma el contenido de glucosa presente en el jugo y por tanto de sus azúcares reductores, debido a que la mayoría de bacterias productoras de goma polimerizan la glucosa en mayor medida que a la fructosa, quedando esta libre en el jugo descomponiéndose luego en otros compuestos orgánicos tales como ácidos, alcoholes y gases por vía fermentativa de las levaduras, por las bacterias o en combinación con la acción química del medio.

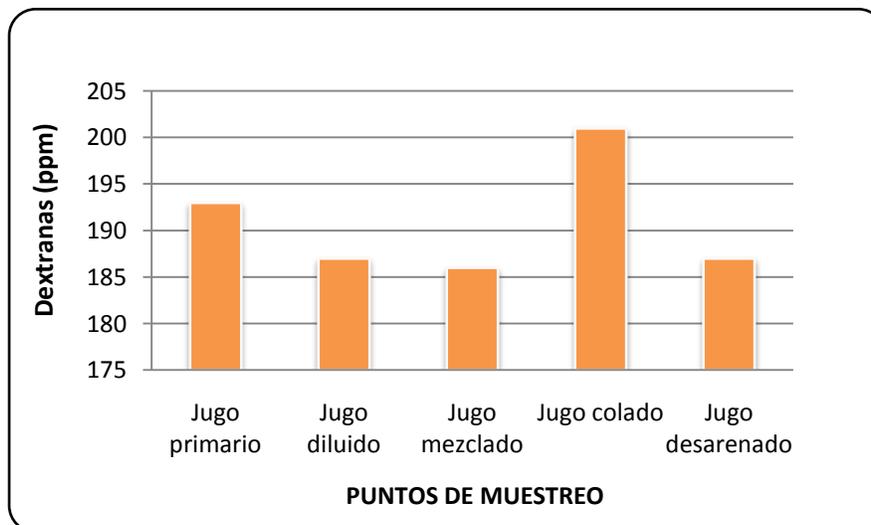


**Figura 3.15:** Concentración de dextranas en el área de molinos (Autor, 2011)

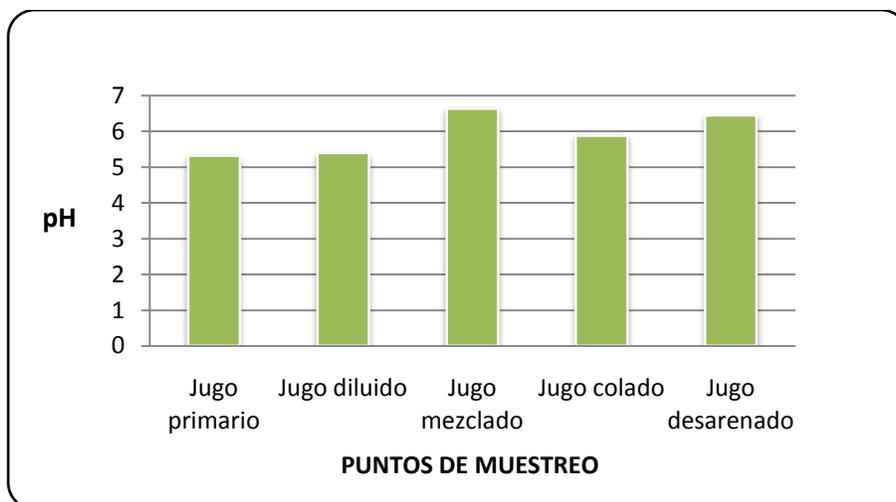


**Figura 3.16:** Concentración de azúcares reductores en el área de molinos (Autor, 2011)

Por último, se muestra claramente la relación inversa obtenida entre la concentración de dextranas y el pH de las muestras (figuras 3.17 y 3.18). Esto demuestra que la elevación del pH del jugo por encima del rango óptimo de crecimiento de las bacterias productoras de goma (5.0 - 6.0), permite mantener un control adecuado de dextranas en el área de molinos y por tanto el mejoramiento de la eficiencia de operación en las etapas posteriores del proceso



**Figura 3.17:** Concentración de dextranas en el área de molinos (Autor, 2011)



**Figura 3.18:** pH de las muestras en el área de molinos (Autor, 2011)

El efecto combinado de la actividad microbiológica de las poblaciones en el área de molinos produce un descenso gradual de la concentración de sacarosa en el jugo a medida que se avanza en la etapa de extracción, lo que resulta en una pérdida neta de sacarosa para el proceso industrial y en un aumento de los azúcares reductores.

En resumen, las bacterias productoras de goma en especial el *Leuconostoc Mesenteroides* cuyos productos metabólicos consisten principalmente en dextranas, representan junto con las bacterias ácido-lácticas las más importantes poblaciones microbiológicas en el área de molinos y en el proceso en general, ya que son las principales responsables de las pérdidas de sacarosa en la etapa de extracción, debido a la capacidad que tienen ambos tipos de microorganismos para producir un rápido descenso en el pH del medio, promoviendo la reacción de inversión de la sacarosa y también debido a su capacidad para producir dextranas y otros compuestos orgánicos que reducen el rendimiento físico de la fábrica.

Una vez encontrada las relaciones existentes entre el recuento de las diferentes poblaciones microbiológicas presentes en el área de molinos y las características fisicoquímicas del jugo, es posible llevar a cabo una estimación cuantitativa de la pérdida por la inversión de sacarosa en esta etapa del proceso.

Las pérdidas de sacarosa por inversión son difíciles de cuantificar debido a que no puede conocerse con exactitud la concentración de sacarosa en las muestras de jugo todo el tiempo y el análisis de pol muchas veces da lugar a falsos resultados debido a la presencia de otras especies químicas ópticamente activas en las muestras que modifican la verdadera lectura en el polarímetro. Por su parte, los actuales análisis cromatográficos aunque sí proporcionan una medida muy exacta de la concentración de sacarosa en el jugo, estos solo se realizan a un número limitado de muestras debido al mayor tiempo requerido para el análisis y al alto costo de su realización.

Por otro lado, existen métodos de cálculo que permiten estimar las pérdidas de sacarosa por inversión en la fábrica de una forma indirecta llevando a cabo un seguimiento del incremento de los azúcares reductores en las muestras, debido a que el incremento en los azúcares reductores de un punto a otro en el proceso sólo puede ser originarse por la descomposición o inversión de la sacarosa por vía química, térmica o microbiológica.

Las pérdidas de sacarosa por inversión en el tándem de molinos pueden calcularse utilizando la fórmula de Cloninger (Ecuación 3.18) empleando para ello los valores promedio de Brix y glucosa de los jugos primario (jugo de primera extracción) y diluido durante la zafra 10/11.

$$0.099 \cdot \left[ \begin{array}{c} \text{Brix de} \\ \text{primera} \\ \text{Extrac.} \end{array} \right] \cdot \frac{\text{Gluc}}{\text{Bx}} \text{ Jugo Dil.} - \frac{\text{Gluc}}{\text{Bx}} \text{ Jugo 1a Ext} = \text{Kg de azúcar / Ta de caña}$$

**Ecuación 3.18**

Sin embargo, esta fórmula tiene la limitación de emplear la concentración de glucosa en el jugo como medida de la inversión de la sacarosa, dato que no es medido en el laboratorio de fábrica del ingenio. Otra forma de medir la pérdida por inversión es por medio de la ecuación 3.19, la cual es una fórmula similar a la anterior pero que evalúa la inversión de la sacarosa en términos de la relación de azúcares reductores con respecto al brix de las muestras de jugo primario y diluido. Esta fórmula puede aplicarse al tándem de molinos expresada en la siguiente forma:

$$\text{Pol \% Caña invertido} = (\text{Glucobrix jugo diluido} - \text{Glucobrix jugo primario}) \times (\text{Brix jugo primario}/100) \times (\text{Pol en caña preparada} / \text{Pol jugo primario})$$

**Ecuación 3.19**

El glucobrix del jugo primario y del jugo diluido se define como la relación de los azúcares reductores y los sólidos solubles o brix del jugo primario y del jugo diluido respectivamente. Dichas relaciones se muestran en las ecuaciones 3.20 y 3.21:

$$\text{Glucobrix del jugo primario} = (\text{Azúcares reductores jugo primario} / \text{Brix jugo primario}) \times 100$$

**Ecuación 3.20**

$$\text{Glucobrix del jugo diluido} = (\text{Azúcares reductores jugo diluido} / \text{Brix jugo diluido}) \times 100$$

**Ecuación 3.21**

La estimación de la pérdida de sacarosa por inversión en el área de molinos se enfocará en medir la formación de azúcares reductores a partir de sacarosa entre el jugo primario y el jugo diluido (colado), ya que estos dos puntos fueron constantemente monitoreados durante la zafra y son los que permiten medir en forma directa la pérdida de sacarosa en el tándem debido a esta causa.

Para calcular de pérdida de sacarosa por inversión en el área de molinos estimada durante la zafra 10/11, no es adecuado emplear la ecuación 3.19 debido a que no tiene en cuenta la cantidad de jugo extraído en los molinos durante el período de molienda. En consecuencia se empleó el índice de inversión en molinos (Ecuación 3.22), el cual relaciona la diferencia de glucobrix del jugo primario y diluido (Ecuaciones 3.20 y 3.21) con la cantidad total de jugo extraído en el tándem.

$$\text{Índice de inversión molinos} = \left[ \frac{\left( \frac{\text{Az.Red J.Dil.}}{\text{Brix J.Dil.}} - \frac{\text{Az.Red J.Prim.}}{\text{Brix J.Prim.}} \right) \left( \frac{\text{Brix J.Prim.}}{100} \right) (\text{Gal J.Dil.}) (0.042 * \text{Brix J.Dil.} + 8.169)}{\text{Ton. caña molida} * 20} \right]$$

**Ecuación 3.22**

En la ecuación 3.22 el término  $(0.042 * \text{Brix J.Dil.} + 8.169)$  es un factor de densidad que permite convertir el volumen de jugo diluido obtenido en el tándem en términos de masa de jugo. Este índice de inversión puede expresarse en términos de porcentaje multiplicando el término derecho de la ecuación 3.22 por el factor 100. Por otro lado, la pérdida de sacarosa a causa de la reacción de inversión puede calcularse a partir del índice de inversión por medio de la ecuación 3.23:

$$\text{Pérdida de sacarosa por inversión en molinos (lb/ton caña)} = \text{Índice de inversión molinos} * 20$$

**Ecuación 3.23**

En el cuadro A.3 del anexo A se muestran los valores correspondientes al índice de inversión en molinos para cada uno de los días de operación durante la zafra 10/11. En dicho cuadro puede apreciarse que en ciertos días de operación el índice de inversión en molinos es cero, lo cual indica que no se presentaron pérdidas debido a la inversión de la sacarosa. Además se puede apreciar que al final de la zafra 10/11 el valor promedio reportado para el índice de inversión en molinos fue de 0.05918; es decir, un aumento de casi 6 % en la concentración de azúcares reductores del jugo primario al jugo diluido por la reacción de inversión de la sacarosa causada principalmente por la actividad microbiana en el área de molinos.

Por otro lado, durante la zafra 10/11 se reporta una pérdida promedio de sacarosa de 1.18 libras por tonelada de caña molida, cuya pérdida total se estima asciende a 1,930,472.32 lbs equivalentes a 965.24 toneladas de azúcar. La cifra anterior indica una pérdida de azúcar de 0.058 % expresada como sacarosa % caña.

Aunque la ecuación 3.23 permite cuantificar en una forma más apropiada la pérdida de sacarosa por inversión en molinos que con las ecuaciones 3.18 y 3.19, hay que tener en

cuenta que ésta ecuación sólo permite estimar la pérdida de sacarosa por inversión en el área de molinos y en ningún momento proporciona el valor real de la pérdida debido a este factor.

### **3.2.2.3 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS POR LA SACAROSA CONTENIDA EN LA ARENA PROVENIENTE DE LOS DESARENADORES**

Como se ha descrito antes en la etapa de desarenado del jugo, la arena que sale de los desarenadores primarios y secundarios se lava con agua caliente para extraer la sacarosa que aún permanece contenida en la misma y luego ésta agua de lavado azucarada es recirculada hacia el tanque de jugo crudo; sin embargo, después de lavado de la arena ésta contiene aún una pequeña fracción de azúcar que no pudo ser recuperada por lo que se pierde en el proceso y se envía los campos de cultivo. Ésta pérdida aunque pequeña debe ser calculada para determinar su importancia al término del período de zafra.

Para determinar la pérdida de sacarosa por este factor se realizaron a la arena los análisis fisicoquímicos de pol y de cromatografía líquida de alta resolución (HPLC) con el fin de comparar resultados y extrapolarlos a todo el período de zafra conociendo la cantidad de arena desechada durante la zafra 10/11. Los resultados obtenidos en los análisis de laboratorio se muestran en el cuadro 3.30:

**CUADRO 3.30: RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS DE POL Y SACAROSA POR CROMATOGRAFÍA LÍQUIDA DE ALTA RESOLUCIÓN (HPLC) A LA ARENA DE LOS DESARENADORES**

<b>MUESTRA</b>	<b>Pol</b>	<b>Sacarosa (HPLC) (% p/p)</b>
Arena proveniente de los desarenadores	0.04	0.046

En el cuadro 3.30 puede observarse la similitud de los resultados obtenidos en ambos análisis. Con objeto de determinar las pérdidas de sacarosa en la arena se utilizó el dato de sacarosa obtenido por cromatografía líquida de alta resolución por resultar más exacto que el análisis de pol. El cálculo de la pérdida total de sacarosa en este punto requirió el conocimiento del peso total de arena que se desechó durante la zafra 10/11; sin embargo,

no se llevaba ningún registro de este dato al momento de la investigación, por lo que se solicitó al personal de básculas realizar el pesaje de los camiones contenedores de la arena y llevar el registro del peso de dichas cargas hasta el fin de la zafra, con el fin de establecer un dato promedio de la cantidad de arena desechada diariamente y posteriormente calcular la pérdida total de azúcar por este factor durante la zafra 10/11, basado en el dato de la concentración de sacarosa en la arena. El registro del peso diario de la arena obtenida en el área de molinos se muestra en el cuadro A.2 del anexo A. La pérdida por la sacarosa contenida en la arena de los desarenadores durante la zafra 10/11 puede calcularse por la ecuación 3.24:

$$\text{Pérdida de sacarosa en la arena} = \text{Peso promedio diario de arena obtenida durante la zafra 10/11} \times (\% \text{ Sacarosa en la arena}/100) \times \text{Días de la zafra 10/11}$$

**Ecuación 3.24**

$$\text{Pérdida de sacarosa en la arena} = 2.585 \text{ Ton/día} \times 0.000459916 \times 136 \text{ días}$$

$$\text{Pérdida de sacarosa en la arena} = \mathbf{0.1617 \text{ Ton (146.73 Kg)}}$$

La pérdida de sacarosa en la arena proveniente de los desarenadores expresada como porcentaje de caña puede ser estimada mediante la ecuación 3.25:

$$\text{Sacarosa en la arena (Sacarosa \% Caña)} = (\text{Sacarosa en la arena} / \text{Caña molida en zafra}) \times 100$$

**Ecuación 3.25**

$$\text{Sacarosa en la arena (Sacarosa \% Caña)} = (0.1617 \text{ Ton} / 1,677,936.52 \text{ Ton}) \times 100 = \mathbf{9.64 \times 10^{-6}}$$

Este resultado muestra que la pérdida por la sacarosa contenida en la arena obtenida de los desarenadores es una fracción muy pequeña comparada con la pérdida en el bagazo o por inversión de sacarosa durante la residencia del jugo en el área de molinos.

### 3.2.2.4 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA POR DERRAMES DE JUGO EN EL ÁREA DE MOLINOS

Como se describió anteriormente, el punto donde ocurren las pérdidas de sacarosa más significativas debido al derrame de jugo en el área de molinos es el tanque de jugo mezclado. La pérdida en este punto se debe como se explicó antes al atascamiento de las bombas intupibles que envían el jugo desde este tanque hacia el filtro o colador rotatorio.

Ésta pérdida puede calcularse conociendo el volumen de jugo derramado y los datos de pol y densidad del jugo, mediante la ecuación 3.26:

$$\text{Pérdida de sacarosa por derrame de jugo} = (\text{Volumen de jugo derramado} \times \text{Densidad del jugo} \times \text{pol del jugo mezclado}) \times 100$$

**Ecuación 3.26**

Debido a que estos derrames de jugo ocurren repentinamente y en forma aleatoria no fue posible medir el volumen de jugo derramado desde el tanque de jugo mezclado, por lo que esta pérdida de sacarosa no pudo ser estimada y forma parte de las pérdidas indeterminadas en el proceso.

### 3.2.3 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL PROCESO DE PURIFICACIÓN Y CLARIFICACIÓN DEL JUGO

Como se describió anteriormente existen en esta etapa del proceso varios factores asociados con pérdidas de sacarosa, los factores más significativos se mencionan a continuación:

1. La pérdida por la descomposición térmica de la sacarosa debido al efecto de calentamiento del jugo a altas temperaturas.
2. La pérdida por inversión de sacarosa por el calentamiento del jugo y el descenso de pH durante la etapa de sulfitación.

3. La pérdida por inversión de sacarosa durante la clarificación el jugo
4. La pérdida por la sacarosa no recuperada en la etapa de filtración de cachaza y el arrastre de azúcar en los condensos de los filtros al vacío.

A continuación se lleva a cabo la estimación de las pérdidas de sacarosa en la etapa de purificación y clarificación del jugo debido a los factores antes mencionados.

### **3.2.3.1 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA POR CONTAMINACIÓN MICROBIOLÓGICA**

Las pérdidas de sacarosa en la etapa de purificación a causa de la contaminación microbiológica toman menor importancia que en la etapa de extracción y depuración de jugo en el área de molinos, debido al efecto térmico que tienen las operaciones de calentamiento sobre la flora microbiana del jugo durante toda esta etapa del proceso.

Sin embargo, aunque la mayor parte de las diferentes poblaciones microbiológicas desaparece debido al efecto de la temperatura, muchas aún permanecen en el jugo debido a la termo resistencia desarrollada por los microorganismos llamados termófilos, cuya temperatura óptima de crecimiento se ubica por encima de los 45 °C. Esta clase de microorganismos se caracterizan por permanecer latentes en el jugo hasta la espera de las condiciones que les permitan desarrollarse, por lo que un pequeño descenso en el pH o de temperatura en el rango óptimo de crecimiento permite su rápida proliferación.

Al igual que en la etapa de extracción se llevó a cabo un programa de monitoreo de las poblaciones microbiológicas en esta etapa del proceso. La metodología seguida para el muestreo y análisis de laboratorio fue el mismo que el seguido en el área de molinos, éste se describe en las secciones siguientes:

## I. MUESTRAS SELECCIONADAS

Las muestras seleccionadas para el estudio fueron tomadas en puntos estratégicos del proceso de purificación debido a su importancia o donde se observaron cambios súbitos de temperatura y pH.

Las muestras analizadas en la etapa de purificación fueron las siguientes:

1. **Muestra N° 1:** Jugo alimentado a las torres de sulfitación
2. **Muestra N° 2:** Jugo sulfitado
3. **Muestra N° 3:** Jugo alcalizado
4. **Muestra N° 4:** Jugo alimentado a los clarificadores
5. **Muestra N° 5:** Jugo clarificado
6. **Muestra N° 6:** Jugo claro colado
7. **Muestra N° 7:** Jugo de los filtros de cachaza
8. **Muestra N° 8:** Cachaza obtenida de los clarificadores
9. **Muestra N° 9:** Torta de cachaza obtenida en los filtros rotativos

## II. PUNTOS DE MUESTREO

Los puntos de muestreo fueron seleccionados atendiendo a las características de los parámetros de operación en esta etapa del proceso.

Los puntos de muestreo seleccionados fueron los siguientes:

1. **Punto de muestreo N° 1:** Este punto corresponde a una válvula ubicada en la tubería donde se conduce el jugo que se alimenta a la entrada de las torres de sulfitación.
2. **Punto de muestreo N° 2:** Este punto se identifica como una válvula ubicada en la tubería que conduce el jugo sulfitado que sale de las torres hacia el tanque de jugo alcalizado.

- 3. Punto de muestreo N° 3:** Este punto corresponde a un tanque colector de jugo donde se monitorea el pH del jugo alcalizado en forma automatizada.
- 4. Punto de muestreo N° 4:** Este punto se ubica en la cubierta superior del clarificador SRI donde el jugo rectificado se alimenta al interior del clarificador.
- 5. Punto de muestreo N° 5:** Este punto se ubica en la parte superior de los coladores estáticos DSM donde el jugo recién clarificado se alimenta por gravedad a las mallas de los coladores.
- 6. Punto de muestreo N° 6:** Este punto se identifica como una válvula situada en la tubería que conduce el jugo clarificado y colado hacia el tanque de jugo claro.
- 7. Punto de muestreo N° 7:** Este punto corresponde a una válvula ubicada en la tubería que retorna el jugo de los filtros de cachaza hacia el tanque de jugo alcalizado.
- 8. Punto de muestreo N° 8:** Se identifica como una válvula ubicada en la tubería que conduce la cachaza hacia los tanques mezcladores de cachaza.
- 9. Punto de muestreo N° 9:** La muestra en este punto fue obtenida directamente de las mallas que forman el tambor de los filtros rotativos de cachaza.

### **III. PERÍODO DE MUESTREO Y DE ANÁLISIS DE LABORATORIO**

Las actividades de muestreo y análisis de laboratorio fueron realizadas semanalmente durante los meses de febrero y marzo de 2011 hasta el fin de la zafra 10/11, de forma simultánea con el programa de muestreo en el área de molinos y de acuerdo con la disponibilidad del personal del laboratorio de fábrica del ingenio.

Las muestras en la etapa de purificación fueron tomadas los días 09 de febrero, 09 de marzo y 16 de marzo de 2011.

El horario de muestreo se programó entre las 9 de la mañana y las 12 del mediodía, dependiendo de la disponibilidad del personal del laboratorio microbiológico externo y del número de muestras a recolectar.

#### **IV. DESCRIPCIÓN DE LOS MATERIALES Y PROCEDIMIENTO DE MUESTREO**

Las muestras fueron recolectadas con la ayuda del personal de un laboratorio microbiológico externo. Se recolectaron dos muestras en cada uno de los puntos de análisis, una muestra para la realización de los análisis microbiológicos y la otra para la realización de los análisis fisicoquímicos en el laboratorio de fábrica del ingenio.

La toma de muestras se llevó a cabo directamente en los puntos de muestreo seleccionados. En los puntos de difícil acceso se utilizó un toma muestras, el cual consiste en un brazo largo de madera con un soporte en forma circular para el soporte de los recipientes colectores de las muestras.

Los recipientes colectores de las muestras empleadas para el análisis fisicoquímico se escogieron de boca ancha y fabricados en polipropileno por su bajo peso y gran capacidad de almacenamiento. Mientras que para la recolección de las muestras a las que se le realizaron los análisis microbiológicos se utilizaron frascos de vidrio previamente esterilizados, los cuales fueron preparados anticipadamente por el personal del laboratorio microbiológico.

Se recolectó un volumen de muestra de aproximadamente 1000 y 250 mL, suficientes para realizar todos los análisis fisicoquímicos y microbiológicos requeridos respectivamente.

Luego de realizar el proceso de muestreo, las muestras en los recipientes de polipropileno fueron llevadas inmediatamente al laboratorio de fábrica para realizarles los análisis fisicoquímicos solicitados, mientras que las muestras en los frascos de vidrio fueron preservadas por el personal del laboratorio microbiológico externo para su posterior análisis.

## **V. MÉTODOS Y VARIABLES DE ESTUDIO EN EL ANÁLISIS DE LABORATORIO**

Se realizaron simultáneamente análisis fisicoquímicos y microbiológicos a las muestras, para relacionar el efecto de la presencia de poblaciones microbiológicas en la generación de pérdidas por inversión de sacarosa.

Los análisis fisicoquímicos y microbiológicos a realizar fueron seleccionados cuidadosamente conociendo los parámetros de operación de las diferentes etapas del proceso de purificación con el objetivo de establecer relaciones coherentes entre las variables en estudio.

### **a. Variables microbiológicas de estudio**

Las variables microbiológicas de estudio fueron seleccionadas de acuerdo a una investigación minuciosa de las poblaciones microbiológicas encontradas comúnmente en la etapa de purificación y clarificación del jugo bajo condiciones generales de operación. Las variables fijadas fueron las siguientes:

1. Población de bacterias termófilas
2. Población de bacterias productoras de goma
3. Población de bacterias productoras de ácido láctico (bacterias ácido-lácticas del género *Lactobacillus*)
4. Población de bacterias mesófilas aeróbicas.
5. Población de levaduras
6. Población de mohos.

### **b. Variables fisicoquímicas de estudio**

Las variables fisicoquímicas de estudio fueron seleccionadas con el objetivo de establecer relaciones causa-efecto entre éstas y los resultados de las variables microbiológicas de estudio. Las variables fijadas fueron las siguientes:

1. Temperatura
2. pH
3. Polarización (Pol)
4. Sólidos solubles (Brix)
5. Grado de pureza
6. Concentración de azúcares reductores
7. Concentración de dextranas
8. Concentración de sacarosa

### **c. Métodos de análisis de laboratorio**

Los métodos seguidos para realizar los análisis fisicoquímicos y microbiológicos de las muestras en la etapa de purificación se describen en los apartados siguientes:

#### **c.1. Métodos para el análisis microbiológico**

El método empleado para los análisis de las poblaciones de bacterias mesófilas aeróbicas, termófilas, de mohos y levaduras fue el vertido en caja, descrito en el manual de análisis bacteriológico BAM, por sus siglas en inglés. Para el análisis de las poblaciones de bacterias productoras de goma se aplicó el método de vertido en caja descrito por el instituto cubano de investigaciones de la caña de azúcar (ICIDCA), mientras que la población de bacterias productoras de goma se analizó por el método de vertido en caja, descrito en el compendio de métodos para el análisis microbiológico de los alimentos, CMMEF por sus siglas en inglés.

#### **c.2. Métodos para el análisis fisicoquímico**

Los métodos seguidos para la lectura y análisis fisicoquímico de las muestras tomadas en la etapa de purificación fueron los mismos seguidos en el análisis de las muestras

tomadas en el área de molinos en base los instructivos estandarizados en el laboratorio de fábrica del ingenio.

## **VI. RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

Los resultados de las mediciones y análisis de laboratorio realizadas a las muestras recolectadas se discuten a continuación:

### **a. Temperatura y pH en los puntos de muestreo**

Aunque el control de las variables temperatura y pH en la etapa de purificación no es tan crucial respecto al crecimiento de poblaciones microbiológicas como lo es en el área de molinos; sin embargo, su monitoreo no deja de ser menos importante debido a que muchos microorganismos que no encontraron en la etapa de extracción las condiciones óptimas para crecer y desarrollarse, si las encuentran bajo las condiciones imperantes en la etapa de purificación, por lo que permanecen latentes durante las primeras etapas hasta alcanzar esta fase del proceso.

Por otro lado, si bien es cierto las pérdidas de sacarosa por inversión debido a la acción de los microorganismos no toma tanta relevancia en esta etapa como en la etapa de extracción, en cambio si es de especial importancia las pérdidas por inversión de sacarosa que se producen debido al efecto térmico y a los continuos cambios de pH a los que se somete el jugo durante las operaciones de calentamiento y decoloración habituales en esta instancia del proceso.

El cuadro 3.31 muestra los valores de temperatura y de pH evaluados en cada punto de muestreo en la etapa de purificación y clarificación del jugo.

**CUADRO 3.31: VALORES PROMEDIO DE TEMPERATURA Y pH DE LAS MUESTRAS RECOLECTADAS EN LA ETAPA DE PURIFICACIÓN**

MUESTRA	TEMPERATURA (°C)	pH
Jugo entrada torres de sulfitación	75.0 ± 2.0	5.8 ± 0.1
Jugo sulfitado	60.0 ± 5.0	5.5 ± 0.1
Jugo alcalizado	57.0 ± 2.0	7.5 ± 0.4
Jugo alimentado a clarificadores	100.0 ± 5.0	7.3 ± 0.2
Jugo clarificado	85.0 ± 2.0	6.9 ± 0.2
Jugo claro colado	84.0 ± 1.0	6.8 ± 0.1
Jugo de los filtros de cachaza	45.0 ± 4.0	6.6 ± 0.2
Cachaza	67.0 ± 3.0	7.5 ± 0.3
Torta de cachaza	50.0 ± 2.0	7.0 ± 0.2

En la etapa de purificación de jugo, la temperatura tiene un efecto más relevante que en la etapa de extracción ya que no sólo inhibe el crecimiento de nuevas colonias de microorganismos, sino que también promueve la reacción de inversión térmica de la sacarosa produciendo azúcares reductores, los cuales como se ha descrito anteriormente se descomponen por efecto de la temperatura o reaccionan nuevamente con otras sustancias presentes en el medio para formar compuestos coloreados y ácidos orgánicos e inorgánicos que inducen un descenso en el pH del jugo, que resulta en una mayor aceleración de la inversión ácida de la sacarosa.

La inversión ácida de la sacarosa se inicia antes de la etapa de clarificación, desde el momento en que la caña es cosechada, las enzimas comienzan a hidrolizar la sacarosa, lo cual continúa durante todas las etapas del proceso, ya sea por acción directa de los microorganismos o por otros factores como la temperatura los cuales inducen el descenso en el pH del jugo.

Sin embargo, es en la etapa de purificación donde el calentamiento del jugo se aplica por primera vez en el proceso y donde la alta temperatura tiene un efecto significativo sobre la reacción de inversión de la sacarosa.

Es bien conocido que en las soluciones azucaradas tales como el jugo de caña, el valor de pH decrece rápidamente con el aumento de temperatura. En el cuadro 3.23 puede observarse que el jugo desarenado tiene un valor de pH promedio de 6.0, mientras que en el cuadro 3.31, el pH promedio del jugo alimentado a las torres de sulfitación es de 5.8, lo cual indica un descenso de 0.2 unidades en el valor de pH durante las primeras operaciones de calentamiento del jugo en la etapa de purificación. Esto es debido a que el rápido aumento de la temperatura del jugo acelera la inversión de la sacarosa y produce un incremento en la concentración de iones de hidrógeno y por tanto un descenso en el pH del jugo. Sin embargo, esta rápida disminución en el pH del jugo no sólo debe ser atribuida al efecto de la temperatura sino también a la acción de los microorganismos que permanecen en el jugo desarenado y que sobreviven a la primera etapa del calentamiento.

En la siguiente operación comienza el verdadero proceso de purificación, es en esta etapa de sulfitación donde las pérdidas de sacarosa se acentúan debido a las diferentes reacciones químicas que tienen lugar en este punto, facilitadas por la temperatura de operación. En la operación de sulfitación, la materia colorante presente en el jugo reacciona con el dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ) inyectado en las torres de sulfitación, bloqueando la función de los grupos funcionales que inducen el color, tales como el grupo carbonilo indispensable para la formación de caramelo y melanoidinas.

Por otro lado, la reacción entre el jugo y dióxido de azufre da lugar a la formación de sulfitos que permiten precipitar el calcio contenido en el jugo; sin embargo, la sobresulfitación del jugo da lugar a la formación de ácido sulfúrico por oxidación, produciendo una gran disminución del pH que fomenta aún más la inversión de la sacarosa y la descomposición de los azúcares reductores. Esta disminución del pH (cuadro 3.31) es común en esta operación y afecta gravemente al proceso en términos del aumento en las pérdidas de sacarosa, por lo que debe controlarse mediante la adición rápida de algún agente alcalinizante tal como la cal o compuestos azucarados de calcio.

El jugo recién sulfitado se alcaliniza mediante la adición de sacarato de calcio con pH entre 11 y 12, lo cual eleva rápidamente el pH del jugo por encima de 7.0 evitando posibles inversiones de sacarosa (cuadro 3.31); sin embargo el aumento de la alcalinidad del jugo aunado al efecto de la alta temperatura son el detonante de otras reacciones que descomposición de la sacarosa en medio básico que generan principalmente compuestos coloreados que afectan gravemente la calidad final del azúcar.

Una vez se han removido la mayoría de los compuestos de calcio y otros formadores de color presentes en el jugo en las etapas de sulfitación y defecación, se da paso a las operaciones de clarificación en donde se precipitan los coloides y otra materia en suspensión en el jugo por acción de floculantes. Previamente se realiza una última rectificación al jugo para hacer más efectivo el proceso de clarificación, es esta última etapa de calentamiento del jugo la que tiene un mayor impacto en la descomposición de los azúcares. En el cuadro 3.31 puede observarse que la alta temperatura del jugo recién rectificado induce una rápida disminución en el pH del mismo; sin embargo, el cambio en la lectura del pH se debe no solo al incremento de la temperatura sino también a la degradación de los azúcares (sacarosa, glucosa y fructosa) cuya descomposición incrementa el contenido de ácidos orgánicos.

En lo que respecta a la clarificación es común observar un descenso del pH en los clarificadores tal como se observa en el cuadro 3.31, y este cambio es en parte debido a transformaciones de los productos complejos de la reacción entre la cal y el fosfato. Esta caída de pH debe ser monitoreada continuamente para detectar valores anormales que podrían deberse a una disminución en la eficiencia de operación de los equipos.

Por último, en la operación de filtrado de cachaza el jugo extraído de la torta de cachaza experimenta un importante descenso en la temperatura tal como se muestra en el cuadro 3.31, mientras que el pH del jugo continúa descendiendo gradualmente. Este descenso de temperatura y pH aumenta la probabilidad de crecimiento de poblaciones microbianas que podrían consumir la sacarosa del jugo y dar lugar nuevamente a la formación de gomas y otros productos resultantes del metabolismo de los microorganismos. Tal jugo es recirculado hacia el tanque de jugo alcalizado, lo que da como resultado a un incremento en la cantidad de productos químicos requeridos para precipitar los coloides y otros compuestos de alto peso molecular que se suman a la carga de sólidos del jugo diluido.

#### **b. Recuento de las poblaciones microbiológicas en la etapa de purificación y su relación con las características fisicoquímicas del jugo en los puntos de muestreo**

De igual forma que en el área de molinos es posible establecer relaciones entre el recuento de las poblaciones microbiológicas en la etapa de purificación y las variables

fisicoquímicas del jugo, que permitan determinar el efecto de la contaminación microbiológica sobre las pérdidas de sacarosa en esta etapa del proceso.

Como ya se ha descrito los puntos de muestreo para el análisis fueron seleccionados en base a estudios anteriores donde se confirma la presencia de poblaciones microbiológicas y también en base a la experiencia del personal del ingenio respecto al tema.

Debido a que no todas las poblaciones de microorganismos sobreviven las altas temperaturas a las que somete el jugo en esta etapa del proceso, por ello se enfocó el estudio en su mayor parte al recuento de las bacterias termófilas y de las bacterias productoras de goma presentes en el jugo. Si bien estas últimas no aparecen en el jugo en las mismas concentraciones que se encuentran en la etapa de extracción; sin embargo, si pueden producir pérdidas de sacarosa en cierto puntos de la etapa de purificación y generar subproductos metabólicos perjudiciales para las siguientes etapas del proceso.

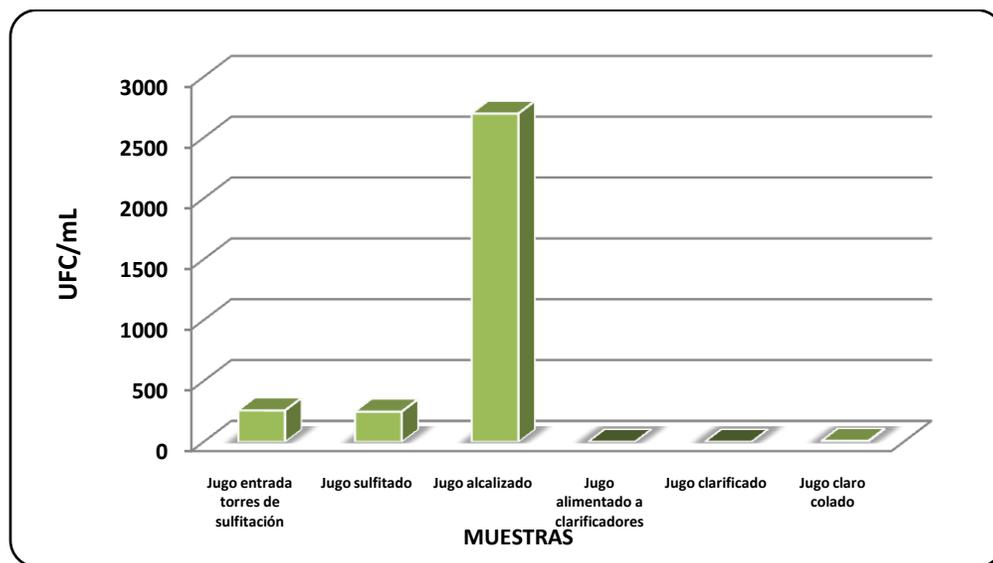
Los resultados del recuento de bacterias termófilas en diferentes puntos de muestreo de la etapa de purificación se muestran a continuación en el cuadro 3.32:

**CUADRO 3.32: RECuento DE BACTERIAS TERMÓFILAS EN LA ETAPA DE PURIFICACIÓN DEL JUGO**

<b>ANÁLISIS EFECTUADOS EL 09/FEB/11</b>	
<b>MUESTRA</b>	<b>BACTERIAS TERMÓFILAS (UFC/mL)</b>
<b>Jugo entrada torres de sulfitación</b>	260
<b>Jugo sulfitado</b>	250
<b>Jugo alcalizado</b>	2,700
<b>Jugo alimentado a clarificadores</b>	<1
<b>Jugo clarificado</b>	<1
<b>Jugo claro colado</b>	9

Los resultados reportados en los cuadros 3.31 y 3.32 muestran que cuando la temperatura en la etapa de purificación no sobrepasa los 80 °C, las condiciones son muy

propicias para el crecimiento de las bacterias termófilas mientras que al elevar la temperatura del jugo por encima de los 80 °C hasta aproximadamente 100 °C en la operación de rectificación, se produce un descenso brusco de dichas poblaciones hasta su desaparición casi completa, lo cual se mantiene invariable en las operaciones de clarificación y colado, siempre y cuando la temperatura del jugo no disminuya drásticamente. En la figura 3.19 se puede apreciar más claramente estas aseveraciones.



**Figura 3.19: Recuento de las poblaciones de bacterias termófilas en la etapa de purificación de jugo (Autor, 2011)**

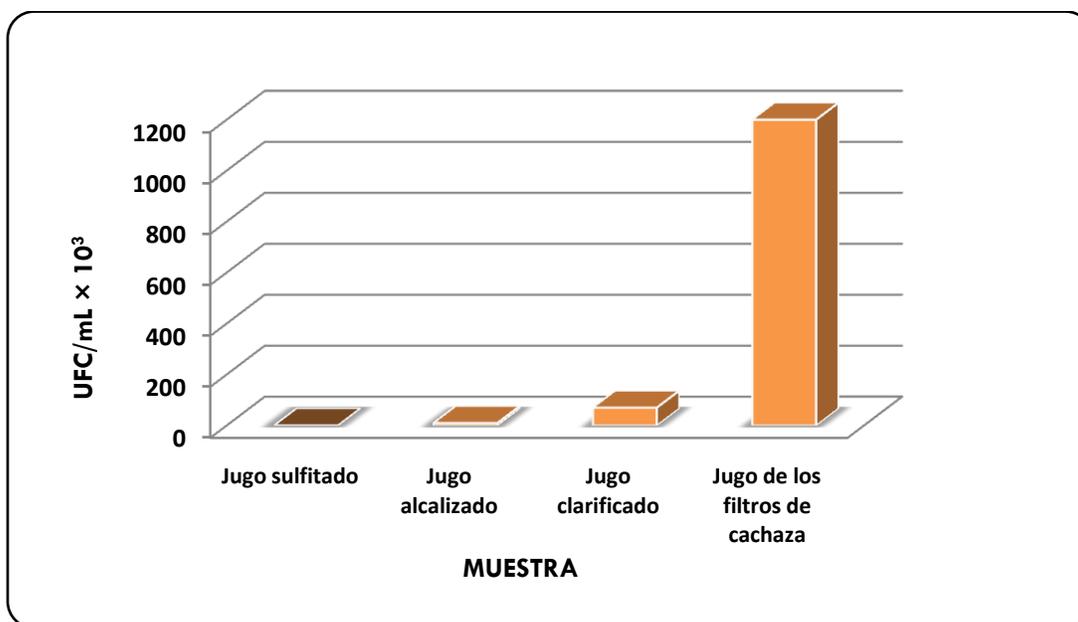
En la figura 3.19 se observa un rápido crecimiento de bacterias termófilas en el jugo alcalizado, lo cual puede atribuirse al descenso de temperatura y de pH del jugo recién sulfitado como se reporta en el cuadro 3.32.

Por otro lado en el cuadro 3.33 se puede observar que el recuento de bacterias productoras de goma tiende al aumento conforme el jugo avanza por las diferentes operaciones del proceso de purificación. Es importante hacer énfasis en que a pesar de que las temperaturas de operación registradas en el proceso de purificación, son superiores al rango óptimo de crecimiento de las bacterias productoras de goma entre

ellas el *Leuconostoc Mesenteroides*, estas presentan un importante crecimiento con un aumento progresivo a pesar de este incremento en la temperatura (Figura 3.20).

**CUADRO 3.33: RECUENTO DE BACTERIAS PRODUCTORAS DE GOMA EN LA ETAPA DE PURIFICACIÓN DEL JUGO**

ANÁLISIS EFECTUADOS EL 09/FEB/11	
MUESTRA	POBLACIÓN DE BACTERIAS PRODUCTORAS DE GOMA (UFC/mL)
Jugo sulfitado	140
Jugo alcalizado	10,000
Jugo clarificado	70,000
Jugo de los filtros de cachaza	1,200,000



**Figura 3.20:** Recuento de las poblaciones de bacterias productoras de goma en la etapa de purificación (Autor, 2011)

En la figura 3.20 puede observarse también un incremento acelerado de este tipo de bacterias en el jugo obtenido de la filtración de la cachaza en los filtros rotativos. Esto se atribuye al descenso drástico de la temperatura y del pH del jugo hasta alcanzar condiciones óptimas para el crecimiento del *Leuconostoc* y de otro tipo de bacterias formadoras de gomas, las cuales se reincorporan al proceso en el tanque de jugo alcalizado.

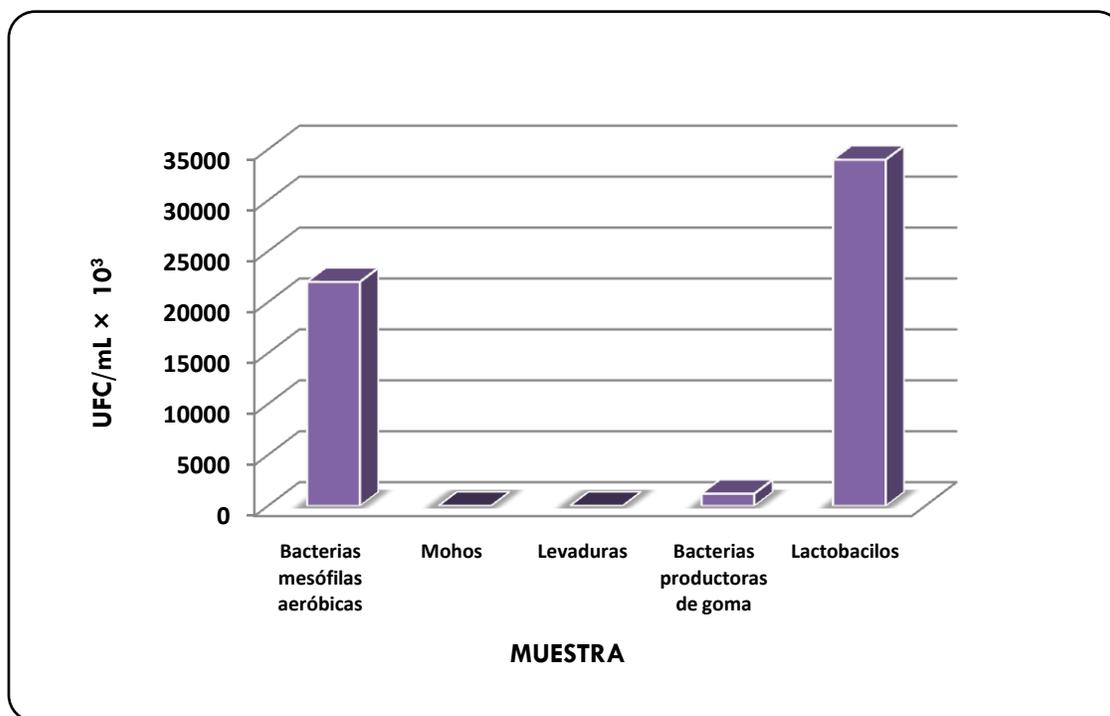
Debido a que el jugo recuperado en los filtros de cachaza presenta condiciones propicias para el crecimiento y desarrollo de varios tipos de microorganismos, el recuento microbiológico en este punto se amplió abarcando a las poblaciones de bacterias mesófilas, mohos, levaduras, lactobacilos y las bacterias productoras de goma. Los resultados obtenidos del recuento microbiológicos se reportan en el cuadro 3.34.

**CUADRO 3.34: RECuento MICROBIOLÓGICO EN EL JUGO DE LOS FILTROS DE CACHAZA**

<b>POBLACIONES MICROBIOLÓGICAS EN EL JUGO DE LOS FILTROS DE CACHAZA (09/FEB/11)</b>	
<b>POBLACIÓN MICROBIOLÓGICA</b>	<b>UFC/mL</b>
<b>Bacterias mesófilas aeróbicas</b>	22,000,000
<b>Mohos</b>	<1
<b>Levaduras</b>	1,100
<b>Bacterias productoras de goma</b>	1,200,000
<b>Lactobacilos</b>	34,000,000

Como puede observarse en el cuadro 3.34, existe un importante recuento de bacterias mesófilas aeróbicas en el jugo de los filtros como es de esperar, debido a que la temperatura de este jugo es óptima para el crecimiento de este tipo de bacterias. En cuanto a los hongos como los mohos y las levaduras, los primeros a pesar de crecer en ambientes cálidos no toleran la temperatura del jugo de los filtros, mientras que las colonias de levaduras crecen apreciablemente a pesar de que la temperatura no es la más adecuada para su desarrollo; sin embargo, en los filtros rotativos las condiciones tales como humedad y calor son suficientes para su crecimiento. De igual forma se puede

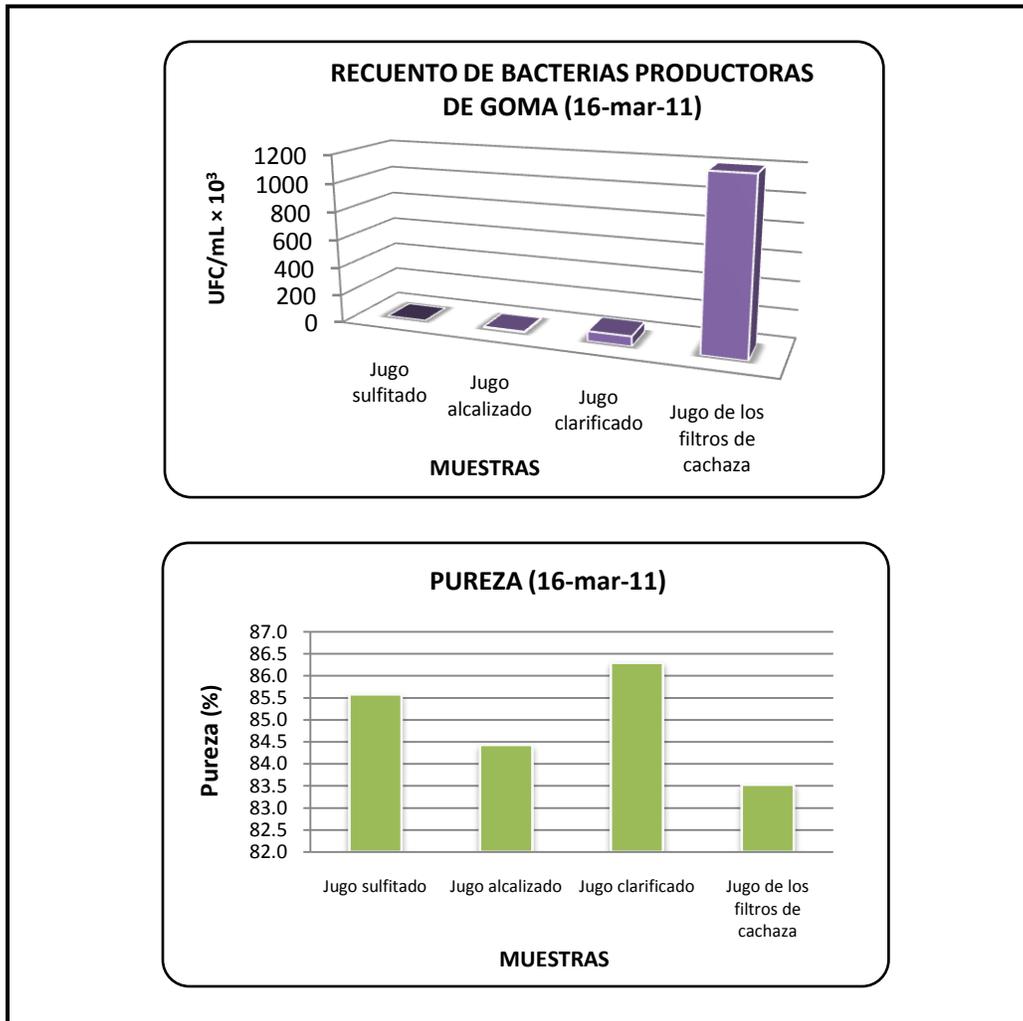
concluir acerca de las poblaciones de bacterias productoras de goma y lactobacilos, de estos dos últimos los lactobacilos encuentran las condiciones más propicias para su crecimiento debido a su resistencia a temperaturas relativamente altas siempre que no superen los 55 °C, tal como las registradas en el jugo de los filtros de cachaza (Figura 3.21).



**Figura 3.21:** Recuento de las poblaciones microbiológicas en el jugo recuperado en los filtros de cachaza (Autor, 2011)

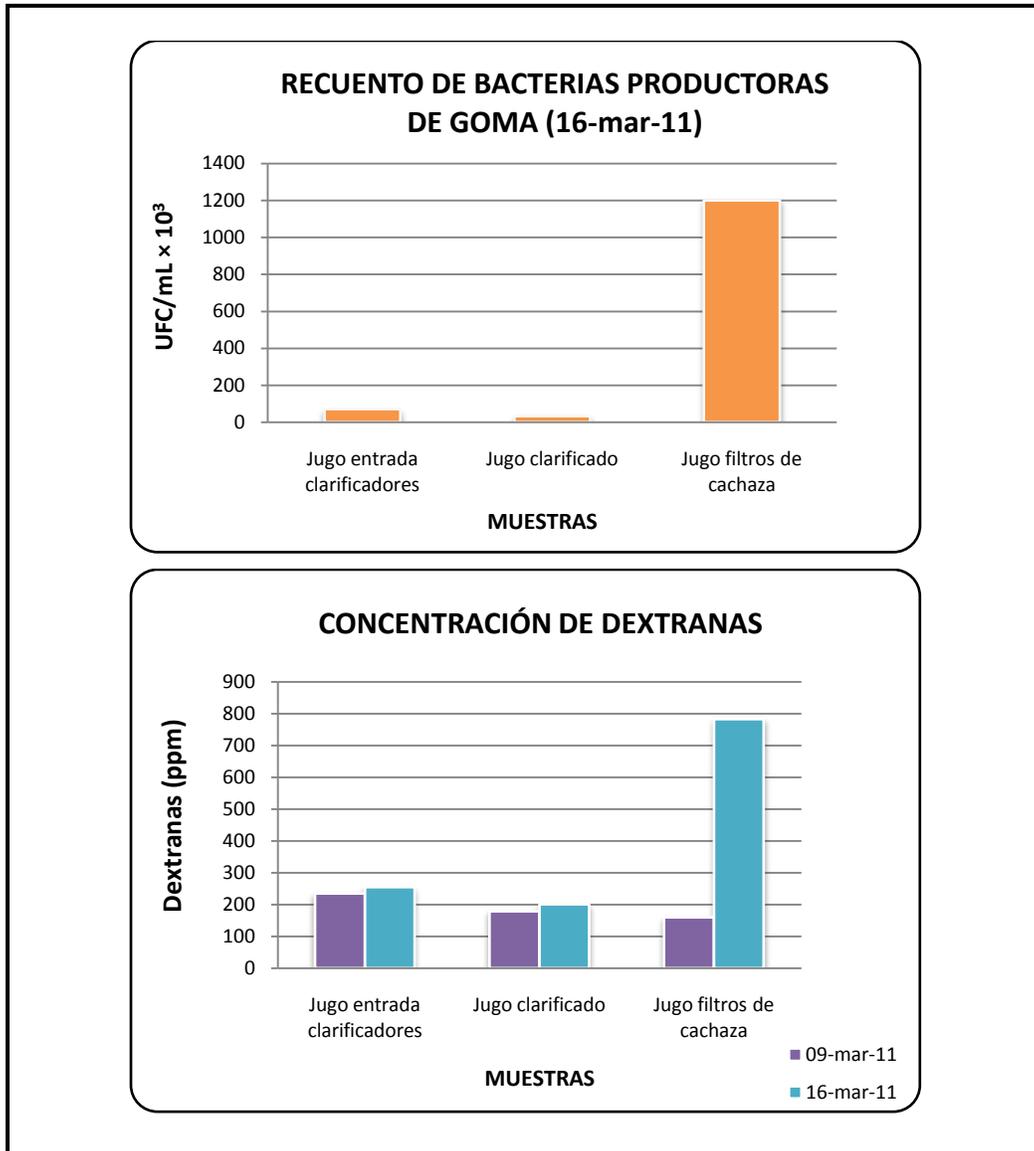
En la figura 3.22 se muestra gráficamente la relación entre la población de bacterias productoras de goma y la pureza de diferentes muestras de jugo de la etapa de purificación. En dicha figura puede observarse que a medida aumenta la población de bacterias productoras de goma desde el jugo sulfitado hasta el jugo recuperado en los filtros de la cachaza, se produce un descenso en la pureza del jugo o en otras palabras en su contenido de sacarosa. Como excepción a esta tendencia en el jugo clarificado no se presenta una disminución en la pureza debido a la eliminación de la materia coloidal y otros sólidos sedimentables por la acción química de los agentes floculantes aplicados en

los clarificadores, lo cual produce un aumento aparente en la pureza del jugo a pesar de la existencia de pérdidas por inversión de sacarosa.



**Figura 3.22:** Relación entre la población de bacterias productoras de goma y la pureza de diferentes muestras de jugo en la etapa de purificación (Autor, 2011)

Por último, los resultados del recuento de bacterias productoras de goma y del análisis de dextranas revelan una relación directa entre estas variables (Figura 3.23), con un incremento significativo en el jugo de los filtros de cachaza, atribuido como se describió anteriormente al descenso de pH y de temperatura que favorece el crecimiento del *Leuconostoc* y de otros tipos de bacterias formadoras de dextranas y generadoras de pérdidas de sacarosa tales como los lactobacilos.



**Figura 3.23: Relación entre la población de bacterias productoras de goma y la concentración de dextranas en el jugo antes y después de la operación de clarificación (Autor, 2011)**

Durante la clarificación se remueven algunos tipos de dextrana en su mayor parte las de mayor peso molecular y es la operación que ofrece las mejores condiciones de remoción de dextranas antes de que éstas produzcan un aumento en la viscosidad del jugo que reduzca la eficiencia de la operación de evaporación. Al igual que con las poblaciones de bacterias presentes en el jugo de los filtros, las dextranas contenidas en la cachaza pueden transferirse al jugo en los filtros de cachaza y ser re-disueltas en el jugo alcalizado

cuando este es recirculado para su reprocesamiento. Altos niveles de dextranas neutrales recicladas junto con el jugo de los filtros de cachaza, pueden impedir la floculación de los sólidos en el clarificador dando como resultado un jugo claro de baja calidad.

Una vez establecida las relaciones existentes entre el recuento de las diferentes poblaciones microbiológicas presentes en la etapa de purificación y clarificación con las características fisicoquímicas del jugo, es posible llevar a cabo una estimación cuantitativa de la pérdida por la inversión de sacarosa en esta etapa del proceso. Dichas pérdidas por inversión pueden obedecer a varios factores entre ellos fisicoquímicos y microbiológicos; sin embargo, debido a las dificultades que implica el asociar la pérdida de sacarosa a cada factor que la origina; por tanto, se estimará la pérdida de sacarosa en forma global sabiendo que es el resultado de todos los factores involucrados.

La estimación de las pérdidas de sacarosa más importantes en el proceso de purificación del jugo se enfocará en los puntos mencionados al comienzo de ésta sección, los cuales son la pérdida por efecto térmico, la pérdida durante la sulfitación y las pérdidas de sacarosa durante la operación de clarificación del jugo.

### **3.2.3.2 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS POR INVERSIÓN DE SACAROSA DURANTE EL CALENTAMIENTO PRIMARIO Y SECUNDARIO**

Como se ha descrito en secciones anteriores, las pérdidas de sacarosa pueden deberse tanto a factores microbiológicos como fisicoquímicos. Dentro de los factores fisicoquímicos, las variables temperatura y pH son las más importantes debido a que tienen un efecto predominante en la estabilidad química de la sacarosa. La etapa de purificación marca el inicio de la aplicación de calor al jugo en el proceso de fábrica, por lo que la temperatura empieza a tener un efecto más importante en las pérdidas de sacarosa debido a que permite su descomposición y cataliza la producción de nuevos compuestos, entre ellos los formadores de color.

En la etapa de purificación se identificaron cuatro etapas de calentamiento, un precalentamiento del jugo, una etapa de calentamiento primario seguido inmediatamente

por un calentamiento secundario y una última etapa de calentamiento o de rectificación llevada a cabo luego de la alcalización del jugo.

En esta sección se enfoca el análisis a la estimación de las pérdidas por la descomposición o inversión térmica de la sacarosa a causa de la operación de precalentamiento y de los calentamientos primario y secundario.

Para estimar la pérdida de sacarosa debido al calentamiento del jugo en la etapa de purificación puede aplicarse nuevamente el concepto de índice de inversión en forma similar a la ecuación 3.22, pero expresada en la forma de la ecuación 3.27:

$$\text{Índice de inversión calentamiento} = \left[ \frac{\left( \frac{\text{Az.Red J.Cal.}}{\text{Brix J.Cal.}} - \frac{\text{Az.Red J.Dil.}}{\text{Brix J.Dil.}} \right) \left( \frac{\text{Brix J.Dil.}}{100} \right) (\text{Gal J.Dil.}) (0.042 * \text{Brix J.Cal.} + 8.169)}{\text{Ton.caña molida} * 20} \right]$$

**Ecuación 3.27**

En la ecuación 3.27 los términos J. Dil. y J. Cal., se refieren al jugo diluido y al jugo luego de pasar por el calentamiento primario y secundario respectivamente. El término  $(0.042 * \text{Brix J. Cal} + 8.169)$  en la ecuación 6.22 es el factor de densidad correspondiente.

Una vez calculado el índice de inversión por el calentamiento del jugo puede aplicarse la ecuación 3.23 expresada en la forma de la ecuación 3.28 para estimar la pérdida de sacarosa por el calentamiento primario y secundario del jugo en la etapa de purificación.

$$\text{Pérdida de sacarosa por calentamiento (lb/ton caña)} = \text{Índice de inversión por calentamiento} \times 20$$

**Ecuación 3.28**

Los valores diarios del índice de inversión y de las pérdidas de sacarosa por el calentamiento primario y secundario del jugo en la etapa de purificación durante la zafra 10/11 se muestran en el cuadro A.4 del anexo A.

En el cuadro A.4 puede observarse que el índice promedio de inversión por el calentamiento del jugo en la etapa de purificación es de 0.0997, lo cual indica que aproximadamente un 10 % de la sacarosa presente en el jugo se descompone en sus azúcares reductores debido a la acción del calor. Por otro lado, la pérdida promedio debido a este factor es aproximadamente de 2 libras por tonelada de caña molida, lo cual representa una pérdida total estimada de 3,399,192.59 libras de azúcar ó 1,699.6 toneladas. Los resultados anteriores constituyen una pérdida de azúcar de 0.1 % expresada como sacarosa % caña.

### **3.2.3.3 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE SULFITACIÓN DEL JUGO**

La sulfitación es una operación compleja debido a que no existe un control preciso de la alimentación de gases de dióxido de azufre de acuerdo al flujo de jugo diluido que ingresa a las torres de sulfitación. Por otro lado, las múltiples y muy variables reacciones que ocurren durante la sulfitación provocan que no exista un comportamiento definido de la concentración de ciertas especies químicas en el jugo. En algunas circunstancias se produce una elevación de los azúcares reductores como resultado de la inversión de la sacarosa por efecto del descenso del pH y del aumento de la temperatura; pero en general se observa una disminución de la concentración de azúcares reductores y un aumento en la concentración de dextranas con la consecuente disminución de la concentración de sacarosa en el jugo.

Para estimar la pérdida de sacarosa durante esta operación se realizaron mediciones de pol, Brix, azúcares reductores, pH y de sacarosa entre los puntos de entrada y salida de las torres de sulfitación; sin embargo, no se obtuvieron resultados concluyentes debido a variaciones en la concentración de sacarosa y de azúcares reductores entre los puntos antes mencionados.

Bajo diferentes circunstancias la disminución de sacarosa en el jugo sulfitado va acompañada del aumento en la concentración de polímeros de dextranas; sin embargo para realizar estas mediciones se requiere la realización de análisis al jugo por medio cromatografía líquida las cuales implican un alto costo y debido a la falta de armonía entre

los flujos de jugo y dióxido de azufre es difícil establecer un balance de unidades estructurales formadas.

En el cuadro A.5 del anexo A se muestran los valores del índice de inversión en la sulfitación del jugo por día de operación para los diferentes períodos de producción de azúcar blanco durante la zafra 10/11. El índice de inversión para la operación de sulfitación se calculó empleando la ecuación 3.29:

$$\text{Índice de inversión sulfitación} = \left[ \frac{\left( \frac{\text{Az.Red J.Sulf.}}{\text{Brix J.Sulf.}} - \frac{\text{Az.Red J.Dil.}}{\text{Brix J.Dil.}} \right) \left( \frac{\text{Brix J.Dil.}}{100} \right) (\text{Gal J.Dil.}) (0.042 * \text{Brix J.Sulf.} + 8.169)}{\text{Ton.caña molida} * 20} \right]$$

**Ecuación 3.29**

En el cuadro A.5 se observa que el índice de inversión es cero para la mayoría de los días de operación, esto es debido a que en general se produce una disminución en la concentración de azúcares reductores luego de la sulfitación del jugo por lo que el índice de inversión de esta operación es negativo en estos casos, esto se interpreta como una pérdida nula de sacarosa; sin embargo, en realidad lo que sucede es que la temperatura de operación cataliza reacción de los azúcares reductores del jugo con otros compuestos entre ellos las aminas y da lugar a la formación de melanoidinas y otros compuestos coloreados, por lo que sí se producen pérdidas de sacarosa en este proceso a las que se deben sumarse las debidas a la formación de dextranas.

De acuerdo a los cálculos realizados se estima que se perdieron en promedio 0.1183 libras de sacarosa por tonelada de caña molida durante la operación de sulfitación y que la pérdida durante la zafra 10/11 totalizó 111,481.22 libras que equivalen a 55.74 toneladas de azúcar, pero se sabe que en realidad la pérdida debido a la sulfitación del jugo es muy superior a este valor calculado.

#### **3.2.3.4 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE ALCALIZADO DEL JUGO**

El proceso de alcalizado del jugo es una operación altamente compleja dentro del proceso azucarero debido a la convergencia de varias corrientes de materiales tales como, la corriente de jugo diluido o sulfitado, la corriente de sacarato de calcio para elevar el pH del jugo la cual consiste de una mezcla de lechada de cal, agua y meladura, la corriente de jugo recirculado desde los filtros de cachaza y la corriente de espuma proveniente del clarificador de meladura.

Debido a la unión de estas diversas corrientes con flujos y concentraciones variables, no ha sido posible determinar con exactitud la pérdida de sacarosa debido su conversión en otras unidades químicas estructurales. Sin embargo, en análisis realizados en coordinación con el laboratorio de fábrica del ingenio se reporta un descenso de 0.5 unidades porcentuales en la concentración de sacarosa del jugo sulfitado al jugo alcalizado, lo cual indica una disminución promedio de 1.15 unidades porcentuales de pureza entre estos dos jugos representando una pérdida significativa de azúcar para el proceso.

#### **3.2.3.5 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE CLARIFICACIÓN DEL JUGO**

La clarificación del jugo es una operación muy compleja debido a que es controlada por varios factores entre los cuales están la temperatura, el régimen de flujo, la adición de floculante y la concentración de los distintos materiales que ingresan al clarificador.

Las pérdidas de sacarosa en la clarificación se deben principalmente a los siguientes factores:

1. La inversión térmica de la sacarosa debida a la temperatura de operación.
2. El alto arrastre de sacarosa junto con la cachaza debido a una baja eficiencia en la operación del clarificador Dorr.

Para cuantificar las pérdidas de sacarosa en la clarificación del jugo puede medirse el incremento en la concentración de azúcares reductores como en la concentración de dextranas del jugo clarificado respecto a la concentración de azúcares reductores y de dextranas del jugo que ingresa al clarificador (jugo alcalizado), de igual forma que como se realiza con el jugo sulfitado. Sin embargo, los procedimientos de cálculo no son tan simples debido a que se debe considerar el cambio de masa que tiene lugar en el clarificador como resultado de la formación y separación de la cachaza a partir del jugo.

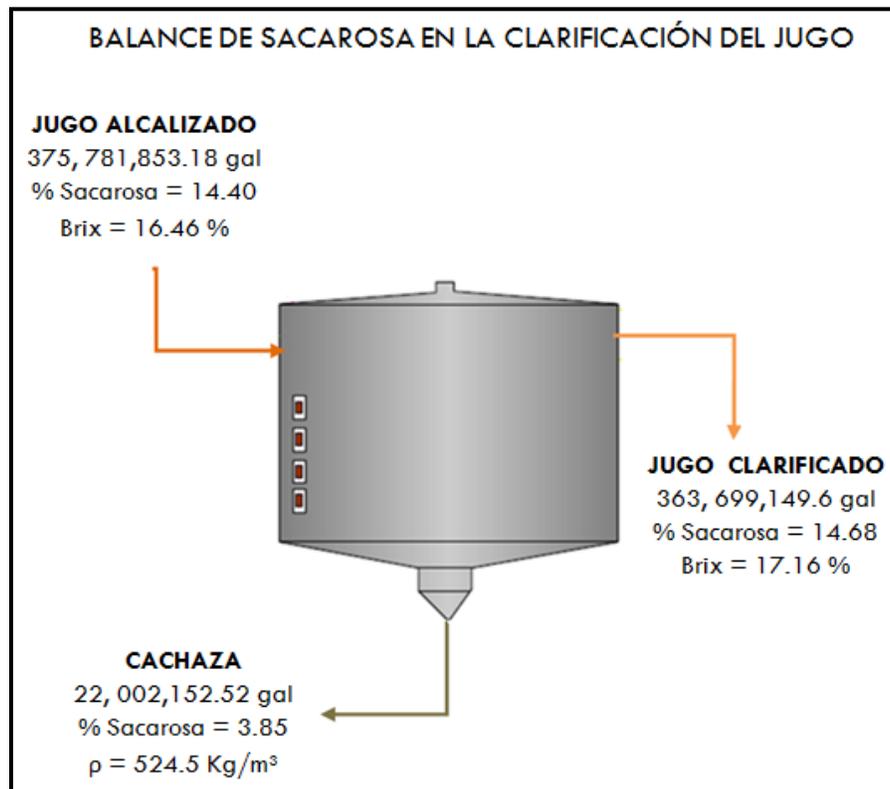
Otra forma de cálculo es emplear el índice de inversión para medir el incremento de la concentración de los azúcares reductores entre el jugo clarificado y el jugo alcalizado. Sin embargo, este método presenta la desventaja que al igual que con el jugo sulfitado, la concentración de azúcares reductores puede aumentar o disminuir entre la entrada y la salida del clarificador dependiendo de las condiciones de operación, observándose un comportamiento no lineal en la concentración del jugo clarificado.

Se estimó la pérdida de sacarosa por estos dos métodos con el objetivo de establecer comparaciones.

Los valores del índice de inversión para la operación de clarificación del jugo durante la zafra 10/11 se muestra en el cuadro A.6 del anexo A. En el cuadro A.6 se puede observar que el índice de inversión es cero para diferentes días de operación, lo cual tendería a interpretarse como una pérdida nula de sacarosa; sin embargo, se sabe que en realidad se debe a un descenso en la concentración de azúcares reductores entre el jugo que ingresa al clarificador y el jugo clarificado. El índice de inversión promedio que se muestra en el cuadro A.6 (0.2249 %) representa sólo la pérdida por inversión de sacarosa cuando ha existido un aumento en la concentración de azúcares reductores entre los puntos mencionados y no toma en cuenta la descomposición de sacarosa que da lugar a la formación de dextranas ni la descomposición térmica de los azúcares reductores recién formados.

En el cuadro A.6 puede observarse que la pérdida estimada por inversión de la sacarosa es de 75,147.28 libras, pérdida que cabe recalcar es muy inferior a la pérdida real de sacarosa que ocurre a causa de este factor debido a las razones mencionadas anteriormente.

Puede estimarse el valor de la pérdida en forma más exacta, realizando un balance de sacarosa entre la entrada y la salida de los clarificadores. La figura 3.24 muestra el flujo de materiales entre la entrada y la salida de la estación de clarificación del jugo. Los valores de flujo de jugo y cachaza mostrados en la figura 3.24 corresponden a valores totalizados al final de la zafra 10/11, mientras que los valores porcentuales de Brix y sacarosa de los jugos y la cachaza son los promedios obtenidos al final del mismo período de operación. La densidad de la cachaza fue estimada en base a correlaciones tomando como referencia su valor promedio de humedad durante la zafra 10/11, la cual fue de 73.79 %.



**Figura 3.24:** Balance de sacarosa en la estación de clarificación del jugo (Autor, 2011)

Para estimar la pérdida de sacarosa durante la clarificación del jugo se calculó la disminución en la cantidad de sacarosa entre el jugo alcalizado y el jugo clarificado empleando la ecuación 3.30.

**Pérdida de sacarosa en la clarificación = Sacarosa en jugo alcalizado – (Sacarosa en jugo clarificado + Sacarosa en cachaza)**

**Ecuación 3.30**

Las cantidades de sacarosa presentes en el jugo alcalizado, clarificado y en la cachaza se calculan a continuación aplicando las ecuaciones 3.31, 3.32 y 3.33:

**Sacarosa en jugo alcalizado = (0.042\* Brix jugo alcalizado + 8.169) \* Volumen de jugo alcalizado) \* 0.144**

**Ecuación 3.31**

**Sacarosa en jugo clarificado = (0.042\* Brix jugo clarificado + 8.169) \* Volumen de jugo clarificado) \* 0.1468**

**Ecuación 3.32**

**Sacarosa en cachaza = Densidad cachaza \* Volumen de cachaza \* 0.0385**

**Ecuación 3.33**

Sacarosa en el jugo alcalizado = (0.042\*16.46 + 8.169) (375,781,853.18 gal) (0.144)  
**= 479,454,835.5 lbs (239,727.42 Ton)**

Sacarosa en el jugo clarificado = (0.042\*17.16 + 8.169) (363,699,149.6 gal) (0.1468)  
**= 474,631,353.1 lbs (237,315.68 Ton)**

$$\begin{aligned} \text{Sacarosa en la cachaza} &= (524.5 \text{ Kg/m}^3 * 8.34 \times 10^{-3}) (22,002,152.52 \text{ gal}) (0.0385) \\ &= \mathbf{3,705,420.02 \text{ lbs (1,852.71 Ton)}} \end{aligned}$$

Por tanto, la pérdida de sacarosa estimada en la estación de clarificación es la siguiente:

$$\begin{aligned} \text{Pérdida de sacarosa en la clarificación} &= 239,727.42 \text{ Ton} - (237,315.68 \text{ Ton} + 1,852.71 \text{ Ton}) \\ &= \mathbf{559.03 \text{ Ton (11,180.6 QQ)}} \end{aligned}$$

Los resultados anteriores indican que se perdieron aproximadamente 559.03 toneladas de azúcar durante la zafra 10/11, que representaron para el ingenio una pérdida equivalente a 0.033 % caña.

Como se esperaba la pérdida de sacarosa estimada a partir del balance de sacarosa difiere ampliamente de la obtenida únicamente mediante el índice de inversión; sin embargo, aunque el cálculo anterior proporciona un dato más representativo de la pérdida de sacarosa en la operación de clarificación, este resultado no representa la verdadera pérdida de sacarosa en la clarificación del jugo durante el período de zafra 10/11, debido a que se emplearon para el cálculo los valores promedio de sacarosa y Brix del período de zafra.

### **3.2.3.6 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LA CACHAZA**

Una fracción de las pérdidas de sacarosa registradas en la operación de clarificación se debe a la remoción de la cachaza, la cual arrastra parte de la sacarosa contenida en el jugo durante la floculación de las partículas insolubles presentes en el mismo. Debido a que la cachaza que se extrae de los clarificadores contiene un alto contenido de sacarosa, ésta se somete a filtración al vacío para recuperar la mayor cantidad de jugo posible y minimizar las pérdidas de sacarosa.

En el cuadro A.7 del anexo A se muestra la pérdida diaria de sacarosa remanente en la cachaza luego de extraerle el jugo en la estación de filtración al vacío. Para estimar la pérdida de sacarosa se tomó como dato aproximado de concentración de sacarosa, el valor promedio de pol reportado para la cachaza durante la zafra 10/11 que fue de 1.12 %. Las cantidades diarias de cachaza obtenidas en la clarificación del jugo durante la zafra 10/11 fueron proporcionadas por el Core Sampler o centro de muestreo de caña del ingenio.

Del cuadro A.7 puede observarse que la pérdida de sacarosa estimada debido a la cachaza producida durante la zafra 10/11 asciende a 780.92 toneladas, que equivale a una pérdida de 0.94 libras de azúcar por tonelada de caña molida; es decir, a aproximadamente 0.047 % en términos de sacarosa % caña. Comparando los resultados anteriores con la pérdida en cachaza reportada por el ingenio en el último informe de fabricación y laboratorio se observa que éstos son prácticamente iguales a pesar de las aproximaciones realizadas por el autor.

### **3.2.3.7 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS POR ARRASTRE DE SACAROSA EN LOS CONDENSOS DE LOS FILTROS AL VACÍO**

Además de la pérdida de sacarosa en la cachaza existe otro tipo de pérdida física identificada en la etapa de purificación que consiste en el arrastre de sacarosa por los vapores generados a partir del jugo filtrado y que se condensan en los condensadores barométricos de los filtros de cachaza que operan al vacío. Ésta pérdida fue monitoreada por el ingenio y los valores diarios correspondientes a dichas pérdidas de sacarosa durante la zafra 10/11 se muestran en los cuadros A.8 y A.9 del anexo A.

En el cuadro A.8 se muestra la concentración de sacarosa diaria encontrada en los condensos a la salida de los condensadores barométricos de los filtros de cachaza 1, 2 y 3, mientras que en el cuadro A.9 se muestra la concentración de sacarosa en los condensos de los barométricos de los filtros de cachaza 4 y 5. Además, en los cuadros antes mencionados también se presenta el cálculo estimado de las pérdidas de sacarosa en libras por tonelada de caña molida y la pérdida diaria total en libras para la zafra 10/11.

De acuerdo a los resultados presentados en el cuadro A.8, se puede observar que la concentración promedio de sacarosa en los condensos provenientes de los barométricos de los filtros 1, 2 y 3 es de 0.01 %, mientras que la pérdida promedio de sacarosa es de aproximadamente 0.0067 libras por tonelada de caña molida. Al sumar las pérdidas diarias de sacarosa arrastradas en los condensos de los barométricos de los filtros de cachaza 1, 2 y 3 se obtiene un total estimado de 10,891.46 libras de azúcar. De igual forma, en el cuadro A.9 se observa que la concentración promedio de sacarosa en los condensos de los barométricos de los filtros de cachaza 4 y 5 es de 0.006 %, lo cual es casi la mitad de la concentración de sacarosa reportada en los filtros de cachaza 1, 2 y 3; mientras que la pérdida promedio de sacarosa en libras por tonelada de caña es de 0.0015, que equivale a menos del 25 % de la pérdida en los filtros de cachaza 1, 2 y 3. Finalmente, al comparar la pérdida de sacarosa total estimada para la zafra 10/11 por efecto del arrastre en los condensadores barométricos de los filtros de cachaza, se observa que ésta es de 2,342.59 libras en los filtros 4 y 5, que equivale a casi la quinta parte de la pérdida registrada en los filtros de cachaza 1, 2 y 3.

Al sumar la pérdida total por arrastre de azúcar en los condensadores barométricos de los filtros de cachaza 1, 2 y 3 y de los filtros 4 y 5 para la zafra 10/11, se contabiliza que ésta asciende a 13,234.05 libras, equivalente a aproximadamente 0.0004 % expresado como sacarosa % caña, lo cual es un valor considerablemente inferior en comparación con la pérdida física de sacarosa reportada en la cachaza.

#### **3.2.4 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN**

En la estación de evaporación las pérdidas son debidas principalmente a la inversión de la sacarosa por efecto de la acidez y de la alta temperatura debido al calentamiento del jugo. A diferencia de las primeras etapas del proceso en la estación de evaporación la inversión debida la actividad microbiana no tiene lugar debido a que las condiciones de operación en especial la temperatura no permiten el crecimiento y desarrollo de microorganismos.

Además, el sobrecalentamiento del jugo durante la evaporación produce la caramelización y la adición de color a los productos azucarados aumentando el número de procesos de clarificación y refinación del azúcar, reduciendo la calidad del producto final.

Las pérdidas por inversión de sacarosa en el área de evaporación se estimaron calculando la pérdida diaria debido a este factor durante la zafra 10/11. En la sección 3.2.4.1 se lleva a cabo el cálculo de la pérdida de sacarosa por inversión durante la evaporación del jugo, mientras que en la sección 3.2.4.2 se realiza el balance en la estación de evaporación para estimar la pérdida de sacarosa por arrastre en los condensos de los evaporadores empleando el dato de pérdida por inversión calculado en la sección 3.2.4.1.

### 3.2.4.1 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA POR INVERSIÓN EN LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN

En el cuadro A.10 del anexo A se muestran los valores diarios del índice de inversión en la estación de evaporación del jugo para la zafra 10/11. El índice de inversión para la operación de evaporación se calculó empleando la ecuación 3.34:

$$\text{Índice de inversión evaporación} = \left[ \frac{\left( \frac{\text{Az Red Mel}}{\text{Brix Mel.}} - \frac{\text{Az Red J Clarif.}}{\text{Brix J Clarif.}} \right) \left( \frac{\text{Brix J Clarif.}}{100} \right) (\text{Gal J. Mel.}) (0.042 \cdot \text{Brix Mel.} + 8.169)}{\text{Ton. caña molida} \cdot 20} \right]$$

**Ecuación 3.34**

En la ecuación 3.34 las expresiones Mel. y J. Clarif., se refieren a la meladura y al jugo clarificado respectivamente. El término  $(0.042 \cdot \text{Brix J. Cal} + 8.169)$  en la ecuación 3.34 es el factor de densidad correspondiente.

Una vez calculado el índice de inversión por evaporación del jugo se aplicó la ecuación 3.35 para estimar la pérdida de sacarosa diaria por inversión ácida y térmica en la operación de evaporación durante la zafra 10/11.

$$\text{Pérdida de sacarosa por evaporación (lb/ton caña)} = \text{Índice de inversión por evaporación} \times 20$$

**Ecuación 3.35**

En el cuadro A.10 del anexo A puede observarse que el índice promedio de inversión por evaporación es de 0.0298; es decir que aproximadamente un 3 % de la sacarosa contenida en el jugo se descompone o invierte debido a la acción del calor y al descenso del pH durante la concentración del jugo en los evaporadores de cuádruple efecto. De igual forma se observa que la pérdida promedio de azúcar debido a la inversión de sacarosa en la evaporación es de aproximadamente 0.6 libras por tonelada de caña molida, que representa una pérdida total estimada de 919,123.63 libras equivalentes a 459.56 toneladas de azúcar al final de la zafra 10/11. Finalmente los resultados anteriores indican una pérdida de azúcar que se estima en 0.027 % expresada como sacarosa % caña.

#### **3.2.4.2 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA POR ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DE LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN**

El segundo factor que tiene mayor incidencia en las pérdidas de sacarosa luego de la inversión, es el arrastre de azúcar por los vapores que se generan en los evaporadores y que condensan posteriormente en dichos equipos, aumentando la demanda bioquímica de oxígeno de las aguas de proceso y de desecho.

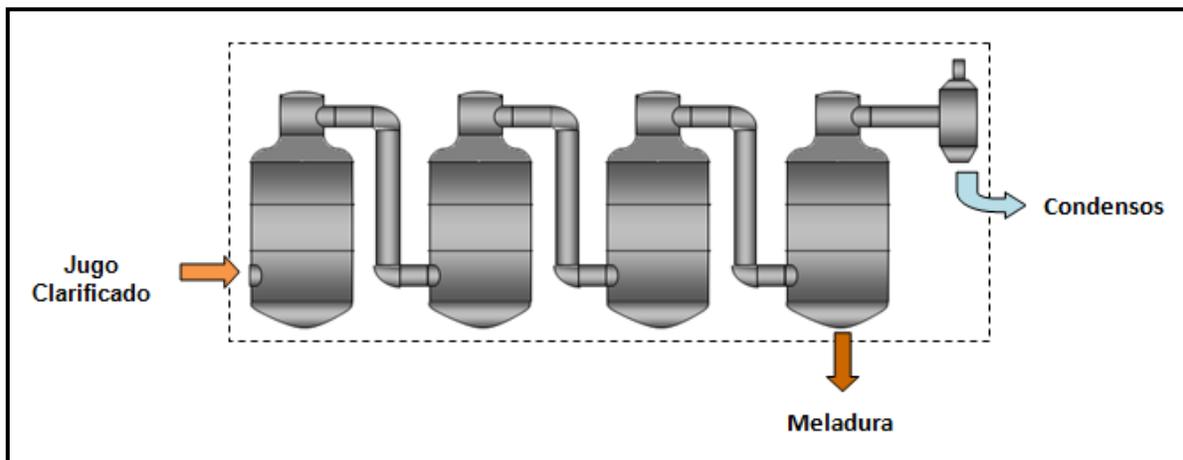
Durante la zafra 10/11 se monitorearon las concentraciones de sacarosa en las aguas de condensa de los evaporadores de cuarto efecto o vasos meladores y la pérdida de azúcar debida al arrastre en éste último efecto de la batería de evaporadores. Los resultados diarios de los análisis fisicoquímicos realizados al agua de condensos de los vasos meladores 2 y 3, y las pérdidas diarias debidas al arrastre de azúcar en dichos meladores se muestran en los cuadros A.11 y A.12 del anexo A respectivamente.

En el cuadro A.11 se observa que el valor promedio diario de la concentración de sacarosa reportada en los condensos del vaso melador N° 2 durante la zafra 10/11 fue de 0.0096 %, mientras en el cuadro A.12 se observa que dicha concentración promedio en los condensos provenientes del vaso melador N° 3 fue de 0.0199 %; es decir, más del doble de la concentración reportada para el vaso melador N° 2, lo cual significa pérdidas mayores de azúcar en el vaso melador N° 3, indicando que probablemente éste tenía algún defecto de diseño, obstrucción o un inadecuado mantenimiento de los separadores de arrastre de dicho equipo, lo cual permitió un mayor escape de vapores ricos en

sacarosa que terminaron en las aguas de condensa. Esto se puede constatar comparando las pérdidas de azúcar reportadas en ambos vasos meladores, 0.1669 contra 0.4911 libras por tonelada de caña molida para el melador N° 2 y para el melador N° 3 respectivamente, lo cual indica una pérdida casi tres veces mayor en el vaso melador N° 3.

Por tanto, la pérdida total de azúcar fue de 267,991.73 y 769,304.92 libras de azúcar por arrastre en los condensos de los vasos meladores N° 2 y N° 3 respectivamente, totalizando 1,037,296.65 libras ó 518.65 toneladas de azúcar pérdidas por arrastre en los condensos de los evaporadores de cuarto efecto o vasos meladores al final de la zafra 10/11.

A diferencia de los evaporadores de cuarto efecto o vasos meladores N° 2 y N° 3, las pérdidas de sacarosa en los condensos de los evaporadores de primero, segundo y tercer efecto, no fueron monitoreadas en el ingenio durante la zafra 10/11 por lo que sólo se pudieron estimar realizando un balance de sacarosa en la estación de evaporación. El diagrama de flujo de materiales en la estación de evaporación se muestra en la figura 3.25:



**Figura 3.25:** Diagrama de flujo de materiales en la estación de evaporación (Autor, 2011)

El balance de masa en la estación de evaporación es el que se representa en la ecuación 3.36:

$$\text{Jugo clarificado} = \text{Meladura} + \text{Agua evaporada}$$

**Ecuación 3.36**

Durante la zafra 10/11 se produjeron 397,613,697.88 galones de jugo clarificado, los cuales se alimentaron a la estación de evaporación para la producción de meladura. Al multiplicar este flujo por la densidad del jugo clarificado (8.57 lb/gal) se obtiene un flujo de masa total de 3,407, 549,390 lbs, equivalentes a 1,703,774.7 toneladas de jugo. A partir de este flujo de jugo claro se produjeron 81,552,097.75 galones de meladura que al multiplicarlos por su densidad (10.76 lb/gal) equivalen a 877,500,571.8 lbs o 438,750.3 toneladas de meladura.

Por tanto, la masa total de agua evaporada durante la zafra 10/11 se puede calcular mediante la ecuación 3.36:

$$\text{Agua evaporada} = \text{Jugo clarificado} - \text{Meladura}$$

$$\text{Agua evaporada} = (1,703, 774.7 - 438,750.3) \text{ ton} = \mathbf{1,265,024.4 \text{ ton de agua}}$$

Para determinar la pérdida de sacarosa en los condensos de los evaporadores de primer, segundo y tercer efecto se plantea el balance de sacarosa mediante la ecuación 3.37:

$$\text{Sacarosa en jugo clarificado} = \text{Sacarosa en meladura} + \text{Sacarosa en condensos} + \text{Pérdida por inversión}$$

**Ecuación 3.37**

La masa total de sacarosa presente en el jugo clarificado se puede calcular mediante la ecuación 3.38:

$$\text{Sacarosa en jugo clarificado} = \text{Jugo clarificado} \times \frac{\text{Pol Jugo clarificado}}{100}$$

**Ecuación 3.38**

Sustituyendo los datos conocidos en la ecuación 6.38, la masa de sacarosa en el jugo clarificado es:

$$\text{Sacarosa en jugo clarificado} = 1,703,774.7 \text{ ton} \times (14.68 / 100) = \mathbf{250,114.13 \text{ Ton}}$$

La masa total de sacarosa presente en la meladura se puede calcular mediante la ecuación 3.39:

$$\text{Sacarosa en meladura} = \text{Meladura} \times \frac{\text{Pol meladura}}{100}$$

**Ecuación 3.39**

Sustituyendo los datos conocidos en la ecuación 6.39, la masa de sacarosa en la meladura es:

$$\text{Sacarosa en meladura} = 438,750.3 \text{ ton} \times (56.47 / 100) = \mathbf{247,762.29 \text{ Ton}}$$

La pérdida por inversión en la estación de evaporación (I) estimada en la sección 3.2.4.1 fue de 459.56 toneladas, conociendo éste valor es posible calcular la pérdida de sacarosa en los condensos de los evaporadores (E) mediante la ecuación 3.37:

$$E = J - M - I = (250,114.13 - 247,762.29 - 459.56) \text{ ton} = \mathbf{1,892.28 \text{ ton}}$$

Ahora es posible calcular la pérdida por la sacarosa presente en los condensos de los evaporadores de primero, segundo y tercer efecto mediante la ecuación 3.40, sabiendo que la pérdida por arrastre de sacarosa en los condensos de los meladores fue de 518.65 toneladas.

$$\text{Pérdida de sacarosa condensos de } 1^\circ, 2^\circ \text{ y } 3^\circ \text{ efecto} = E - \text{Pérdida en condensos } 4^\circ \text{ efecto}$$

**Ecuación 3.40**

**Pérdida de sacarosa condensos de 1°, 2° y 3° efecto = (1,892.28 – 518.65) ton = 1,373.63 Ton**

En resumen, se estima que se perdieron aproximadamente 1,892.28 toneladas de sacarosa en las aguas de condensa de la estación de evaporación durante la zafra 10/11, equivalentes a una pérdida de 0.11 % caña, de las cuales el 0.08 % corresponde a las aguas de condensos de los evaporadores de primero, segundo y tercer efecto y el restante 0.03 % a los condensos obtenidos en los evaporadores de cuarto efecto o vasos meladores.

### **3.2.5 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LA CLARIFICACIÓN DE LA MELADURA**

Como se describió en secciones anteriores, la pérdida de sacarosa en la clarificación de la meladura se debe principalmente a la inversión de la sacarosa, la cual es debida a dos factores principales; el primero es el efecto de la alta temperatura que alcanza la meladura por el calentamiento durante ésta operación y el segundo es la adición de ácido fosfórico a la meladura en el tanque de reacción.

Una vez identificada que la causa de la pérdida de sacarosa en la etapa de clarificación de la meladura es la inversión de la sacarosa por efecto térmico y ácido; éstas pueden ser estimadas midiendo el índice de inversión en la operación de clarificación de igual forma como se ha aplicado para el cálculo de las pérdidas en las etapas previas del proceso.

El índice de inversión para la operación de clarificación puede calcularse aplicando la ecuación 3.41:

$$\text{Índice de inversión clarif. Mel.} = \left[ \frac{\left( \frac{\text{Az. Red Mel Clar.}}{\text{Brix Mel Clar.}} - \frac{\text{Az. Red Mel.}}{\text{Brix Mel.}} \right) \left( \frac{\text{Brix Mel.}}{100} \right) (\text{Gal Mel.}) (0.042 \cdot \text{Brix Mel Clar.} + 8.169)}{\text{Ton. caña molida} \times 20} \right]$$

**Ecuación 3.41**

Los valores diarios del índice de inversión de la operación de clarificación para la zafra 10/11 se muestran en el cuadro A.13 del anexo A. En dicho cuadro se observa que para diferentes días de operación en el período de producción de azúcar blanco, el índice de inversión de sacarosa durante la clarificación de meladura es cero, esto es cierto bajo determinadas condiciones mientras que en otras los resultados del índice de inversión son negativos, pero se han interpretado como pérdidas nulas debido a que no tiene lógica reportar una pérdida negativa de sacarosa. Estos valores negativos se deben a la disminución en la concentración de azúcares reductores entre la entrada y la salida de la operación de clarificación de la meladura, en tanto que en el cálculo del índice de inversión se asume que los azúcares reductores producidos por la descomposición de la sacarosa no reaccionan para formar otros compuestos ni se descomponen por la acción del calor, por lo que un valor negativo del índice de inversión se interpreta como una pérdida nula de sacarosa aunque ésta si exista.

Sin tener en cuenta las observaciones anteriores, en el cuadro A.13 se muestra que el índice promedio de inversión de sacarosa en la operación de clarificación de meladura es de 0.0059 ó aproximadamente 0.6 %, el cual es casi igual al reportado en la operación de sulfitación del jugo en la etapa de purificación, mientras que la pérdida promedio de sacarosa en la clarificación de meladura reportada para la zafra 10/11 fue de 0.1171 libras por tonelada de caña, la cual es prácticamente la misma que en la operación de sulfitación. Finalmente, la pérdida total de azúcar en la operación de clarificación de meladura se estima en 112,201.54 libras que equivalen a 56.1 toneladas de sacarosa. De los resultados anteriores se obtiene una pérdida total de azúcar de 0.0033 % expresada como sacarosa % caña.

Otra probable pérdida de azúcar en la etapa de clarificación de meladura se podría asociar a la remoción de espuma rica en sacarosa de la meladura tratada en el clarificador; sin embargo, toda la espuma eliminada en ésta operación es colectada en canaletas y recirculada hasta el tanque de jugo alcalizado donde se mezcla con éste para ser procesada nuevamente, por lo que no existe una pérdida neta de sacarosa debida a éste factor.

### **3.2.6 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LAS OPERACIONES DE COCIMIENTO Y CRISTALIZACIÓN**

En la sección 3.1.6 se identificaron los puntos y factores asociados con pérdidas de sacarosa en las operaciones de cocimiento y cristalización, estos factores son la inversión de sacarosa en tachos, el arrastre de sacarosa en las aguas de condensos de tachos y la baja eficiencia de agotamiento de las masas cocidas principalmente de la masa C en los cristalizadores.

En las secciones 3.2.6.1, 3.2.6.2 y 3.2.6.3 se lleva a cabo la estimación de las pérdidas de sacarosa en la etapa de cocimiento y cristalización debido a los factores antes mencionados.

#### **3.2.6.1 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA POR ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DE TACHOS DE FÁBRICA**

Al igual que en la estación de evaporación, en la etapa de cocimiento de las plantas también se producen pérdidas por arrastre de sacarosa en las aguas de condensa de tachos. Dado que en el ingenio se llevó un control de la concentración de sacarosa presente en las aguas de condensa de cada uno de los tachos de fábrica, fue posible estimar las pérdidas de azúcar por tonelada de caña molida diariamente y la pérdida total estimada en libras para la zafra 10/11, los resultados de dichas pérdidas se resumen en el cuadro A.14 del anexo A.

Los resultados presentados en el cuadro A.14 indican que se perdieron aproximadamente 378,061.99 libras de sacarosa durante la zafra 10/11 que equivalen a 3,780.62 quintales de azúcar, las cuales ascienden a 0.01 % expresada como porcentaje de caña molida.

De acuerdo a las estimaciones realizadas, la pérdida de sacarosa por arrastre en los condensos de tachos es equivalente a aproximadamente el 10 % de la pérdida registrada en los condensos de los evaporadores.

Por otro lado, los resultados presentados por el departamento de medio ambiente del ingenio en el reporte del día 30 de marzo de 2011, muestran que la concentración

promedio de sacarosa en el agua de condensos de fábrica (aguas de condenseo de calentadores, evaporadores y tachos) durante la zafra 10/11 fue de 0.01 % p/p, alcanzado valores tan altos como 0.03 y 0.04 % en ciertos días de operación.

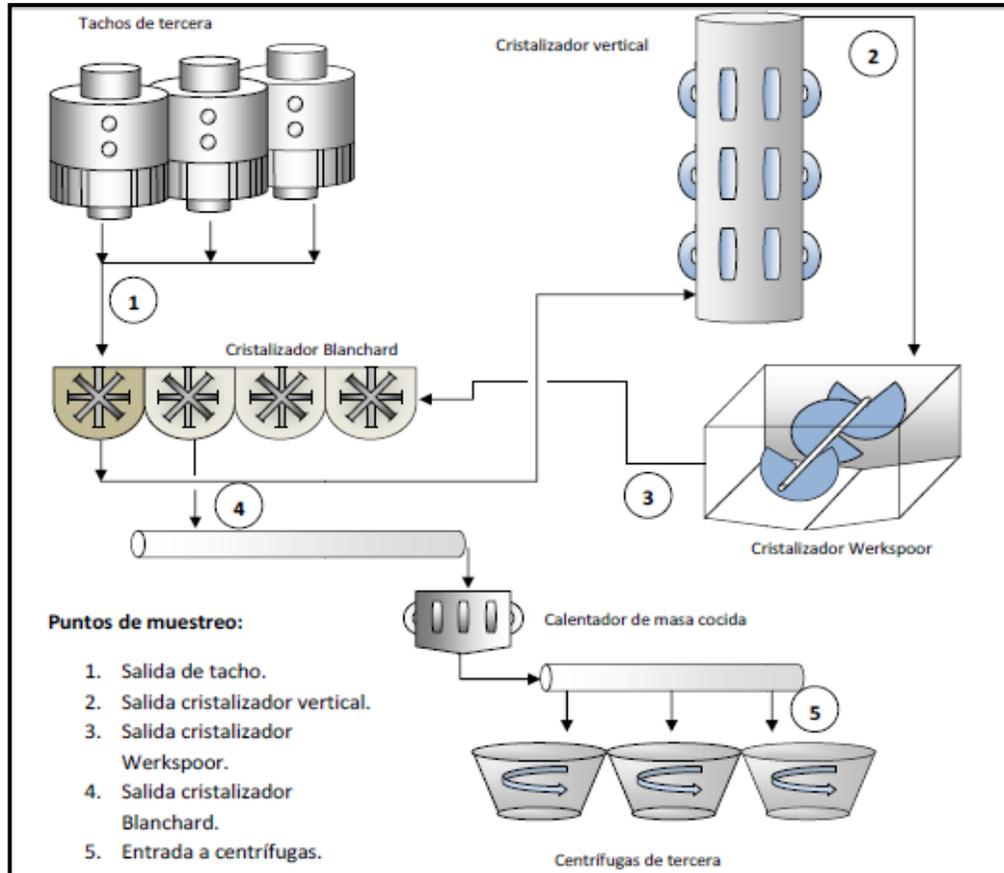
### **3.2.6.2 ANÁLISIS DEL AGOTAMIENTO DE LA MASA COCIDA C**

El agotamiento de las masas cocidas A y B se lleva a cabo en recibidores similares a los cristalizadores Blanchard, mientras que para realizar el agotamiento de la masa cocida C se emplea un sistema de cristalización continua. Este sistema consiste en tres tipos de cristalizadores instalados en serie para mejorar el enfriamiento de la masa cocida de tercera.

Como se describió anteriormente, después de descargar el tacho la templa de tercera se deposita en el recibidero de masa cocida C, de aquí se bombea al cristalizador vertical, luego se bombea al cristalizador horizontal Werkspoor y por último a la serie de cristalizadores Blanchard. Finalmente antes de separar los cristales de la miel, la masa de tercera (MCC) de caliente en los calentadores de MCC para luego pasar a las centrífugas donde se obtiene el azúcar de tercera y la miel final.

Dado que las mieles A y B obtenidas luego de la operación de centrifugación se recirculan hacia la fábrica, la sacarosa remanente en éstas mieles puede recuperarse mediante cristalización en la operación de tachos, por lo que la estimación de las pérdidas de sacarosa en la etapa de cristalización se enfocó en la evaluación del proceso de agotamiento de la masa cocida de tercera en la serie de cristalizadores continuos, debido a que esta operación determina la cantidad de sacarosa que se pierde en la miel final, la cual no puede recuperarse en el ingenio.

El seguimiento del proceso de agotamiento de la masa cocida C se realizó tomando muestras en los puntos definidos en la figura 3.26:

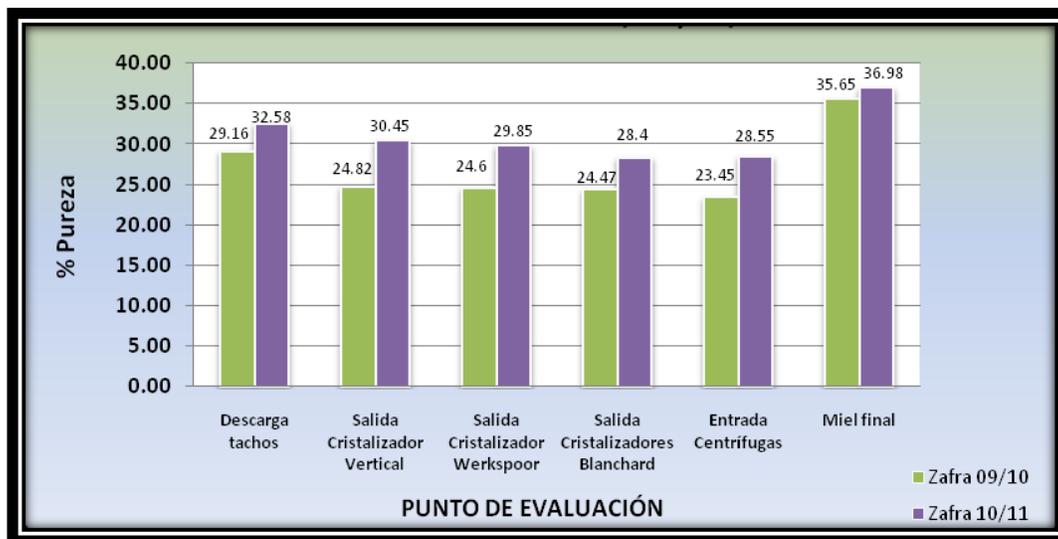


**Figura 3.26: Puntos de evaluación del agotamiento de la masa cocida C (Durán, 2011)**

Para llevar a cabo la evaluación, a cada una de las muestras de masa cocida C tomadas en los puntos seleccionados se realizó la separación del licor madre y de los cristales de azúcar haciendo uso de un filtro Nutsch, el cual emula la acción de separación de una centrífuga, pero a diferencia de esta última el filtrado Nutsch se realiza únicamente a través de aire comprimido, el cual no genera disolución del grano de sacarosa, permitiendo así evaluar precisamente la composición del licor madre (Durán, 2011).

Una vez separada la masa cocida en sus constituyentes, se evaluó como parámetro principal la pureza refractométrica en la miel Nutsch o licor madre; además, se monitoreó el color de la masa cocida C y el contenido de sacarosa real y de azúcares reductores empleando el análisis de cromatografía líquida de alta resolución (HPLC).

En la figura 3.27 se muestra el gráfico del descenso de pureza en el licor madre de la templa C para las zafras 09/10 y 10/11. En la evaluación se determinó la pureza del filtrado Nutsch de la masa cocida C a la salida del tacho y para cada etapa de cristalización en frío, de igual forma se reporta el dato de pureza en la miel final con objeto de comparar la pérdida de sacarosa en este punto y medir la eficiencia del proceso de cristalización.



**Figura 3.27:** Descenso de pureza del licor madre de la templa C en cristalizadores para las zafras 09/10 y 10/11 (Durán, 2011)

En la figura 3.27 se observa claramente que durante la zafra 10/11, la pureza del licor madre de la masa de tercera fue superior en todos los puntos de evaluados respecto de la zafra 09/10. De igual forma se observa un mayor valor de pureza del licor madre C para la zafra 10/11 (32.58 %) respecto a la zafra 09/10 (29.16 %), siendo la diferencia de 3.42 puntos porcentuales en la caída de pureza; lo cual significa que se obtuvieron mejores resultados de agotamiento en la operación de tachos de tercera durante la zafra 09/10 en comparación con la zafra 10/11.

En la operación del sistema de cristalización continua de la masa cocida C, se observa que tanto en la zafra 09/10 como en la zafra 10/11, el descenso de pureza en el cristalizador vertical es superior respecto al registrado en los cristalizadores horizontales; sin embargo, aunque en este equipo se obtuvo la mayor caída de pureza durante la zafra

10/11, su eficiencia disminuyó respecto a la zafra 09/10 en 2.21 unidades porcentuales (cuadro 3.35).

Como se muestra en el cuadro 3.35, durante la zafra 10/11 se lograron importantes mejoras en el funcionamiento de los cristalizadores horizontales Blanchard y Werkspoor respecto a la zafra 09/10, pero se obtuvieron resultados desfavorables en la caída de pureza del licor madre C luego de la operación de calentamiento, en donde se experimentó un aumento en la pureza en lugar de una disminución como en la zafra anterior.

**CUADRO 3.35: COMPARACIÓN DEL DESCENSO DE PUREZA DEL LICOR MADRE “C” ENTRE LOS EQUIPOS DEL ÁREA DE CRISTALIZACIÓN DURANTE LAS ZAFRAS 09/10 Y 10/11**

ZAFRA	Tacho - Cristalizador vertical	Cristalizador vertical – Werkspoor	Werkspoor - Blanchard	Blanchard - Calentador de masa C	Calentador de masa C - Centrífuga
09/10	4.34 %	0.22 %	0.13 %	1.02 %	-12.20 %
10/11	2.13 %	0.60 %	1.45 %	- 0.15 %	- 8.43 %
<b>DIFERENCIA PORCENTUAL</b>	<b>- 2.21 %</b>	<b>0.38 %</b>	<b>1.32 %</b>	<b>- 1.17 %</b>	<b>3.77 %</b>

Por otro lado, aunque la pureza de la miel final reportada durante la zafra 10/11 fue superior en comparación con la zafra 09/10, el aumento de la pureza en este punto resultó ser inferior en 3.77 unidades porcentuales respecto a la zafra 09/10 (Cuadro 3.36), debido a la gran dilución registrada en la operación de las centrífugas, la cual anuló el buen trabajo realizado durante el proceso de cristalización en frío (Figura 3.27).

**CUADRO 3.36: COMPARACIÓN DE RESULTADOS DE LA OPERACIÓN DE CRISTALIZACIÓN DE LA MASA DE TERCERA DURANTE LAS ZAFRAS 09/10 Y 10/11**

ZAFRA	% AUMENTO NETO DE PUREZA (Grado de dilución)	% INCREMENTO DE PUREZA DE LA MIEL FINAL EN LA CENTRIFUGACIÓN	% CAÍDA DE PUREZA EN CRISTALIZACIÓN
09/10	6.49	12.20	4.69
10/11	4.40	8.43	4.18
DIFERENCIA PORCENTUAL	- 2.09	- 3.77	0.51

En resumen, durante la zafra 09/10 se obtuvieron mejores resultados en el agotamiento de la masa cocida C, siendo la caída global de pureza del licor madre de 4.69 unidades porcentuales luego de pasar por todas las unidades de cristalización, mientras que en la zafra 10/11 fue de sólo 4.18 unidades porcentuales de pureza. Por otro lado, una mejor operación en el área de centrifugas durante la zafra 10/11 permitió obtener un menor incremento de pureza en la miel final en comparación con la zafra 09/10, lo cual se ve reflejado en el cuadro 3.36 por la disminución de 2.09 puntos porcentuales en el grado de dilución o aumento neto de pureza de la miel final respecto al licor madre de la masa cocida C.

En base a la disminución del grado de dilución entre el licor madre de la masa cocida C y la miel final reportado para la zafra 10/11 respecto a la zafra 09/10, se puede calcular la cantidad de azúcar recuperada por el descenso neto de pureza (-2.09 %) logrado en el proceso de cristalización y centrifugación durante la zafra 10/11.

Al finalizar la zafra 10/11 se produjeron en el ingenio 11,865,637.39 de galones de miel final equivalentes a 73,388.97 toneladas. El descenso neto de pureza entre la miel final y el licor madre de la masa cocida C durante la zafra 10/11 fue de 2.09 puntos porcentuales por lo que el aumento en la cantidad de azúcar recuperada durante la zafra 10/11 respecto a la zafra 09/10 se puede calcular mediante la ecuación 3.42:

$$\text{Recuperación de azúcar (zafra 10/11)} = \frac{[\text{Miel final producida} \times (\% \text{ Descenso neto de pureza} / 100)]}{\text{Cantidad de masa cocida C procesada}}$$

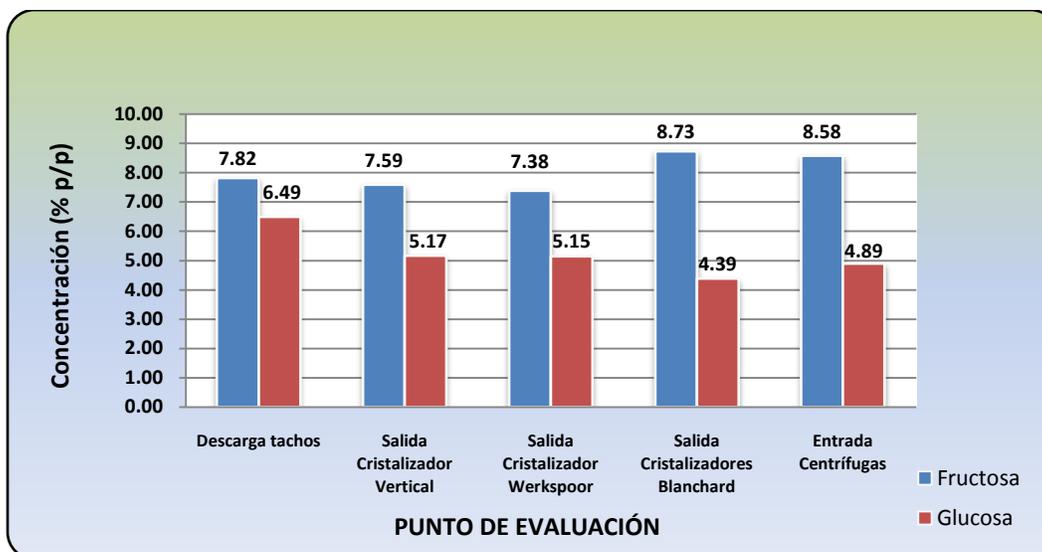
**Ecuación 3.42**

$$\begin{aligned}
 &= \frac{(73,388.97 \text{ ton sacarosa})(2.09 / 100)}{107,246.77 \text{ ton MCC}} \\
 &= 0.0143 \frac{\text{ton sacarosa}}{\text{ton MCC}}
 \end{aligned}$$

Por lo tanto, se recuperaron 0.0143 toneladas (28.6 libras) de azúcar aparente adicionales en la zafra 10/11 respecto a la zafra 09/10 por tonelada de masa cocida C procesada, las cuales no terminaron en la miel final como resultado del bajo agotamiento y la dilución de la masa cocida C, llevados a cabo en las operaciones de cristalización y centrifugado de las plantas de tercera.

Hasta ahora se ha interpretado el descenso de pureza de la masa cocida C como un resultado esperado del agotamiento del licor madre durante la operación de cristalización; sin embargo, este descenso de pureza pudo deberse a la pérdida de sacarosa por descomposición térmica en los cristalizadores y calentadores de masa. Para interpretar adecuadamente los resultados obtenidos en la etapa de cristalización se realizaron análisis adicionales de sacarosa y azúcares reductores por cromatografía HPLC y mediciones del contenido de cenizas en la miel Nutsch de la masa cocida.

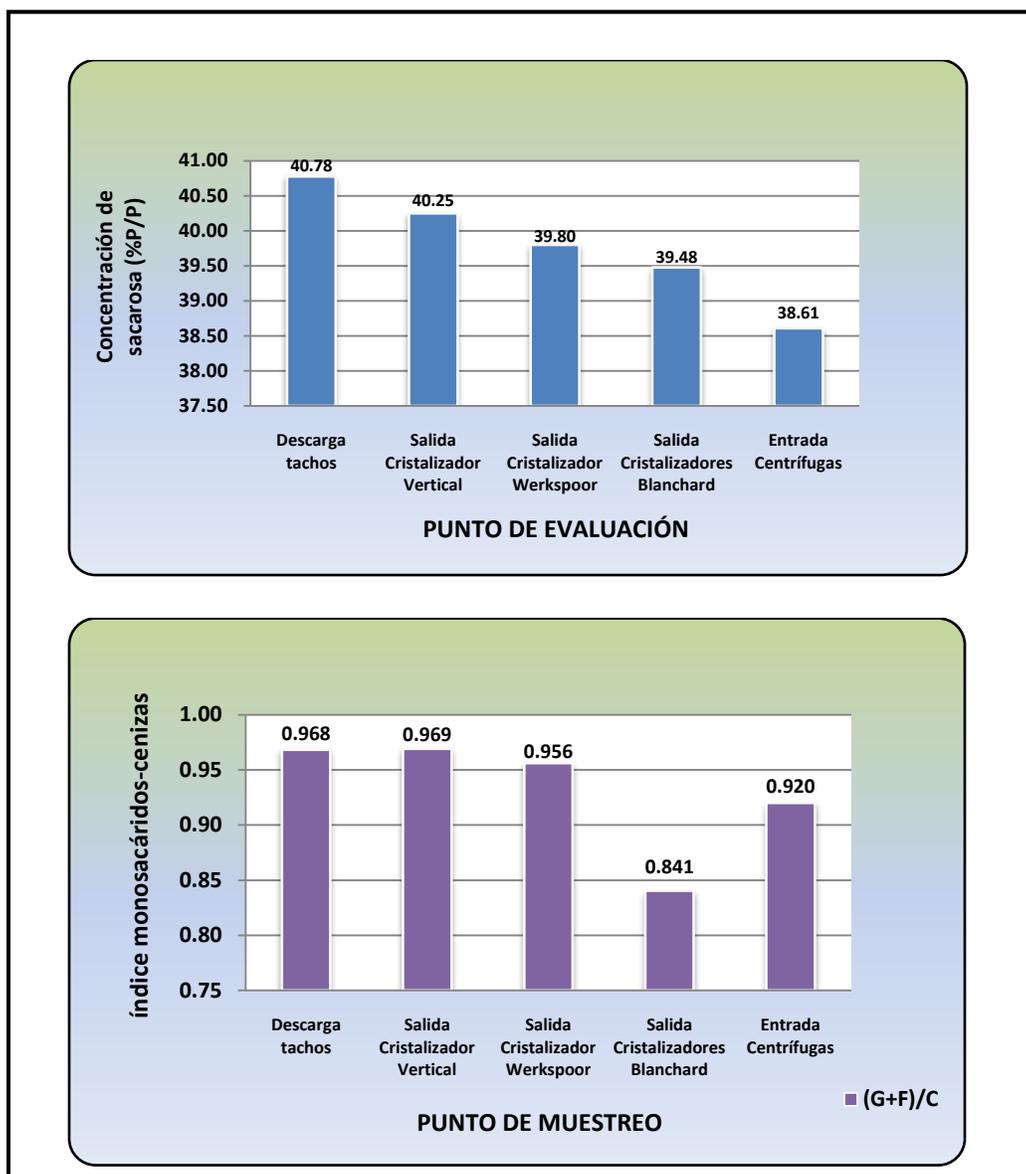
En la figura 3.28 se muestra gráficamente el contenido de glucosa y fructosa en la miel Nutsch de la masa cocida C para la zafra 10/11. Como se observa en el gráfico, la concentración de glucosa en el licor madre presenta un descenso progresivo durante toda la operación de cristalización y un aumento significativo de dicha concentración luego del calentamiento de la masa cocida. El descenso de glucosa en la etapa de cristalización puede explicarse por la formación de productos coloreados en la masa cocida los cuales se encuentran asociados con el avance de la reacción de Maillard, la cual se lleva a cabo principalmente por la reacción de hexosas con los aminoácidos presentes en la masa cocida por la acción del pH y la alta temperatura, por lo que es de esperar una disminución en la concentración de glucosa a medida que avanza la operación de cristalización.



**Figura 3.28:** Contenido de azúcares reductores de la miel Nutsch en los puntos de evaluación del agotamiento de la masa cocida C (Durán, 2011)

Por otro lado, en la figura 3.28 se observa una disminución casi constante del contenido de fructosa en la miel Nutsch en las primeras etapas del proceso de cristalización, probablemente debida a la contribución de este monosacárido a la producción de compuestos formadores de color en la masa cocida, aunque en menor proporción que la glucosa. Sin embargo, en los cristalizadores Blanchard se observa un comportamiento anómalo de dicha tendencia, el cual puede interpretarse como un aumento en la formación de azúcares reductores presumiblemente por la inversión de sacarosa debida a un descenso en la velocidad de enfriamiento de la masa cocida.

Finalmente, luego de la operación de calentamiento de la masa cocida se observa un aumento del contenido de glucosa en la miel Nutsch, el cual puede atribuirse a la descomposición térmica de la sacarosa por el incremento de la temperatura en los calentadores de masa. En la figura 3.29 se muestra el agotamiento real de sacarosa y el comportamiento del índice de monosacáridos-cenizas en la miel Nutsch durante la operación de cristalización.

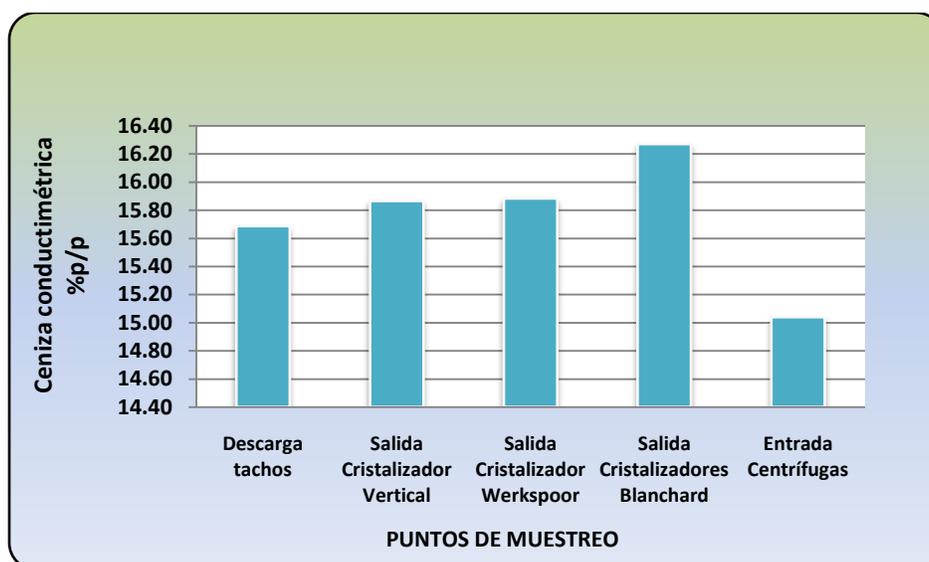


**Figura 3.29:** Contenido de sacarosa e índice monosacáridos-cenizas de la miel Nutsch en los puntos evaluados durante el agotamiento de la masa cocida C (Durán, 2011)

El gráfico de la figura 3.29 muestra un descenso aproximadamente constante del contenido de sacarosa de la miel Nutsch en las primeras etapas de la operación de cristalización, mientras que en los cristalizadores Blanchard se registra un menor descenso de sacarosa asociado con la disolución de ésta en el licor madre, por lo que fue el equipo de cristalización que tuvo una menor contribución en la recuperación de sacarosa en el proceso de agotamiento. Por otro lado, la disminución en la concentración de sacarosa durante el calentamiento de la masa cocida antes de su alimentación a las centrífugas se atribuye a la descomposición térmica de la sacarosa, la cual se relaciona

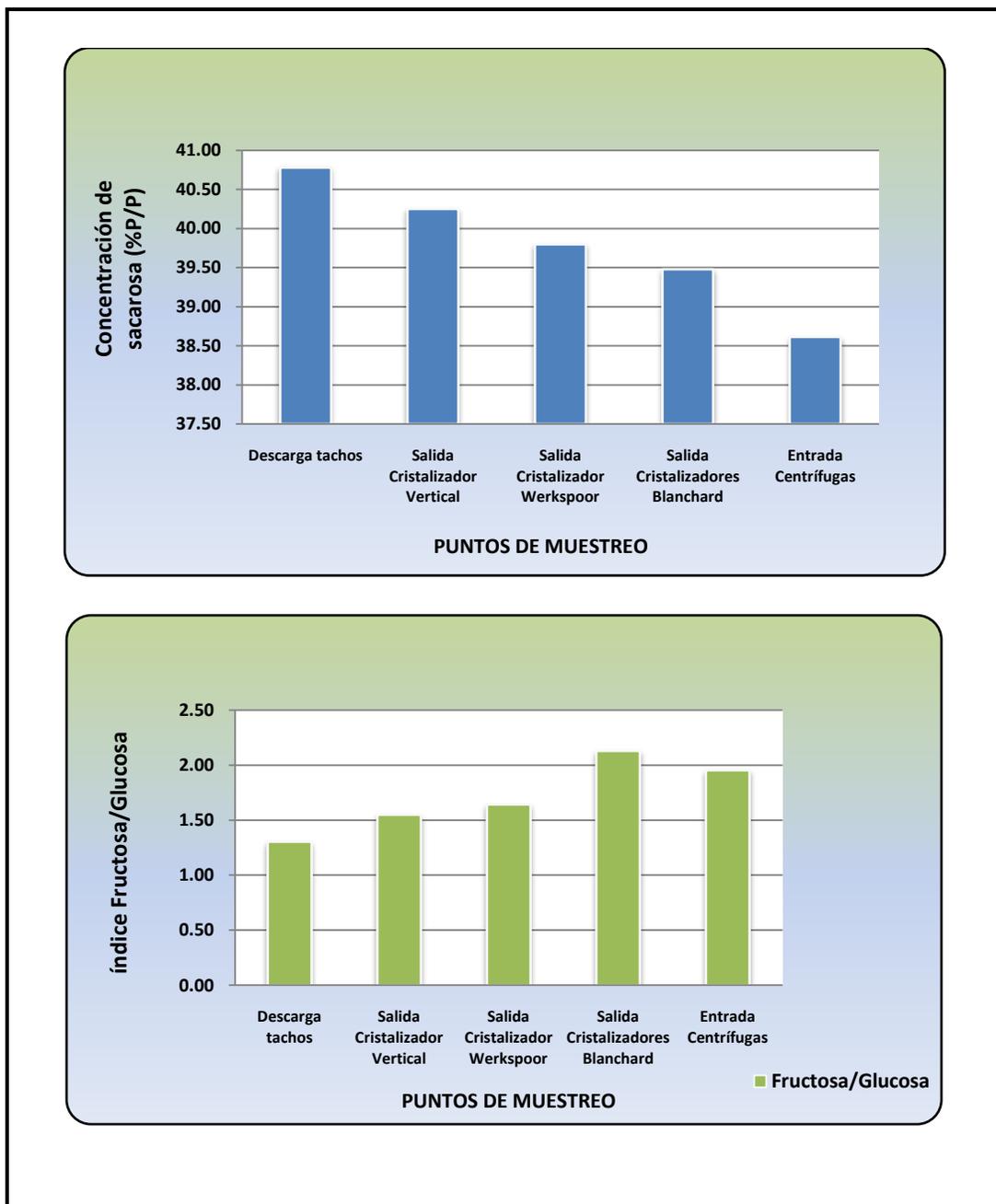
directamente con el incremento en el contenido de glucosa y del índice de monosacáridos-ceniza, tal como se explicó anteriormente.

El descenso del índice de monosacáridos-cenizas reflejado en la figura 3.29 indica un incremento en el contenido de cenizas de la miel Nutsch en los cristalizadores Blanchard que resulta en una menor recuperación de sacarosa respecto al resto de equipos de cristalización, lo cual es esperado debido a que una mayor presencia de impurezas en el licor madre implica una mayor disolución de sacarosa en este punto. Estos resultados se ven reflejados en la figura 3.30, donde se aprecia el comportamiento del contenido de ceniza de la miel Nutsch en los puntos evaluados.



**Figura 3.30:** Contenido de ceniza de la miel Nutsch en los puntos de evaluación del agotamiento de la masa cocida C (Durán, 2011)

En la figura 3.31 se muestra las gráficas de agotamiento de sacarosa y de comportamiento del índice fructosa-glucosa en los puntos evaluados.



**Figura 3.31: Agotamiento de sacarosa e índice fructosa/glucosa de la miel Nutsch en los puntos evaluados (Durán, 2011)**

Finalmente se puede calcular la caída total de pureza de la miel Nutsch desde la descarga de templa C en el receptor de masa cocida hasta la obtención de la miel final en las centrifugas. Esta disminución de la pureza del licor madre, es un indicativo de la eficiencia del proceso de agotamiento de la masa cocida C durante la operación de cristalización y de la separación de los cristales de azúcar formados de la miel final. La caída de pureza

del proceso completo puede calcularse por medio de la ecuación 3.43, sustituyendo los datos promedio de pureza de la masa cocida C y de la miel final para la zafra 10/11:

$$\text{Caída de pureza miel Nutsch} = \text{Pureza promedio masa cocida C} - \text{Pureza promedio miel final}$$

**Ecuación 3.43**

$$\Delta \text{ Pureza} = (55.8 - 37.02) \%$$

$$\Delta \text{ Pureza} = 18.78 \%$$

Los datos promedio de caída de pureza de las masas cocidas A, B y C en la operación de cristalización durante la zafra 10/11, se resumen en el cuadro 3.37 junto con los rangos promedio de caída de pureza esperada del agotamiento de las masas cocidas en el proceso de cristalización de otras fábricas de azúcar crudo.

**CUADRO 3.37: CAÍDA PROMEDIO DE PUREZA DE LAS MASAS COCIDAS A, B Y C EN LA OPERACIÓN DE CRISTALIZACIÓN (ZAFRA 10/11)**

MASA COCIDA	% PUREZA PROMEDIO MASA COCIDA	% PUREZA PROMEDIO MIEL	CAÍDA DE PUREZA (ZAFRA 10/11)	RANGO NORMAL DE CAÍDA DE PUREZA
<b>A</b>	<b>86.25</b>	<b>71.33</b>	<b>14.92</b>	<b>15 - 20</b>
<b>B</b>	<b>72.02</b>	<b>52.18</b>	<b>19.84</b>	<b>17- 22</b>
<b>C</b>	<b>55.80</b>	<b>37.02</b>	<b>18.78</b>	<b>20 - 25</b>

En el cuadro 3.37 se aprecia que los valores de caída de pureza de las masas cocidas A y C reportados en la zafra 10/11, se encuentran por debajo del rango promedio de caída de pureza esperado para un adecuado agotamiento de mieles en los cristalizadores, mientras que la caída de pureza de la masa cocida B reportada en la zafra 10/11 si se encuentran en el rango promedio establecido.

Lo anterior indica una baja eficiencia de agotamiento en los cristalizadores de primera y tercera, los cuales deben mejorarse. Sin embargo, el mejoramiento de la eficiencia de agotamiento de la masa cocida A no es tan crítica como el que debe lograrse en los cristalizadores de tercera, debido al retorno de miel A hacia el área de tachos de fábrica que se lleva cabo para el desarrollo de templeas de segunda y de tercera.

Por ello, el mayor esfuerzo para incrementar el agotamiento de la masa cocida C debe ser destinado a mejorar las condiciones de operación de tachos y del sistema continuo de cristalización de terceras.

### **3.2.6.3 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE TACHOS Y CRISTALIZADORES**

Una de las pérdidas de sacarosa más importantes en el área de tachos y cristalizadores es debida a la inversión de la sacarosa durante el cocimiento de las templeas en los tachos y a las bajas velocidades de enfriamiento en cristalizadores.

Estimar las pérdidas de sacarosa por inversión en el área de tachos es una tarea bastante compleja debida a las múltiples corrientes de mieles de diferentes Brix y grados de pureza empleadas para el desarrollo de las templeas. Por otro lado, estimar las pérdidas por inversión de sacarosa en el área de cristalización es igualmente difícil debido a que la evaluación del descenso de pureza en las mieles en los cristalizadores puede deberse al buen agotamiento de las mismas, a pérdidas de sacarosa en el proceso de cristalización o a una combinación de ambos factores.

A pesar de la complejidad que representa la evaluación de las pérdidas por inversión de sacarosa en estas áreas específicas del proceso, se realizó una estimación aproximada de este valor, determinando en primer lugar las principales corrientes de los materiales empleados para la elaboración de cada una de las templeas de fábrica. Para la determinación de las corrientes del proceso se empleó el concepto de recobrado y de retención en azúcar y mieles respectivamente.

La fórmula de recobrado o retención general (SJM) de Noel Deerr, establece que dado un material inicial de pureza J y que produce un azúcar de pureza S con una miel de

pureza M, el porcentaje de sacarosa total ( $x$ ) en el material original que pasará al azúcar viene dado por la ecuación 3.44:

$$x = \frac{S(J - M)}{J(S - M)} \times 100$$

**Ecuación 3.44**

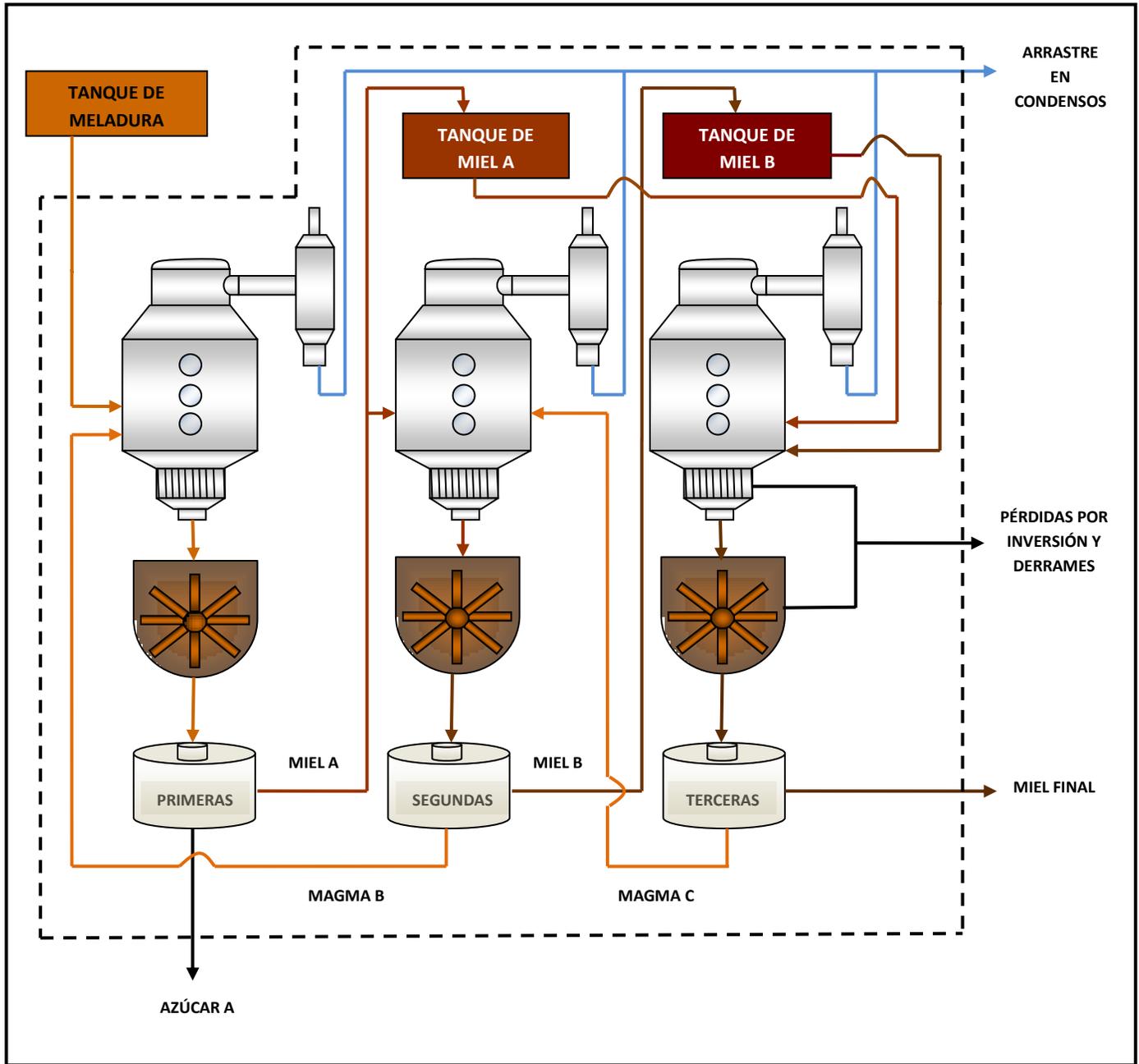
Por otro lado, el porcentaje de sacarosa que pasará a la miel viene dado por la ecuación 3.45:

$$x = \frac{M(S - J)}{J(S - M)} \times 100$$

**Ecuación 3.45**

La importancia de la fórmula de retención de Noel Deerr es que se aplica a cualquier material original de pureza J, a partir del cual se obtiene un azúcar de pureza S y una miel de pureza M, de aquí que sea posible aplicarla para la determinación de las diferentes corrientes empleadas para la elaboración de las templeas.

En la figura 3.32 se muestra el diagrama de flujo de materiales en el área de tachos y cristalizadores.



**Figura 3.32:** Diagrama de flujo de materiales en el área de tachos y cristalizadores (Autor, 2011)

## I. BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA C

La cantidad de masa cocida C producida durante la zafra 10/11 se determinará por medio de la fórmula SJM de Deerr, la cual asume que toda la sacarosa presente en la masa cocida se distribuye entre el azúcar y la miel obtenida durante la centrifugación y que no existen pérdidas físicas de sacarosa.

El porcentaje esperado de sacarosa que pasa de la masa cocida C al azúcar de tercera (recobrado en azúcar C) puede calcularse por medio de la ecuación 3.46:

$$\% \text{ Recobrado en azúcar C} = \frac{AC(MCC - MC)}{MCC(AC - MC)} \times 100$$

**Ecuación 3.46**

Donde, AC es la pureza del azúcar C, MCC es la pureza de la masa cocida C y MC es la pureza de la miel C o miel final.

Los datos promedio de pureza para el azúcar C o magma C, la masa cocida C y de la miel C para la zafra 10/11, se recopilan en el cuadro 3.38:

**CUADRO 3.38: PUREZA PROMEDIO DE MATERIALES DE LA TEMPLA C (ZAFRA 10/11)**

MATERIAL	PUREZA PROMEDIO (%) (ZAFRA 10/11)
Magma C (AC)	85.58
Masa cocida C (MCC)	55.80
Miel final (MC)	37.02

Sustituyendo los datos anteriores en la ecuación 3.46, se tiene:

$$\% \text{ Recobrado en azúcar C} = \frac{85.58(55.8 - 37.02)}{55.8(85.58 - 37.02)} \times 100$$

$$\% \text{ Recobrado en azúcar C} = 59.31 \%$$

Es decir, el 59.31 % de sacarosa en la masa cocida C pasa al azúcar de tercera. Por otro lado, el porcentaje de sacarosa presente en la masa cocida C que pasa a la miel C o miel final viene dado por la ecuación 3.47:

$$\% \text{ Retención en miel C} = \frac{MC(AC - MCC)}{MCC(AC - MC)} \times 100$$

**Ecuación 3.47**

$$\% \text{ Retención de sacarosa en miel final} = \frac{37.02(85.58 - 55.8)}{55.8(85.58 - 37.02)} \times 100$$

$$\% \text{ Retención de sacarosa en miel final} = 40.69 \%$$

Es decir, el 40.69 % de la sacarosa en la masa cocida C pasa a la miel C o miel final.

La producción teórica de azúcar C puede calcularse por medio de la ecuación 3.48:

$$\text{Masa de azúcar C} = \frac{(\% \text{ Recobrado en azúcar C})(\text{Masa de sacarosa en MCC})}{\text{Pol de azúcar C}}$$

**Ecuación 3.48**

Por medio de la pureza de la masa cocida C (55.8 %) puede asumirse la siguiente relación:

$$\text{Pureza MCC} = \frac{558 \text{ Ton sacarosa aparente (Pol)}}{1000 \text{ Ton sólidos (Brix)}}$$

Por lo tanto, por cada 1000 toneladas de sólidos disueltos (Brix), hay 558 toneladas de sacarosa aparente en la masa cocida C (MCC). Entonces la masa teórica de azúcar C producida para una base de 1000 toneladas de sólidos disueltos en la MCC es:

$$\text{Masa de azúcar C} = \frac{(59.31)(558 \text{ ton})}{(97)}$$

$$\text{Masa de azúcar C} = 341.19 \text{ ton}$$

La producción teórica de miel C (miel final) se calculó por medio de la ecuación 3.49:

$$\text{Masa miel C} = \frac{(\% \text{ Retención en miel C})(\text{Masa de sacarosa en MCC})}{\text{Pol miel C}}$$

**Ecuación 3.49**

$$\text{Masa miel C} = \frac{(40.69)(558 \text{ ton})}{(30.70)}$$

$$\text{Masa miel C} = 739.58 \text{ ton}$$

La cantidad de masa cocida C producida en el tacho puede ser calculada sumando las masas de azúcar y miel C producidas, por medio de la ecuación 3.50:

$$\text{Masa MCC} = \text{Masa azúcar C} + \text{Masa miel C}$$

**Ecuación 3.50**

Sustituyendo los datos conocidos en la ecuación 3.50, se tiene:

$$\text{Masa MCC} = (341.19 + 739.58) \text{ ton}$$

$$\text{Masa MCC} = 1080.77 \text{ ton}$$

El porcentaje de azúcar y miel C en la masa cocida C puede calcularse por medio de las ecuaciones 3.51 y 3.52:

$$\% \text{ Azúcar C en MCC} = \frac{\text{Masa azúcar C}}{\text{Masa MCC}} \times 100$$

**Ecuación 3.51**

$$\% \text{ Miel C en MCC} = \frac{\text{Masa miel C}}{\text{Masa MCC}} \times 100$$

**Ecuación 3.52**

Sustituyendo los datos calculados en las ecuaciones anteriores se tiene:

$$\% \text{ Azúcar C en MCC} = \frac{341.19 \text{ ton}}{1080.77 \text{ ton}} \times 100$$

$$\% \text{ Azúcar C en MCC} = 31.57 \%$$

Y además,

$$\% \text{ miel C en MCC} = \frac{739.58 \text{ ton}}{1080.77 \text{ ton}} \times 100$$

$$\% \text{ miel C en MCC} = 68.43 \%$$

La masa de sacarosa aparente en azúcar C y en miel final puede calcularse por medio de las ecuaciones 3.53 y 3.54:

$$\text{Sacarosa en azúcar C} = \text{Masa azúcar C} \times \frac{\text{Pol azúcar C}}{100}$$

**Ecuación 3.53**

$$\text{Sacarosa en miel} = \text{Masa miel C} \times \frac{\text{Pol miel C}}{100}$$

**Ecuación 3.54**

Los valores promedio de pol del azúcar y de la miel C para la zafra 10/11 se muestran en el cuadro 3.39:

**CUADRO 3.39: POL PROMEDIO DE AZÚCAR Y MIEL C (ZAFRA 10/11)**

MATERIALES	POL PROMEDIO (%) (ZAFRA 10/11)
Azúcar C	97.0
Miel C	30.7

Sustituyendo los valores promedio de pol en azúcar y miel C para la zafra 10/11 en las ecuaciones 3.53 y 3.54, se tiene:

$$\text{Sacarosa en azúcar C} = 341.19 \text{ ton} \times \frac{97}{100}$$

$$\text{Sacarosa en azúcar C} = 330.95 \text{ ton}$$

Además,

$$\text{Sacarosa en miel C} = 739.58 \times \frac{30.7}{100}$$

$$\text{Sacarosa en miel C} = 227.05 \text{ ton}$$

Ahora es posible calcular el porcentaje de sacarosa en la masa cocida C, por medio de la ecuación 3.55:

$$\% \text{ Sacarosa en MCC} = \frac{\text{Masa de sacarosa en MCC}}{\text{Masa MCC}} \times 100$$

**Ecuación 3.55**

Sustituyendo los datos conocidos en la ecuación 3.55, se tiene:

$$\% \text{ Sacarosa en MCC} = \frac{558 \text{ ton}}{1080.77 \text{ ton}} \times 100$$

$$\% \text{ Sacarosa en MCC} = 51.63 \%$$

En el cuadro 3.40 se presenta el resumen del balance de materiales para la templa C de acuerdo a datos de laboratorio para la zafra 10/11 y para una base de 1000 toneladas de sólidos (Brix):

**CUADRO 3.40: BALANCE DE MATERIALES EN TEMPLA C DE FÁBRICA**

<b>RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA C (Base de cálculo = 1000 toneladas de sólidos)</b>				
<b>MATERIAL</b>	<b>MASA (Ton)</b>	<b>PORCENTAJE DEL MATERIAL EN MCC (%)</b>	<b>SACAROSA EN EL MATERIAL (Ton)</b>	<b>PORCENTAJE DE SACAROSA DE LA MCC (%)</b>
Azúcar C	341.19	31.57	330.95	59.31
Miel C (Miel final)	739.58	68.43	227.05	40.69
Masa cocida C (MCC)	<b>1080.77</b>	<b>100.00</b>	<b>558.00</b>	<b>100.00</b>

Sabiendo que durante la zafra 10/11 se produjeron 11,865,637.39 galones de miel final, equivalentes a 73,388.97 toneladas y conociendo la concentración de miel C en la masa cocida se puede calcular la masa total de masa cocida C producida en la zafra 10/11 por medio de la ecuación 3.56:

$$\text{Masa MCC} = \frac{\text{Masa miel final}}{\% \text{ Miel C en MCC}} \times 100$$

**Ecuación 3.56**

Sustituyendo los datos conocidos en la ecuación 3.56, se tiene:

$$\text{Masa MCC} = \frac{73,388.97 \text{ ton}}{68.43} \times 100$$

$$\text{Masa MCC} = 107,246.78 \text{ ton}$$

Ahora es posible calcular la masa de azúcar C producida durante la zafra 10/11, por medio de la ecuación 3.57:

$$\text{Masa azúcar C} = \text{Masa MCC} - \text{Masa miel final}$$

**Ecuación 3.57**

Por tanto,

$$\text{Masa azúcar C} = (107,246.77 - 73,388.97) \text{ ton}$$

$$\text{Masa azúcar C} = 33,857.8 \text{ ton}$$

Conociendo la masa de MCC y el porcentaje de sacarosa en MCC es posible calcular la masa teórica de sacarosa contenida en la MCC para la zafra 10/11 por medio de la ecuación 3.58:

$$\text{Masa de sacarosa en MCC} = \text{Masa MCC} \times \frac{\% \text{ Sacarosa en MCC}}{100}$$

**Ecuación 3.58**

Sustituyendo los datos conocidos en la ecuación 3.58, se tiene:

$$\text{Masa de sacarosa en MCC} = 107,246.77 \text{ ton} \times \frac{51.63}{100}$$

$$\text{Masa de sacarosa en MCC} = 55,371.51 \text{ ton}$$

Ahora es posible calcular la masa teórica de sacarosa en el azúcar y en la miel C para la zafra 10/11, por la ecuaciones 3.59 y 3.60:

$$\text{Masa de sacarosa en azúcar C} = \text{Masa Azúcar C} \times \frac{\text{Pol azúcar C}}{100}$$

**Ecuación 3.59**

$$\text{Masa de sacarosa en miel final} = \text{Masa miel final} \times \frac{\text{Pol miel final}}{100}$$

**Ecuación 3.60**

Sustituyendo en las ecuaciones 3.59 y 3.60 se tiene:

$$\text{Masa de sacarosa en azúcar C} = 33,857.8 \text{ ton} \times \frac{97}{100}$$

$$\text{Masa de sacarosa en azúcar C} = 32,842.07 \text{ ton}$$

$$\text{Masa de sacarosa en miel final} = 73,388.97 \times \frac{30.7}{100}$$

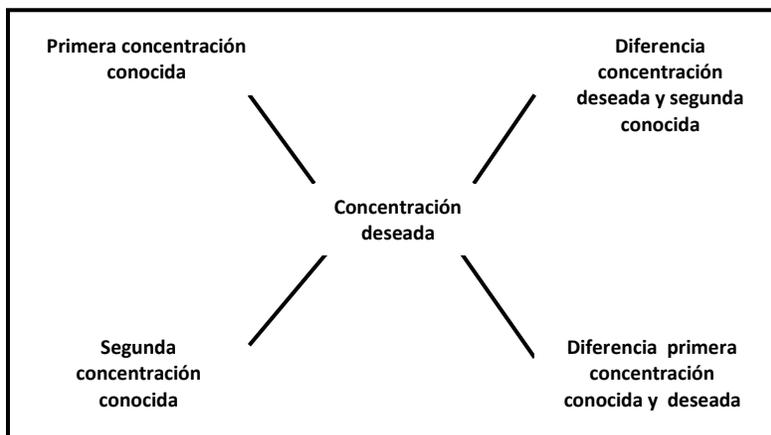
$$\text{Masa de sacarosa en miel final} = 22,530.41 \text{ ton}$$

La masa de sacarosa en miel final calculada anteriormente es un resultado teórico de la fórmula SJM, la cual no toma en cuenta ninguna clase de pérdidas y asume que toda la sacarosa en la masa cocida se distribuye entre el azúcar C y la miel final. Sin embargo, de acuerdo al reporte final de fabricación y laboratorio se sabe que la retención de sacarosa en miel final para la zafra 10/11 fue 1.24 % caña; es decir, 1,724 toneladas menos que lo estimado con la fórmula SJM, resultando en 20,806.41 toneladas de sacarosa que terminaron retenidas en la miel final. En el cuadro 3.41 se presenta el resumen del balance de materiales de la templa C para la zafra 10/11:

**CUADRO 3.41: BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA C DE FÁBRICA (ZAFRA 10/11)**

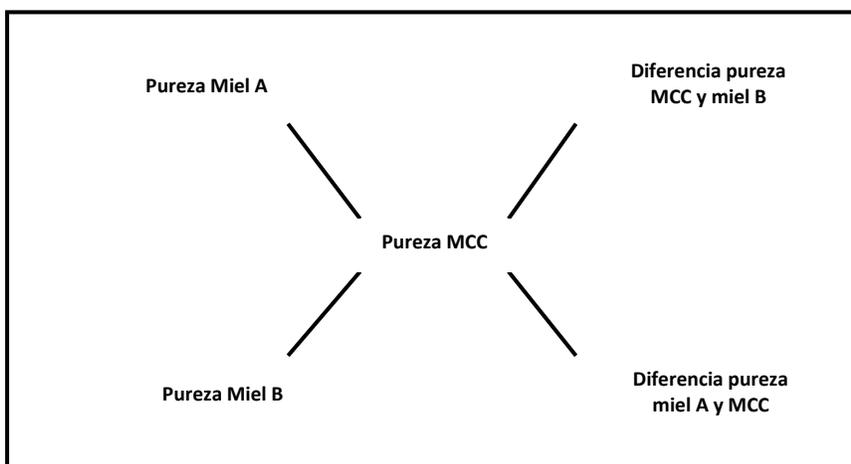
<b>RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA C (ZAFRA 10/11)</b>				
<b>MATERIAL</b>	<b>MASA (Ton)</b>	<b>PORCENTAJE DEL MATERIAL EN MCC (%)</b>	<b>SACAROSA EN EL MATERIAL (Ton)</b>	<b>PORCENTAJE DE SACAROSA DE LA MCC (%)</b>
Azúcar C	33,857.8	31.57	32,842.07	59.31
Miel C (Miel final)	73,388.97	68.43	22,530.41	40.69
Masa cocida C (MCC)	<b>107,246.77</b>	<b>100.00</b>	<b>55,372.51</b>	<b>100.00</b>

Ahora es posible determinar la cantidad de los materiales empleados para la elaboración de la masa cocida C utilizando para el cálculo, las purezas promedio de los materiales para la zafra 10/11. El método de cálculo que se emplea para tal fin es el diagrama de Cobenze el cual, permite determinar la concentración requerida de dos soluciones o mezclas diferentes de concentración conocida para obtener una mezcla a una concentración deseada. El diagrama de Cobenze tiene la forma que se muestra en la figura 3.33:



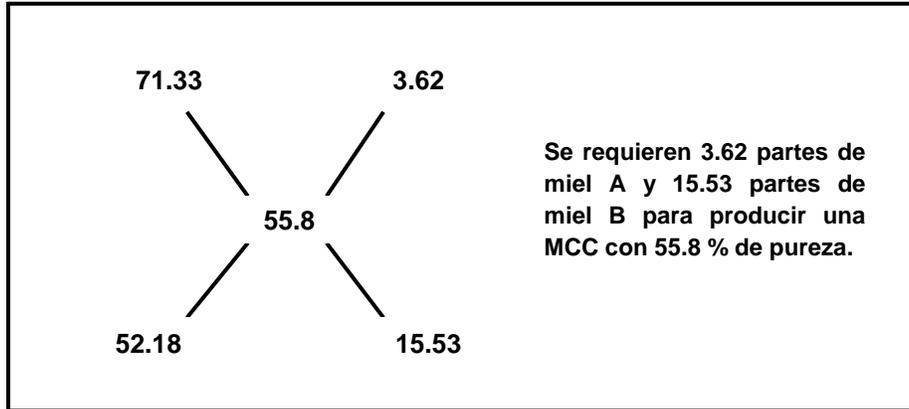
**Figura 3.33:** Representación general del diagrama de Cobenze

Para elaborar una templa de masa cocida C se emplean tres tipos de materiales en el área de tachos, meladura, miel A y miel B; sin embargo, para el cálculo se asumirá que la sólo se utiliza miel A y miel B para la elaboración de las templeas de tercera, debido a que la mayor parte de la composición de la masa cocida C proviene de la mezcla de las mieles A y B. El diagrama de Cobenze para la elaboración de templeas o masas cocidas C es el que se muestra en la figura 3.34:



**Figura 3.34:** Diagrama de Cobenze general para la elaboración de MCC

El diagrama de Cobenze para la elaboración de masas cocidas C de acuerdo a los datos promedios del laboratorio de fábrica para la zafra 10/11 es el que se muestra en la figura 3.35:



**Figura 3.35:** Diagrama de Cobenze para la elaboración de MCC (zafra 10/11)

Por medio del diagrama de Cobenze es posible obtener el porcentaje de miel A y de miel B requerido para producir una masa cocida C con 55.8 % de pureza, de acuerdo a las ecuaciones 3.61 y 3.62:

$$\% \text{ miel A en MCC} = \frac{\text{Partes de miel A}}{\text{Total de partes}} \times 100$$

**Ecuación 3.61**

$$\% \text{ miel B en MCC} = \frac{\text{Partes de miel B}}{\text{Total de partes}} \times 100$$

**Ecuación 3.62**

Dado que de acuerdo al diagrama de Cobenze el número total de partes es igual a la suma de las partes de miel A y miel B; es decir 19.15 (figura 3.35), el porcentaje de miel A y B requerido para la elaboración de la masa cocida C puede calcularse como sigue:

$$\% \text{ miel A en MCC} = \frac{3.62}{19.15} \times 100 = 18.9 \%$$

$$\% \text{ miel B en MCC} = \frac{15.53}{19.15} \times 100 = 81.1 \%$$

Ahora es posible calcular las cantidades de miel A y miel B que se requirieron para producir las 107,246.77 toneladas de masa cocida C durante la zafra 10/11, por medio de las ecuaciones 3.63 y 3.64:

$$\text{Masa miel A en MCC} = \text{Masa MCC} \times \frac{\% \text{ miel A en MCC}}{100}$$

**Ecuación 3.63**

$$\text{Masa miel B en MCC} = \text{Masa MCC} \times \frac{\% \text{ miel B en MCC}}{100}$$

**Ecuación 3.64**

Sustituyendo los datos obtenidos en las ecuaciones anteriores se tiene:

$$\text{Masa miel A en MCC} = 107,246.77 \text{ ton} \times \frac{18.9}{100} = 20,269.64 \text{ ton}$$

$$\text{Masa miel B en MCC} = 107,246.77 \text{ ton} \times \frac{81.1}{100} = 86,977.13 \text{ ton}$$

En el cuadro 3.42 se presenta el resumen del balance de materiales de la templa C para la zafra 10/11:

**CUADRO 3.42: RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA C (ZAFRA 10/11)**

RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIALES PARA LA ELABORACIÓN DE MCC (ZAFRA 10/11)		
MATERIAL	MASA (Ton)	PORCENTAJE DEL MATERIAL EN MCC (%)
Miel A	20,269.64	18.90
Miel B	86,977.13	81.10
Masa cocida C (MCC)	107,246.77	100.00

## II. BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA B

De igual forma como se realizó para la masa cocida C, la cantidad estimada de masa cocida B producida durante la zafra 10/11 se determinó por medio de la fórmula SJM de Deerr, asumiendo que toda la sacarosa presente en la masa cocida B se distribuye entre el azúcar B y la miel B.

El porcentaje esperado de sacarosa que pasa de la masa cocida B al azúcar de segunda (recobrado en azúcar B) puede calcularse por medio de la ecuación 3.65:

$$\% \text{ Recobrado en azúcar B} = \frac{AB(MCB - MB)}{MCB(AB - MB)} \times 100$$

**Ecuación 3.65**

Donde, AB es la pureza del azúcar B, MCB es la pureza de la masa cocida B y MB es la pureza de la miel B.

Los datos de pureza del azúcar B o magma B, la masa cocida B y de la miel B para la zafra 10/11, se recopilan en el cuadro 3.43:

**CUADRO 3.43: PUREZA PROMEDIO DE MATERIALES DE LA TEMPLA B (ZAFRA 10/11)**

MATERIALES	PUREZA PROMEDIO (%) (ZAFRA 10/11)
Magma B (AB)	92.38
Masa cocida B (MCB)	72.02
Miel B (MB)	52.18

Sustituyendo los datos de pureza anteriores en la ecuación 3.65 se tiene:

$$\% \text{ Recobrado en azúcar B} = \frac{92.38(72.02 - 52.18)}{72.02(92.38 - 52.18)} \times 100$$

$$\% \text{ Recobrado en azúcar B} = 63.31 \%$$

Es decir, el 63.31 % de sacarosa en la masa cocida B pasa al azúcar B o de segunda. Por otro lado, el porcentaje de sacarosa presente en la masa cocida B que pasa a la miel B es posible calcularlo por la ecuación 3.66:

$$\% \text{ Recobrado en miel B} = \frac{MB(AB - MCB)}{MCB(AB - MB)} \times 100$$

**Ecuación 3.66**

$$\% \text{ Retención de sacarosa en miel B} = \frac{52.18(92.38 - 72.02)}{72.02(92.38 - 52.18)} \times 100$$

$$\% \text{ Retención de sacarosa en miel B} = 36.69 \%$$

Es decir, el 36.69 % de sacarosa presente en la masa cocida B pasa a la miel B.

La producción teórica de azúcar B puede calcularse por medio de la ecuación 3.67:

$$\text{Masa de azúcar B} = \frac{(\% \text{ Recobrado en azúcar B})(\text{Masa de sacarosa en MCB})}{\text{Pol de azúcar B}}$$

**Ecuación 3.67**

Por medio de la pureza de la masa cocida B (72.02 %) puede asumirse la siguiente relación:

$$\text{Pureza MCC} = \frac{720.2 \text{ Ton sacarosa aparente (Pol)}}{1000 \text{ Ton sólidos (Brix)}}$$

Por lo tanto, por cada 1000 toneladas de sólidos disueltos (Brix), hay 720.2 toneladas de sacarosa aparente en la masa cocida B. Entonces la masa teórica de azúcar B producida para una base de 1000 toneladas de sólidos disueltos en la MCB es:

$$\text{Masa de azúcar B} = \frac{(63.31)(720.2 \text{ ton})}{(98)}$$

$$\text{Masa de azúcar B} = 465.26 \text{ ton}$$

La producción teórica de miel B puede calcularse por medio de la ecuación 3.68:

$$\text{Masa miel B} = \frac{(\% \text{ Retención en miel B})(\text{Masa de sacarosa en MCB})}{\text{Pol miel B}}$$

**Ecuación 3.68**

$$\text{Masa miel B} = \frac{(36.69)(720.2 \text{ ton})}{(43.64)}$$

$$\text{Masa miel B} = 605.5 \text{ ton}$$

La cantidad de masa cocida B producida en el tacho puede ser calculada sumando las masas de azúcar y miel B producidas:

$$\text{Masa MCB} = \text{Masa azúcar B} + \text{Masa miel B}$$

**Ecuación 3.69**

$$\text{Masa MCB} = (465.26 + 605.5) \text{ ton}$$

$$\text{Masa MCB} = 1,070.76 \text{ ton}$$

El porcentaje de azúcar y miel B en la masa cocida B puede calcularse por medio de las ecuaciones 3.70 y 3.71:

$$\% \text{ Azúcar B en MCB} = \frac{\text{Masa azúcar B}}{\text{Masa MCB}} \times 100$$

**Ecuación 3.70**

$$\% \text{ Miel B en MCB} = \frac{\text{Masa miel B}}{\text{Masa MCB}} \times 100$$

**Ecuación 3.71**

Sustituyendo los datos calculados en las ecuaciones anteriores se tiene:

$$\% \text{ Azúcar B en MCB} = \frac{465.26 \text{ ton}}{1,070.76 \text{ ton}} \times 100$$

$$\% \text{ Azúcar B en MCB} = 43.45 \%$$

Y además,

$$\% \text{ miel B en MCB} = \frac{605.5 \text{ ton}}{1,070.76 \text{ ton}} \times 100$$

$$\% \text{ miel B en MCB} = 56.55 \%$$

La masa de sacarosa aparente en azúcar B y en miel B viene dadas por las ecuaciones 3.72 y 3.73:

$$\text{Sacarosa en azúcar B} = \text{Masa azúcar B} \times \frac{\text{Pol azúcar B}}{100}$$

**Ecuación 3.72**

$$\text{Sacarosa en miel B} = \text{Masa miel B} \times \frac{\text{Pol miel B}}{100}$$

**Ecuación 3.73**

Los valores promedio de pol del azúcar y de la miel B para la zafra 10/11 se presentan en el cuadro 3.44:

**CUADRO 3.44: POL PROMEDIO DE AZÚCAR Y MIEL B (ZAFRA 10/11)**

MATERIALES	POL PROMEDIO (%) (ZAFRA 10/11)
Azúcar B	98.0
Miel B	43.64

Sustituyendo los valores promedio de pol en azúcar y miel B para la zafra 10/11 en las ecuaciones 3.72 y 3.73, se tiene:

$$\text{Sacarosa en azúcar B} = 465.26 \text{ ton} \times \frac{98}{100}$$

$$\text{Sacarosa en azúcar B} = 455.95 \text{ ton}$$

$$\text{Sacarosa en miel B} = 605.5 \times \frac{43.64}{100}$$

$$\text{Sacarosa en miel B} = 264.24 \text{ ton}$$

Ahora es posible calcular el porcentaje de sacarosa en la masa cocida B, por medio de la ecuación 3.74:

$$\% \text{ Sacarosa en MCB} = \frac{\text{Masa de sacarosa en MCB}}{\text{Masa MCB}} \times 100$$

**Ecuación 3.74**

$$\% \text{ sacarosa en MCB} = \frac{720.2 \text{ ton}}{1,070.76 \text{ ton}} \times 100$$

$$\% \text{ sacarosa en MCB} = 67.26 \%$$

En el cuadro 3.45 se presenta el resumen del balance de materiales para la templa B de acuerdo a datos de laboratorio de la zafra 10/11 y para una base de 1000 toneladas de sólidos (Brix):

**CUADRO 3.45: BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA B DE FÁBRICA**

<b>RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA B (Base de cálculo = 1000 toneladas de sólidos)</b>				
<b>MATERIAL</b>	<b>MASA (Ton)</b>	<b>PORCENTAJE DEL MATERIAL EN MCB (%)</b>	<b>SACAROSA EN EL MATERIAL (Ton)</b>	<b>PORCENTAJE DE SACAROSA DE LA MCB (%)</b>
Azúcar B	465.26	43.45	455.95	63.31
Miel B	605.50	56.55	264.24	36.69
Masa cocida B (MCB)	<b>1,070.76</b>	<b>100.00</b>	<b>720.20</b>	<b>100.00</b>

Sabiendo que durante la zafra 10/11 se produjeron 86,977.13 toneladas de miel B, y conociendo la concentración de miel B en la masa cocida se puede calcular la masa total de masa cocida B producida en la zafra 10/11 por medio de la ecuación 3.75:

$$\text{Masa MCB} = \frac{\text{Masa miel B}}{\% \text{ Miel B en MCB}} \times 100$$

**Ecuación 3.75**

$$\text{Masa MCB} = \frac{86,977.13 \text{ ton}}{56.55} \times 100$$

$$\text{Masa MCB} = 153,805.71 \text{ ton}$$

Ahora es posible calcular la masa de azúcar B producida durante la zafra 10/11, por medio de la ecuación 3.76:

$$\text{Masa azúcar B} = \text{Masa MCB} - \text{Masa miel B}$$

**Ecuación 3.76**

$$\text{Masa azúcar B} = (153,805.71 - 86,977.13) \text{ ton}$$

$$\text{Masa azúcar B} = 66,828.58 \text{ ton}$$

Conociendo la masa de MCB y el porcentaje de sacarosa en MCB es posible calcular la masa teórica de sacarosa contenida en la MCB durante la zafra 10/11 por medio de la ecuación 3.77:

$$\text{Masa de sacarosa en MCB} = \text{Masa MCB} \times \frac{\% \text{ Sacarosa en MCB}}{100}$$

**Ecuación 3.77**

$$\text{Masa de sacarosa en MCB} = 153,805.71 \text{ ton} \times \frac{67.26}{100}$$

$$\text{Masa de sacarosa en MCB} = 103,449.72 \text{ ton}$$

Ahora es posible calcular la masa teórica de sacarosa en el azúcar y en la miel B para la zafra 10/11:

$$\text{Masa de sacarosa en azúcar B} = \text{Masa Azúcar B} \times \frac{\text{Pol azúcar B}}{100}$$

**Ecuación 3.78**

$$\text{Masa de sacarosa en azúcar B} = 66,828.58 \text{ ton} \times \frac{98}{100}$$

$$\text{Masa de sacarosa en azúcar B} = 65,492.01 \text{ ton}$$

Y de igual forma para la miel B:

$$\text{Masa de sacarosa en miel B} = \text{Masa miel B} \times \frac{\text{Pol miel B}}{100}$$

**Ecuación 3.79**

$$\text{Masa de sacarosa en miel B} = 86,977.13 \text{ ton} \times \frac{43.64}{100}$$

$$\text{Masa de sacarosa en miel B} = 37,956.82 \text{ ton}$$

En el cuadro 3.46 se presenta el resumen del balance de materiales de la templa B para la zafra 10/11:

**CUADRO 3.46: BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA B DE FÁBRICA (ZAFRA 10/11)**

RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA B (ZAFRA 10/11)				
MATERIAL	MASA (Ton)	PORCENTAJE DEL MATERIAL EN MCB (%)	SACAROSA EN EL MATERIAL (Ton)	PORCENTAJE DE SACAROSA DE LA MCB (%)
Azúcar B	66,828.58	43.45	65,492.01	63.31
Miel B	86,977.13	56.55	37,956.82	36.69
Masa cocida B	<b>153,805.71</b>	<b>100.00</b>	<b>103,449.72</b>	<b>100.00</b>

Ahora es posible calcular la cantidad de miel A que se requirió para producir las 153,805.71 toneladas de masa cocida B durante la zafra 10/11, por medio de la ecuación 3.80:

$$\text{Masa MCB} = \text{Masa magma C} + \text{Masa miel A}$$

**Ecuación 3.80**

Despejando,

$$\text{Masa miel A} = \text{Masa MCB} - \text{Masa magma C}$$

Para fines prácticos, se asumirá que la masa de magma C producida es la misma que la masa de azúcar C. Por tanto la masa total de miel A requerida para la elaboración de la masa cocida B es:

$$\text{Masa miel A} = (153,805.71 - 33,857.8) \text{ ton}$$

$$\text{Masa miel A} = 119,947.91 \text{ ton}$$

A partir de estos resultados se puede obtener el porcentaje de miel A y de magma C requeridas para la elaboración de las templeas B o de segunda por medio de las ecuaciones 3.81 y 3.82:

$$\% \text{ magma C en MCB} = \frac{\text{Masa magma C}}{\text{Masa MCB}} \times 100$$

**Ecuación 3.81**

$$\% \text{ Miel A en MCB} = \frac{\text{Masa miel A}}{\text{Masa MCB}} \times 100$$

**Ecuación 3.82**

Sustituyendo los valores calculados en las ecuaciones anteriores se tiene:

$$\% \text{ magma C en MCB} = \frac{33,857.8 \text{ ton}}{153,805.71 \text{ ton}} \times 100 = 22.01 \%$$

$$\% \text{ Miel A en MCB} = \frac{119,947.91 \text{ ton}}{153,805.71 \text{ ton}} \times 100 = 77.99 \%$$

En el cuadro 3.47 se presenta el resumen del balance de materiales de la templa B para la zafra 10/11:

**CUADRO 3.47: RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA B DE FÁBRICA (ZAFRA 10/11)**

RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIALES PARA LA ELABORACIÓN DE MCB (ZAFRA 10/11)		
MATERIAL	MASA (Ton)	PORCENTAJE DEL MATERIAL EN MCB (%)
Magma C	33,857.8	22.01
Miel A	119,947.91	77.99
Masa cocida B (MCB)	153,805.71	100.00

### III. BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA A

La cantidad total de masa cocida A producida durante la zafra 10/11 puede determinarse sumando la cantidad total de azúcar A y de miel A obtenidas a partir del material original, por medio de la ecuación 3.83:

$$\text{Masa MCA} = \text{Masa azúcar A} + \text{Masa miel A}$$

**Ecuación 3.83**

No se conoce la masa de miel A obtenida de la masa cocida A, sin embargo se sabe que toda la miel A debe provenir de la templa A o de primera, por lo tanto la cantidad total de miel A obtenida de la MCA debe ser igual a la suma de las cantidades de miel A empleadas para la elaboración de las templeas B y C, por lo que de esto se deduce que la cantidad de miel A producida durante la zafra 10/11 se puede calcular por medio de la ecuación 3.84:

$$\text{Masa total miel A} = \text{Masa miel A (Templa B)} + \text{Masa miel A (Templa C)}$$

**Ecuación 3.84**

Sustituyendo los valores conocidos en la ecuación anterior se tiene:

$$\text{Masa total miel A} = (119,947.91 + 20,269.64) \text{ ton}$$

$$\text{Masa total miel A} = 140,217.55 \text{ ton}$$

Se sabe que la producción total de azúcar A (azúcar crudo y blanco sulfitado) para la zafra 10/11 fue de 3,986,650.48 QQ (199,332.52 ton), en base a este dato es posible calcular la masa total de masa cocida A (MCA) producida durante la zafra 10/11 por medio de la ecuación 3.85:

$$\text{Masa MCA} = \text{Masa azúcar A} + \text{Masa miel A}$$

**Ecuación 3.85**

$$\text{Masa MCA} = (199,332.52 + 140,217.55) \text{ ton}$$

$$\text{Masa MCA} = 339,550.07 \text{ ton}$$

Ahora es posible determinar la concentración de azúcar A y de miel A en la masa cocida A (MCA) por medio de las ecuaciones 3.86 y 3.87:

$$\% \text{ Azúcar A en MCA} = \frac{\text{Masa azúcar A}}{\text{Masa MCA}} \times 100$$

**Ecuación 3.86**

$$\% \text{ Miel A en MCA} = \frac{\text{Masa miel A}}{\text{Masa MCA}} \times 100$$

**Ecuación 3.87**

Sustituyendo los datos conocidos en las ecuaciones anteriores se tiene:

$$\% \text{ Azúcar A en MCA} = \frac{199,332.52 \text{ ton}}{339,550.07 \text{ ton}} \times 100 = 58.7 \%$$

$$\% \text{ Miel A en MCA} = \frac{140,217.55 \text{ ton}}{339,550.07 \text{ ton}} \times 100 = 41.3 \%$$

La masa de sacarosa en miel A y en el azúcar A puede calcularse por medio de las ecuaciones 3.88 y 3.89:

$$\text{Sacarosa en miel A} = \text{Masa miel A} \times \frac{\text{Pol miel A}}{100}$$

**Ecuación 3.88**

$$\text{Sacarosa en azúcar A} = \text{Masa azúcar A} \times \frac{\text{Pol azúcar A}}{100}$$

**Ecuación 3.89**

Sustituyendo en las ecuaciones 3.88 y 3.89:

$$\text{Sacarosa en miel A} = 140,217.55 \text{ ton} \times \frac{56.88}{100} = 79,755.74 \text{ ton}$$

$$\text{Sacarosa en azúcar A} = 199,332.52 \text{ ton} \times \frac{99.4}{100} = 198,136.52 \text{ ton}$$

Mientras que la masa de sacarosa en la masa cocida A es la suma de la sacarosa en el azúcar A y en la miel A:

$$\text{Sacarosa en MCA} = \text{Sacarosa en azúcar A} + \text{Sacarosa en miel A}$$

**Ecuación 3.90**

$$\text{Sacarosa en MCA} = (198,136.52 + 79,755.74) \text{ ton}$$

$$\text{Sacarosa en MCA} = 277,892.26 \text{ ton}$$

A partir de estos resultados es posible determinar el porcentaje de sacarosa en el azúcar y en la miel A por medio de las ecuaciones 3.91 y 3.92:

$$\% \text{ Sacarosa en azúcar A} = \frac{\text{Sacarosa en azúcar A}}{\text{Sacarosa en MCA}} \times 100$$

**Ecuación 3.91**

$$\% \text{ Sacarosa en miel A} = \frac{\text{Sacarosa en miel A}}{\text{Sacarosa en MCA}} \times 100$$

**Ecuación 3.92**

Sustituyendo los datos conocidos en las ecuaciones 3.91 y 3.92, se tiene:

$$\% \text{ Sacarosa en azúcar A} = \frac{198,136.52}{277,892.26 \text{ ton}} \times 100 = 71.3 \%$$

$$\% \text{ Sacarosa en miel A} = \frac{79,755.74 \text{ ton}}{277,892.26 \text{ ton}} \times 100 = 28.7 \%$$

En el cuadro 3.48 se resume el balance de materiales en la templa A para la zafra 10/11:

**CUADRO 3.48: BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA A DE FÁBRICA (ZAFRA 10/11)**

RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIALES PARA LA TEMPLA A (ZAFRA 10/11)				
MATERIAL	MASA (Ton)	PORCENTAJE DEL MATERIAL EN MCA (%)	SACAROSA EN EL MATERIAL (Ton)	PORCENTAJE DE SACAROSA DE LA MCA (%)
Azúcar A	199,332.52	58.70	198,136.52	71.3 %
Miel A	140,217.55	41.30	79,755.74	28.7 %
Masa cocida A	<b>339,550.07</b>	<b>100.00</b>	<b>277,892.26</b>	<b>100.00</b>

#### IV. CÁLCULO DEL AZÚCAR INVERTIDO EN TACHOS DE PRIMERA

El cálculo de las pérdidas de sacarosa por azúcar invertido en el área de tachos se realizó en base al aumento de azúcares reductores respecto al brix entre los materiales de alimentación al tacho y la masa cocida obtenida durante la descarga del mismo. Para ello se realizaron análisis de azúcares reductores a los materiales requeridos para la elaboración de las templeas y a las masas cocidas obtenidas.

En el cuadro 3.49 se muestra el incremento del valor de glucobrix entre la meladura que se alimenta a los tachos de primera y la masa cocida A obtenida luego de la operación de cocimiento.

**CUADRO 3.49: INCREMENTO DE AZÚCARES REDUCTORES EN LA ELABORACIÓN DE TEMPLAS DE PRIMERA (ZAFRA 10/11)**

MATERIAL	% Az. Reductores	Brix	Az. Red/Brix	Δ (Az. Red/ Brix)
Meladura	2.73	65.4	0.042	0.005
Masa cocida A (MCA)	4.29	92.07	0.047	

La sacarosa aparente (pol) invertida durante la elaboración de las plantillas A para la caña 10/11 puede calcularse por la ecuación 3.93:

$$\text{Pol invertido plantilla A (caña 10/11)} = \Delta \left( \frac{\text{Az. Red}}{\text{Brix}} \right) \times \text{Brix meladura}$$

**Ecuación 3.93**

$$\text{Pol invertido plantilla A (caña 10/11)} = 0.005 \times 65.4$$

$$\text{Pol invertido plantilla A (caña 10/11)} = 0.327$$

El azúcar total invertido en la elaboración de plantillas de primera en la caña 10/11 puede calcularse por medio de la ecuación 3.94:

$$\text{Azúcar invertido en plantilla A (caña 10/11)} = \frac{\text{Pol invertido plantilla A} \times \text{Masa MCA}}{100}$$

**Ecuación 3.94**

$$\text{Azúcar invertido en plantilla A (caña 10/11)} = \frac{0.327 \times 339,550.07 \text{ ton}}{100}$$

$$\text{Azúcar invertido en plantilla A (caña 10/11)} = 1,110.33 \text{ ton}$$

El resultado anterior indica que durante la zafra 10/11, la pérdida de sacarosa por azúcar invertido en la operación de cocimiento de las plantas de primera asciende a 1,110.33 toneladas cortas, que se estiman en 22,206.6 quintales de azúcar. Hay que hacer énfasis en que el valor calculado es el resultado de estimaciones del autor en base a las aproximaciones realizadas.

## V. CÁLCULO DEL AZÚCAR INVERTIDO EN TACHOS DE SEGUNDA

En forma semejante que para las plantas de primera, la sacarosa aparente (pol) invertida durante la elaboración de las plantas de segunda en la zafra 10/11 puede calcularse por la ecuación 3.95:

$$\text{Pol invertido planta B (zafra 10/11)} = \Delta \left( \frac{\text{Az. Red}}{\text{Brix}} \right) \times \text{Brix mezcla para MCB}$$

**Ecuación 3.95**

El brix de la mezcla requerida para la elaboración de las plantas de segunda es:

$$\text{Brix mezcla para MCB} = \frac{(\text{Brix Miel A})(\% \text{ Miel A en MCB}) + (\text{Brix magma C})(\% \text{ magma C en MCB})}{100}$$

**Ecuación 3.96**

$$\text{Brix mezcla para MCB} = \frac{(79.75)(77.99) + (90.38)(22.01)}{100} = 82.09 \%$$

El porcentaje de azúcares reductores de la mezcla requerida para la elaboración de las plantas de segunda puede determinarse por la ecuación 3.97:

$$\text{Az. Red. mezcla para MCB} = \frac{(\text{Az. Red. Miel A})(\% \text{ Miel A en MCB}) + (\text{Az. Red. magma C})(\% \text{ magma C en MCB})}{100}$$

**Ecuación 3.97**

$$\text{Az. Red. mezcla para MCB} = \frac{(7.24)(77.99) + (2.93)(22.01)}{100} = 6.29 \%$$

En el cuadro 3.50 se muestra el incremento del valor de Glucobrix entre los materiales alimentados a los tachos de segunda para la elaboración de la MCB y la masa cocida B obtenida luego de la operación de cocimiento.

**CUADRO 3.50: INCREMENTO DE AZÚCARES REDUCTORES EN LA ELABORACIÓN DE TEMPLAS DE SEGUNDA (ZAFRA 10/11)**

MATERIAL	% Az. Reductores	Brix	Az. Red/Brix	Δ (Az. Red/ Brix)
Mezcla para MCB	6.29	82.09	0.077	0.003
Masa cocida B (MCB)	7.59	95.21	0.080	

Sustituyendo los datos del cuadro 3.50 en la ecuación 3.95, se tiene:

$$\text{Pol invertido templa B (zafra 10/11)} = 0.003 \times 82.09$$

$$\text{Pol invertido templa B (zafra 10/11)} = 0.246$$

Ahora, es posible determinar el azúcar total invertido en la elaboración de templados de segunda para la zafra 10/11 por medio de la ecuación 3.98:

$$\text{Azúcar invertido en templa B (zafra 10/11)} = \frac{\text{Pol invertido templa B} \times \text{Masa MCB}}{100}$$

**Ecuación 3.98**

$$\text{Azúcar invertido en templa B (zafra 10/11)} = \frac{0.246 \times 153,805.71 \text{ ton}}{100} = 378.36 \text{ ton}$$

Durante la zafra 10/11, se estima que se perdieron aproximadamente 378.36 toneladas cortadas de azúcar (7,567.2 quintales) debidas a la reacción de inversión llevada a cabo durante el cocimiento de las templeas en los tachos de segunda.

## VI. CÁLCULO DEL AZÚCAR INVERTIDO EN TACHOS DE TERCERA

La sacarosa aparente (pol) invertida durante la elaboración de las templeas de tercera para la zafra 10/11 puede calcularse por la ecuación 3.99:

$$\text{Pol invertido templa C (zafra 10/11)} = \Delta \left( \frac{\text{Az. Red}}{\text{Brix}} \right) \times \text{Brix mezcla para MCC}$$

**Ecuación 3.99**

El brix y el porcentaje de azúcares reductores de la mezcla de materiales requeridos para la elaboración de la templa C vienen dados por las ecuaciones 3.100 y 3.101:

$$\text{Brix mezcla para MCC} = \frac{(\text{Brix Miel A})(\% \text{ Miel A en MCC}) + (\text{Brix miel B})(\% \text{ miel B en MCC})}{100}$$

**Ecuación 3.100**

$$\text{Brix mezcla para MCC} = \frac{(79.75)(18.90) + (83.64)(81.10)}{100} = 82.9 \%$$

$$\text{Az. Red. mezcla para MCC} = \frac{(\text{Az. Red. Miel A})(\% \text{ Miel A en MCC}) + (\text{Az. Red. miel B})(\% \text{ miel B en MCC})}{100}$$

**Ecuación 3.101**

$$\text{Az. Red. mezcla para MCC} = \frac{(7.24)(18.90) + (10.35)(81.10)}{100} = 9.76 \%$$

En el cuadro 3.51 se muestra el incremento del valor de glucobrix entre los materiales alimentados a los tachos para la elaboración de la MCC y la masa cocida C obtenida luego de la operación de cocimiento.

**CUADRO 3.51: INCREMENTO DE AZÚCARES REDUCTORES EN LA ELABORACIÓN DE TEMPLAS DE TERCERA (ZAFRA 10/11)**

MATERIAL	% Az. Reductores	Brix	Az. Red/Brix	Δ (Az. Red/ Brix)
Mezcla para MCC	9.76	82.9	0.1177	0.0294
Masa cocida C (MCC)	14.30	97.21	0.1471	

La sacarosa aparente (pol) invertida en los tachos de tercera durante la zafra 10/11 es:

$$\text{Pol invertido templa C (zafra 10/11)} = 0.0294 \times 82.9 = 2.437$$

El azúcar total invertido durante la elaboración de templas de tercera en la zafra 10/11 puede calcularse por medio de la ecuación 3.102:

$$\text{Azúcar invertido en templa C (zafra 10/11)} = \frac{\text{Pol invertido templa C} \times \text{Masa MCC}}{100}$$

**Ecuación 3.102**

$$\text{Azúcar invertido en templa C (zafra 10/11)} = \frac{2.437 \times 107,246.77 \text{ ton}}{100} = 2,613.6 \text{ ton}$$

Finalmente, la pérdida total por inversión de sacarosa en el área de tachos de fábrica puede calcularse por medio de la ecuación 3.103:

$$\text{Pérdida inversión tachos (zafra 10/11)} = \text{Pérdida tachos 1}^\circ + \text{Pérdida tachos 2}^\circ + \text{Pérdida tachos 3}^\circ$$

**Ecuación 3.103**

$$\text{Pérdida total inversión tachos (zafra 10/11)} = (1,110.33 + 378.36 + 2,613.6) \text{ ton}$$

$$\text{Pérdida total inversión tachos (zafra 10/11)} = 4,102.29 \text{ ton}$$

El resultado anterior indica que se perdieron aproximadamente 4,102.29 toneladas de azúcar debidas a la inversión y a la descomposición térmica de la sacarosa durante el cocimiento de las templas en el área de tachos. Esta pérdida de sacarosa es equivalente a 0.24 % caña, una de las más altas en el proceso de fábrica.

## VII. ANÁLISIS DEL AZÚCAR INVERTIDO EN CRISTALIZADORES DE TERCERA

El análisis del azúcar invertido en el área de cristalizadores se limitó a la evaluación de los cristalizadores de tercera, debido a que en estos el tiempo de residencia de la masa

cocida es prolongado (aproximadamente 48 horas), a diferencia de los cristalizadores de primera y segunda en donde las masas cocidas permanecen muy poco tiempo (aproximadamente entre 15 y 30 minutos), siendo alimentadas a las centrifugas casi inmediatamente luego de realizar la descarga de los tachos; por lo que es en los cristalizadores de tercera en donde se considera que podría existir un cambio apreciable en la concentración de azúcar en la masa cocida, asociada a pérdidas de sacarosa por inversión o debido a otros factores.

Al igual que en el área de tachos, la evaluación de las pérdidas debidas a la inversión de sacarosa, se realizó por medio del cambio en el Glucobrix de la masa cocida C entre la entrada y la salida de los cristalizadores de tercera. En el cuadro 3.52 se muestra el incremento del valor de glucobrix de la masa cocida C (MCC) desde su descarga en los cristalizadores de tercera y la masa cocida C obtenida luego de efectuada la operación de agotamiento.

**CUADRO 3.52: INCREMENTO DE GLUCOBRIX DE MCC EN CRISTALIZADORES DE TERCERA (ZAFRA 10/11)**

MATERIAL	% Az. Reductores	Brix	Az. Red/Brix	$\Delta$ (Az. Red/ Brix)
Masa cocida C (MCC) (Descarga tachos)	14.30	97.21	0.147	- 0.008
Masa cocida C (MCC) (Descarga cristalizadores)	13.12	94.30	0.139	

En el cuadro 3.52 puede observarse claramente que no existe un incremento neto del valor de Glucobrix de la masa cocida C, al contrario se produjo una reducción de dicho valor durante el agotamiento de la misma. Aparentemente esto se asocia a la no ocurrencia de pérdidas de sacarosa en la operación de cristalización; sin embargo, esta incongruencia en el dato del cambio de los azúcares reductores respecto al brix en realidad se debe a la destrucción o a la transformación de los azúcares reductores en otras estructuras químicas.

En la figura 3.28 se observa que a la salida de los cristalizadores Blanchard se produjo un aumento en la concentración de fructosa durante la zafra 10/11, la cual sólo puede

originarse por la descomposición de la sacarosa, tal tendencia no se observa para la glucosa ya que esta siempre tiende disminuir conforme avanza la operación de agotamiento. Esto indica que si se producen pérdidas de sacarosa en la operación de cristalización, pero éstas son difícilmente cuantificables debido a que tan pronto se descompone la sacarosa, los azúcares invertidos formados reaccionan con otros compuestos entre ellos las aminas para formar melanoidinas y otros compuestos coloreados de acuerdo a la reacción de Maillard.

En el cuadro 3.53 se observa que la reducción en la concentración de azúcares reductores de la miel Nutsch va acompañada por el incremento del color de la misma, lo cual comprueba la hipótesis descrita anteriormente.

**CUADRO 3.53: INCREMENTO DEL COLOR DE LA MIEL NUTSCH EN LA OPERACIÓN DE CRISTALIZACIÓN (ZAFRA 10/11)**

PUNTO DE MUESTREO	AZÚCARES REDUCTORES EN MIEL NUTSCH (% p/p)	COLOR MIEL NUTSCH (UI)
Descarga tachos de tercera	14.30	57,146.87
Descarga cristalizadores Blanchard	13.12	73,671.00
Entrada a centrifugas	13.47	78,498.18

### 3.2.7 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN EL ÁREA DE CENTRIFUGAS

En la sección 3.1.7 se describieron entre los puntos generadores de pérdidas de sacarosa en la etapa de centrifugación, los sinfines que transportan las magmas B y C hasta el sistema de bombeo que las envía al área de tachos. En estos puntos se presentaron frecuentes derrames durante la zafra 10/11 los cuales tuvieron como causa principal, defectos o daños en la estructura de sistema de transporte de magma mediante sinfines. Generalmente las pérdidas por derrames en estos puntos fueron remediadas ubicando recipientes contenedores para coleccionar el líquido que fluía desde los sinfines, aunque en

ocasiones la fuga era tan severa que se producía el rebalse de los contenedores utilizados para controlar dichas pérdidas.

Otro factor identificado como generador de pérdidas de sacarosa en el área de centrifugado, fueron los puntos de muestreo de magma y mieles ubicados en el sistema de bombeo que las envían hacia el área de tachos. Al igual que en los sinfines de magma, las pérdidas en estos puntos fueron debidas a derrames por daños en los sellos de las válvulas ubicadas en los puntos de muestreo o por inadecuados hábitos de operación por parte del personal de muestreo del laboratorio de fábrica del ingenio, los cuales dejaban parcialmente abiertas las válvulas ocasionando pérdidas frecuentes de magma y mieles durante los turnos de trabajo. En caso de fugas los operadores ubicaban recipientes bajo los puntos de derrame para reducir las pérdidas al mínimo posible, aunque generalmente el descuido de los operadores provocaba el rebalse de los recipientes.

En general, la pérdida de mieles y magma en el área de centrifugado no fueron de importancia considerable y en condiciones críticas no superaban la cantidad de unos cuantos galones, situación que no se presentaba con frecuencia significativa. Debido a que los derrames de magma y mieles se presentaban en forma bastante aleatoria, fue difícil cuantificar con apreciable exactitud las pérdidas de sacarosa por el derrame de estos materiales; sin embargo, se estima que estas no fueron superiores a 0.00015 % caña (0.003 lb/ton caña).

### **3.2.7.1 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN MIEL FINAL**

Una pérdida importante de sacarosa en el proceso de producción de azúcar ocurre por la presencia de sacarosa en la miel final obtenida luego de la operación de centrifugación, donde la capa de melaza de caña que cubre el cristal de azúcar se separa de éste por medio de la acción de la fuerza centrífuga.

La miel final es el principal subproducto obtenido del proceso azucarero en el área de fábrica. De igual forma la pérdida de sacarosa en la miel final es la más importante en la fabricación del azúcar debido a que su recuperación en este punto requiere un proceso altamente complejo, en especial cuando la materia prima es la caña de azúcar.

La pérdida de sacarosa en la miel final está influenciada por dos factores principales: La cantidad de miel final producida y la pureza de la misma. La cantidad de miel producida es un índice de la eficiencia del proceso agroindustrial. En general, la caña que se corta en su punto óptimo de crecimiento, conteniendo una baja concentración de azúcares invertidos, no azúcares, dextranas y que se procesa en el menor tiempo posible en el ingenio, manteniendo un buen control de operación y asepsia en el proceso de fábrica, produce una menor cantidad de miel final. De igual forma cuando la caña que se procesa posee un alto contenido de dextranas debido a que ha permanecido largo tiempo sin procesarse o ha sufrido aplastamiento en el área de patios, es más propensa a sufrir de inversión a lo largo del proceso en especial en el área de molinos y a producir mayores cantidades de mieles finales con un contenido superior de no azúcares, azúcares invertidos, ácidos y sales inorgánicas que comprenden la mayor parte de la ceniza.

Además de la pérdida física de sacarosa en la miel final del proceso azucarero, se reportan pérdidas adicionales de sacarosa y de otros azúcares durante el almacenamiento de la miel final en los tanques. Durante el almacenamiento de la miel final se produce gradualmente el deterioro de la misma, la cual se debe principalmente a las condiciones de almacenamiento de ésta en los tanques. La temperatura de almacenamiento es la variable que tiene mayor influencia sobre el deterioro de la miel final. El incremento en la temperatura de almacenamiento produce un aumento en la espumación, de la coloración, de la acidez y una mayor generación de olor en la miel final debido a la producción de gases y sustancias volátiles. Todas estas observaciones son el resultado de la reacción de Maillard; es decir la reacción de los azúcares reductores con compuestos nitrogenados, principalmente aminoácidos y amidas. La principal consecuencia de la reacción de Maillard es la fermentación espumosa de la miel y la generación de calor producto de la reacción exotérmica, resultando en pérdida de pol, de sacarosa, de azúcares y sólidos totales en la miel, por otro lado, se produce un aumento del color y de no azúcares orgánicos y la formación de ácidos volátiles entre ellos el ácido acético y el fórmico aunque en menor proporción.

Por otro lado, aunque la alta concentración de miel final y el bajo contenido de humedad del medio imposibilita el crecimiento de la mayoría de microorganismos, existen algunas bacterias que en simbiosis pueden tolerar las condiciones del medio cooperando entre sí para su crecimiento y desarrollo, entre éstas se encuentran un tipo de bacterias pertenecientes a la familia de *Lactobacillus* y la otra a la familia de las *pseudomonas*,

aunque éstas en conjunto requieren un contenido mínimo de sacarosa de 30 % cuando crecen en condiciones anaeróbicas, ninguna de las dos en solitario es capaz de tolerar más de 5 % de sacarosa. Además de estas bacterias es común encontrar altas poblaciones de levaduras que consumen la mayor parte de los azúcares fermentables presentes en la miel.

Los resultados de la zafra 10/11 reportados en el informe de fabricación del 30 de marzo de 2011 indican que se produjeron aproximadamente 11.9 millones de galones de miel final durante el período de zafra correspondiente; es decir, 6.9 galones de miel final por tonelada de caña procesada en el ingenio. Los resultados anteriores representan una pérdida de sacarosa en la miel final de 1.24 % caña, la cual de acuerdo a los balances generales fue la pérdida más importante durante la zafra 10/11.

Con el fin de monitorear la pérdida de sacarosa en la miel final del proceso azucarero se llevaron a cabo mediciones de la concentración de sacarosa y de los azúcares reductores presentes en la miel final que sale del proceso y de la contenida en los tanques de almacenamiento por medio de la realización del análisis de mieles por cromatografía líquida de alta resolución (CLAR) o HPLC por sus siglas en inglés.

En el anexo B se muestran los cromatogramas obtenidos del análisis de cromatografía HPLC realizado a la miel final separada del azúcar en la estación de centrifugación y de la miel final contenida en los tanques luego de tres semanas de almacenamiento. El análisis realizado el día 24 de marzo de 2011 muestra que la concentración de sacarosa y de azúcares reductores en la miel final es de 39.6 y 11.5 % respectivamente; mientras que para la miel final almacenada en tanques estos valores fueron 38.3 y 10.2 % respectivamente. Al comparar los resultados anteriores se observa que tanto la concentración de sacarosa como de azúcares reductores en la miel final se redujo en 1.3 unidades porcentuales después de tres semanas de almacenamiento; es decir, una reducción diaria de 0.062 %, lo cual se asocia principalmente a la temperatura de almacenamiento de la miel final. Al salir del proceso (centrífugas de tercera) la temperatura de la miel ronda los 55 °C, mientras que en los tanques de almacenamiento la temperatura promedio es de aproximadamente 50 °C a pesar del sistema de inyección de aire empleado para evitar la espumación en los tanques y para promover el enfriamiento de la melaza.

### **3.2.8 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN EL ÁREA DE SECADO**

En la etapa de secado los principales factores identificados como generadores de pérdidas de sacarosa fueron el derrame de azúcar en los alrededores de los transportadores y la formación de terrones en la secadora de fábrica. La pérdida por derrame de azúcar es poco significativa en comparación con los derrames de mieles en la etapa de centrifugación y de jugo en el área de molinos, debido a que los derrames de azúcar ocurren esporádicamente por la acción del viento, el cual permite que el polvillo de azúcar que se transporta en las bandas y elevadores se eleve y se disperse en los alrededores de la secadora, se estima que la pérdida de azúcar por derrame no supera las 0.25 libras por hora de operación, totalizando menos de 6 libras de azúcar pérdida por día durante la zafra 10/11.

Por otro lado, como ya se ha mencionado la pérdida de azúcar debido a la formación de terrones de azúcar es controlada mediante su recolección y acumulación en barriles para su reprocesamiento o posterior mezclado con el azúcar crudo en bodegas. Por tanto, la pérdida de azúcar por la formación de terrones implica una degradación de la calidad del producto más que una pérdida física ya que no se produce una disminución en la cantidad total de azúcar producida.

No se logró cuantificar las pérdidas de azúcar debido a los factores antes mencionados debido a que en el ingenio no se lleva con un control de la pérdida de azúcar por derrame ni de la cantidad de azúcar pérdida por la formación de terrones.

### **3.2.9 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA REFINERÍA**

Las pérdidas de sacarosa en la refinería no son tan frecuentes ni voluminosas como en la fábrica, pero no carecen de importancia debido a que en la refinería los distintos materiales que se manejan poseen purezas muy altas, por lo que pequeñas pérdidas físicas y químicas de estos materiales en la refinería implican pérdidas significativas de sacarosa en esta etapa del proceso.

Como se describió en el capítulo I, la producción de azúcar refinado en el ingenio, requiere de las etapas de afinación y fundición del azúcar, clarificación, decoloración y

filtración del licor, cristalización de los licores y el secado del azúcar final. A lo largo de este proceso se producen pérdidas de sacarosa debidas principalmente a la aplicación de calor, a los derrames de licores, de azúcar y otras pérdidas físicas.

En esta sección se estimarán las principales pérdidas de sacarosa en el proceso de refinación del azúcar, tomando como base los puntos y factores generadores de pérdidas identificados en la sección 3.1.9.

La figura 3.36 muestra el diagrama de flujo de materiales en el proceso de refinación de azúcar en el ingenio.

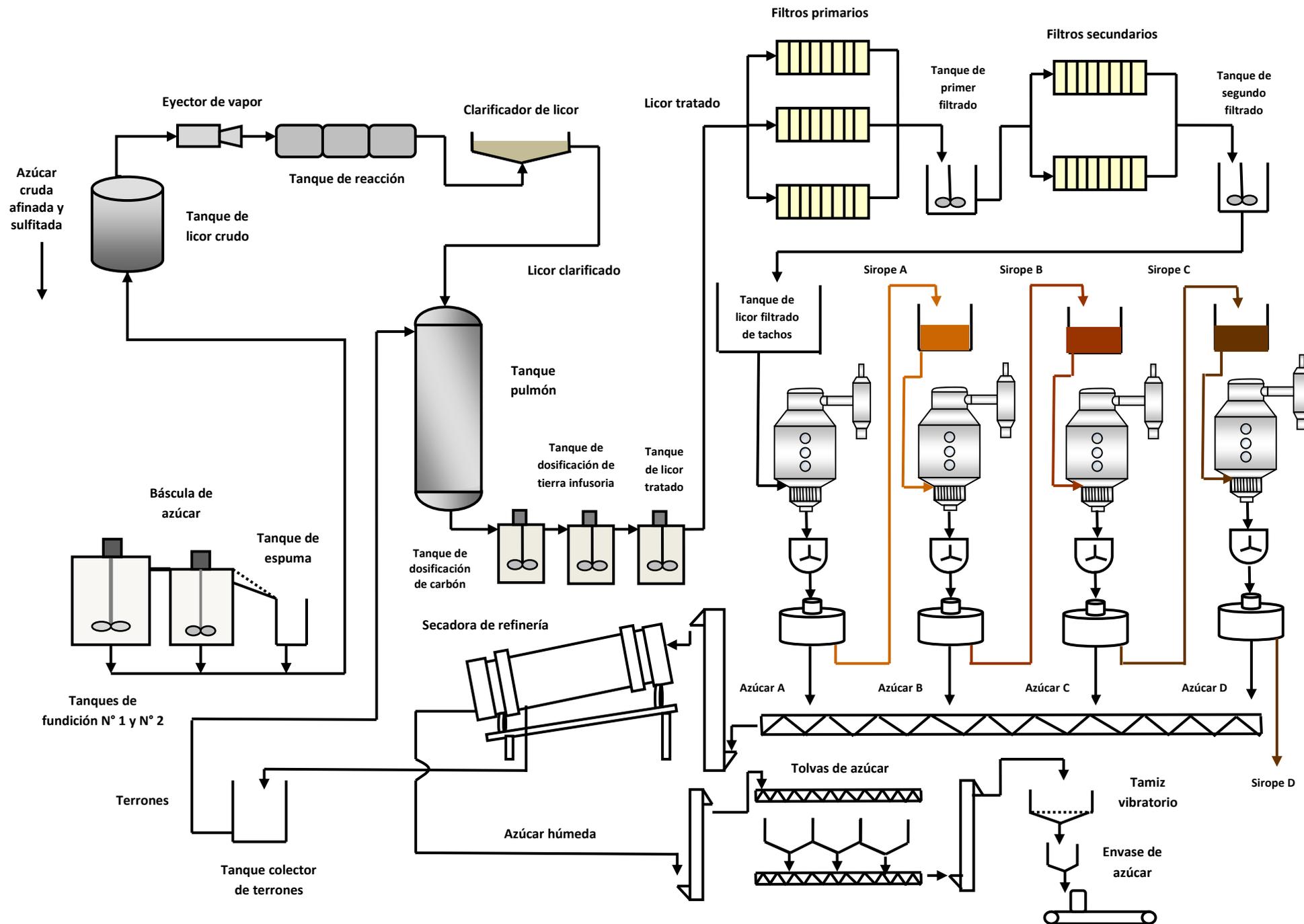


FIGURA 3.36: DIAGRAMA DE FLUJO DE MATERIALES EN LA REFINERÍA DE AZÚCAR (Autor, 2011)

### **3.2.9.1 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LA AFINACIÓN DEL AZÚCAR**

El azúcar producida en la fábrica y que se desvía hacia la refinería puede ser crudo o blanco sulfitado, en el caso del azúcar crudo éste es lavado en las centrífugas para remover la capa de miel que cubre al cristal, con el objetivo de producir un grano de mayor pureza y calidad. La operación de lavado del grano de azúcar se llama afinación, y el azúcar resultante es el azúcar afinado, una inadecuada operación durante el lavado del grano provoca que se pierda parte del azúcar por disolución en el agua de afinación.

No se conoce con exactitud el volumen de agua utilizado para el lavado del azúcar en el área de centrifugado durante la zafra 10/11, debido a las diferentes condiciones de operación entre las estaciones de centrífugas de primera, segunda y de tercera, y a la variabilidad de la carga y de los ciclos de operación de las centrífugas. Sin embargo, el análisis de cromatografía líquida de alta eficiencia llevado a cabo en el laboratorio durante la zafra 10/11, reflejó una concentración de 19 % p/p de sacarosa en el agua de afinación (anexo B), la cual es considerablemente alta tomando en cuenta el alto flujo volumétrico de agua de lavado que se emplea durante la operación de centrifugado del azúcar, el cual se estima en varios cientos de metros cúbicos al día.

### **3.2.9.2 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LA DISOLUCIÓN O FUNDIDO DEL AZÚCAR**

Las pérdidas de sacarosa identificadas en la operación de disolución del azúcar en la refinería son las que se describieron en la sección 3.1.9.1, el primer y más importante factor de pérdida en ésta etapa es la alta temperatura a la que se funde el azúcar en los tanques de fundición, ya que se pueden alcanzar temperaturas tan altas como 75 °C a las cuales el azúcar se descompone por efecto térmico en sus monosacáridos.

Durante la zafra 10/11 se entregaron a la refinería 496,076.96 quintales de azúcar crudo afinado y 816,200.09 quintales de azúcar sulfitado, haciendo un total de 1,312,277.05 quintales de azúcar. Luego de la operación de fundición en los tanques N° 1 y N° 2, se produjeron aproximadamente 18,605,328.7 galones de licor crudo, los cuales se

bombearon directamente al tanque pulmón o hacia la operación de clarificación de acuerdo a la calidad de azúcar a producir.

Teniendo en cuenta el volumen de licor crudo producido durante la zafra 10/11 se determinó la cantidad sacarosa presente en el licor para su procesamiento en la refinería mediante la ecuación 3.104:

$$\text{Sacarosa en licor crudo} = \text{Volumen de licor crudo} \times \text{Densidad del licor} \times \text{Concentración de sacarosa en licor crudo}$$

**Ecuación 3.104**

Sabiendo que la densidad del licor crudo a las condiciones de operación en los tanques de fundición (75 °C, 66 °Brix y 99 % de pureza) es de aproximadamente 1,295.1 Kg/m<sup>3</sup> (10.8 lb/gal), y que la el licor crudo a una concentración promedio de sacarosa de 65 % p/p (Anexo B), por tanto la cantidad total de sacarosa en el licor crudo fue:

$$\text{Sacarosa en el licor crudo} = 18,605,328.7 \text{ gal} \times 10.8 \text{ lb/ gal} \times 0.65 = \mathbf{65,304.7 \text{ Ton}}$$

A partir de este resultado se calculó la pérdida de sacarosa en la operación de fundición por medio de la ecuación 3.105:

$$\text{Pérdida por fundición de azúcar} = \text{Azúcar entregada a refinería} - \text{Azúcar en licor crudo}$$

**Ecuación 3.105**

$$\text{Pérdida por fundición de azúcar} = (65,613.85 - 65,304.7) \text{ Ton} = \mathbf{309.15 \text{ Ton}}$$

Lo anterior indica que se perdieron 309.15 toneladas de azúcar durante la disolución o derretido en los tanques de fundición, equivalentes a una pérdida de 0.018 % expresada como porcentaje de caña molida durante la zafra 10/11.

### 3.2.9.3 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LA DECOLORACIÓN DEL LICOR

En la sección 3.1.9.3 se identificó a la alta temperatura como factor predominante de las pérdidas de sacarosa en la operación de decoloración del licor. Se puede estimar la pérdida de sacarosa por descomposición térmica durante el tratamiento del licor por medio de la ecuación 3.106:

$$\text{Sacarosa en licor tratado} = \text{Volumen de licor tratado} \times \text{Densidad del licor tratado} \times \text{Concentración de sacarosa en licor tratado}$$

**Ecuación 3.106**

La densidad del licor tratado bajo las condiciones de operación (70 °C, 65 °Brix y 99.5 % de pureza) es aproximadamente 1,288 Kg/m<sup>3</sup> (10.74 lb/gal), luego la cantidad de sacarosa en el licor tratado con una concentración promedio de 65.2 % p/p de sacarosa (Anexo B) es:

$$\text{Sacarosa en el licor tratado} = 18,605,328.7 \text{ gal} \times 10.74 \text{ lb/gal} \times 0.652 = \mathbf{65,141.72 \text{ Ton}}$$

La pérdida de sacarosa durante la decoloración del licor en los tanques de pre-tratamiento puede calcularse por medio de la ecuación 3.107:

$$\text{Pérdida en el pretratamiento del licor} = \text{Sacarosa en el licor crudo} - \text{Sacarosa en el licor tratado}$$

**Ecuación 3.107**

$$\text{Pérdida en el pretratamiento del licor} = (65,304.7 - 65,141.72) \text{ Ton} = \mathbf{162.98 \text{ Ton}}$$

Por tanto, la pérdida de sacarosa durante el tratamiento del licor crudo en los tanques de dosificación de carbón, de tierra infusoria y de licor tratado se estimó en aproximadamente 163 toneladas al final de la zafra 10/11. Ésta pérdida equivale a 0.0097 % expresado como sacarosa % caña.

### **3.2.9.4 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN LA FILTRACIÓN DEL LICOR**

La filtración del licor es una de las operaciones que tiene mayor impacto en el rendimiento del proceso de refinación de azúcar, a causa de las significativas pérdidas de sacarosa que se reportan en este punto del proceso.

Como se describió en la sección 3.1.9.4, los principales factores asociados con pérdidas de sacarosa en esta operación son el lavado de las telas de los filtros prensa durante el reacondicionamiento de los mismos, el descarte del carbón y la tierra infusoria retenidas en la tela de los filtros, los cuales contienen sacarosa remanente que no fue removida durante la operación de lavado.

De igual forma las aguas de lavado contienen altas concentraciones de sacarosa que luego van a dar al tanque de agua dulce, el cual es empleado para disolver los cristales de azúcar que alimentan al tanque de fundición. El análisis de cromatografía líquida de alta resolución realizado durante la zafra 10/11 a las aguas de lavado de los filtros prensa de refinería, reflejó una concentración de 5.67 % p/p de sacarosa (Anexo B), la cual es muy significativa considerando su alta pureza.

No se conoce con exactitud el volumen de agua empleado para el lavado de los filtros prensa debido a que este volumen varía en función del contenido de licor remanente en la capa de carbón y de tierra infusoria retenido en la tela de los filtros, pero se estima en aproximadamente 4,000 m<sup>3</sup>.

La pérdida de sacarosa en el agua de lavado de los filtros se estimó indirectamente calculando primero la pérdida por la sacarosa retenida en el carbón y en la tierra infusoria desechada luego de la operación de lavado y la pérdida total en la operación de filtración.

La pérdida de sacarosa en el carbón y en la tierra infusoria desechada luego del lavado, se puede estimar por medio de las ecuaciones 3.108 y 3.109:

$$\text{Pérdida de sacarosa en carbón} = \text{Consumo de carbón en filtración del licor (zafra 10/11)} \times \text{Concentración de sacarosa en el carbón}$$

**Ecuación 3.108**

$$\text{Pérdida de sacarosa en tierra infusoria} = \text{Consumo de tierra en filtración del licor (zafra 10/11)} \times \text{Concentración de sacarosa en tierra infusoria}$$

**Ecuación 3.109**

$$\text{Pérdida de sacarosa en carbón} = (183,718.36 \text{ lbs} \times 0.7608/100) = \mathbf{1,397.73 \text{ lbs (13.98 QQ)}}$$

$$\text{Pérdida de sacarosa en tierra filtrante} = (341,191.24 \text{ lbs} \times 0.4/100) = \mathbf{1,364.76 \text{ lbs (13.65 QQ)}}$$

De los resultados anteriores se concluye que se perdieron aproximadamente 13.98 y 13.65 quintales de sacarosa por retención en el carbón y en la tierra filtrante respectivamente, luego del lavado de los filtros prensa. Estas pérdidas equivalen a 0.000042 % y 0.000041 % caña respectivamente, totalizando una pérdida de 0.000083 % expresado como sacarosa % caña.

La pérdida total en la operación de filtración del licor se estimó aplicando las ecuaciones 3.110 y 3.111:

$$\text{Pérdida de sacarosa en filtración del licor} = \text{Sacarosa en licor filtrado} - \text{Sacarosa en licor tratado}$$

**Ecuación 3.110**

$$\text{Sacarosa en licor filtrado} = \text{Volumen de licor filtrado} \times \text{Densidad del licor filtrado} \times \text{Concentración de sacarosa en licor filtrado}$$

**Ecuación 3.111**

La densidad del licor filtrado bajo condiciones de operación (70 °C, 63 °Brix y 99.6 % de pureza) es aproximadamente 1,276.1 Kg/m<sup>3</sup> (10.65 lb/gal), luego la cantidad de sacarosa en el licor filtrado con una concentración promedio de 65.5 % p/p de sacarosa (Anexo B) es:

$$\text{Sacarosa en el licor filtrado} = 18,605,328.7 \text{ gal} \times 10.65 \text{ lb/ gal} \times 0.655 = \mathbf{64,893.06 \text{ Ton}}$$

Sustituyendo este resultado en la ecuación 3.110, la pérdida total de sacarosa en la operación de filtración del licor es:

$$\text{Pérdida de sacarosa en filtración del licor} = (65,141.72 - 64,893.06) \text{ Ton} = \mathbf{248.66 \text{ Ton}}$$

Durante la zafra 10/11 se estima que se produjo una pérdida total de 248.66 toneladas de sacarosa en la operación de filtración del licor del proceso de refinación del azúcar. Ésta pérdida equivale a 0.0148 % expresado como sacarosa % caña.

Conociendo la pérdida total de sacarosa en la operación de filtración y la debida al descarte de carbón y de tierra infusoria luego del lavado de los filtros, se estimó la pérdida de azúcar en las aguas de lavado de los filtros prensa por medio de la ecuación 3.112:

$$\text{Pérdida de sacarosa en agua de lavado de filtros prensa} = \text{Pérdida de sacarosa en operación de filtrado} - \text{Pérdida de sacarosa en carbón y ayudante de filtración}$$

#### **Ecuación 3.112**

$$\text{Pérdida de sacarosa en agua de lavado} = (248.66 - 1.38) \text{ Ton} = \mathbf{247.28 \text{ Ton}}$$

Ésta pérdida de sacarosa se estima en 0.0147 % expresada como sacarosa % caña molida durante la zafra 10/11.

### 3.2.9.5 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA EN TACHOS DE REFINERÍA

En la sección 3.1.9.4 se identificaron como factores principales de las pérdidas de sacarosa en el área de tachos de refinería, la inversión de sacarosa por descenso de pH y la alta temperatura de cocimiento de los jarabes. Además, los arrastres de sacarosa en las aguas de condensa de tachos es otro factor significativo que provoca pérdidas significativas de azúcar durante la operación de tachos.

Por otro lado, además de las pérdidas por inversión y arrastre ocurren pérdidas por la sacarosa no recuperada en el proceso de cristalización y que permanece retenida en el sirope D o último sirope de la refinería. Para evitar una pérdida importante en esta corriente de proceso, este sirope es retornado totalmente a los tanques de meladura del área de tachos de fábrica para la elaboración de nuevas templeas de primera. Si bien no existe una pérdida neta de azúcar por el retorno de sirope D hacia la fábrica, si representa una pérdida de azúcar y una reducción en el rendimiento de producción en la refinería.

Para estimar la pérdida por inversión en el área de tachos de refinería se planteó un balance de materiales en forma semejante al desarrollado para el área de tachos de fábrica, con la única variante que en la refinería se maneja un sistema de cuatro templeas a diferencia de la fábrica en donde el sistema que se maneja consiste de tres templeas.

Para la realización del balance de materiales en el área de tachos de refinería se empleó nuevamente el diagrama de Cobenze, para lo cual se utilizaron los datos promedio de pureza de los materiales requeridos en la elaboración de las diferentes templeas de la refinería y las cantidades totales de cada una de las masas cocidas producidas durante la zafra 10/11, las cuales se muestran en el cuadro 3.54:

**CUADRO 3.54: PRODUCCIÓN TOTAL DE LAS MASAS COCIDAS DE REFINERÍA  
(ZAFRA 10/11)**

MASA COCIDA	PRODUCCIÓN POR AZÚCAR DERRETIDO TOTAL (pie <sup>3</sup> / QQ)	PRODUCCIÓN TOTAL (Ton)	Brix (Promedio)	Pureza (Promedio)
A	1.29	76,490.08	88.82	99.6
B	0.70	41,506.24	88.84	99.3
C	0.37	21,939.01	88.91	99.0
D	0.18	10,681.88	89.02	98.8

El balance de materiales en el área de tachos de refinería se planteó en base al diagrama de flujo que se muestra en la figura 3.37.

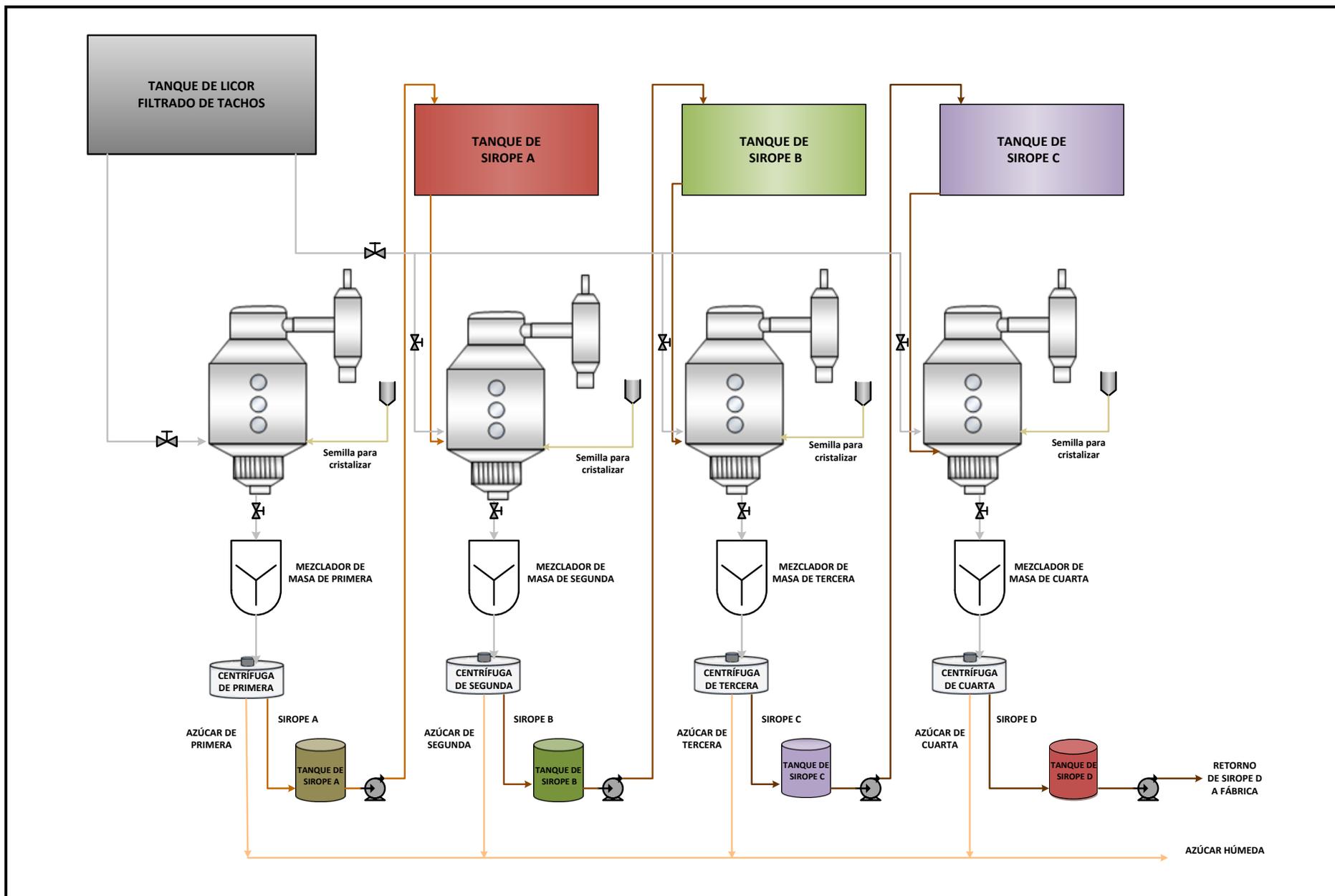


FIGURA 3.37: DIAGRAMA DE FLUJO DE MATERIALES EN EL ÁREA DE TACHOS DE LA REFINERÍA (Autor, 2011)

## I. CÁLCULO DEL AZÚCAR INVERTIDO EN TACHOS DE PRIMERA

De igual forma como se realizó para el área de tachos de fábrica, el cálculo del azúcar invertido en el área de tachos de refinería se realiza en base al cambio de azúcares reductores en relación al brix de la masa cocida elaborada en el tacho con respecto a los materiales de alimentación requeridos para elaborarla. Para ello se realizaron análisis de azúcares reductores a los materiales requeridos para la elaboración de las templeas y a las masas cocidas obtenidas. En el cuadro 3.55 se muestra el incremento del valor de glucobrix del licor filtrado que se alimenta a los tachos de primera, respecto a la masa primera obtenida luego de la operación de cocimiento.

**CUADRO 3.55: INCREMENTO DE AZÚCARES REDUCTORES EN LA ELABORACIÓN DE LA MASA PRIMERA DE REFINERÍA (ZAFRA 10/11)**

MATERIAL	% Az. Reductores	Brix	Az. Red/Brix	$\Delta$ (Az. Red/ Brix)
Licor filtrado	1.51	67.38	0.02241	0.0116
Masa primera (MCA)	0.96	88.82	0.01081	

La sacarosa aparente (pol) invertida durante la elaboración de la masa cocida de primera para la zafra 10/11 puede calcularse por la ecuación 3.113:

$$\text{Pol invertido primeras (zafra 10/11)} = \Delta \left( \frac{\text{Az. Red}}{\text{Brix}} \right) \times \text{Brix licor filtrado}$$

**Ecuación 3.113**

$$\text{Pol invertido primeras (zafra 10/11)} = 0.0116 \times 67.38$$

$$\text{Pol invertido primeras (zafra 10/11)} = 0.78$$

El azúcar total invertido en la elaboración de templeas de primera en la zafra 10/11 puede calcularse por medio de la ecuación 3.114:

$$\text{Azúcar invertido primeras (zafra 10/11)} = \frac{\text{Pol invertido primeras} \times \text{Masa primera}}{100}$$

**Ecuación 3.114**

$$\text{Azúcar invertido primeras (zafra 10/11)} = \frac{0.78 \times 76,490.08 \text{ ton}}{100}$$

$$\text{Azúcar invertido primeras (zafra 10/11)} = 596.62 \text{ ton (11,932.4 QQ)}$$

El resultado anterior indica que durante la zafra 10/11, la pérdida de sacarosa por azúcar invertido en la operación de cocimiento de las templeas de primera asciende a 596.62 toneladas cortas, que se estiman en 11,932.4 quintales de azúcar. Hay que hacer énfasis en que el valor calculado es el resultado de estimaciones del autor en base a las aproximaciones realizadas.

**II. CÁLCULO DEL AZÚCAR INVERTIDO EN TACHOS DE SEGUNDA**

En forma semejante al cálculo realizado para las templeas de primera, la sacarosa aparente (pol) invertida durante la elaboración de las templeas de segunda en la zafra 10/11 puede calcularse por la ecuación 3.115:

$$\text{Pol invertido segundas (zafra 10/11)} = \Delta \left( \frac{\text{Az. Red}}{\text{Brix}} \right) \times \text{Brix mezcla para MCB}$$

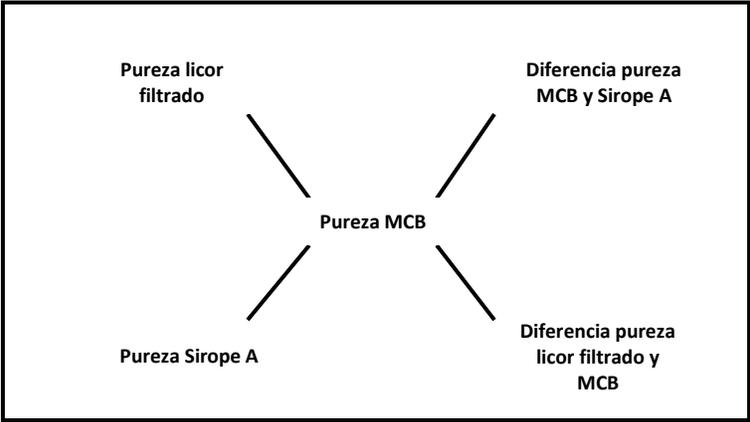
**Ecuación 3.115**

El brix de la mezcla requerida para la elaboración de las templeas de segunda viene dado por la ecuación 3.116:

$$\text{Brix mezcla para MCB} = \frac{(\text{Brix licor})(\% \text{ Licor en MCB}) + (\text{Brix sirope A})(\% \text{ Sirope A en MCB})}{100}$$

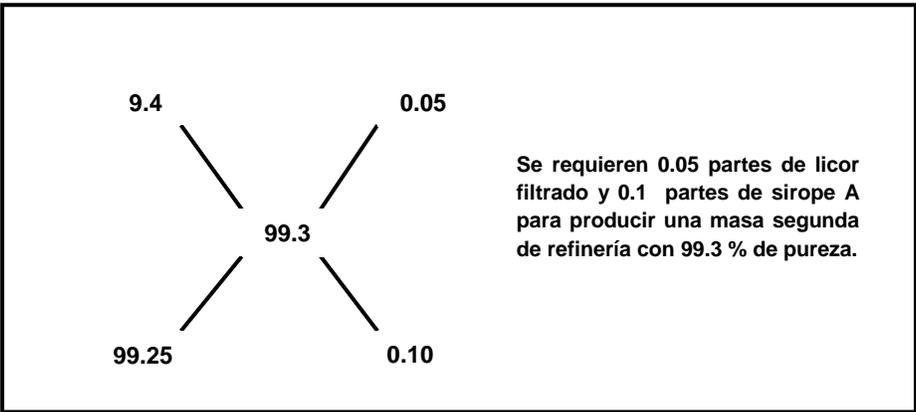
**Ecuación 3.116**

Los porcentajes de licor filtrado y de sirope A que se requirieron para producir una masa cocida de segunda (MCB) con 99.3 % de pureza se determinaron por medio del diagrama de Cobenze que se muestra en la figura 3.38:



**Figura 3.38:** Diagrama de Cobenze general para la elaboración de MCB de refinería

En la figura 3.39 se muestra el diagrama de Cobenze para la elaboración de la masa cocida de segunda (MCB), de acuerdo a los datos promedio de pureza mostrados en el cuadro 3.54:



**Figura 3.39:** Diagrama de Cobenze para la elaboración de la MCB de refinería (zafra 10/11)

A partir de la figura 3.39 se determinaron finalmente los porcentajes de licor filtrado y de sirope A para la elaboración de la masa segunda de refinería, por medio de las ecuaciones 3.117 y 3.118:

$$\% \text{ Licor filtrado en MCB} = \frac{\text{Partes de licor filtrado en MCB}}{\text{Total de partes}} \times 100$$

**Ecuación 3.117**

$$\% \text{ Sirope A en MCB} = \frac{\text{Partes de sirope A en MCB}}{\text{Total de partes}} \times 100$$

**Ecuación 3.118**

$$\% \text{ Licor filtrado en MCB} = \frac{0.05}{0.15} \times 100 = 33.33 \%$$

$$\% \text{ Sirope A en MCB} = \frac{0.10}{0.15} \times 100 = 66.67 \%$$

A partir de estos datos es posible determinar el Brix de la mezcla de sirope A y de licor filtrado que se requirió para elaborar la masa segunda de refinería:

$$\text{Brix mezcla para MCB} = \frac{(67.38)(33.33) + (75.43)(66.67)}{100} = 72.75 \%$$

De igual forma se puede calcular los azúcares reductores de la mezcla de alimentación a los tachos de segunda por medio de la ecuación 3.119:

$$\text{Az. Red. mezcla para MCB} = \frac{(\text{Az. Red. Licor})(\% \text{ Licor en MCB}) + (\text{Az. Red. Sirope A})(\% \text{ Sirope A en MCB})}{100}$$

**Ecuación 3.119**

En el cuadro 3.56 se muestra la concentración de azúcares reductores del licor filtrado y de los diferentes siropes de la refinería para la zafra 10/11:

**CUADRO 3.56: AZÚCARES REDUCTORES DE LICOR FILTRADO Y SIROPES DE LA REFINERÍA (ZAFRA 10/11)**

MATERIAL	% Brix (Promedio)	% Az. Red (Promedio)
Licor filtrado	67.38	1.51
Sirope A	75.43	1.83
Sirope B	75.25	2.26
Sirope C	75.13	2.60
Sirope D	74.25	4.21

Sustituyendo los datos anteriores en la ecuación 3.119 se tiene:

$$\text{Az. Red. mezcla para MCB} = \frac{(1.51)(33.33) + (1.83)(66.67)}{100} = 1.72 \%$$

En el cuadro 3.57 se muestra el incremento del valor de glucobrix de los materiales alimentados a los tachos de segunda respecto a la masa cocida de segunda obtenida luego de la operación de cocimiento.

**CUADRO 3.57: INCREMENTO DE AZÚCARES REDUCTORES EN LA ELABORACIÓN DE TEMPLAS DE SEGUNDA DE REFINERÍA (ZAFRA 10/11)**

MATERIAL	% Az. Reductores	Brix	Az. Red/Brix	Δ (Az. Red/ Brix)
Mezcla para masa segunda	1.72	72.75	0.02364	0.0072
Masa segunda (MCB)	2.74	88.84	0.03084	

Sustituyendo los datos obtenidos en la ecuación 3.115 se tiene:

$$\text{Pol invertido segundas (zafra 10/11)} = 0.0072 \times 72.75$$

$$\text{Pol invertido segundas (zafra 10/11)} = 0.52$$

Ahora, es posible determinar el azúcar total invertido en la elaboración de plantillas de segunda para la zafra 10/11 por medio de la ecuación 3.120:

$$\text{Azúcar invertido segundas(zafra 10/11)} = \frac{\text{Pol invertido segundas} \times \text{Masa segunda}}{100}$$

**Ecuación 3.120**

$$\text{Azúcar invertido segundas (zafra 10/11)} = \frac{0.52 \times 41,506.24 \text{ ton}}{100} = 215.83 \text{ ton}$$

Durante la zafra 10/11, se estima que se perdieron aproximadamente 215.83 toneladas cortas de azúcar (4,316.6 quintales) debidas a la reacción de inversión llevada a cabo durante el cocimiento de las plantillas en los tachos de segunda.

### III. CÁLCULO DEL AZÚCAR INVERTIDO EN TACHOS DE TERCERA

La sacarosa aparente (pol) invertida durante la elaboración de las templeas de tercera para la zafra 10/11 puede calcularse por la ecuación 3.121:

$$\text{Pol invertido terceras (zafra 10/11)} = \Delta \left( \frac{\text{Az. Red}}{\text{Brix}} \right) \times \text{Brix mezcla para MCC}$$

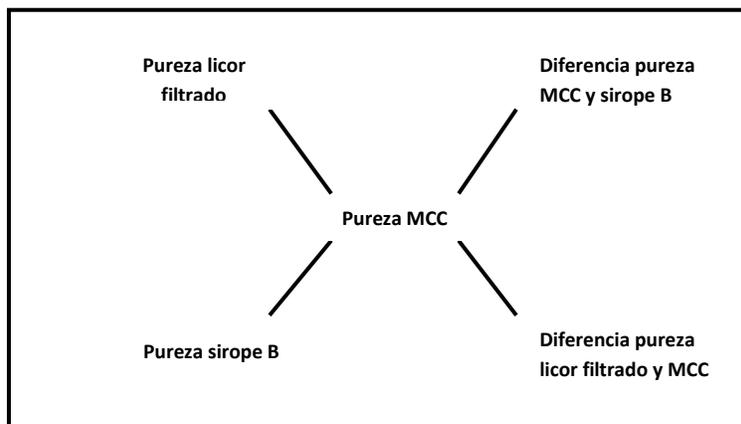
**Ecuación 3.121**

El brix de la mezcla de materiales requeridos para la elaboración de la templea de tercera viene dado por la ecuación 3.122:

$$\text{Brix mezcla para MCC} = \frac{(\text{Brix licor})(\% \text{ Licor en MCC}) + (\text{Brix Sirope B})(\% \text{ Sirope B en MCC})}{100}$$

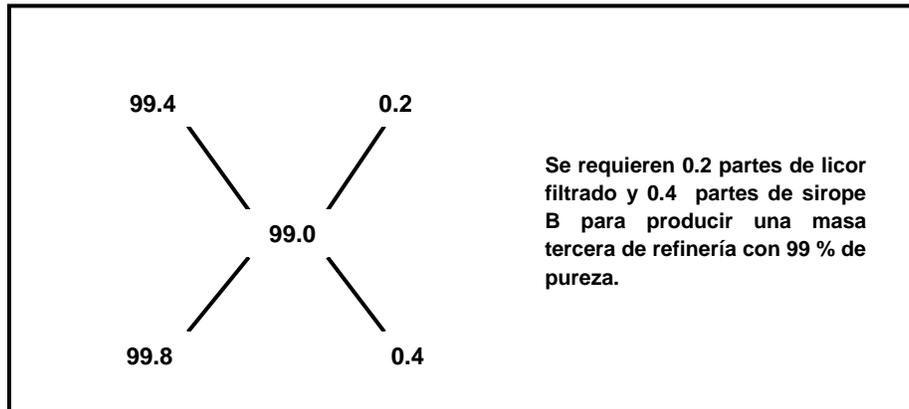
**Ecuación 3.122**

Los porcentajes de licor filtrado y de sirope B que se requirieron para producir una masa cocida de tercera (MCC) con 99 % de pureza se determinaron por medio del diagrama de Cobenze que se muestra en la figura 3.40:



**Figura 3.40:** Diagrama de Cobenze general para la elaboración de MCC de refinería

En la figura 3.41 se muestra el diagrama de Cobenze para la elaboración de la masa cocida de tercera (MCC), de acuerdo a los datos promedio de pureza mostrados en el cuadro 3.54:



**Figura 3.41:** Diagrama de Cobenze para la elaboración de la MCC de refinería (zafra 10/11)

A partir de la figura 3.41 puede determinarse finalmente los porcentajes de licor filtrado y de sirope B requeridos para la elaboración de la masa tercera de refinería, por medio de las ecuaciones 3.123 y 3.124:

$$\% \text{ Licor filtrado en MCC} = \frac{\text{Partes de licor filtrado en MCC}}{\text{Total de partes}} \times 100$$

**Ecuación 3.123**

$$\% \text{ Sirope B en MCC} = \frac{\text{Partes de sirope B en MCC}}{\text{Total de partes}} \times 100$$

**Ecuación 3.124**

$$\% \text{ Licor filtrado en MCC} = \frac{0.20}{0.60} \times 100 = 33.33 \%$$

$$\% \text{ Sirope B en MCC} = \frac{0.40}{0.60} \times 100 = 66.67 \%$$

A partir de estos datos se determinó el Brix de la mezcla de sirope B y de licor filtrado que se requirió para elaborar la masa tercera de refinería:

$$\text{Brix mezcla para MCC} = \frac{(67.38)(33.33) + (75.25)(66.67)}{100} = 72.63 \%$$

De igual forma se puede calcular los azúcares reductores de la mezcla de alimentación a los tachos de tercera por medio de la ecuación 3.125:

$$\text{Az Red mezcla para MCC} = \frac{(\text{Az Red. Licor})(\% \text{ Licor en MCC}) + (\text{Az Red. Sirope B})(\% \text{ Sirope B en MCC})}{100}$$

**Ecuación 3.125**

La concentración de azúcares reductores en el licor filtrado y en el sirope B se muestra en el cuadro 6.56. Sustituyendo los datos conocidos en la ecuación 3.125 se tiene:

$$\text{Az.Red. mezcla para MCC} = \frac{(1.51)(33.33) + (2.26)(66.67)}{100} = 2.01 \%$$

En el cuadro 3.58 se muestra el incremento del valor de glucobrix de los materiales alimentados a los tachos de tercera respecto a la masa cocida de tercera obtenida luego de la operación de cocimiento.

**CUADRO 3.58: INCREMENTO DE AZÚCARES REDUCTORES EN LA ELABORACIÓN DE TEMPLAS DE TERCERA DE REFINERÍA (ZAFRA 10/11)**

MATERIAL	% Az. Reductores	Brix	Az. Red/Brix	Δ (Az. Red/ Brix)
Mezcla para Masa tercera	2.01	72.63	0.02767	0.0047
Masa tercera (MCC)	2.88	88.91	0.03239	

La sacarosa aparente (pol) invertida en los tachos de tercera durante la zafra 10/11 es:

$$\text{Pol invertido terceras (zafra 10/11)} = 0.0047 \times 72.63 = 0.34$$

El azúcar total invertido durante la elaboración de plantillas de tercera en la zafra 10/11 puede calcularse por medio de la ecuación 3.126:

$$\text{Azúcar invertido terceras (zafra 10/11)} = \frac{\text{Pol invertido terceras} \times \text{Masa tercera}}{100}$$

**Ecuación 3.126**

$$\text{Azúcar invertido terceras (zafra 10/11)} = \frac{0.34 \times 21,939.01 \text{ ton}}{100} = 74.59 \text{ ton}$$

Durante la zafra 10/11, se estima que se perdieron aproximadamente 74.59 toneladas cortas de azúcar (1,491.85 quintales) debidas a la reacción de inversión llevada a cabo durante el cocimiento de las plantillas en los tachos de tercera.

#### IV. CÁLCULO DEL AZÚCAR INVERTIDO EN TACHOS DE CUARTA

La sacarosa aparente (pol) invertida durante la elaboración de las templeas de cuarta para la zafra 10/11 puede calcularse por la ecuación 3.127:

$$\text{Pol invertido cuartas (zafra 10/11)} = \Delta \left( \frac{\text{Az. Red}}{\text{Brix}} \right) \times \text{Brix mezcla para MCD}$$

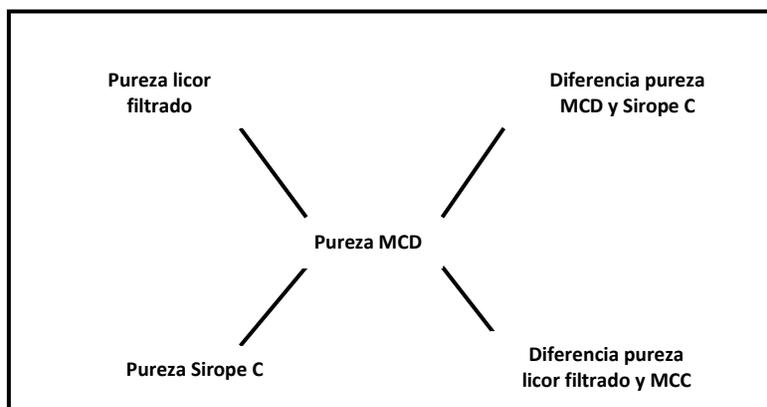
Ecuación 3.127

El brix de la mezcla de materiales requeridos para la elaboración de la templa de cuarta viene dado por la ecuación 3.128:

$$\text{Brix mezcla para MCC} = \frac{(\text{Brix licor})(\% \text{ Licor en MCC}) + (\text{Brix Sirope C})(\% \text{ Sirope C en MCC})}{100}$$

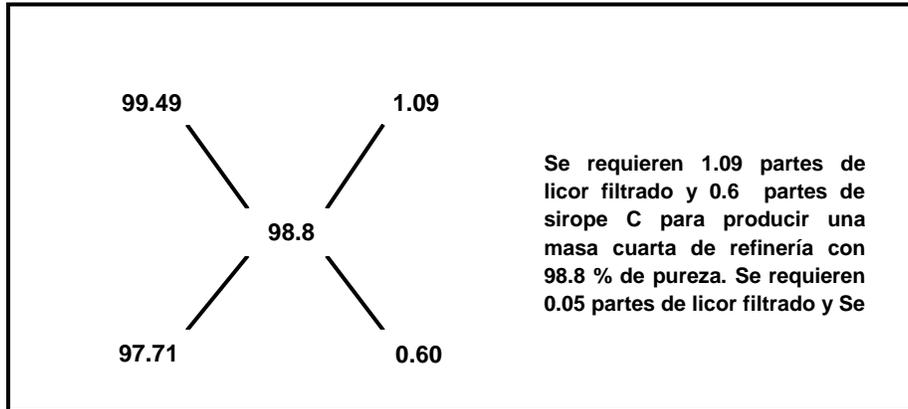
Ecuación 3.128

Los porcentajes de licor filtrado y de sirope C que se requirieron para producir una masa cocida cuarta (MCD) con 98.8 % de pureza se determinaron por medio del diagrama de Cobenze que se muestra en la figura 3.42:



**Figura 3.42:** Diagrama de Cobenze general para la elaboración de MCD de refinería

En la figura 3.43 se muestra el diagrama de Cobenze para la elaboración de la masa cocida de cuarta (MCD), de acuerdo a los datos promedio de pureza mostrados en el cuadro 3.54:



**Figura 3.43:** Diagrama de Cobenze para la elaboración de la MCD de refinería (zafra 10/11)

A partir de la figura 3.43 puede determinarse finalmente los porcentajes de licor filtrado y de sirope C requeridos para la elaboración de la masa cuarta de refinería, por medio de las ecuaciones 3.129 y 3.130:

$$\% \text{ Licor filtrado en MCD} = \frac{\text{Partes de licor filtrado en MCD}}{\text{Total de partes}} \times 100$$

**Ecuación 3.129**

$$\% \text{ Sirope en MCD} = \frac{\text{Partes de sirope C en MCD}}{\text{Total de partes}} \times 100$$

**Ecuación 3.130**

Sustituyendo los datos de la figura 3.43 en las ecuaciones 3.129 y 3.130 se tiene:

$$\% \text{ Licor filtrado en MCD} = \frac{1.09}{1.69} \times 100 = 64.5 \%$$

$$\% \text{ Sirope C en MCD} = \frac{0.60}{1.69} \times 100 = 35.5 \%$$

A partir de estos datos es posible determinar el Brix de la mezcla de sirope C y de licor filtrado que se requirió para elaborar la masa cuarta de refinería:

$$\text{Brix mezcla para MCD} = \frac{(67.38)(64.5) + (75.13)(35.5)}{100} = 70.13 \%$$

De igual forma se puede calcular los azúcares reductores de la mezcla de alimentación a los tachos de cuarta por medio de la ecuación 3.131:

$$\text{Az. Red. mezcla para MCD} = \frac{(\text{Az. Red. Licor})(\% \text{ Licor en MCD}) + (\text{Az. Red. Sirope C})(\% \text{ Sirope C en MCD})}{100}$$

**Ecuación 3.131**

La concentración de azúcares reductores en el licor filtrado y en el sirope C se muestra en el cuadro 3.56. Sustituyendo los datos conocidos en la ecuación 3.131 se tiene:

$$\text{Az. Red. mezcla para MCD} = \frac{(1.51)(64.5) + (2.60)(35.5)}{100} = 1.90 \%$$

En el cuadro 3.59 se muestra el incremento del valor de glucobrix de los materiales alimentados a los tachos de cuarta respecto a la masa cocida de cuarta obtenida luego de la operación de cocimiento.

**CUADRO 3.59: INCREMENTO DE AZÚCARES REDUCTORES EN LA ELABORACIÓN DE TEMPLAS DE CUARTA DE REFINERÍA (ZAFRA 10/11)**

MATERIAL	% Az. Reductores	Brix	Az. Red/Brix	Δ (Az. Red/ Brix)
Mezcla para Masa cuarta	1.90	70.13	0.02709	0.0057
Masa cuarta (MCD)	2.92	89.02	0.03280	

La sacarosa aparente (pol) invertida en los tachos de cuarta durante la zafra 10/11 es:

$$\text{Pol invertido cuartas (zafra 10/11)} = 0.0057 \times 70.13 = 0.40$$

El azúcar total invertido durante la elaboración de plantillas de tercera en la zafra 10/11 puede calcularse por medio de la ecuación 3.132:

$$\text{Azúcar invertido cuartas (zafra 10/11)} = \frac{\text{Pol invertido cuartas} \times \text{Masa cuartas}}{100}$$

**Ecuación 3.132**

$$\text{Azúcar invertido cuartas (zafra 10/11)} = \frac{0.40 \times 10,681.88 \text{ ton}}{100} = 42.73 \text{ ton}$$

Finalmente, la pérdida total por inversión de sacarosa en el área de tachos de refinera puede calcularse por medio de la ecuación 3.133:

$$\text{Pérdida inversión tachos (zafra 10/11)} = \text{Pérdida tachos 1}^\circ + \text{Pérdida tachos 2}^\circ + \text{Pérdida tachos 3}^\circ + \text{Pérdida tachos 4}^\circ$$

### Ecuación 6.133

$$\text{Pérdida total inversión tachos (zafra 10/11)} = (596.62 + 215.83 + 74.59 + 42.73) \text{ ton}$$

$$\text{Pérdida total inversión tachos(zafra 10/11)} = 929.77 \text{ ton}$$

El resultado anterior indica que se perdieron aproximadamente 930 toneladas de azúcar (18,595.4 QQ) debidas a la inversión y a la descomposición térmica de la sacarosa durante el cocimiento de las plantas en el área de tachos de refinación. Esta pérdida de sacarosa es equivalente a 0.055 % caña, una de las más altas en el proceso de refinación de azúcar.

#### 3.2.9.6 ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA TOTAL DE SACAROSA EN EL PROCESO DE REFINACIÓN

Una vez cuantificadas las principales pérdidas en el proceso de refinación, es posible estimar la pérdida total de azúcar en la refinación durante la zafra 10/11 a partir del balance global del proceso. La ecuación 3.134 plantea el balance global del proceso de refinación:

$$\text{Pérdida total de azúcar en la refinación (zafra 10/11)} = \text{Azúcar entregada a refinación (zafra 10/11)} - \text{Azúcar producida en refinación (zafra 10/11)}$$

### Ecuación 3.134

$$\text{Pérdida total de azúcar en la refinación (zafra 10/11)} = (1,312,277.05 - 1,159,156.61) \text{ QQ}$$

$$= 153,120.44 \text{ QQ}$$

En resumen, se perdieron 153,120.44 quintales (7,656.02 toneladas) de azúcar en la refinería durante la zafra 10/11 las cuales se estiman en 0.456 % expresada como sacarosa % caña. Esta pérdida incluye el dato de retorno de sirope D hacia la fábrica.

En el cuadro 3.60 se muestra el balance global de sacarosa en el proceso de refinación, tomando como base de cálculo la cantidad total de azúcar entregado a la refinería durante la zafra 10/11:

**CUADRO 3.60: BALANCE GLOBAL DE AZÚCAR EN EL PROCESO DE REFINACIÓN PARA LA ZAFRA 10/11**

FACTOR ASOCIADO	BALANCE DE AZÚCAR REFINERÍA - ZAFRA 10/11	ESTIMACIONES DEL BALANCE DE AZÚCAR EN REFINERÍA (Batule)
Azúcar derretida	100.0 %	100 %
Producción de azúcar refino y directo	88.33 %	85.0 %
Retorno de sirope D a fábrica	9.0 %	14.0 %
Pérdida de azúcar	2.67 %	1.0 %

El cuadro 3.60 muestra que del total de azúcar entregado a refinería, el 88.33 % se obtuvo nuevamente como azúcar refino o directo comparado con el 85 % estimado por Batule como valor promedio, lo cual es favorable para el rendimiento físico de la refinería.

En cuanto al retorno de sirope D hacia la fábrica durante la zafra 10/11 (118,067 QQ), se reporta que este ascendió al 9 % del azúcar entregada a la refinería, la cual no representa una pérdida neta para el ingenio ya que este sirope se mezcló con la meladura para producir más azúcar de primera en la fábrica.

Por otro lado, en cuanto a las pérdidas de azúcar en la refinería durante la zafra 10/11 se estima que éstas ascendieron a 2.67 % respecto al total de azúcar derretida. Estas pérdidas se debieron principalmente a la inversión de sacarosa en el área de tachos de refinería y a la operación de fundición del azúcar. En comparación con el dato reportado por Batule, las pérdidas en la refinería durante la zafra 10/11 fueron más significativas probablemente debido a un exceso en el valor de retorno de sirope estimado por Batule.

### **3.2.10 ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE ENVASADO Y ALMACENAJE DE AZÚCAR**

En la sección 3.1.10 se identificaron como factores principales de generación de pérdidas de sacarosa en las áreas de envasado y almacenamiento de azúcar, la mala ubicación de la costura del saco y las inadecuadas prácticas de los estibadores durante la manipulación de los sacos en las bodegas de azúcar.

Todo el azúcar blanco sulfitado, directo y refino que se derrama en las bodegas a causa del rompimiento de los sacos debido a cualquiera de los factores antes mencionados, es barrida literalmente y llevada a la bodega N° 1 para mezclarse con el azúcar crudo a granel.

De acuerdo al personal encargado, entre 4 y 5 sacos de 50 kg se rompen por completo por cada 50,000 sacos de la misma capacidad almacenados en bodegas, que equivale a una pérdida de 0.01 %.

Desde el comienzo de la zafra 10/11 el 15 de noviembre de 2010 hasta el 12 de julio de 2011 se contabilizaron 589.03 quintales de azúcar barrida que terminaron mezclándose con el azúcar crudo en la bodega N° 1, equivalentes a casi 22 sacos jumbo de 27 quintales cada uno.

Como se mencionó en la sección 3.1.10, los derrames de azúcar en bodegas representan una pérdida en cuanto a la calidad del producto y no en la cantidad total de azúcar producido, ya que no existe pérdida neta de azúcar en bodegas pero si una disminución en las existencias de azúcar sulfitado, blanco directo y refino.

Una vez aclarada la naturaleza de las pérdidas de azúcar en bodegas, se estima que las existencias de azúcar blanco sulfitado, blanco directo y refino se redujeron en un 0.018 % en el período antes mencionado, equivalentes a 0.0018 % caña.

Otro dato adicional de reducción de la existencia en bodegas, es el azúcar entregado al laboratorio de fábrica para la realización de análisis químico, los cuales se estiman en 4 quintales de azúcar por cada quince días de operación, equivalentes a aproximadamente 36 quintales de azúcar durante la zafra 10/11.

### 3.3 IDENTIFICACIÓN DE FACTORES Y PUNTOS CRÍTICOS DE GENERACIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL PROCESO DE FABRICACIÓN

En el cuadro 3.61 se muestra el resumen cuantitativo de las principales pérdidas de sacarosa en el proceso de fabricación y almacenamiento de azúcar en el ingenio, en base a los resultados obtenidos de las estimaciones realizadas en la sección 3.2.

**CUADRO 3.61: RESUMEN DE LAS PRINCIPALES PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL PROCESO DE FABRICACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE AZÚCAR DURANTE LA ZAFRA 10/11**

PROCESO	ÁREA O ETAPA DEL PROCESO	FACTOR O PUNTO DE PÉRDIDA IDENTIFICADO	PÉRDIDA (Sacarosa % Caña)	PÉRDIDA (lb/ ton caña)
FABRICACIÓN	PATIOS	Caña caída (Transportes)	0.0003	0.006
		Descarga de caña	0.017	0.34
		Sistema de transporte de caña	0.0013	0.026
		Acumulación de caña en patios	0.0014	0.028
		<b>Total</b>	<b>0.020</b>	<b>0.40</b>
	MOLINOS	Bagazo	0.561	11.22
		Inversión de sacarosa	0.058	1.16
		Arena obtenida en desarenadores	0.00001	0.0002
		<b>Total</b>	<b>0.619</b>	<b>12.38</b>
	PURIFICACIÓN	Calentamiento	0.10	2.00
		Sulfitación	0.0033	0.066
		Clarificación	0.033	0.66
		Cachaza	0.047	0.94
		Arrastre en condensos de filtros al vacío	0.0004	0.008
		<b>Total</b>	<b>0.1837</b>	<b>3.67</b>
	EVAPORACIÓN	Inversión de sacarosa	0.027	0.54
		Arrastre en condensos de evaporadores	0.11	2.20
		<b>Total</b>	<b>0.137</b>	<b>2.74</b>
	CLARIFICACIÓN DE MELADURA	Inversión de sacarosa	0.0033	0.066
		<b>Total</b>	<b>0.0033</b>	<b>0.066</b>
	COCIMIENTO Y CRISTALIZACIÓN	Arrastre en condensos de tachos	0.011	0.22
		Inversión en tachos	0.24	4.80
		<b>Total</b>	<b>0.251</b>	<b>5.02</b>
CENTRIFUGACIÓN	Miel final	1.24	24.80	
	Derrames de magma y mieles	0.00015	0.003	
	<b>Total</b>	<b>1.24</b>	<b>24.803</b>	
SECADO	Derrames de azúcar y Formación de terrones	< 0.00002	< 0.0004	
<b>PÉRDIDA TOTAL EN FÁBRICA</b>			<b>2.454</b>	<b>49.08</b>
ALMACENAMIENTO DE AZÚCAR	BODEGAS	Azúcar barrida por rotura de sacos	<b>0.0018</b>	<b>0.036</b>

El cuadro 3.61 muestra los valores totales estimados de pérdidas de sacarosa en cada una de las áreas del proceso de fabricación y almacenamiento de azúcar. Dichas pérdidas se encuentran expresadas como porcentaje de sacarosa en caña y en libras por tonelada de caña molida durante la zafra 10/11. En el cuadro 3.61 se identifican claramente a las etapas de molienda, purificación, evaporación, cocimiento y cristalización como aquellas que contribuyen en mayor medida a la generación de pérdidas de sacarosa en el ingenio, siendo la más importante la que se registra en el área de molinos con un 0.619 % caña. Por otro lado, la pérdida de sacarosa en la miel final aunque duplica la pérdida estimada en la etapa de molienda, no debe ser únicamente asociada a la operación de centrifugación sino a la baja recuperación de sacarosa en todas las etapas anteriores a la centrifugación.

El orden de importancia de las etapas del proceso de fábrica con respecto a la generación de pérdidas de sacarosa estimadas para la zafra 10/11 es el siguiente: Molienda, cocimiento y cristalización, purificación, evaporación, patios, clarificación de meladura, centrifugación y secado.

La pérdida de sacarosa más importante de la fábrica durante la zafra 10/11 se reporta como es de esperarse en la miel final, la cual se estima en 1.24 % caña duplicando a la segunda pérdida más importante del proceso 0.619 % caña, registrada en el área de molinos. La pérdida de sacarosa en miel final es la más alta del proceso de fabricación de azúcar crudo y blanco; sin embargo se encuentra dentro del rango normal de operación según se muestra en el cuadro 3.63.

Como ya se mencionó anteriormente, la segunda pérdida más importante en el proceso se reporta en el área de molinos, la cual se debe a la sacarosa remanente en el jugo residual del bagazo del último molino y a la inversión de sacarosa por la acción microbiana en el tándem de molinos. La pérdida de sacarosa en el bagazo es una pérdida de tipo determinada y se considera aceptable si no excede el valor de 0.63 % caña, Chen estima que el valor promedio de ésta pérdida es de 0.559 % caña, dato que se aproxima al valor de pérdida obtenido en la fábrica durante la zafra 10/11 siendo este de 0.561 % caña.

Por otro lado, de acuerdo a Batule un valor aceptable de pérdida por inversión en molinos se estima en 1.26 libras por tonelada de caña molida equivalente a 0.063 % caña. Al comparar el valor anterior con el reportado en el cuadro 3.61, se observa claramente la compatibilidad con los resultados obtenidos en la zafra 10/11, siendo este valor todavía inferior al estimado por Batule.

Continuando en el orden de importancia de las pérdidas de sacarosa, las reportadas en las operaciones de cocimiento y cristalización se estiman en 0.25 % caña, las cuales se asocian a arrastres en condensos, a la inversión de sacarosa durante el cocimiento de las plantas, a los derrames de mieles y de otros materiales azucarados y al agotamiento de las masas cocidas en los cristalizadores. No se dispone de datos precisos de las pérdidas asociadas a estos factores en las operaciones descritas anteriormente, debido a la variabilidad del proceso y a la dificultad para estimarlas con una aproximación aceptable. A pesar de ello, tomando en cuenta la gran cantidad de factores considerados se estima que el dato de pérdida reportado en el cuadro 3.61 se aproxima con bastante exactitud al verdadero valor obtenido durante la zafra 10/11.

En la etapa de purificación del jugo las principales pérdidas se asocian a la sacarosa retenida en la torta obtenida de los filtros rotativos al vacío, a la descomposición térmica de la sacarosa durante el calentamiento primario y secundario y a la inversión de sacarosa en la operación de clarificación del jugo, siendo los valores estimados los que se muestran en el cuadro 3.61. De acuerdo a Batule, los valores aceptables de pérdida en cachaza rondan entre 0.035 y 0.057 % caña equivalentes a 0.25 y 0.4 % de la pol en caña a su ingreso a la fábrica, por lo que la pérdida reportada en el cuadro 3.61 se ubica en un valor intermedio entre los límites antes descritos y se considera aceptable, mientras que la pérdida por calentamiento del jugo es anormalmente alta de acuerdo a los índices de inversión calculados, siendo más del doble de la pérdida de sacarosa en cachaza.

En la estación de evaporación la pérdida total asciende a 0.137 % caña, de la cual el 0.11 % es debida al arrastre de azúcar en las aguas de condensos de los evaporadores. Los valores normales para esta pérdida se encuentran comprendidos generalmente entre 0.02 y 0.05 %, llegando a ser tan altas como 0.075 % dependiendo del diseño y mantenimiento de los sistemas empleados para el control de los arrastres. Al comparar estos valores con

el dato mostrado en el cuadro 3.61 se observa que este es muy superior, por lo que debería ser investigada la causa de los arrastres con el objetivo de reducirlos a límites aceptables.

Respecto a la inversión de sacarosa en los evaporadores, se consideran aceptables los resultados obtenidos en la estimación de las pérdidas (0.027 %), debido a que el pH del jugo clarificado y de la meladura se mantuvieron por encima de 6.0 durante la zafra 10/11, siendo estos en promedio 7.06 y 6.34 respectivamente. Para este rango de pH entre el jugo clarificado y la meladura, la pérdida de sacarosa debería rondar entre 1.46 y 2.28 libras de azúcar/tonelada de caña de acuerdo a lo estimado por Batule; sin embargo, esta fue en promedio de sólo 0.54 libras de azúcar/ tonelada de caña para el mismo rango de pH durante la zafra 10/11, lo cual indica un buen control de inversión de sacarosa en la estación de evaporación.

De acuerdo al cuadro 3.61, la pérdida de mayor importancia por debajo de las registradas en la estación de evaporación se presenta en el área de patios del ingenio con un valor estimado de 0.02 % caña, asociada principalmente a la caña que cae al suelo durante la descarga en las mesas alimentadoras y a la acumulación de caña en patios. Las pérdidas en el área de patios generalmente no son superiores a 0.07 % caña en condiciones normales de operación; sin embargo, aunque la pérdida de sacarosa reportada en el área de patios durante la zafra 10/11 no es tan alta como en otros ingenios, ésta puede reducirse realizando algunas modificaciones en las prácticas operativas llevadas a cabo en esta etapa del proceso.

En las áreas de centrifugación y secado no se logró determinar la pérdida de sacarosa como en las otras etapas del proceso debido a la falta de control y a la aleatoriedad de dichas pérdidas; sin embargo, las estimaciones realizadas en base a la pureza de los materiales que se manejan en dichas áreas no resultan ser tan significativas como en otras operaciones, pero si pueden ser evitadas en forma simple mejorando las prácticas operativas en dichas áreas de proceso.

Otras pérdidas en la fábrica durante la zafra 10/11 se asocian a la liquidación final de la fábrica que duró aproximadamente 44 horas y al tiempo perdido debido principalmente a fallas en la maquinaria y a la realización de mantenimiento, totalizando casi 72.5 horas las

cuales contribuyeron a aumentar los tiempos de retención de los materiales en los equipos de proceso, incrementando las pérdidas por inversión y los costos de producción del azúcar.

Finalmente, en el almacenamiento de azúcar en bodegas durante la zafra 10/11 se reportó una pérdida de 0.01 % respecto a la producción total de azúcar, mientras que valores usuales indican que esta pérdida generalmente asciende a 0.3 %, lo cual refleja el buen manejo de las pérdidas por rotura de sacos en las bodegas del ingenio durante la zafra 10/11, la cual es 30 veces inferior a los datos normales de operación. La pérdida de azúcar en porcentaje caña reportada en el cuadro 3.61, representa el azúcar barrido por rotura de sacos desde el inicio de la zafra 10/11 hasta tres meses y medio después de finalizada la misma.

En el cuadro 3.62 se establece una comparación entre los valores de las principales pérdidas estimadas durante la zafra 10/11, con respecto a datos aceptables de operación sugeridos por Payne y Zarpelon.

**CUADRO 3.62: COMPARACIÓN ENTRE LAS PÉRDIDAS DETERMINADAS E INDETERMINADAS ESTIMADAS EN LA FÁBRICA DURANTE LA ZAFRA 10/11 Y LOS VALORES ACEPTABLES DE OPERACIÓN SEGÚN PAYNE Y ZARPELON**

FACTOR DE PÉRDIDA	PÉRDIDA ESTIMADA ZAFRA 10/11 (lb azúcar/ ton caña)	VALORES ACEPTABLES SEGÚN PAYNE Y ZARPELON (lb azúcar/ ton caña)
<b>Determinadas:</b>		
Bagazo	11.22	11.17
Cachaza	0.94	0.88
Miel final (30 - 40 % pureza)	24.80	11.46 - 17.85
<b>Indeterminadas:</b>		
Arrastres y derrames	2.4	0.44
Microbianas en molinos	1.16	0.44
Inversión en el final del azúcar	10.29	2.20
Inversión en la clarificación y evaporación del jugo	1.2	1.54

En el cuadro 3.62 se observa claramente la similitud entre las pérdidas estimadas para la zafra 10/11 y los valores aceptados por Payne y Zarpelon; sin embargo, son notorias algunas discordancias en los valores de pérdidas en la miel final, por arrastres y

derrames, por inversión microbiana en molinos y en general en cuanto a las pérdidas indeterminadas.

La principal diferencia se observa en la pérdida estimada en la miel final, la cual es considerablemente superior al rango aceptado por Payne, lo cual indica que de acuerdo a estos autores debería mejorarse la recuperación de sacarosa en cada una de las operaciones del proceso de fábrica.

En resumen, la pérdida total de sacarosa en la producción de azúcar crudo y blanco sulfitado para la zafra 10/11 se estima en 2.454 % caña equivalente a 49.08 libras por tonelada de caña molida, mientras que los resultados presentados en el reporte final de fábrica y laboratorio indican que ésta asciende a 2.245 % caña, por lo que la pérdida total estimada en este estudio es superior a las reportadas por la fábrica en 0.209 % caña. El aumento de las pérdidas estimadas en el estudio se asocia directamente con las pérdidas indeterminadas no incluidas en el balance de sacarosa en la fábrica, tales como las pérdidas en el área de patios y las pérdidas por inversión en el área de molinos.

A pesar de que los valores propuestos por Payne y Zarpelon proporcionan una guía para la comparación de las pérdidas de sacarosa en ingenios azucareros, éstas ofrecen sólo una pauta de las pérdidas teóricas y no indican en ningún momento las pérdidas en términos prácticos que se producen realmente en el proceso industrial, ya que éstas incluso varían entre centrales azucareras. Por ello, en el cuadro 3.63 se muestran los rangos normales o usuales dentro de los cuales varían generalmente las pérdidas de sacarosa en cada una de las etapas del proceso azucarero, con el objetivo de establecer comparaciones y llevar a cabo la identificación de los puntos críticos de generación de pérdidas en el ingenio para la zafra 10/11.

En el cuadro 3.63 se observa claramente que únicamente las pérdidas indeterminadas en la casa de calderas estimadas para la zafra 10/11 se salen del rango normal de operación propuesto por Batule, a diferencia de la reportada por el ingenio para el mismo período de evaluación (0.396 % caña), las cuales se ubican dentro del rango mostrado en el cuadro 3.63. La pérdida estimada en el estudio repercute significativamente en la pérdida total del proceso, la cual puede deberse a pérdidas no consideradas en el balance realizado por el

ingenio o a una sobre estimación de las mismas en algunos puntos evaluados por el autor.

**CUADRO 3.63: COMPARACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA ESTIMADAS PARA LA ZAFRA 10/11 Y LOS RANGOS NORMALES DE PÉRDIDAS EN INGENIOS AZUCAREROS**

ÁREA O ETAPA DEL PROCESO	FACTOR	ESTUDIO DE PÉRDIDAS DE SACAROSA (ZAFRA 10/11)		RANGO NORMAL DE PÉRDIDA (Batule y Monzón)	
		Sacarosa % Caña	Lb/ton caña	Sacarosa % Caña	Lb/ton caña
PATIOS	Caña caída	0.0173	0.346	0.027 – 0.07	0.54 – 1.4
	Acumulación de caña en patios	0.0014	0.028	0.0015 – 0.02	0.03 – 0.4
	Preparación de caña	0.0013	0.026	0.05 – 0.07	1.0 – 1.4
	<b>TOTAL</b>	<b>0.020</b>	<b>0.40</b>	<b>0.0785 – 0.16</b>	<b>1.57 – 3.2</b>
MOLINOS	Bagazo	0.561	11.22	0.528 – 0.625	10.55 – 12.49
	Inversión	0.058	1.16	0.027 – 0.066	0.54 – 1.32
	<b>TOTAL</b>	<b>0.619</b>	<b>12.38</b>	<b>0.555 – 0.691</b>	<b>11.10 – 13.82</b>
PURIFICACIÓN	Calentamiento	0.10	2.00	0.046 – 0.122	0.92 – 2.44
	Sulfitación	0.0033	0.066	0.014 – 0.125	0.29 – 2.5
	Clarificación	0.033	0.66	< 0.06	< 1.2
	Cachaza	0.047	0.94	0.035 – 0.057	0.70 – 1.14
	<b>TOTAL</b>	<b>0.184</b>	<b>3.67</b>	<b>0.125 – 0.364</b>	<b>2.5 – 7.28</b>
EVAPORACIÓN	Inversión	0.027	0.54	0.024 – 0.153	0.48 – 3.06
	Arrastre en condensos	0.11	2.20	0.04 – 0.15	0.8 – 3.0
	<b>TOTAL</b>	<b>0.137</b>	<b>2.74</b>	<b>0.064 – 0.303</b>	<b>1.28 – 6.06</b>
CLARIFICACIÓN DE MELADURA	Inversión	0.0033	0.066	0.05 – 0.075	1.0 – 1.5
	<b>TOTAL</b>	<b>0.0033</b>	<b>0.066</b>	<b>0.05 – 0.075</b>	<b>1.0 – 1.5</b>
TACHOS Y CRISTALIZADORES	Inversión	0.24	4.80	> 0.059	> 1.18
	<b>TOTAL</b>	<b>0.25</b>	<b>5.00</b>	<b>&gt; 0.059</b>	<b>&gt; 1.18</b>
CENTRIFUGACIÓN	Miel final	1.24	24.80	1.17 – 1.38	23.33 – 27.59
	<b>TOTAL</b>	<b>1.24</b>	<b>24.80</b>	<b>1.17 – 1.38</b>	<b>23.33 – 27.59</b>
SECADORA Y TRANSPORTADORES DE AZÚCAR	Formación de terrones y derrames de azúcar	< 0.00002	< 0.0004	< 0.0019	< 0.038
	<b>TOTAL</b>	<b>&lt; 0.00002</b>	<b>&lt; 0.0004</b>	<b>&lt; 0.0019</b>	<b>&lt; 0.038</b>
BODEGAS	Derrames de azúcar	0.0018	0.036	< 0.024	< 0.48
	<b>TOTAL</b>	<b>0.0018</b>	<b>0.036</b>	<b>&lt; 0.024</b>	<b>&lt; 0.48</b>
<b>PÉRDIDAS INDETERMINADAS EN CASA DE CALDERAS</b>		<b>0.528</b>	<b>10.56</b>	<b>0.21 – 0.47</b>	<b>4.2 – 9.4</b>
<b>PÉRDIDA TOTAL</b>	Pérdidas determinadas e indeterminadas en casa de calderas	<b>2.376</b>	<b>47.52</b>	<b>1.74 – 2.29</b>	<b>34.80 – 45.80</b>

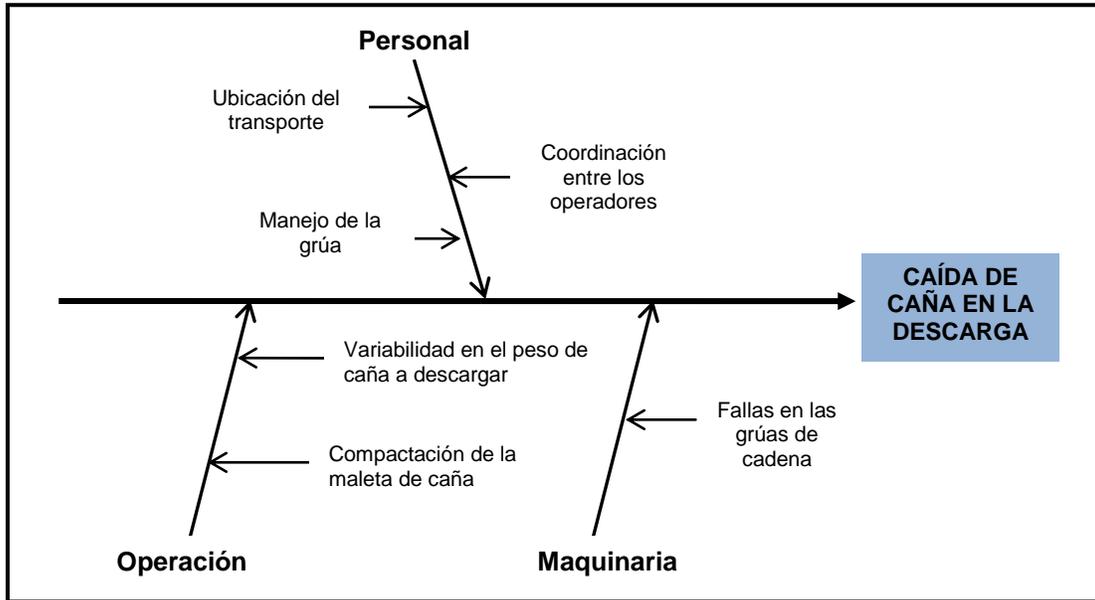
En el cuadro 3.64 se muestran los factores y puntos críticos de generación de pérdidas de sacarosa en el proceso de fabricación identificados en el presente estudio.

**CUADRO 3.64: PUNTOS Y FACTORES CRÍTICOS DE GENERACIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA IDENTIFICADOS EN EL PROCESO DE FABRICACIÓN (ZAFRA 10/11)**

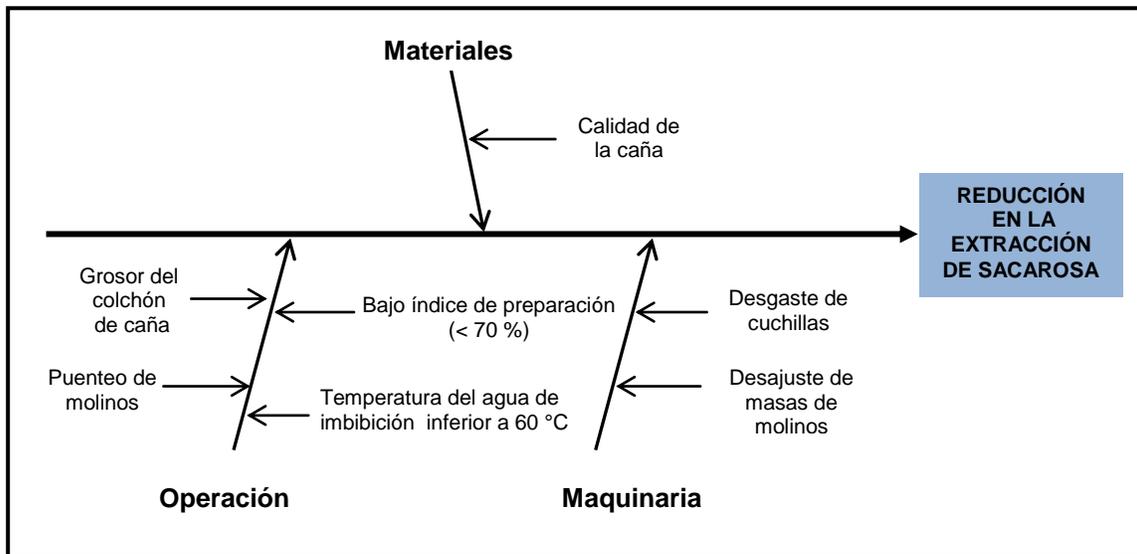
ÁREA O ETAPA DEL PROCESO	PUNTO CRÍTICO	FACTOR CRÍTICO
PATIOS	Mesas de alimentación de caña	Descarga de caña
MOLINOS	Bagazo	Extracción de jugo en el tándem
PURIFICACIÓN	Calentadores	Temperatura del jugo
	Cachaza	Filtración al vacío
EVAPORACIÓN	Aguas de condensa de evaporadores	Arrastre de sacarosa
TACHOS	Tachos de tercera	Inversión de sacarosa y agotamiento de la masa cocida
CRISTALIZACIÓN	Cristalizadores de tercera	Agotamiento de la masa cocida C
CENTRIFUGACIÓN	Miel final	Dilución de masa cocida C

En total se identificaron 8 puntos y 8 factores críticos de generación de pérdidas de sacarosa en la fábrica. Aunque las pérdidas en estos puntos se encuentran dentro de los rangos normales de operación, éstas tienen una repercusión importante en el recuento total de las pérdidas, por lo que es importante realizar un estudio minucioso que permita reducirlas a valores más aceptables. Los puntos críticos identificados tienen una mayor contribución a la pérdida total de sacarosa en el área o etapa respectiva del proceso y por tanto requiere de mejoras inmediatas.

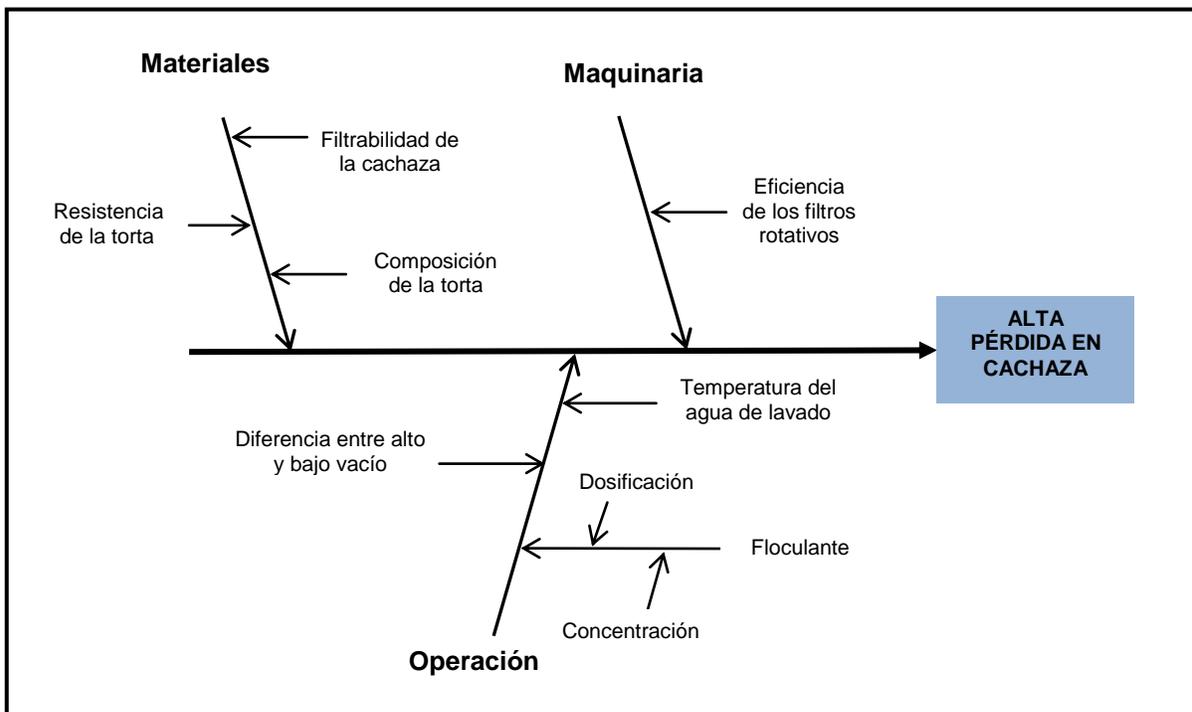
En las figuras 3.44 a la 3.51 se muestran los diagramas causa - efecto de las pérdidas de sacarosa en los puntos críticos identificados en la fábrica. Las posibles causas asociadas al problema en cada punto identificado, se han clasificado en cinco factores principales que pueden tener efecto sobre la problemática en cada etapa del proceso, estos factores son: Los materiales, el personal, las mediciones, la operación y la maquinaria. A continuación se muestran cada uno de los diagramas causa - efecto asociados a los puntos críticos.



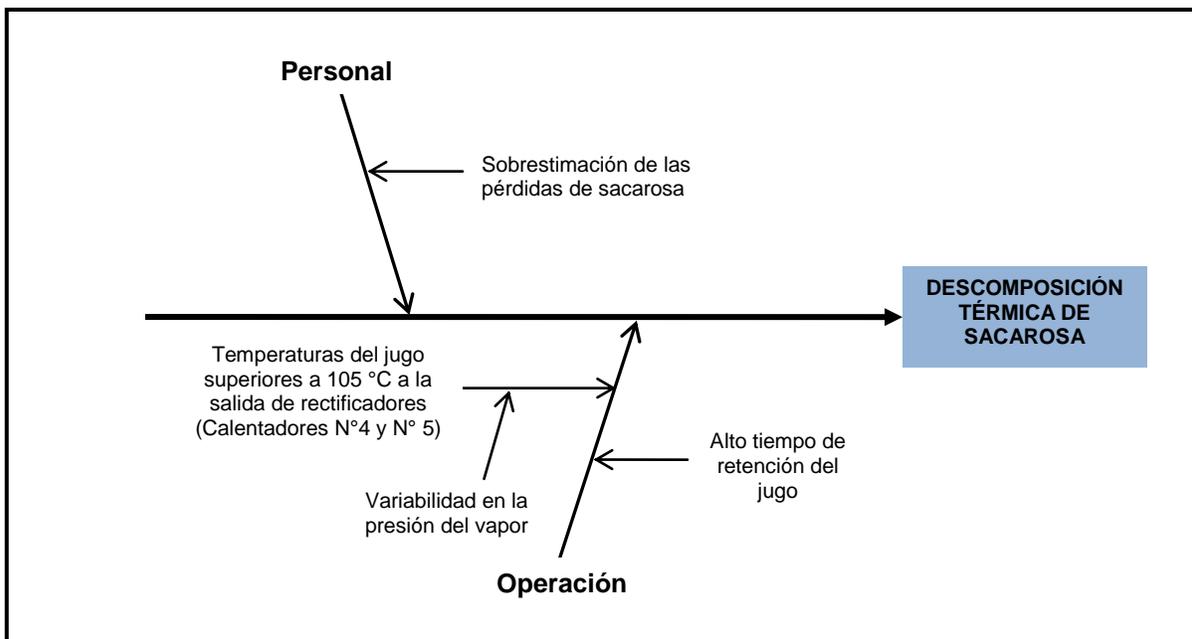
**Figura 3.44:** Diagrama causa - efecto para la descarga de caña en patios (Autor, 2011)



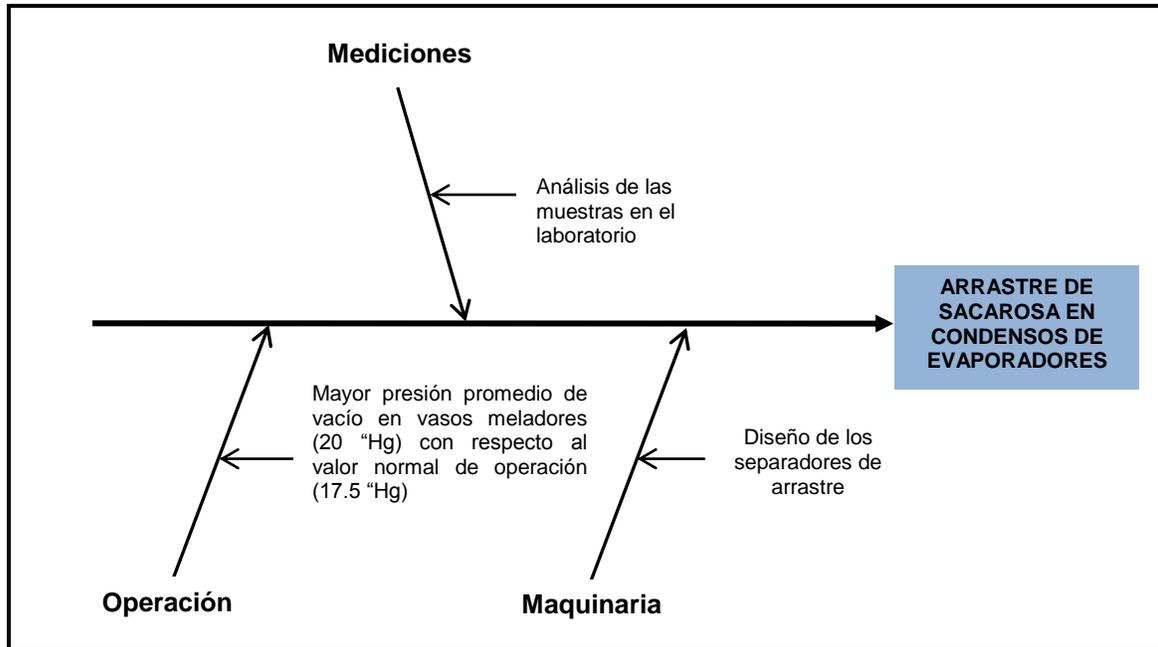
**Figura 3.45:** Diagrama causa - efecto para la extracción de sacarosa (Autor, 2011)



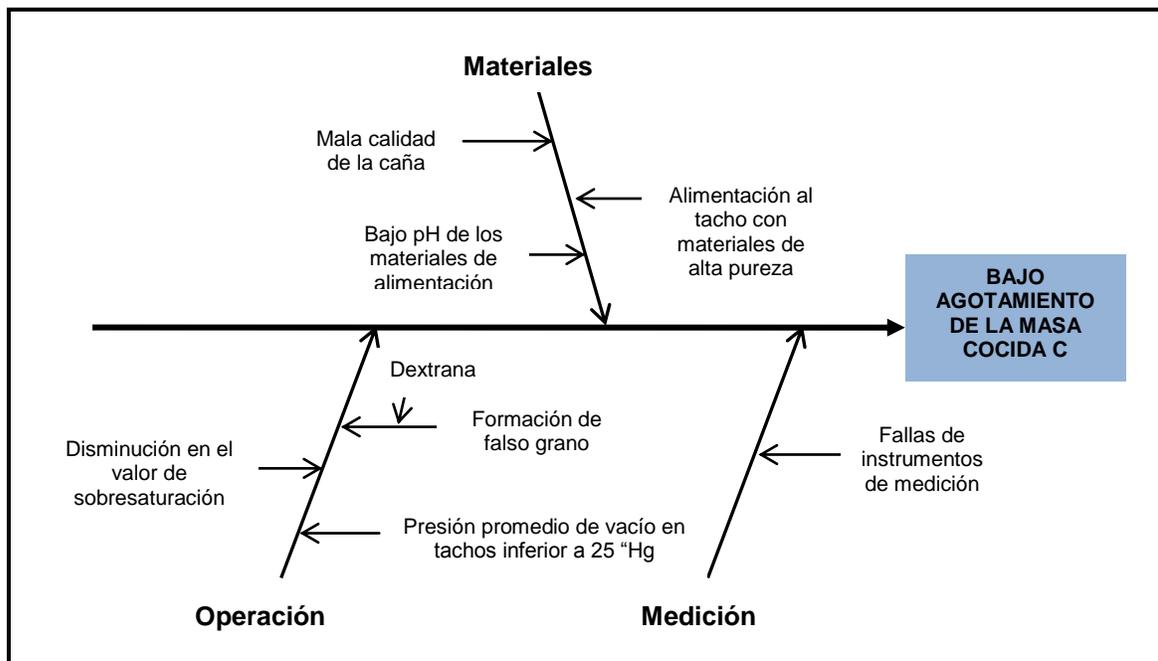
**Figura 3.46:** Diagrama causa - efecto para la pérdida de sacarosa en cachaza (Autor, 2011)



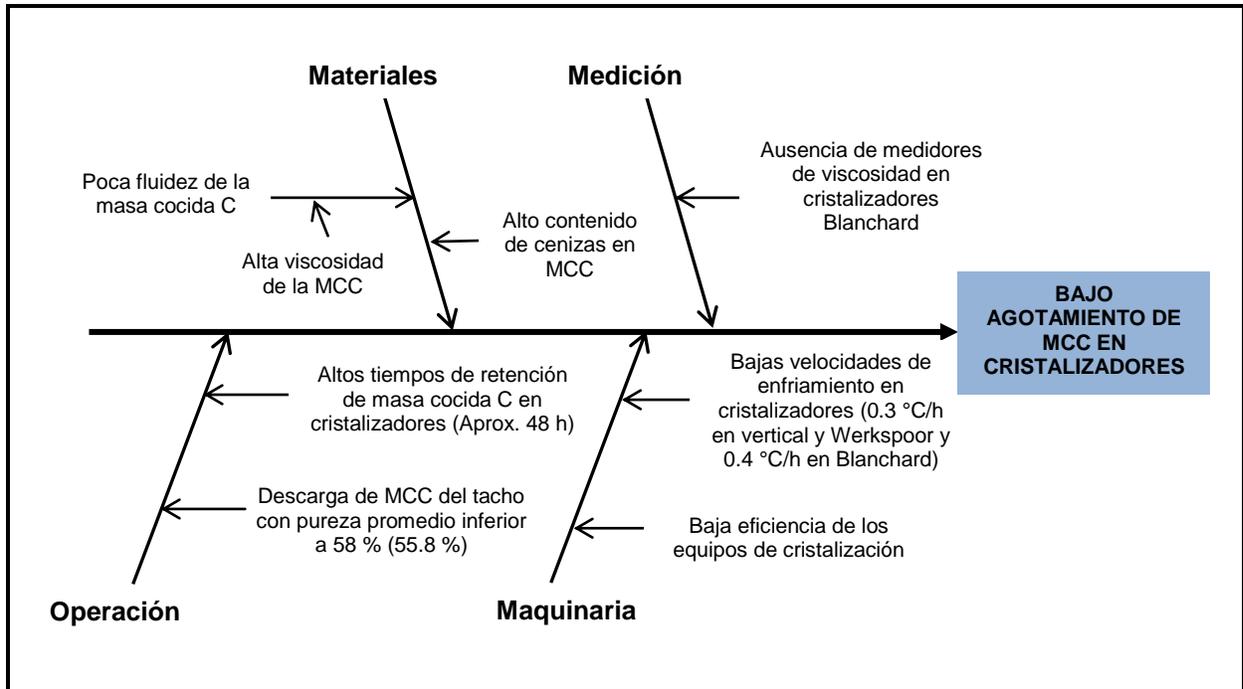
**Figura 3.47:** Diagrama causa - efecto para la operación de calentamiento del jugo (Autor, 2011)



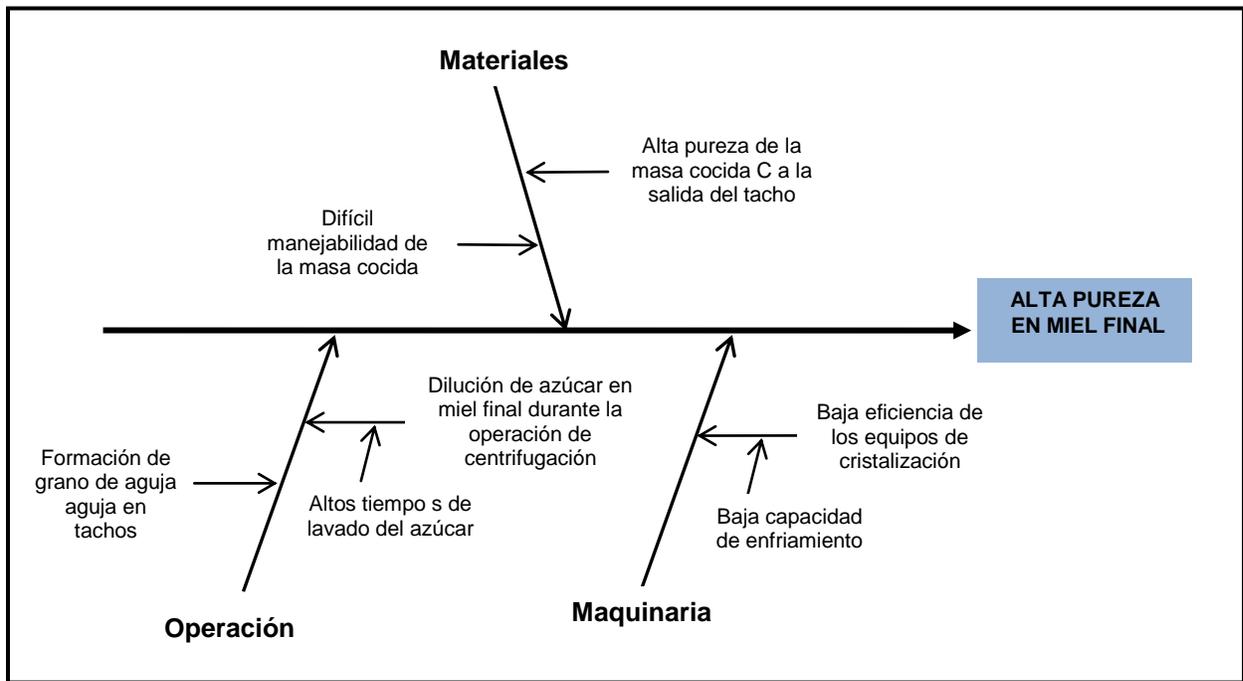
**Figura 3.48:** Diagrama causa - efecto para el arrastre de sacarosa en condensos de evaporadores (Autor, 2011)



**Figura 3.49:** Diagrama causa - efecto para el agotamiento de la MCC en tachos de tercera (Autor, 2011)



**Figura 3.50: Diagrama causa - efecto para el agotamiento de la MCC en cristalizadores (Autor, 2011)**



**Figura 3.51: Diagrama causa - efecto para la pureza de la miel final (Autor, 2011)**

En el cuadro 3.65 se comparan los resultados obtenidos de la estimación de pérdidas de sacarosa en la fábrica y los presentados en el reporte final de fabricación y laboratorio correspondiente a la zafra 10/11.

**CUADRO 3.65: COMPARACIÓN ENTRE LOS RESULTADOS DE LA ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA FÁBRICA Y LOS PRESENTADOS EN EL REPORTE FINAL DE FABRICACIÓN DE LA ZAFRA 10/11**

SACAROSA EN	REPORTE FINAL DE FABRICACIÓN (Sacarosa % Caña)	ESTUDIO DE REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA (Sacarosa % Caña)
Caña	14.048	14.048
Bagazo	0.561	0.561
Extraída	13.487	13.487
Recobrado	11.803	11.672
Pérdida en casa de calderas	1.684	1.815
Cachaza	0.047	0.047
Miel final	1.24	1.24
Indeterminados en casa de calderas	0.396	0.528
Pérdida total fábrica	2.245	2.376

Los datos mostrados en el cuadro 3.65 indican que en el estudio de reducción de pérdidas de sacarosa para el proceso de fábrica llevado a cabo durante la zafra 10/11, se obtuvo como resultado de las estimaciones una mayor pérdida de sacarosa por factores indeterminados en la casa de calderas con respecto al valor presentado en el reporte final de fabricación, siendo los valores obtenidos 0.528 y 0.396 % caña respectivamente. La diferencia entre estos valores es de 0.13 unidades porcentuales, que es considerablemente alto; pero que puede tener su origen en factores generadores de pérdidas no considerados en el balance de sacarosa en la casa de calderas realizado por el departamento de producción. En el cuadro 3.66 se muestran los resultados de la estimación de las pérdidas de sacarosa en las áreas de patios, molinos y casa de calderas durante la zafra 10/11.

**CUADRO 3.66: RESULTADOS DE LA ESTIMACIÓN DE LAS  
PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE PATIOS, MOLINOS  
Y CASA DE CALDERAS DURANTE LA ZAFRA 10/11**

SACAROSA EN	ESTUDIO DE REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA (Sacarosa % Caña)
Caña	14.048
Bagazo	0.561
Extraída	13.487
Recobrado	11.672
Pérdida en casa de calderas	1.815
Cachaza	0.047
Miel final	1.24
Indeterminados en casa de calderas	0.528
Indeterminados totales	0.606
<b>Pérdida total</b>	<b>2.454</b>

A diferencia del valor de pérdidas indeterminadas en casa de calderas mostrado en el cuadro 3.65, el cual sólo contabiliza la pérdida indeterminada en fábrica luego de la operación de molienda, el dato de indeterminados totales contabiliza la pérdida de sacarosa en todo el proceso desde el ingreso de la caña al ingenio, incluyendo la pérdida en patios, en el área de molinos y en la casa de calderas. De acuerdo al estudio de reducción de pérdidas de sacarosa, la pérdida indeterminada total en el ingenio para la zafra 10/11 se estima en 0.606 % caña, el cual es superior al presentado en el reporte final de fabricación y laboratorio en 0.21 unidades porcentuales; sin embargo, como ya se aclaró el dato estimado en el estudio incluye las pérdidas en todo el proceso, mientras que el presentado en el informe sólo incluye las pérdidas en la casa de calderas por lo que no pueden establecerse comparaciones respecto a estos dos resultados. Finalmente en el cuadro 3.67 se muestra la distribución de sacarosa en la fábrica durante la zafra 10/11, de acuerdo a las estimaciones realizadas por el autor y al reporte final de fabricación y laboratorio.

**CUADRO 3.67: DISTRIBUCIÓN DE SACAROSA EN FÁBRICA DE ACUERDO AL ESTUDIO DE PÉRDIDAS Y A LOS RESULTADOS PRESENTADOS EN EL REPORTE FINAL DE FABRICACIÓN DE LA ZAFRA 10/11**

SACAROSA EN	REPORTE FINAL DE FABRICACIÓN (% Sacarosa jugo extraído)	ESTUDIO DE REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA (% Sacarosa jugo extraído)
Caña	---	---
Bagazo	---	---
Extraída	100	100
Recobrado	87.517	86.543
Pérdida en casa de calderas	12.483	13.457
Cachaza	0.348	0.348
Miel final	9.194	9.194
Indeterminados en casa de calderas	2.936	3.915
<b>Pérdida total fábrica</b>	<b>12.483</b>	<b>13.457</b>

Al comparar los resultados anteriores se observa que la recuperación de sacarosa en la casa de calderas es menor de acuerdo al estudio de estimación de pérdidas con respecto al reporte de fabricación, lo cual se asocia con el aumento en la pérdida indeterminada en fábrica estimada por el autor, la cual repercute directamente en la pérdida total de sacarosa en la fábrica.

### **3.4 IDENTIFICACIÓN DE FACTORES Y PUNTOS CRÍTICOS DE GENERACIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL PROCESO DE REFINACIÓN**

En el cuadro 3.68 se muestra el resumen cuantitativo de las principales pérdidas de sacarosa en el proceso de refinación de azúcar, en base a los resultados obtenidos de las estimaciones realizadas en la sección 3.2.9. El cuadro 3.68 también muestra los factores o puntos asociados con las pérdidas de sacarosa en cada una de las etapas del proceso de refinación.

**CUADRO 3.68: RESUMEN DE LAS PRINCIPALES PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA REFINERÍA DURANTE LA ZAFRA 10/11**

PROCESO	ETAPA DEL PROCESO	FACTOR O PUNTO DE PÉRDIDA IDENTIFICADO	PÉRDIDA (Sacarosa % Caña)	PÉRDIDA (lb/ ton caña)
REFINERÍA	DISOLUCIÓN O FUNDIDO DE AZÚCAR	Descomposición térmica de sacarosa	0.018	0.36
	DECOLORACIÓN DEL LICOR	Descomposición térmica de sacarosa	0.0097	0.194
	FILTRACIÓN DEL LICOR	Sacarosa retenida en carbón	0.000041	0.00082
		Sacarosa retenida en ayudante de filtración	0.000047	0.00094
		Agua de lavado de filtros	0.0147	0.294
		<b>Pérdida en filtración</b>	<b>0.0148</b>	<b>0.296</b>
	CRISTALIZACIÓN	Inversión de sacarosa	0.055	1.10
		Arrastre de sacarosa en condensos	0.0062	0.124
		<b>Pérdida en cristalización</b>	<b>0.0612</b>	<b>1.224</b>
	LIQUIDACIÓN TOTAL	Derrame de licores y siropes	0.0005	0.01
<b>PÉRDIDA TOTAL EN REFINERÍA</b>			<b>0.1042</b>	<b>2.084</b>

En orden de importancia, las etapas del proceso de refinación que de acuerdo a las estimaciones tuvieron una mayor contribución en la generación de pérdidas de sacarosa fueron las siguientes: cristalización, disolución o fundición del azúcar, filtración del licor, decoloración del licor, centrifugación y secado.

En la etapa de cristalización, los principales factores asociados con pérdidas de sacarosa fueron la inversión de sacarosa durante la operación de cristalización, el arrastre de sacarosa en las aguas de condensa de tachos y el retorno de sirope D hacia el área de tachos de fábrica. La pérdida total en esta etapa se estima en 0.0612 % caña, equivalentes a 1.22 libras de azúcar por tonelada de caña.

La segunda pérdida más importante en la refinería se reporta en la operación de disolución del azúcar en los tanques de fundición; esta pérdida se estima en 0.018 %

caña para la zafra 10/11, el cual es inferior a la pérdida estimada por Batule como se muestra en el cuadro 3.69. De igual forma la pérdida de sacarosa por la filtración del licor es inferior a la descrita por Batule como normal en esta operación; la cual se asocia principalmente al lavado de las telas de los filtros prensa.

La pérdida total de azúcar en la refinería para la zafra 10/11 se estima en 0.456 % caña (incluyendo el retorno de sirope D hacia la fábrica) equivalente a 9.12 libras por tonelada de caña, mientras que Batule estima que este valor normalmente asciende a 0.52 % caña incluidas todas las pérdidas físicas y químicas de la refinería. Este valor es superior al estimado por el autor, indicando una aceptable operación en todo el proceso de refinación en general.

En el cuadro 3.69 se resumen los resultados de la estimación de pérdidas de sacarosa realizadas por el autor en el proceso de refinación para la zafra 10/11 y los valores normales de operación estimados por Batule.

**CUADRO 3.69: COMPARACIÓN ENTRE LOS RESULTADOS DE LA ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA REFINERÍA DURANTE LA ZAFRA 10/11 Y LOS ESTIMADOS POR BATULE**

PÉRDIDAS EN		ESTUDIO DE REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA (Sacarosa % Caña)	ESTIMACIONES DE BATULE (Sacarosa % Caña)
FUNDICIÓN O DISOLUCIÓN DEL AZÚCAR		0.018	0.020
DECOLORACIÓN DEL LICOR		0.0097	0.012
FILTRACIÓN DEL LICOR	CARBÓN Y AYUDANTE DE FILTRACIÓN	0.000088	0.032
	LAVADO DE FILTROS PRENSA	0.0147	0.044
	<b>TOTAL</b>	<b>0.0148</b>	<b>0.076</b>
CRISTALIZACIÓN	EVAPORACIÓN	0.055	0.051
	ARRASTRES	0.0062	0.075
	<b>TOTAL</b>	<b>0.0612</b>	<b>0.126</b>
LIQUIDACIÓN FINAL		0.0005	0.001
<b>TOTAL (No incluye retorno de sirope)</b>		<b>0.1042</b>	<b>0.235</b>

De los resultados mostrados en el cuadro 3.69 hay que enfatizar la diferencia entre el valor estimado por el autor para las pérdidas en las etapas de cristalización y el valor estimado por Batule en operaciones equivalentes del proceso de refinación. Esta diferencia puede deberse al balance global realizado entre la entrada y la salida de las etapas de proceso antes mencionadas; sin embargo, esta diferencia también se debe a la no concordancia completa de los factores de pérdidas considerados en las estimaciones realizadas por el autor y las descritas por Batule. En el cuadro 3.70 se muestran los factores y puntos críticos de generación de pérdidas de sacarosa identificados en el proceso de refinación del azúcar.

**CUADRO 3.70: FACTORES Y PUNTOS CRÍTICOS DE GENERACIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA IDENTIFICADOS EN EL PROCESO DE REFINACIÓN (ZAFRA 10/11)**

ÁREA O ETAPA DEL PROCESO	PUNTO CRÍTICO	FACTOR CRÍTICO
CRISTALIZACIÓN	Tachos de refinería	Inversión de sacarosa
	Sirope D	Retorno a fábrica
FUNDICIÓN DE AZÚCAR	Tanques de fundición	Descomposición térmica de sacarosa

Se identificaron 3 puntos y 3 factores críticos de generación de pérdidas de sacarosa en la refinería, los cuales se enfocan en las etapas de fundición y cristalización. Los valores de pérdidas en los puntos identificados se encuentran dentro del rango normal de operación de acuerdo a Batule; sin embargo, representan los puntos y factores que tienen una mayor contribución a la pérdida total en la refinería y que requieren ser reducidas en orden de prioridad. El resto de puntos y factores asociados con pérdidas de sacarosa en el proceso de refinación aunque contribuyen en cierta forma a la pérdida total del proceso, se encuentran dentro de los valores normales de operación, por lo que no requieren ser reducidas inmediatamente, pero pueden ser disminuidas mejorando las prácticas operativas y la eficiencia de los equipos de proceso.

Las figuras 3.52 a la 3.54 muestran los diagramas causa - efecto de las pérdidas de sacarosa en los puntos críticos identificados en la refinería. Al igual que en la fábrica las

posibles causas asociadas al problema en cada punto crítico identificado se clasificaron de acuerdo a los factores siguientes: materiales, personal, operación y la maquinaria. A continuación se muestran cada uno de los diagramas causa - efecto asociados a los puntos críticos en el proceso de refinación de azúcar.

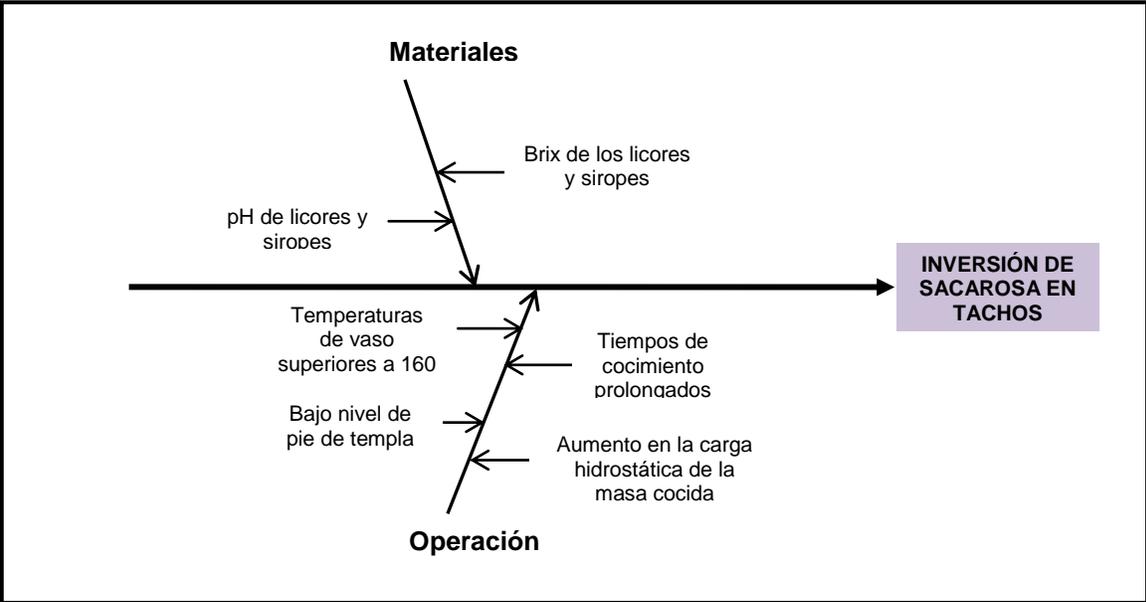


Figura 3.52: Diagrama causa - efecto para la inversión de sacarosa en tachos (Autor, 2011)

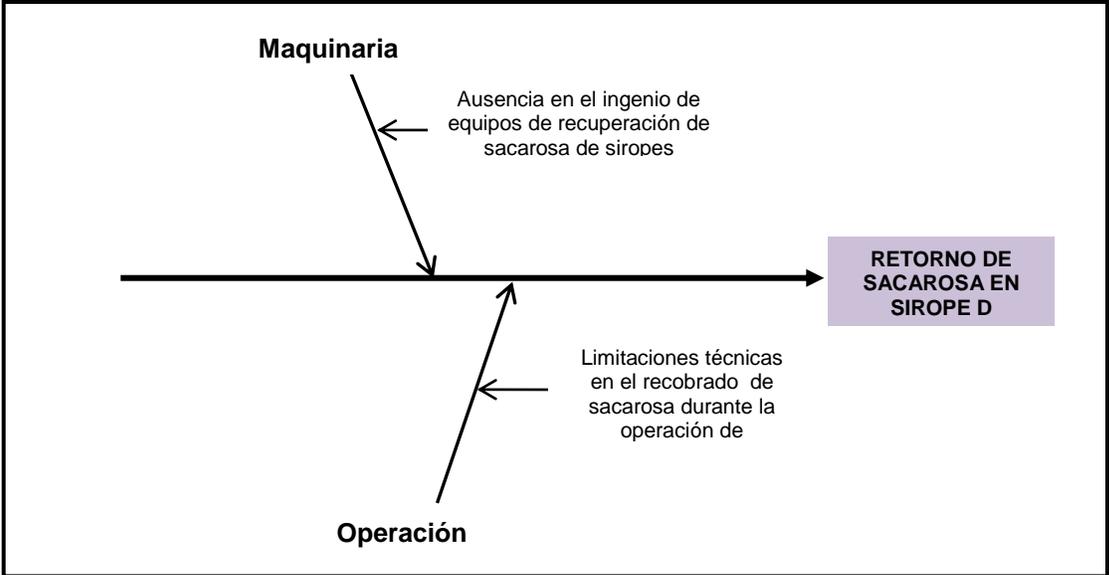
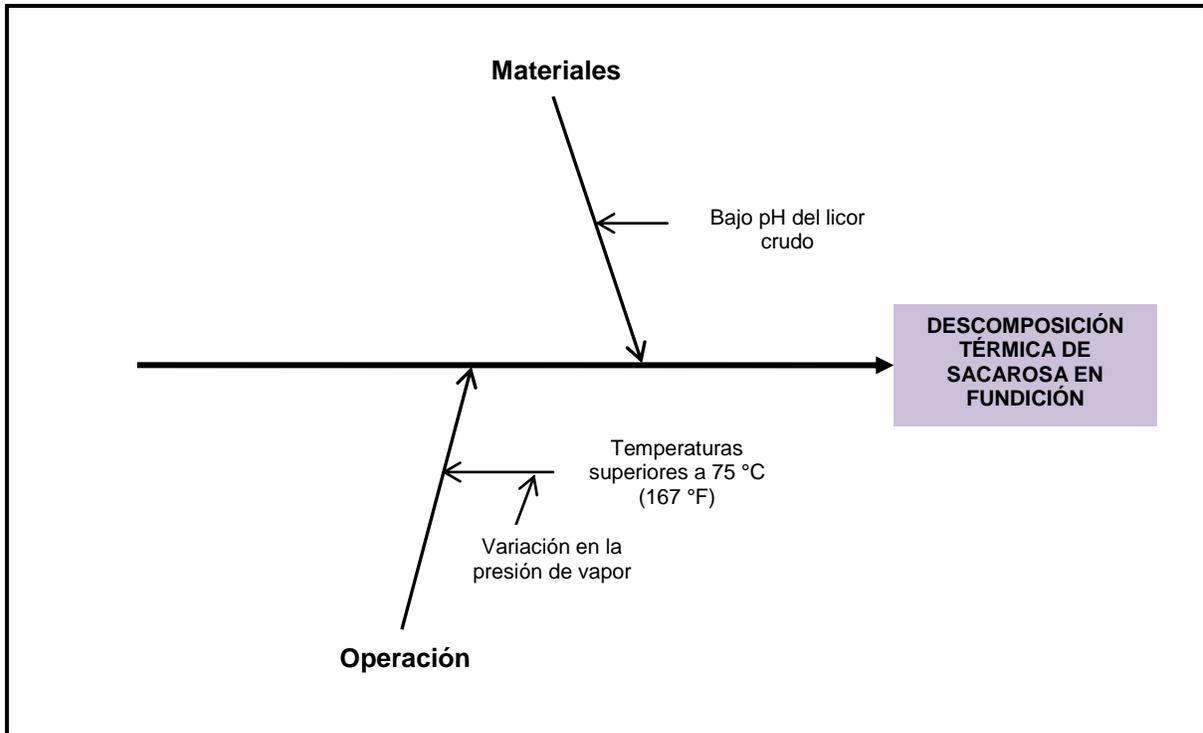


Figura 3.53: Diagrama causa - efecto para el retorno de sirope a fábrica (Autor, 2011)



**Figura 3.54:** Diagrama causa - efecto para la descomposición térmica de la sacarosa en la operación de fundición (Autor, 2011)

### 3.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL PROCESO DE FABRICACIÓN Y REFINACIÓN DEL AZÚCAR

Cualquier pérdida de materia prima o de productos intermedios en un proceso industrial implica un costo económico. De igual forma, cualquier pérdida de sacarosa en el proceso de fabricación y refinación del azúcar por pequeña que sea, representa para el ingenio un alto costo económico e ingresos que la empresa deja de percibir. Por ello, en el cuadro 3.71 se presenta el balance económico de las pérdidas de sacarosa de acuerdo a las estimaciones realizadas por el autor, en comparación con los resultados del reporte final de fabricación y refinación para la zafra 10/11.

**CUADRO 3.71: EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA  
(ZAFRA 10/11)**

AZÚCAR	Pérdida de azúcar estimada (Sacarosa % Caña) (Estudio de pérdidas)	Pérdida de azúcar (Sacarosa % Caña) (Reporte de fab y refinería)	Reducción esperada de la pérdida (Sacarosa % Caña)	Reducción esperada de la pérdida (QQ)	Ingreso neto por la venta de azúcar (\$/QQ)	Ahorro por la reducción de la pérdida de azúcar (\$)	
Crudo y Blanco	2.454	2.245	0.209	70,137.75	15.00	1,052,066.55	
Refino	0.1042	0.0919	0.0123	4,127.72	18.00	74,298.96	
<b>PÉRDIDA BRUTA</b>				<b>74,265.47</b>		<b>1,126,365.21</b>	
<b>BENEFICIOS ECONÓMICOS POR CAUSAS ASIGNABLES DE PÉRDIDAS DE SACAROSA</b>							
SUBPRODUCTO	Sacarosa retenida en miel final (Sacarosa % Caña)	Producción de miel final (TM) (Zafra 10/11)	Costo de producción de miel final (\$/TM)	Precio de venta de miel final (\$/TM)	Costo por sacarosa retenida en miel final (\$)	Ingreso por venta de miel final (\$)	Costo neto por sacarosa retenida en miel final (\$)
Miel final	1.24	306,222.33	123.00	140.00	6,241,923.85	5,205,779.61	1,036,144.24
		<b>AHORRO NETO POR LA REDUCCIÓN DE LA PÉRDIDA DE AZÚCAR EN EL INGENIO (\$)</b>					<b>90,220.97</b>

Los costos de producción y los precios de venta del producto que se muestran en el cuadro 3.71, se estimaron en base a datos proporcionados por las autoridades del ingenio y a la variación del precio del azúcar en el mercado internacional durante el año 2011.

El cuadro 3.71 muestra que durante la zafra 10/11, el ahorro económico bruto por la reducción de las pérdidas de sacarosa en la fábrica y en la refinería de azúcar a los valores reportados por el ingenio, asciende a 1.1 millones de dólares. Si a este monto se resta el costo neto por la sacarosa retenida en miel final, el ahorro económico neto por la reducción de las pérdidas de azúcar en el ingenio asciende a 90,220.97 dólares, lo cual representa un alto beneficio para el ingenio en términos económicos.

Por tanto, resulta imperativo plantear alternativas que permitan reducir las pérdidas de sacarosa a valores más aceptables y que contribuyan a aumentar el rendimiento físico en la fábrica y el beneficio económico para el ingenio.

### 3.6 EVALUACIÓN DEL RENDIMIENTO TEÓRICO Y REAL DEL PROCESO DE FABRICACIÓN

El rendimiento teórico de producción de azúcar en la fábrica se define de acuerdo a la ecuación 3.134:

$$\text{Rendimiento teórico} = \frac{\text{Producción teórica de azúcar}}{\text{Toneladas de caña molida}}$$

Ecuación 3.134

La producción teórica de azúcar en la fábrica se calcula a partir de la sacarosa presente inicialmente en la caña, asumiendo que no existen pérdidas en el proceso de fabricación. La concentración promedio de sacarosa en caña a la entrada de la fábrica fue de 14.048 % durante la zafra 10/11, de acuerdo al reporte de fabricación y laboratorio. De acuerdo a este dato, el rendimiento teórico de producción durante la zafra 10/11 fue el siguiente:

$$\text{Rendimiento teórico} = \frac{14.048 \text{ lb de sacarosa}}{100 \text{ lb de caña}}$$

$$\text{Rendimiento teórico} = \frac{14.048 \text{ lb}}{100 \text{ lb de caña}} \times \frac{2000 \text{ lb}}{\text{Ton caña}}$$

$$\text{Rendimiento teórico} = \frac{280.96 \text{ lb de azúcar}}{\text{t. c. c.}}$$

Este rendimiento como se espera es bastante alto, para establecer comparaciones se calcula a continuación el rendimiento real de producción por medio de la ecuación 3.135:

$$\text{Rendimiento real} = \frac{\text{Azúcar recuperada o recobrada}}{\text{Toneladas de caña molida}}$$

Ecuación 3.135

De acuerdo al reporte final de fabricación y laboratorio, durante la zafra 10/11 se recobró el 87.51 % de la sacarosa total presente inicialmente en el jugo, equivalente a 11.803 % caña (Cuadro 3.65). A partir de este dato el rendimiento de la fábrica fue:

$$\text{Rendimiento real} = \frac{11.803 \text{ lb de sacarosa}}{100 \text{ lb de caña}}$$

$$\text{Rendimiento real} = \frac{11.803 \text{ lb}}{100 \text{ lb de caña}} \times \frac{2000 \text{ lb}}{\text{Ton caña}}$$

$$\text{Rendimiento real} = \frac{236.06 \text{ lb de azúcar}}{\text{t. c. c.}}$$

Este rendimiento equivale a una pérdida total en el proceso de fábrica de 2.245 % caña, el mismo reportado en el informe final de fabricación y laboratorio (Cuadro 3.65). Sin embargo, un cálculo más minucioso del azúcar recobrado en la fábrica arroja una recuperación de 11.8796 % caña y no de 11.803 % como muestra el informe de fabricación, lo que da lugar a una pérdida total de sacarosa inferior a la reportada (2.245 %), esta diferencia se cree que se debe a un valor reportado de pérdida indeterminada en la casa de calderas superior al real, lo que da lugar a una menor recuperación en la fábrica. A continuación se comprueban las aseveraciones anteriores aplicando la ecuación 3.136:

$$\text{Pérdida total en fábrica (zafra 10/11)} = \text{Sacarosa en caña} - \text{Azúcar producida}$$

**Ecuación 6.136**

$$\text{Pérdida total en fábrica (zafra 10/11)} = (14.048 - 11.8796) \%$$

$$\text{Pérdida total en fábrica (zafra 10/11)} = 2.1684 \%$$

Por tanto, el rendimiento real de proceso fue el siguiente:

$$\text{Rendimiento real} = \frac{11.8796 \text{ lb de sacarosa}}{100 \text{ lb de caña}}$$

$$\text{Rendimiento real} = \frac{11.8796 \text{ lb}}{100 \text{ lb de caña}} \times \frac{2000 \text{ lb}}{\text{Ton caña}}$$

$$\text{Rendimiento real} = \frac{237.59 \text{ lb de azúcar}}{\text{t. c. c.}}$$

Este valor fue el mismo reportado en el informe final de fabricación y laboratorio para la zafra 10/11 y difiere del valor anterior en 1.53 libras por tonelada de caña molida.

Por otro lado, en el presente estudio se estimó una recuperación de sacarosa de 11.672 % caña en la fábrica durante la zafra 10/11 (cuadro 3.65), por lo que el rendimiento del proceso en base a las estimaciones realizadas por el autor es el siguiente:

$$\text{Rendimiento real estimado} = \frac{11.672 \text{ lb de sacarosa}}{100 \text{ lb de caña}}$$

$$\text{Rendimiento real estimado} = \frac{11.672 \text{ lb}}{100 \text{ lb de caña}} \times \frac{2000 \text{ lb}}{\text{Ton caña}}$$

$$\text{Rendimiento real estimado} = \frac{233.44 \text{ lb de azúcar}}{\text{t. c. c.}}$$

El rendimiento estimado por el autor para la zafra 10/11 difiere del rendimiento real del proceso de fabrica en 4.15 libras por tonelada de caña, lo cual es bastante significativo. Esta diferencia se asocia principalmente a un alto valor de la pérdida indeterminada en la casa de calderas (0.528 %), que puede deberse principalmente a cierto margen de error en la estimación de las pérdidas de sacarosa en las áreas de cocimiento y cristalización a causa del balance global realizado en estas etapas del proceso. Lo anterior sugiere que la pérdida total en la casa de calderas podría ser inferior a la estimada en este estudio (1.815 %), tal como lo indica el rendimiento real reportado para la zafra 10/11.

Finalmente, durante la zafra 10/11 se obtuvo un rendimiento físico promedio nacional de 243 libras de azúcar por tonelada corta de caña, lo cual sugiere que la eficiencia del proceso debería ser incrementada para obtener una mejoría en este indicador.

### **3.7 COMPARACIÓN DE PÉRDIDAS DETERMINADAS E INDETERMINADAS DE LA ZAFRA 10/11 RESPECTO A ZAFRAS ANTERIORES**

En esta sección se realiza un análisis comparativo de las pérdidas determinadas e indeterminadas en la fábrica durante la zafra 10/11, con respecto a las últimas tres zafras.

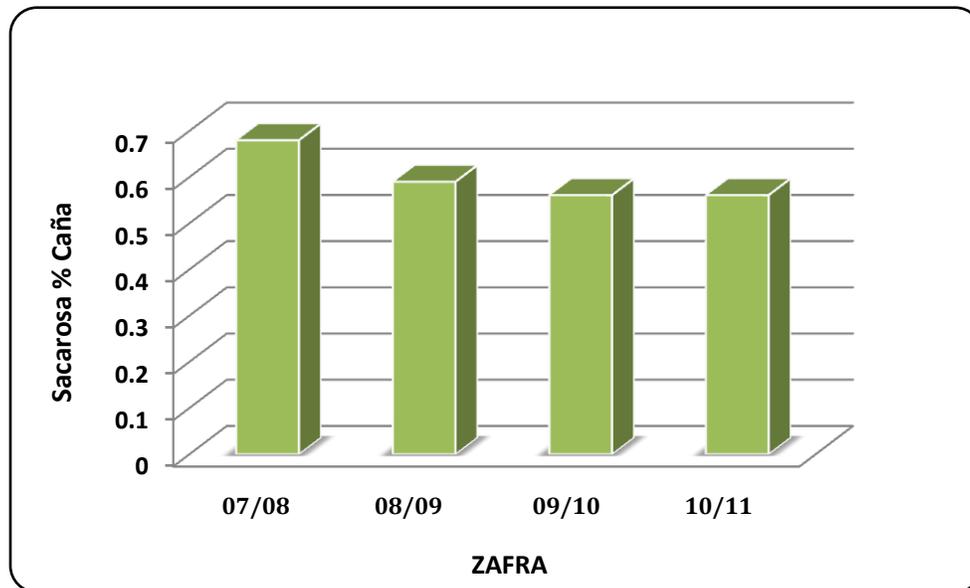
#### **3.7.1 ANÁLISIS COMPARATIVO DE LA PERDIDA EN BAGAZO**

En términos generales, la pérdida de sacarosa en bagazo para las tres zafras anteriores a la zafra 10/11 tuvo una importante disminución, equivalente a 17.5 % entre la zafra 07/08 (0.68 % Caña) y la zafra 09/10 (0.561 % Caña), siendo la aplicación de una potencia asistida al molino N° 7 en la zafra 08/09, una de las principales modificaciones en la planta para lograr disminuir la pérdida en bagazo. Durante la zafra 10/11, la pérdida de sacarosa en bagazo se mantuvo respecto al valor reportado en la zafra 09/10, los resultados referentes a la pérdida de sacarosa en bagazo para las últimas 4 zafras se presentan en el cuadro 3.72, expresada como porcentaje de caña y en libras por tonelada de caña molida.

**CUADRO 3.72: PÉRDIDA DE SACAROSA EN BAGAZO (ZAFRAS 07/08 - 10/11)**

Zafra	Pérdida en Bagazo (Sacarosa % Caña)	Pérdida en Bagazo (lb/ton)
07/08	0.680	13.60
08/09	0.590	11.80
09/10	0.561	11.22
10/11	0.561	11.22

En la figura 3.55 se muestra la tendencia de las pérdidas de sacarosa en bagazo para las últimas cuatro zafras.



**Figura 3.55:** Comparativo de pérdidas de sacarosa en bagazo (Zafras 07/08 – 10/11) (Autor, 2011)

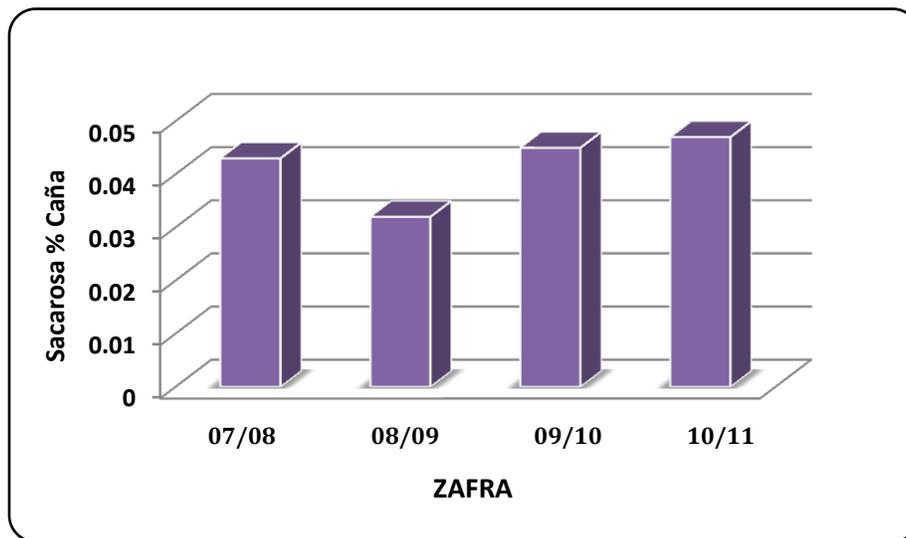
### 3.7.2 ANÁLISIS COMPARATIVO DE LA PERDIDA EN CACHAZA

El análisis de la pérdida en cachaza para las últimas cuatro zafras indica una reducción de 25.58 % de sacarosa por ciento caña en la zafra 08/09 respecto a la zafra 07/08, mientras que en la zafra 09/10 se experimentó un incremento de 40.63 % en la zafra 09/10 en relación al promedio final de la zafra 08/09; finalmente se produjo un aumento de 4.44 % de la pérdida en cachaza durante la zafra 10/11 respecto a la zafra anterior. La prolongación de la estación lluviosa con el consecuente aumento de materia extraña en la caña que ingresa al ingenio, es uno de los principales factores que inciden en el incremento de las pérdidas de sacarosa en cachaza. En el cuadro 3.73 se muestran los resultados de la pérdida total de sacarosa en cachaza reportada para las últimas cuatro zafras.

**CUADRO 3.73: PÉRDIDA DE SACAROSA EN CACHAZA  
(ZAFRAS 07/08 - 10/11)**

Zafra	Pérdida en Cachaza (Sacarosa % Caña)	Pérdida en Cachaza (lb/ton)
07/08	0.043	0.86
08/09	0.032	0.64
09/10	0.045	0.90
10/11	0.047	0.94

La tendencia de las pérdidas de sacarosa en cachaza para las últimas cuatro zafras se muestra en la figura 3.56.



**Figura 3.56: Comparativo de pérdidas de sacarosa en cachaza  
(Zafras 07/08 – 10/11) (Autor, 2011)**

La figura 3.56 indica claramente una tendencia hacia el incremento de las pérdidas de sacarosa en cachaza en las últimas dos zafras.

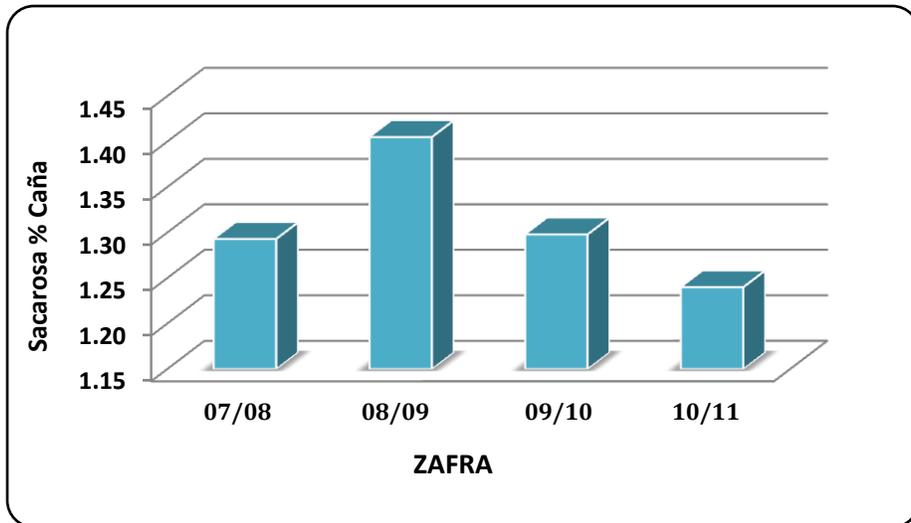
### 3.7.3 ANÁLISIS COMPARATIVO DE LA PERDIDA EN MIEL FINAL

En el cuadro 3.74 se muestra la pérdida total de sacarosa en miel final para las últimas cuatro zafras. En este cuadro se muestra que la pérdida de sacarosa en la miel final para la zafra 08/09 (1.405 % caña) fue superior en un 8.66 % con respecto al valor reportado para la zafra 07/08 (1.293 % caña), mientras que en la zafra 09/10 ésta pérdida disminuyó en un 7.62 % con respecto a la zafra 08/09 y prácticamente cerró con un promedio similar al obtenido al final de la zafra 07/08. Finalmente en la zafra 10/11 se obtuvo una disminución de 4.47 % respecto a la zafra anterior, con una pérdida de 1.24 % caña, siendo ésta la pérdida más baja reportada en las últimas cuatro zafras. Sin embargo, sigue representando la pérdida más importante en el proceso de fábrica por lo que requiere ser reducida a valores más aceptables.

**CUADRO 3.74: PÉRDIDA DE SACAROSA EN MIEL FINAL  
(ZAFRAS 07/08 - 10/11)**

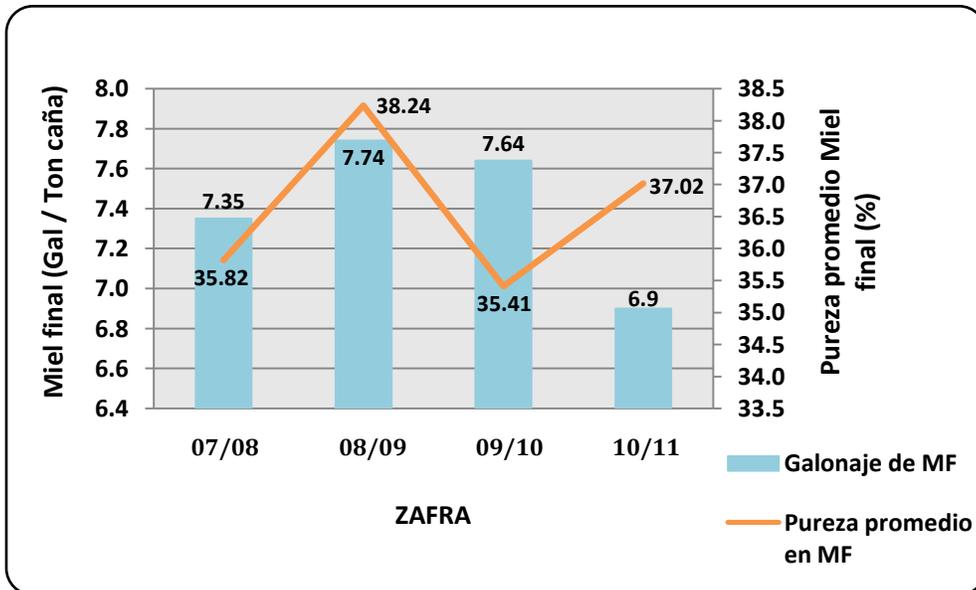
Zafra	Pérdida en miel final (Sacarosa % Caña)	Pérdida en miel final (lb/ton)
07/08	1.293	25.86
08/09	1.405	28.10
09/10	1.298	25.96
10/11	1.240	24.80

En la figura 3.57 se muestra la tendencia de las pérdidas de sacarosa en la miel final para las últimas cuatro zafras. Como puede observarse, en las dos últimas zafras la tendencia de la pérdida de sacarosa en la miel final ha sido a la baja.



**Figura 3.57:** Comparativo de pérdidas de sacarosa en miel final (Zafras 07/08 – 10/11) (Autor, 2011)

En la figura 3.58 se muestra gráficamente la tendencia del galonaje de miel final por tonelada de caña y la pureza promedio de la misma para las últimas cuatro zafras.



**Figura 3.58:** Galonaje y pureza promedio de miel final (Zafras 07/08 - 10/11) (Autor, 2011)

En cuanto al galonaje de miel final producido por tonelada de caña, se experimentó un incremento de 5.29 % entre las zafras 07/08 y 08/09, esta tendencia se mantuvo casi invariable con una disminución de sólo 1.29 % en la zafra 09/10 respecto a la zafra anterior. Finalmente, en la zafra 10/11 se registró un descenso importante de 9.69 % en el galonaje miel final con respecto a la zafra 09/10, obteniéndose un promedio de 6.9 galones por tonelada de caña molida, siendo el valor más bajo reportado en las últimas cuatro zafras.

Con respecto a la pureza promedio de la miel final, la tendencia de las últimas cuatro zafras ha sido muy irregular con un incremento de 6.76 % en la zafra 08/09 con relación al valor reportado en la zafra 07/08, un descenso de 7.4 % en la zafra 09/10 respecto a la zafra anterior y un incremento nuevamente en la zafra 10/11 de 4.55 % con relación a la zafra 09/10.

En la figura 3.58 se observa que en la zafra 08/09, el incremento tanto del galonaje promedio de miel final por tonelada de caña como de su pureza, tuvo una doble contribución en la pérdida de sacarosa en este subproducto, siendo el valor de pérdida en la zafra 08/09 la más alta reportada en las últimas cuatro zafras (figura 3.58). Por otro lado, aunque en la zafra 10/11 se registró el valor promedio más bajo de galonaje de miel final por tonelada de caña, el incremento de la pureza en ésta produjo que no se obtuviera un descenso más significativo en la pérdida de sacarosa; aún así, ha sido el más bajo reportado en las últimas cuatro zafras.

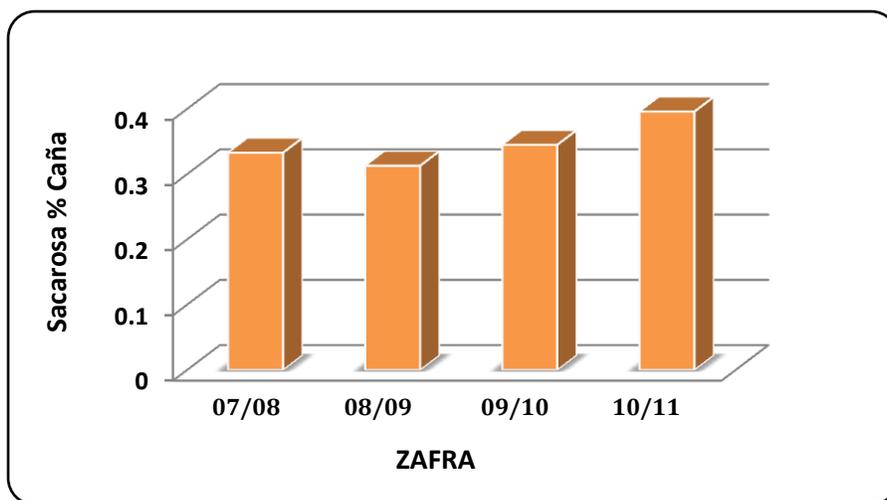
#### **3.7.4 ANÁLISIS COMPARATIVO DE LA PERDIDA INDETERMINADA**

En el cuadro 3.75 se presentan los valores totales de las pérdidas de sacarosa por factores indeterminados en la fábrica para los últimos cuatro períodos de zafra, expresadas en porcentaje caña y en libras por tonelada de caña.

**CUADRO 3.75: PÉRDIDAS INDETERMINADAS DE SACAROSA (ZAFRAS 07/08 - 10/11)**

Zafra	Pérdida indeterminada (Sacarosa % Caña)	Pérdida indeterminada (lb/ton)
07/08	0.333	6.66
08/09	0.313	6.26
09/10	0.345	6.90
10/11	0.396	7.92

Los resultados del análisis de los datos mostrados en el cuadro 3.73 indican un descenso de 6.0 % en las pérdidas indeterminadas en la fábrica para la zafra 08/09 con respecto a la zafra anterior y aumentos sucesivos de 10.22 % y de 14.78 % para las zafras 09/10 y 10/11 respectivamente. La figura 3.59 muestra la tendencia de las pérdidas indeterminadas para las últimas cuatro zafras.



**Figura 3.59: Comparativo de pérdidas indeterminadas (Zafras 07/08 - 10/11) (Autor, 2011)**

La figura 3.59 muestra una tendencia clara al aumento de las pérdidas indeterminadas en las dos últimas zafras, la cual puede deberse a un menor control de los derrames de materiales azucarados, al aumento de los arrastres de sacarosa en las aguas de

condenso de evaporadores, tachos y filtros al vacío, entre otros factores con respecto a las zafras anteriores.

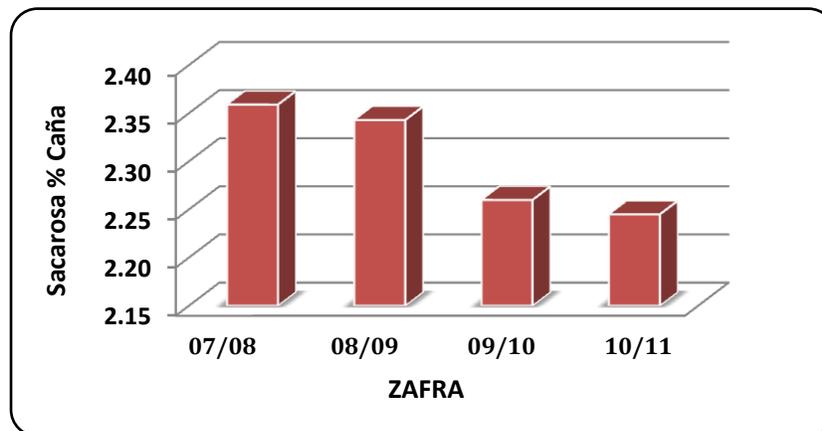
### 3.7.5 ANÁLISIS COMPARATIVO DE LA PÉRDIDA TOTAL EN FÁBRICA

El resumen de la pérdida total de azúcar para las últimas cuatro zafras se muestra en el cuadro 3.76.

**CUADRO 3.76: PÉRDIDA TOTAL DE SACAROSA  
(ZAFRAS 07/08 - 10/11)**

Zafra	Pérdida total (Sacarosa % Caña)	Pérdida total (lb/ton)	Pérdida total (QQ)
07/08	2.359	47.18	820,519
08/09	2.343	46.86	778,425
09/10	2.260	45.20	822,342
10/11	2.245	44.90	753,393.5

Como se observa en el cuadro 3.76, en las últimas cuatro zafras se ha experimentado un descenso gradual de la pérdida total de sacarosa en la fábrica, siendo el descenso más importante el registrado en la zafra 09/10 (3.54 %) con respecto al reportado en la zafra 08/09. La figura 3.60 muestra la tendencia de la pérdida total de sacarosa para las últimas cuatro zafras.

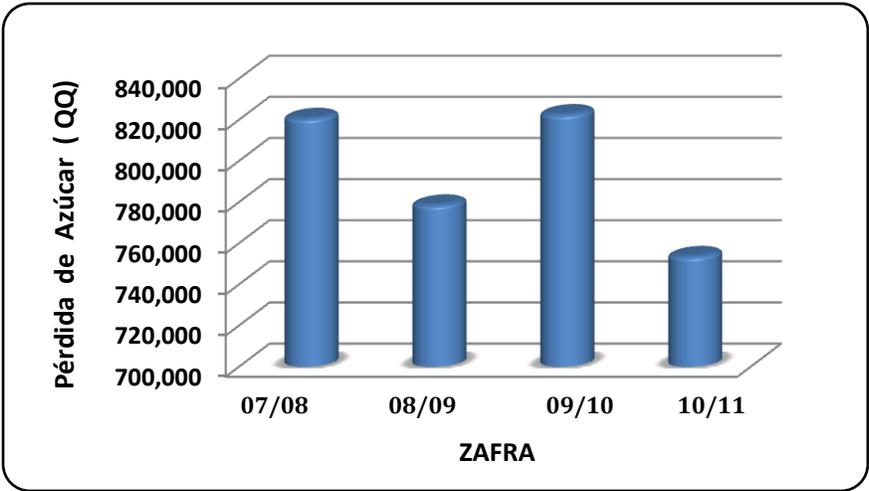


**Figura 3.60: Comparativo de pérdida total de sacarosa en fábrica  
(Zafras 07/08 - 10/11) (Autor, 2011)**

Como se muestra en la figura 3.60, se registró una importante reducción de la pérdida total de sacarosa en las zafras 09/10 y 10/11 con respecto a las dos zafras anteriores, la cual pudo ser aún mayor en la zafra 10/11 si no se hubiese experimentado un incremento de las pérdidas indeterminadas y de la pureza en la miel final.

Finalmente, en la figura 3.61 se muestra el comportamiento de la pérdida total en quintales de azúcar reportados en la fábrica para los últimos cuatro períodos de zafra. En el gráfico de la figura 3.61 se observa un comportamiento irregular de la pérdida total de azúcar a diferencia de la tendencia positiva hacia la reducción reflejada en el gráfico de la figura 3.60. En este gráfico se observa un valor máximo reportado durante la zafra 09/10 que se debe al mayor número de toneladas de caña que fueron molidas durante ese período, el cual superó en gran margen a las procesadas en las zafras anteriores y en la zafra 10/11; adicionalmente, a pesar de la importante reducción en la pérdida total alcanzada durante la zafra 09/10, la cantidad de azúcar pérdida fue la más alta de los últimos cuatro períodos por lo descrito anteriormente.

Por otro lado, en la zafra 10/11 se obtuvo la pérdida total más baja de azúcar de los últimos cuatro períodos en concordancia con lo mostrado en la figura 3.61, lo cual se debe principalmente a la sustancial reducción de la pérdida en miel final y a la menor cantidad de caña molida, a causa del deterioro de ésta en el campo provocada por la desaparición repentina de las precipitaciones durante el mes de octubre de 2010, lo que acortó el período de zafra correspondiente.



**Figura 3.61:** Comparativo de pérdida total de azúcar en fábrica (zafras 07/08 - 10/11) (Autor, 2011)

## **CAPÍTULO IV**

### **4.0 PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA IDENTIFICADAS EN EL PROCESO AZUCARERO**

En este capítulo se pretende proponer alternativas que conlleven a la reducción de las pérdidas de sacarosa observadas en las diferentes etapas del proceso azucarero, especialmente en los puntos identificados como críticos, donde las pérdidas tienen una importancia significativa y un mayor impacto sobre el rendimiento físico del proceso industrial.

En las secciones que se presentan en este capítulo se propondrán medidas que permitan reducir las pérdidas de sacarosa en cada uno de los puntos analizados, buscando eliminar o disminuir el efecto de los factores asociados con la generación de dichas pérdidas en cada etapa del proceso.

#### **4.1 ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE PATIOS**

En la sección 3.1.1 se identificaron cuatro factores asociados con pérdidas de sacarosa en el área de patios. Estos fueron los siguientes:

1. La caída de caña desde los transportes en el área de espera de patios.
2. La descarga de caña en las mesas alimentadoras.
3. El desecho del bagacillo extraído de la tolva ubicada bajo la banda transportadora N° 1.
4. El apilamiento de caña al oriente de las mesas alimentadoras.

En las secciones 4.1.1 a la 4.1.4 se describen algunas alternativas para reducir las pérdidas de sacarosa en los puntos antes mencionados.

#### **4.1.1 ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA POR CAÍDA DE CAÑA DESDE LOS TRANSPORTES**

Como ya se comentó, los principales factores que provocan la caída de caña desde los transportes es la carga excesiva de caña que estos transportan, lo cual permite que una vez la maleta ha sido desamarrada, la caña caiga al suelo debido al movimiento de avance del camión. Por otro lado, las inadecuadas condiciones del terreno del área de patios provocan que el transporte tenga un movimiento lateral a medida avanza hasta posicionarse en las mesas alimentadoras, lo cual ocasiona que un mayor número de cañas caigan al suelo.

Respecto al transporte de caña de azúcar, actualmente ya existe un reglamento emitido por el vice-ministerio de transporte que regula el peso de la carga de caña que los transportes tienen permitido transportar, lo que permitiría evitar accidentes y pérdidas de caña tanto en las redes viales como en las instalaciones de los ingenios.

Por otro lado, las pérdidas de caña al interior del ingenio pudieran ser reducidas implementando las siguientes medidas:

1. La pavimentación del terreno de patios donde los camiones se conducen hacia las mesas alimentadoras. Éste terreno consiste en una sección rectangular de aproximadamente 100 metros de largo por 6 metros de ancho, por lo que la propuesta consiste en la construcción de una carpeta asfáltica de 100 m x 6 m x 7.5 cm. El área de terreno propuesta para la pavimentación en el sector de patios se muestra en el anexo F.1.

La implementación de ésta medida busca eliminar el movimiento lateral de los transportes durante su avance, reduciendo de esta forma las caídas de caña. Adicionalmente, esta inversión reduciría el consumo de agua utilizada para mantener el suelo firme, disminuyendo el levantamiento de polvo en períodos con climas ventosos y

además reduciría el consumo de combustible empleado por los camiones cisterna para la dispersión del agua en el terreno.

La cotización de los materiales requeridos para la construcción de la carpeta asfáltica se muestra en el anexo F.2. En ésta cotización no se presenta el costo de mano de obra requerida para dicha construcción por lo que este se incluye en el análisis económico de la propuesta que se muestra en el cuadro 4.1:

**CUADRO 4.1: ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA PROPUESTA DE CONSTRUCCIÓN DE CARPETA ASFÁLTICA EN EL ÁREA DE PATIOS DEL INGENIO**

MEDIDA	REDUCCIÓN DEL 50 % DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA ACTUAL (QQ/zafra)	INVERSIÓN INICIAL (\$)		BENEFICIO ECONÓMICO (\$/zafra)	RECUPERACIÓN SIMPLE DE LA INVERSIÓN (Meses)
Construcción de carpeta asfáltica en el área de patios	2,852.5	Materiales	25,000.00	42,787.50	5
		Mano de obra	18,000.00		
		<b>Costo total</b>	<b>43,000.00</b>		

2. La contratación de una persona por turno encargada de la recolección de la caña caída en patios para posteriormente depositarla al oriente de las mesas alimentadoras donde la caña se acumula para luego ser descargada en la plataforma de caña mecanizada. Esta medida evitaría la utilización de camiones recolectores y el consumo de combustible que esto implica.

#### **4.1.2 ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA POR LA CAÍDA DE CAÑA DURANTE LA DESCARGA EN LAS MESAS ALIMENTADORAS**

Como ya se describió en la sección 3.1.1, en la descarga de caña una apreciable cantidad de ésta cae al suelo durante el alce de la maleta y se acumula eventualmente junto a las mesas alimentadoras hasta imposibilitar el acceso de los transportes para posicionarse junto a las grúas. Para evitar estos inconvenientes se propone llevar a cabo las siguientes medidas:

1. Mantener un programa periódico de revisión del sistema de grúas para evitar el paro del proceso de descarga. Este programa permitirá evitar fallas mecánicas tales como el rompimiento repentino de las cadenas, lo cual podría causar un menor agarre de la maleta de caña y por tanto, una mayor probabilidad de ocurrencia de caídas de caña durante la descarga. Por tanto, se recomienda modificar las grúas de cadenas, instalando una mayor cantidad de cadenas para permitir un mejor agarre de la maleta de caña y evitar que una mayor cantidad de caña caiga al suelo durante la operación de descarga.
2. Debe evitarse en lo posible la acumulación de caña junto a las mesas alimentadoras, por lo que se recomienda la contratación de más personal encargado de habilitar el acceso de los transportes al área de descarga, retirando la caña remanente en el suelo para evitar ser aplastada por los mismos, posibilitando su recuperación y posterior descarga en las mesas alimentadoras. Esta medida facilitaría la tarea de los camiones paleadores (payloaders) y reduciría la cantidad de caña que termina apilada en la zona de acumulación de basura.

Adicionalmente deben evitarse totalmente las prácticas en las cuales la caña en buen estado se mezcla junto a la basura y demás residuos agrícolas que acompañan a la caña a su ingreso al ingenio.

Si se estima una reducción del 60 % de la pérdida de sacarosa actual en las mesas de alimentación, el ahorro económico que se obtendría por la implementación de las medidas propuestas, se presenta en el cuadro 4.2:

**CUADRO 4.2: ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS PROPUESTAS DE REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LAS MESAS DE ALIMENTACIÓN**

MEDIDA	REDUCCIÓN DEL 60 % DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA ACTUAL (QQ/zafra)	INVERSIÓN INICIAL (\$)		BENEFICIO ECONÓMICO (\$/zafra)	RECUPERACIÓN SIMPLE DE LA INVERSIÓN (Meses)
Incremento del número de cadenas en las grúas N° 1 y N° 2	3,400	Materiales	1,500.00	51,000.00	0.74 (22 días)
		Mantenimiento /zafra	6,000.00		
		<b>Costo total</b>	<b>7,500.00</b>		

#### **4.1.3 ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA POR DESCARTE DE BAGACILLO EXTRAÍDO DE TRANSPORTADORES**

Actualmente, el bagacillo extraído de la tolva ubicada bajo la banda N° 1 es mezclado directamente con la basura en la zona de acumulación ubicada tras la grúa N° 1, lo que representa una pérdida directa de sacarosa. Para eliminar esta pérdida se propone que todo el bagacillo extraído de la tolva ubicada bajo el sistema de transporte de caña, se traslade mediante carretillas a hacia la plataforma de descarga de caña picada, dado que es el tipo de caña con menor frecuencia de descarga por lo que no obstaculizaría dicha operación, ni entorpecería las operaciones en los otros puntos de descarga.

De acuerdo a entrevistas llevadas a cabo con los jefes de operación del área de patios y de transporte de caña a molinos, la alternativa de retornar el bagacillo a los transportadores de caña es una operación que ya ha sido adoptada por el ingenio; sin embargo, de acuerdo a las observaciones del autor de la operación normal en el área de patios durante la zafra 10/11, reveló que esta medida no ha sido implementada con normalidad debido a que no es una práctica común entre todos los operarios, por lo que se siguen registrando importantes pérdidas de sacarosa en este punto a causa de inadecuadas prácticas entre los operadores.

Se recomienda enfáticamente a los encargados del monitoreo y supervisión del área de patios y transportadores, promover la instrucción entre los operarios de éstas áreas para implementar adecuadamente las medidas sugeridas, eliminando totalmente las prácticas operativas que conllevan a un aumento de las pérdidas de sacarosa en dichos puntos del proceso.

En el cuadro 4.3 se muestra el análisis económico de la implementación de la medida propuesta en los transportadores de caña, estimando una reducción del 80 % de la pérdida de sacarosa actual.

**CUADRO 4.3: ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS PROPUESTAS DE REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LOS TRANSPORTADORES DE CAÑA**

MEDIDA	REDUCCIÓN DEL 80 % DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA ACTUAL (QQ/zafra)	INVERSIÓN INICIAL (\$)	BENEFICIO ECONÓMICO (\$/zafra)	RECUPERACIÓN SIMPLE DE LA INVERSIÓN (Meses)
Instrucción del personal de patios y transportadores de caña	350	0.0	5,250.00	Inmediata

**4.1.4 ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA POR ACUMULACIÓN DE CAÑA EN PATIOS**

La acumulación de caña en patios es una actividad que permite la recuperación de caña que no fue descargada en las mesas alimentadoras; sin embargo, esta operación implica que la caña debe permanecer un tiempo considerable sin procesarse, disminuyendo su contenido de sacarosa conforme pasa el tiempo.

Para reducir la velocidad de inversión de sacarosa por acumulación de caña en patios se recomienda la colocación al oriente de las mesas, de un toldo bajo el cual la caña pueda ser descargada sin estar expuesta por largos períodos de tiempo a las altas temperaturas por efecto de la luz solar. Posteriormente, al acumularse una cantidad suficiente de caña, esta puede ser alzada mediante un payloader, depositándola en un camión para luego descargarla en la plataforma de caña mecanizada tal como se realiza actualmente.

De acuerdo a Larrahondo la tasa de deterioro por la caña apilada en los patios de fábrica produce pérdidas de sacarosa del orden de 0.07 unidades de sacarosa % caña por cada hora de apilamiento, valor que puede llegar a ser superior dependiendo de la temperatura a la cual se acumula la caña. El rango de pérdidas de sacarosa de la caña entera apilada en los patios de fábrica para variedades cosechadas manualmente con o sin quema ronda en promedio entre 0.8 y 2.4 % para un período de 24 horas; por lo que adicionalmente se recomienda evitar la acumulación de grandes cantidades de caña en el patios durante largos períodos de tiempo.

En el cuadro 4.4 se muestra el análisis económico de la implementación de la medida de para una reducción del 50 % de la pérdida de sacarosa actual por acumulación de caña en el área de patios.

**CUADRO 4.4: ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA PROPUESTA DE REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA POR ACUMULACIÓN DE CAÑA EN PATIOS**

MEDIDA	REDUCCIÓN DEL 50 % DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA (QQ/zafra)	INVERSIÓN INICIAL (\$)	BENEFICIO ECONÓMICO (\$/zafra)	RECUPERACIÓN SIMPLE DE LA INVERSIÓN (meses)
Instalación de toldo en el sector oriente del área de patios (Con estructura y lona impermeable de 3 x 5 m)	230	200.00	3,450.00	0.3 (9 días)

#### 4.2 ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE MOLINOS

En la sección 3.2.2 se describieron en detalle cada uno de los factores generadores de pérdidas de sacarosa identificados en el área de molinos, estos se mencionan nuevamente a continuación:

1. Pérdida de sacarosa en bagazo hacia calderas
2. Inversión de sacarosa debida a la contaminación microbiológica
3. Pérdida de sacarosa en arena obtenida del sistema de desarenado
4. Pérdida de sacarosa por derrames de jugo desde del tanque de jugo mezclado.

En las secciones 4.2.1 a la 4.2.4 se describen medidas y/o alternativas para reducir las pérdidas de sacarosa en los puntos identificados a valores considerados aceptables para el proceso.

#### **4.2.1 PROPUESTA PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN BAGAZO**

Dada la gran cantidad de bagazo que se produce diariamente en la central azucarera, cualquier disminución que se logre en el porcentaje de sacarosa presente en el bagazo residual durante el proceso de extracción, por pequeña que parezca, representa una cantidad apreciable de azúcar que se recupera, o lo que es lo mismo, representa una mayor producción de azúcar para la misma cantidad de caña que ingresa a la fábrica.

Una práctica común para tratar de disminuir las pérdidas de azúcar en el bagazo residual en el tándem de molinos, consiste en aumentar la cantidad de agua de imbibición durante el proceso de molienda de la caña de azúcar. Esto influye negativamente en la capacidad del molino ya que puede aumentar la extracción de no azúcares, la humedad del bagazo final y el costo de las operaciones posteriores. Sin embargo, existen alternativas técnicas para disminuir económicamente las pérdidas de sacarosa en bagazo.

Para extraer la sacarosa contenida en el jugo retenido por el bagazo, éste debe ser reemplazado por agua, lo que sólo se logra parcialmente en la práctica. De la efectividad y magnitud de este reemplazo dependerá el porcentaje de recuperación que se logre, así como su influencia sobre el costo del proceso de producción de azúcar. En el caso del proceso de extracción por imbibición y compresión, la eficiencia total del sistema depende del rendimiento de cada una de las etapas de adición de agua o del jugo lixivante y la posterior separación del jugo diluido del bagazo. Dado que el número de molinos en un tándem es fijo, para que la imbibición sea eficiente, cualquiera que sea el esquema utilizado, se requiere que en las primeras unidades de extracción en seco se obtengan altas extracciones.

De esta manera, la cantidad de jugo a diluir será menor y en cada unidad subsiguiente se logrará un nivel de extracción adecuado. Una alta compresión en el último molino reducirá la humedad del bagazo.

Cuando se imbebe, puede apreciarse que solamente la capa superficial del colchón de bagazo es mojada por el jugo o agua añadida, mientras la parte restante no sufre ningún cambio apreciable. De acuerdo con Treybal, cuanto menor sea la tensión superficial del

líquido de imbibición, mayor será la profundidad a la cual éste penetrará en el colchón de bagazo y si además tiene baja viscosidad, lo hace en menor tiempo.

En esta etapa el mayor interés recae sobre la retención estática, ya que el movimiento del fluido de imbibición cesa rápidamente. El colchón de bagazo es un medio poroso formado por un elevado número de capilares que aportan una gran superficie específica, lo que explica su gran poder de retención estática de líquido, que puede llegar a 10 veces su peso en fibra.

Cuando se añade el agua de imbibición, el efecto del choque es amortiguado rápidamente por la capa superficial del bagazo. Esta agua se distribuye de forma tal, que cada capa absorbe una cantidad de acuerdo con su capacidad de retención estática ( $R_s$ ) (ver anexo G).

A medida que el bagazo es comprimido, el radio del capilar ( $r$ ) disminuye por lo que para un valor constante de la tensión superficial del líquido ( $\sigma$ ), la presión capilar aumenta hiperbólicamente. Para un grado de compresión determinado e iguales características del sólido, la presión capilar dependerá del valor de  $\sigma$ . Para los fines del proceso de extracción convienen las bajas tensiones superficiales. En el anexo G se describe la relación entre la tensión superficial de un líquido y la capacidad de retención de éste por un medio poroso.

Este efecto se logra en la práctica con las altas temperaturas y se intensifica con la adición de un surfactante al agua de imbibición.

Un procedimiento propuesto y patentado por Ruiz en la década de 1950 consiste en adicionar surfactantes, también denominados tensoactivos, al agua de imbibición de los molinos para intensificar la operación. Ruiz plantea que la disminución de la tensión superficial del agua de imbibición debido a la presencia del surfactante, provoca una mayor penetración del agua en el colchón de bagazo lo que permite una mayor extracción de la sacarosa. Adicionalmente, se observó que el paso de los surfactantes al jugo producía masas cocidas de menor viscosidad.

Ruiz señala que las dosis empleadas variaron de acuerdo con los productos empleados en las condiciones locales, pero que en general fueron de la magnitud de 40 a 200 partes por millón del peso de la caña molida (200 a 1000 ppm en el agua de imbibición, con un porcentaje de agua de imbibición de 20 % sobre el peso de la caña). Según Ruiz, los trabajos no continuaron debido a la escasez del surfactante, pero a partir de los resultados y experiencias anteriores, la Wyandotte Chemical Corporation realizó pruebas con el objetivo de determinar la influencia del surfactante en la extracción de sacarosa en bagazo. Demostró que la sacarosa aumentaba en el jugo residual, al mismo tiempo que disminuía en el bagazo y descartó la posibilidad de reacción del surfactante con la sacarosa. Los investigadores de la Wyandotte, concluyeron que dosis tan bajas como 8 a 14 partes por millón sobre la base del peso en caña (40 a 70 ppm en el agua de imbibición), eran suficientes para obtener una reducción económica en las pérdidas de sacarosa en bagazo, los resultados fueron publicados en 1954. Estos trabajos muestran que los autores no disponían de una metodología efectiva para la selección del surfactante y el rango de concentraciones a emplear.

Ramaiah y otros en 1983, retomaron el tema de los surfactantes y presentaron buenos resultados a escala industrial con un surfactante patentado con el nombre comercial "Sushira", el cual es capaz de disminuir el % Pol y además la humedad del bagazo. Revelan que "Sushira" es una mezcla de surfactantes no iónicos y aniónicos, pero no informan su composición. Los resultados experimentales condujeron a desechar los surfactantes catiónicos.

Este surfactante se adiciona al agua de imbibición, en el rango de 8 a 10 ppm peso en caña con un nivel de imbibición de 1.3 a 2 ton agua / ton fibra en caña. Antes de aplicar el surfactante, el porcentaje de pol en bagazo se encontraba en el rango de 2.33 a 3.5 y el % Humedad de 49 a 53.5. Obtuvieron una disminución del % Pol en bagazo de 0.5 a 0.87 unidades y de 2 unidades en el porcentaje de humedad al aplicar el surfactante. Se especifica que el "Sushira" es un surfactante que es sensible a las sales de calcio, lo que requiere agua procedente de condensados o agua de muy baja dureza.

De las investigaciones llevadas a cabo por la Wyandotte Chemical Company y por Ramaiah, resulta interesante que a pesar de haberse empleado surfactantes diferentes y que los estudios se realizaron en distintas épocas, los rangos de concentraciones

empleados prácticamente coinciden (8 a 14 ppm peso en caña en 1954 y 8 a 10 ppm peso en caña en 1983), obteniendo resultados similares.

En general los resultados experimentales obtenidos por Gil a escala de laboratorio con diversos surfactantes comerciales, demostraron que la adición de surfactantes aniónicos con propiedades humectantes al agua de imbibición, disminuyó el porcentaje de Pol y de humedad en el bagazo residual. La magnitud de la disminución estuvo influenciada por el tipo de surfactante y la concentración de éste en el agua de imbibición.

Se logró comprobar mediante análisis al jugo mezclado, que según disminuyeron las pérdidas de azúcar en el bagazo residual del tándem, aumentó el contenido de sacarosa en el jugo mezclado.

De igual forma, la acción del surfactante en el agua de imbibición y en el jugo, fue capaz de provocar una mayor extracción de jugo del bagazo por el molino, lo que dio como resultado un menor contenido de humedad y de sacarosa en el bagazo. Es de esperar que incluso para una misma concentración de un surfactante en el agua de imbibición, igual nivel de imbibición y la misma materia prima (caña) para dos centrales diferentes, el efecto que se logra en el porcentaje de humedad del bagazo residual, sea diferente.

Inclusive en un mismo tándem, los resultados deben variar con las características de la materia prima, las variaciones que experimenta el estado técnico de los molinos durante el período de zafra, el factor humano, etc.

La presencia de un surfactante en el agua de imbibición que recibe el bagazo, modifica la tensión superficial y puede influir en la viscosidad del jugo retenido por éste. La concentración del surfactante en el agua de imbibición es conocida, sin embargo se desconoce la que se alcanza en el jugo retenido por el bagazo. Esta concentración está influenciada por la distribución no uniforme del líquido de imbibición dentro de la estructura porosa del colchón de bagazo, la profundidad a que éste logra penetrar y el porcentaje de mezclado que se alcanza entre éste líquido y el jugo libre. La medición de la concentración del surfactante en el jugo extraído, mediante la determinación de su tensión superficial se ve afectada además, por la presencia de sustancias naturales con actividad superficial que normalmente se encuentran presentes en los jugos de la caña de azúcar.

La concentración de estas sustancias depende de un número indeterminado de factores, tales como la variedad de la caña, el ataque de plagas y enfermedades de los tallos, la actividad de la flora microbiana, la extracción de ceras en el tándem y las presiones en los molinos. No obstante, la concentración promedio que alcanza el surfactante en el jugo y su efecto en la tensión superficial, dependen de la concentración de éste en el agua de imbibición.

La temperatura del agua de imbibición influye en el proceso descrito, ya que al aumentar ésta disminuyen su viscosidad y la tensión superficial, lo que unido al efecto del surfactante provoca una menor capacidad de retención del medio y, como consecuencia, una mayor penetración de ésta en el colchón de bagazo, al tiempo que aumenta el coeficiente de difusión de los sólidos solubles, siendo el resultado un mejor mezclado. El efecto de la temperatura del agua de imbibición sobre la eficiencia del proceso de extracción puede ser variable y debe investigarse en cada central en particular.

Los resultados más relevantes obtenidos por Gil al dosificar surfactantes aniónicos al agua de imbibición para intensificar la extracción de sacarosa en el tándem de molinos se describen a continuación:

1. La intensificación del proceso de extracción de sacarosa de la caña fue posible con la adición de cualquier surfactante aniónico con propiedades de humectante, que disminuya la tensión superficial del agua como mínimo en un 1.36 %. El efecto de la aplicación de surfactantes aniónicos al agua de imbibición es mayor cuando el porcentaje pol y de humedad en el bagazo residual son altos.
2. La adición de surfactantes aniónicos con propiedades humectantes al agua de imbibición, facilita el mezclado del agua y el jugo retenido por el bagazo, intensifica los procesos de transferencia de masa e incrementa la extracción del jugo del bagazo de la caña en los molinos, todo lo cual provoca una disminución del % pol, el porcentaje de humedad del bagazo residual y de la pérdida de molienda, cualesquiera que fuera el nivel de imbibición empleado, respecto a la operación sin la aplicación de surfactantes.

3. Los valores máximos de las disminuciones del % pol y % humedad en el bagazo residual, aparecieron dentro del rango de concentraciones del surfactante donde se observaron los menores valores de las tensiones superficiales del agua de imbibición.
4. La aplicación de surfactantes aniónicos al agua de imbibición en los molinos, permite ventajas económicas en la extracción de sacarosa. Los resultados del estudio de Gil arrojaron que la inversión realizada se recupera dentro del primer mes de molida estable de la central azucarera. En los casos en que las pérdidas en pol y que la humedad del bagazo sean altas, es mayor el efecto económico que se logra con este procedimiento.

Adicionalmente a los resultados obtenidos en el tándem de molinos, se lograron también importantes beneficios en la operación de purificación del jugo, los más importantes se mencionan a continuación:

1. La adición de surfactantes aniónicos, solos o en mezclas con floculantes, a concentraciones menores de 30 ppm al jugo de la caña a clarificar, incrementaron la remoción de sustancias en estado coloidal, provocando una intensificación del proceso de purificación.
2. Los lodos obtenidos en el proceso de purificación de los jugos cuando se adicionó el surfactante, presentaron mayores densidades que los correspondientes al proceso sin surfactante debido al menor contenido de gases incondensables ocluidos por las partículas.

De acuerdo a los resultados obtenidos por Gil, se presenta a continuación una serie de criterios necesarios para la selección del surfactante aniónico requerido para intensificar en mayor medida el proceso de extracción de sacarosa en el tándem de molinos. Adicionalmente, se muestran los rangos de concentraciones más efectivas obtenidos por Gil para los surfactantes empleados en el estudio de intensificación del proceso de extracción de sacarosa en el área de molinos.

#### 4.2.1.1 SELECCIÓN DEL SURFACTANTE

En el mercado actual son comercializados una amplia variedad de agentes tensoactivos o surfactantes aniónicos, catiónicos, anfólitos y no ionógenos en estado sólido o líquido. Los productores les atribuyen diversas propiedades. Para su empleo en la industria azucarera deben ser, en primer lugar, inocuos o de una toxicidad muy baja. En segundo lugar que sea un producto biodegradable, previendo posibles derrames. Cuando se dispone de varios surfactantes que cumplan con los dos requisitos anteriores es conveniente, para mayor seguridad y a pesar de las especificaciones del fabricante o del proveedor, comprobar que no sea un antiespumante o un emulsivo de agua en aceite.

Para determinar las propiedades fisicoquímicas del surfactante, hay que definir primero el concepto de equilibrio hidrófilo – lipófilo del surfactante. En la molécula de un tensoactivo ciertos grupos o porciones de esta tienden a orientarse o afiliarse al agua, mientras que las porciones de cadena larga se orientan hacia la fase de vapor u otra coexistente. Una medida de la tendencia a orientarse hacia una u otra fase se expresa por medio del número de equilibrio hidrófilo - lipófilo (EHL). Estos números se eligen en una escala arbitraria y cuanto más elevado es, más hidrófilo es el agente. Algunos autores han desarrollado métodos y fórmulas para el cálculo de este número y han relacionado exitosamente el número de EHL con el uso del surfactante. El surfactante a emplear debe ser un buen humectante (número de EHL > 6), lo que se considera como el tercer requisito y cuya estimación se puede realizar a partir del aspecto óptico de sus disoluciones acuosas. En el cuadro 4.5 se presentan la acción del surfactante de acuerdo al valor del número de equilibrio hidrófilo-lipófilo (EHL) del mismo.

**CUADRO 4.5: ACCIÓN SURFACTANTE DE ACUERDO AL NÚMERO DE EQUILIBRIO HIDRÓFILO-LIPÓFILO (EHL)**

NÚMERO EHL	ACCIÓN DEL SURFACTANTE
1.5 – 3	Antiespumante
3 – 6	Emulsivo de agua en aceite
7 – 9	Humectante
8 – 18	Emulsivo para aceite en agua
13 – 15	Detergente
15 – 18	Solubilizante

FUENTE: Gil (2000)

Una estimación aproximada del número EHL se puede realizar apreciando el comportamiento en agua del surfactante. En el cuadro 4.6 se muestra el comportamiento del surfactante en medio acuoso de acuerdo a número EHL:

**CUADRO 4.6: DISPERSIÓN EN AGUA DE UN SURFACTANTE DE ACUERDO A SU NÚMERO DE EQUILIBRIO HIDRÓFILO-LIPÓFILO (EHL)**

NÚMERO EHL	DISPERSIÓN EN AGUA DEL SURFACTANTE
1 – 4	No se dispersa
3 – 6	Mala dispersión
6 – 8	Dispersión lechosa luego de agitación vigorosa
10 – 13	Dispersión lechosa estable (parte superior clara)
>13	Solución transparente

FUENTE: Gil (2000)

Los resultados técnico - económicos de la aplicación del producto, constituyen el cuarto y último requisito que decide el empleo del surfactante. En el cuadro 4.7 se muestran los rangos de concentración más efectivos para los surfactantes empleados por Gil en el estudio de intensificación del proceso de extracción de jugo en el área de molinos.

**CUADRO 4.7: CONCENTRACIONES MÁS EFECTIVAS DE LOS SURFACTANTES EMPLEADOS EN EL ESTUDIO DE INTENSIFICACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE JUGO EN EL TÁNDEM DE MOLINOS**

SURFACTANTE	Concentraciones más efectivas (ppm)
Jabón A	15 - 30
Jabón B	20 - 30
Jabón C	20 - 30 y 50 - 70
Residuo PPG	10 - 20
Sulker Floc	10 - 20 y > 40
Jabón Sulker Floc	35 - 40
Detergente	20 - 30 y 40 - 80
Pan Aid	10 y 40 - 30
Tensol	40 - 80
Busperse	40 - 80

FUENTE: Gil (2000)

El cuadro 4.7 muestra la gran variabilidad de los rangos de concentraciones en los cuales los surfactantes empleados tuvieron un mayor efecto sobre la reducción del contenido de sacarosa y de humedad en bagazo; sin embargo, en la mayoría de estos, ronda en el rango comprendido entre 20 y 40 partes por millón.

En el estudio llevado a cabo por Gil, las condiciones y parámetros de operación del tándem de molinos bajo las cuales se llevó a cabo la investigación fueron muy similares a los reportados en el ingenio durante la zafra 10/11; es decir, entre 20 y 30 % de agua de imbibición respecto al peso de caña alimentado a molinos (23 % en promedio para la zafra 10/11, respecto a 20 % para el estudio llevado a cabo por Gil) y una temperatura promedio del agua de imbibición entre 60 y 70 °C; sin embargo, como ya se explicó anteriormente los mejores resultados de la adición de surfactantes al agua de imbibición dependerá de las variables específicas que controlan el proceso de extracción en el tándem en particular, tales como la calidad de la caña que ingresa al área de molinos, el número de molinos presentes en el tándem, la razón de molienda y de otros parámetros de operación mecánicos fijados previamente.

En resumen se puede concluir que la selección del surfactante adecuado y del rango de concentración más efectivo para su dosificación al agua de imbibición, deberá ser probada experimentalmente y a nivel industrial bajo las condiciones de operación específicas del ingenio, sirviendo los datos mostrados en el cuadro 4.7 como referencia para la realización de las pruebas a pequeña y gran escala.

De acuerdo a los resultados obtenidos por la mayoría de los autores, los mejores resultados en cuanto a la reducción de la pol y humedad en bagazo se obtuvieron en el rango de 20 a 40 ppm de surfactante aplicado al agua de imbibición. Según datos históricos recientes de la cantidad de caña molida en el ingenio, esta oscila entre 1.6 a 1.7 millones de toneladas cortas de caña durante el período de zafra. Por otro lado, el agua de imbibición se aplica en el área de molinos a un promedio de 20 a 25 % caña. Si la concentración promedio de surfactante en el agua de imbibición es de 30 ppm durante el período de zafra, el consumo total de surfactante durante el mismo período debe rondar entre 9,000 y 12,000 kg; es decir entre 45 y 60 barriles de surfactante con una capacidad de 450 libras cada uno.

Si se estima una recuperación promedio de 0.5 % pol del bagazo residual durante el período de zafra por la aplicación de 30 ppm de surfactante al agua de imbibición, el

beneficio económico obtenido por la implementación de dicha medida en el área de molinos se muestra en el cuadro 4.8.

**CUADRO 4.8: ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA PROPUESTA DE REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE MOLINOS**

MEDIDA	REDUCCIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA (QQ/zafra) (Disminución de 0.5 pol en bagazo)	INVERSIÓN /ZAFRA (\$)	BENEFICIO ECONÓMICO (\$/zafra)	RECUPERACIÓN SIMPLE DE LA INVERSIÓN (meses)
Aplicación de surfactante aniónico al agua de imbibición de molinos (30 ppm)	43,750	9,000.00	656,250.00	0.07 (2 días)

Los beneficios económicos anteriores no incluyen el ahorro de combustible por el aumento del poder calorífico de bagazo obtenido por la disminución de su contenido de humedad.

#### 4.2.2 ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA POR CONTAMINACIÓN MICROBIOLÓGICA EN EL ÁREA DE MOLINOS

En el estudio del efecto de la contaminación microbiológica sobre las pérdidas de sacarosa en el área de molinos, realizado en el ingenio durante la zafra 10/11 se observó un control muy cuidadoso de las operaciones relacionadas con la asepsia del tándem de molinos, tanques y filtros por donde el jugo tiene contacto a lo largo del proceso de extracción.

En la sección 3.1.2. se describieron brevemente las operaciones de asepsia seguidas en el ingenio para mantener un buen control microbiológico en el área de molinos. Se recomienda a los operadores de dicha área continuar con tal programa de asepsia ya que según apreciaciones realizadas por el autor, permite mantener un recuento de microorganismos que se considera aceptable y un rango normal de pérdidas de sacarosa por inversión microbiana.

Otro factor importante a considerar para mantener un buen control de las poblaciones microbianas en el área de molinos, es la temperatura del agua de imbibición aplicada al bagazo entrante al último molino del tándem (Molino N° 7). El valor promedio de este parámetro oscila entre 60 y 70 °C; sin embargo, algunas mediciones realizadas por el autor durante la zafra 10/11 revelan valores de temperatura inferiores a 60 °C, lo cual es factor incidente en la reducción de la eficiencia de extracción del tándem.

Muchos autores reconocen los beneficios de las altas temperaturas en el proceso de extracción de la sacarosa de la caña de azúcar. Murry, señala que ese efecto no ha sido observado en molinos de laboratorio pero sí en el proceso industrial. Hamill, plantea que las paredes celulares se desintegran cuando la fibra es calentada hasta 82 °C, lo que facilita la dilución del jugo por el agua. Además, el proceso de transferencia de masa por difusión se intensifica. Hugot, no observó influencias apreciables entre 60 y 70 °C, pero sí a valores más altos y junto a otros autores, considera que el agua caliente (80 a 85 °C) es más favorable para el proceso. Cuando se combinan niveles de imbibición por encima de 25 a 30 % del peso de la caña con temperaturas del agua mayores de 85 °C, en dependencia de las características del tándem, generalmente se atasca el molino, lo que obliga a disminuir la capacidad de molido. Estos resultados fueron confirmados por Hamill, quien encontró que las características de alimentación de la caña se reducen cuando se emplea imbibición caliente. Por otra parte las pérdidas de sacarosa por la acción de los microorganismos en el tándem, disminuyen notablemente al inhibirse el desarrollo de muchas especies a temperaturas mayores de 50 °C.

Diversos autores difieren con relación a la influencia de las altas temperaturas en la extracción de los no azúcares. De acuerdo a Honig y a Darías, la extracción de cera es poco afectada por la temperatura del agua. Aspectos no considerados en esta polémica, son la influencia de la temperatura y la calidad de la caña que se está moliendo en las pérdidas de sacarosa en el tándem por inversión.

De acuerdo a los resultados obtenidos por estos autores se recomienda mantener una temperatura del agua de imbibición superior a los 60 °C y a realizar pruebas a escala industrial a temperaturas comprendidas entre 70 y 80 °C con el objetivo de intensificar el proceso de extracción de sacarosa del bagazo y aumentar la temperatura promedio del

jugo diluido en el tándem, minimizando con esto las pérdidas de sacarosa por inversión microbiana en el área de molinos.

Otro factor importante a considerar para reducir las pérdidas por inversión de sacarosa en el área de molinos, es que en el estudio microbiológico realizado se obtuvo un alto recuento de microorganismos, especialmente de bacterias productoras de goma en la caña preparada que ingresa a molinos y en el bagacillo que se retorna al tándem de molinos proveniente del filtro rotativo (figura 3.13) como era de esperarse, debido a que la caña proveniente de los patios ingresa al área de molinos muy sucia y probablemente con un considerable tiempo luego de cosecharse, por lo que ya se ha producido una proliferación importante de microorganismos que encuentran en la caña un sustrato rico en sacarosa y disponible para desarrollarse, mientras que el bagacillo retornado a la salida del molino N° 1 contiene la mayoría de las poblaciones de microorganismos que fueron removidos del jugo en el filtro rotativo.

Para controlar el desarrollo de poblaciones microbiológicas en los puntos antes descritos, se sugiere la aplicación de biocida a la caña que se conduce por medio de los transportadores hacia el área de molinos, con esto se pretende reducir la carga microbiana que ingresa al molino N° 1 y en el jugo primario, así como eliminar o evitar en lo posible los puntos de proliferación de microorganismos en los transportadores de caña.

De igual forma, el bagacillo retornado a los molinos contiene un alta carga microbiana que podría acumularse en ciertos puntos específicos del tándem ocasionando la fermentación del jugo, se recomienda por tanto la aplicación controlada de biocida en el punto de descarga de bagacillo a la salida del filtro rotativo, con el objetivo de que la carga microbiológica removida del jugo mezclado no se retorne nuevamente al tándem de molinos provocando un incremento de las pérdidas de sacarosa por inversión microbiana.

#### **4.2.3 ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA POR DERRAMES DE JUGO EN EL ÁREA DE MOLINOS**

En la sección 3.1.2 se identificó al tanque de jugo mezclado como un punto crítico de pérdidas de sacarosa para el proceso azucarero, debido a los frecuentes derrames de jugo que se produjeron en este punto durante la zafra 10/11.

Actualmente en la zafra 11/12 este problema ha sido resuelto, instalando un control de nivel en el tanque de jugo mezclado que monitorea continuamente el nivel del jugo en el tanque. Una ventaja de la implementación de esta medida es que el sensor del control de nivel manda una señal eléctrica a los motores de las bombas que impulsan el jugo hacia el filtro rotativo para aumentar las revoluciones de sus impulsores cuando se alcanza un nivel de 80 % o superior en el tanque, permitiendo mantener el nivel del jugo en el tanque en valores aceptables ante un incremento en la razón de molida.

Adicionalmente se ha modificado el tanque, instalando baffles a 90 grados con respecto a la pared del tanque con el objetivo de contener la energía cinética que lleva el jugo cuando ingresa al mismo. Esto estabiliza el flujo de jugo y permite una mejor succión del jugo a la entrada de las bombas reduciendo la probabilidad que se formen taponamientos de bagacillo.

Durante la zafra 11/12 se ha controlado casi en su totalidad la pérdida de sacarosa por derrame de jugo desde el tanque de mezclado, pero siempre se presenta la aireación de las bombas cuando el nivel de jugo en el tanque desciende por debajo del nivel de ajuste de 0 % que es justo por encima del nivel de succión de las bombas, lo cual ocurre debido a una disminución repentina de la razón de molida o de la alimentación de agua de imbibición al tándem de molinos. Por ello, se recomienda tratar de mantener una razón promedio de molida de 580 toneladas de caña por hora y una alimentación de agua de imbibición adecuada que ronde entre 150 y 200 por ciento fibra (ó 20 - 25 % caña), un valor promedio manejable de agua de imbibición que puede mantenerse es de 175 % fibra; sin embargo, la inyección de agua de imbibición depende de una gran cantidad de variables que deben tomarse en cuenta tales como, el rendimiento de extracción, el porcentaje de fibra en caña, la alimentación de caña al tándem de molinos, etc.

Otra alternativa para evitar en su totalidad las pérdidas por derrame de jugo causadas por un fallo en la lectura de los instrumentos, podría ser la instalación de un tanque de jugo crudo de respaldo o secundario que permita responder rápidamente ante una elevación súbita del nivel de jugo en el tanque principal, lo cual permitiría obtener el tiempo de respuesta suficiente para dar una solución pronta al problema y evitar una pérdida innecesaria de jugo. El espacio físico disponible junto al tanque de jugo mezclado es suficiente para la construcción de un tanque de 1.60 metros de diámetro por 1.50 metros de altura, es decir un tanque con capacidad para 800 galones que lograría amortiguar significativamente la variación del nivel de jugo en el tanque principal. La instalación de un

tanque de estas dimensiones no comprometería demasiado la disponibilidad de espacio para el mantenimiento de los equipos aledaños y permitiría reducir los derrames de jugo en caso de emergencia.

### **4.3 ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE PURIFICACIÓN DE JUGO**

En el cuadro 3.64 se identificaron como puntos críticos de pérdidas de sacarosa en la etapa de purificación, la operación de calentamiento del jugo y la operación de filtración de cachaza. Aunque de acuerdo con el cuadro 3.63, las pérdidas registradas en dichos puntos se encuentran dentro del rango normal de operación de acuerdo a Batule y Monzón, se considera que estas son relativamente altas y que podrían ser reducidas a valores más aceptables.

La pérdida de sacarosa más significativa registrada en la etapa de purificación, se debió a la destrucción térmica de la sacarosa debida al efecto térmico al que es sometido el jugo durante la operación de calentamiento a altas temperaturas, por lo que en la sección 4.3.1 se discutirán las medidas operativas que deberían ser implementadas para reducir lo más posible las pérdidas en dicha etapa del proceso de purificación.

El segundo punto donde se registró la mayor pérdida de sacarosa en la etapa de purificación, fue la cachaza obtenida luego de pasar por la operación de filtración. A pesar de que la pérdida de sacarosa en este punto se encuentran dentro del rango normal de operación, esta ha experimentado una tendencia al aumento en las últimas dos zafras (09/10 y 10/11), por lo que en la sección 4.3.3 se propondrán algunas alternativas operativas que permitirán aumentar la filtrabilidad de la cachaza, incrementando la extracción de sacarosa y reduciendo al mismo tiempo las pérdidas por la sacarosa retenida en este subproducto del proceso.

En las secciones siguientes se describen brevemente algunas alternativas y medidas que podrían implementarse en el ingenio para mejorar la eficiencia de operación de la estación de purificación y filtración de jugo, así como contribuir a la reducción de las pérdidas de sacarosa en esta etapa del proceso.

#### **4.3.1 RECOMENDACIONES PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE CALENTAMIENTO DEL JUGO**

La causa de las pérdidas de sacarosa en esta operación como se ha descrito anteriormente, es la descomposición térmica de la sacarosa por efecto de las altas temperaturas a las que se somete el jugo durante el calentamiento.

Como se describió en la sección 3.1.3, para obtener una buena clarificación del jugo, éste debe calentarse hasta alcanzar un rango de temperatura que oscile entre 102 y 105 °C, ya que a ésta temperatura se facilita la coagulación de las proteínas y de otros materiales coloidales presentes en el jugo. Sin embargo, a temperaturas superiores a los 105 °C la descomposición térmica de la sacarosa se torna excesiva y comienza el deterioro de los azúcares presentes en el jugo, dando lugar a una aceleración no deseada de las reacciones formadores de color que afectan la calidad del azúcar y reducen el contenido de sacarosa en el jugo.

Para evitar estos inconvenientes se recomienda mantener una observación continua de las operaciones de precalentamiento, calentamientos primario y secundario, así como de la operación de rectificación que es donde se alcanzan las más altas temperaturas de calentamiento. De igual forma, un mantenimiento adecuado y periódico de los calentadores de jugo evitará que se produzcan zonas de sobrecalentamiento en los equipos de transferencia de calor.

Se recomienda enfáticamente mantener un control cuidadoso de las presiones del vapor que se alimentan a los calentadores, para evitar que la temperatura del jugo se eleve drásticamente por encima de la temperatura máxima permitida en rectificadores que es 105 °C.

#### **4.3.2 BUENAS PRÁCTICAS OPERATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ESTACIÓN DE CLARIFICACIÓN DEL JUGO**

La clarificación por sedimentación es un proceso físico-químico donde se elimina la mayor cantidad de impurezas del jugo tan rápido como lo permitan otras consideraciones tales como la velocidad de sedimentación de las partículas y la capacidad del clarificador. En el

proceso de fabricación de azúcar, la cal y el calor son prácticamente los únicos agentes que se usan para este propósito, aunque generalmente se añade una cantidad de floculante para lograr la mejora de este procedimiento.

Una eficiente operación de clarificación depende de un gran número de variables o factores, los cuales tienen efecto en la calidad del jugo clarificado y en el valor de las pérdidas de sacarosa debidas a la inversión. Los factores que más influyen en la eficiencia de clarificación son, el régimen de flujo del jugo alcalizado que ingresa al clarificador, el pH y temperatura del jugo alcalizado, la operación en el tanque de evaporación instantánea (tanque flash) y el tipo de floculante aplicado, su dosis y calidad.

En las siguientes secciones se describen los parámetros más importantes que deben tenerse en cuenta para mejorar la eficiencia de operación de la estación de clarificación de jugo.

#### **4.3.2.1 CONTROL DE pH DEL JUGO ALCALIZADO**

Durante la zafra 10/11 se observó que el pH del jugo alcalizado se mantuvo en el rango comprendido entre 6.0 y 7.0, con un valor promedio de 6.8 de acuerdo a los equipos de instrumentación; sin embargo, el valor promedio reportado en el informe de final de operación correspondiente a la zafra 10/11 es de 7.7, lo que indica cierta incongruencia en los datos reportados. Aunque se sabe que los controles digitales de pH, se ven afectados ligeramente por la alta temperatura a la que se somete el jugo, se recomienda a los operadores de dicha área, incrementar el pH promedio del jugo mediante un control cuidadoso de la operación para evitar posibles inversiones de sacarosa debido a un pH bajo o la destrucción de los azúcares reductores por efecto del calor y un exceso en la adición de cal.

El pH del jugo claro debe ser de 7.0 o ligeramente superior; por tanto, el pH del jugo encalado o alcalizado por norma debe mantenerse entre 7.3 y 8.0. Un valor por encima del límite superior presentará adición excesiva de cal y un exceso de sales cálcicas debido a que los iones de calcio siguen libres en el jugo, estos formarán incrustaciones en las tuberías, sedimentación en los tanques y cenizas en el azúcar, además pueden ocasionar la descomposición de los azúcares reductores dando lugar a la formación de

compuestos coloreados. Por debajo del límite inferior hay un descenso no deseado en el valor de alcalinidad, el cual puede ser aún más crítico si se ha llevado a cabo la operación de sulfitación durante el período de producción de azúcar blanco, además un bajo pH del jugo puede producir una mala formación de los flóculos en el clarificador y un incremento de la velocidad de inversión de la sacarosa.

Para obtener una buena operación de clarificación es necesario realizar un control adecuado del pH por medio de la adición de sacarato de calcio en el jugo. Para mantener un control del pH del jugo deben tenerse en cuenta los siguientes aspectos:

1. Mantener un flujo y temperatura constante del jugo en el momento de la adición del sacarato de calcio.
2. Contar con una mezcla homogénea y rápida entre el jugo y el sacarato de calcio.
3. Realizar una adición del sacarato de calcio al jugo a una temperatura entre 70 y 80 °C.

#### **4.3.2.2 CONTROL DE LA TEMPERATURA DEL JUGO**

Esta variable afecta directamente la viscosidad del jugo, ya que a mayor temperatura se produce una disminución en la viscosidad y mejoran notablemente las propiedades del fluido.

La importancia de esta variable también tiene relación directa con la floculación primaria, debido a que la solubilidad de las sales de fosfato tricálcico disminuye con el aumento de la temperatura, lo que hace favorable trabajar la etapa de clarificación a altas temperaturas. Estas ventajas se contrastan con el hecho de que a temperaturas elevadas puede ocurrir la degradación de los azúcares reductores por la formación de caramelo, entre otros compuestos, siendo este proceso irreversible. También se puede originar la formación de color, ya que en medio alcalino los azúcares reductores se descomponen a altas temperaturas, aumentando así el color de los jugos y finalmente también puede originarse un aumento en la producción de mieles, ocasionada por la inversión de la sacarosa y la destrucción de azúcares invertidos.

Es importante que la temperatura del jugo a la salida de los calentadores sea ligeramente superior a su punto de ebullición, lo recomendable es que alcance valores entre 102 °C y 105 °C con el fin de asegurar la coagulación de las proteínas. A temperaturas más bajas la clarificación será incompleta y como consecuencia se producirá una disminución en la calidad del azúcar.

Las variaciones en la temperatura del jugo producirán gradientes de temperatura en el clarificador, los cuales causarán que los lodos en lugar de sedimentarse, presenten tendencia a ascender en el clarificador, haciendo menos eficiente la operación de clarificación. Con temperaturas por debajo del punto de ebullición se pueden presentar los siguientes problemas durante la operación de clarificación:

### **1. Formación incompleta de flóculos:**

A una baja temperatura la formación de flóculos sería incompleta ya que la reacción de la cal con los fosfatos presentes en el jugo depende de la temperatura a la que se somete el jugo alcalizado. Cuando la temperatura del jugo se encuentra por debajo del punto de ebullición, el jugo clarificado estará parcialmente sedimentado y por lo tanto turbio.

La floculación se ve favorecida a altas temperaturas y valores de brix bajos, pues arrojan mayores beneficios económicos en etapas posteriores, pero también las altas temperaturas pueden ocasionar efectos no deseables en el jugo y los bajos valores de brix disminuyen la producción por lo que el control de estas variables debe realizarse cuidadosamente.

### **2. Coagulación incompleta:**

Una temperatura ligeramente superior al punto de ebullición permite una mejor desestabilización de las partículas con carga eléctrica, por lo que una temperatura más baja producirá una menor desestabilización de las partículas que resultará en una menor tendencia a la sedimentación.

### **3. Aumento de la turbulencia:**

La razón por la cual se recomienda calentar el jugo por encima del punto de ebullición, es precisamente para asegurar un desalojo completo de gases, aire y vapor que acompaña al jugo alcalizado una vez calentado y antes de su entrada al clarificador. Al pasar por el tanque flash, el jugo caliente proveniente de los calentadores, se expande al quedar el jugo a la presión atmosférica. A consecuencia de esta caída de presión se libera el exceso de calor obtenido bajo alta presión y se desalojan los gases, aire y vapor ocluidos en el jugo. De esta forma se asegura una temperatura uniforme en los clarificadores, lo que evita el movimiento turbulento del jugo dentro de los mismos a causa de gradientes de temperatura que tienden a remover las partículas al interior de los clarificadores.

### **4. Menor velocidad de sedimentación:**

Una mayor temperatura produce una disminución de la densidad del jugo, mientras que a menor temperatura la densidad se incrementa. Luego, a menor temperatura la sedimentación de los flóculos formados, del bagacillo y de los sólidos en suspensión será más lenta e incompleta debido a que a mayor densidad del jugo, se reduce la diferencia de densidad entre las partículas a sedimentar y del jugo, afectando negativamente la velocidad de sedimentación de las mismas.

#### **4.3.2.3 PREPARACIÓN Y DOSIFICACIÓN DEL FLOCULANTE**

La preparación del floculante debe contar con un tiempo adecuado de maduración para que su efecto sea altamente eficiente. De acuerdo a estudios realizados, un buen tiempo de maduración se encuentra alrededor de cuatro horas teniendo siempre presente que el pH y la temperatura del mismo se deben oscilar entre 8 unidades y 50 °C respectivamente. Para asegurar una adecuada preparación del floculante también es conveniente proporcionar una aireación adecuada.

Para garantizar una buena preparación del floculante, se deben tener en los siguientes parámetros para el agua de dilución:

1. Buena calidad (libre de sólidos suspendidos, etc.)
2. pH mayor o igual a 8.0
3. Baja dureza
4. Temperatura menor a 50 °C

De acuerdo a los datos promedio reportados por los operarios del área de clarificación, durante la zafra 10/11, los parámetros fisicoquímicos del agua requerida para la preparación del floculante utilizado en los clarificadores, se mantuvieron dentro del rango normal de operación mencionado anteriormente.

En cuanto al control del flujo de floculante es importante tener en cuenta la siguiente relación con el fin de determinar posibles fallas en la operación del clarificador:

$$\text{Flujo de floculante (m}^3\text{/h)} = \frac{\text{Flujo volumétrico de jugo (m}^3\text{/h)} \times \text{Dosis de floculante (ppm)}}{\text{Concentración de floculante (\%)} \times 10000}$$

#### Ecuación 4.1

Se recomienda que esta ecuación sea manejada por los operarios del clarificador para que ellos mismos verifiquen el flujo de floculante que se debe estar alimentando en un momento dado, conociendo el flujo de jugo alcalizado alimentado al clarificador y la dosificación del floculante en ppm.

#### 4.3.2.4 TIEMPO DE RESIDENCIA EN EL CLARIFICADOR

Es recomendable que el tiempo de retención o de residencia del jugo en los clarificadores sea el más bajo posible, siempre que produzca un jugo bien clarificado. El límite inferior se encuentra afectado por la diferencia de densidad entre el material a decantar y del jugo alimentado al clarificador. Por lo tanto, el tiempo necesario para la decantación depende principalmente de la diferencia de densidad entre el jugo y las partículas del precipitado.

El tiempo de retención del jugo en los clarificadores a alta temperatura tiene un gran efecto sobre el jugo y sus componentes. Si el tiempo de retención es muy corto, la

clarificación no será completa, produciendo jugos sucios no aptos para la fabricación de azúcar. Si el tiempo de retención es muy alto se producirán pérdidas de azúcar por inversión, formación de color y jugos pocos brillantes.

Durante el tiempo que el jugo se encuentra en el clarificador a alta temperatura, se produce siempre alguna descomposición de los azúcares reductores. Esta descomposición se estima aproximadamente en 1 % de los azúcares reductores por hora a 100 °C cuando el pH es alrededor de 7. Esta descomposición puede alcanzar el 3 % por hora, si el pH es aumentado a 8.

La capacidad en operación debe ajustarse a la razón de molida para evitar un tiempo de retención alto, evitando con esto posibles inversiones de sacarosa.

Los clarificadores SRI instalados actualmente en el ingenio permiten reducir el tiempo de residencia del jugo, contribuyendo a prevenir la inversión de sacarosa y la destrucción de azúcares reductores, de manera que se evita la formación de color y/o ácidos orgánicos. Una caída de pH mayor a 0.4 unidades entre el jugo alcalizado y el jugo claro es un indicativo de la formación de ácidos orgánicos en el clarificador.

Es necesario tener muy claro que el trabajo eficiente del clarificador depende principalmente de varios factores y del tratamiento previo que se realice al jugo mezclado:

1. Adición de cal al jugo (pH)
2. Aplicación de calor (Temperatura)
3. Uniformidad en el flujo de jugo al clarificador
4. Desalojo de gases (Tanque flash)
5. Adición de ácido fosfórico
6. Dosificación de floclulantes
7. Separación de bagacillo en los molinos
8. Limpieza de la caña
9. Calidad de la caña
10. Imbibición en el molino

Sin un tratamiento previo correcto del jugo y buena atención de los demás factores, el clarificador por sí sólo no producirá un jugo clarificado de calidad adecuada.

#### **4.3.3 ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE FILTRACIÓN DE CACHAZA**

La filtración de la cachaza tiene dos funciones principales: la primera es la recuperación de la máxima cantidad de jugo filtrado arrastrado con los lodos del clarificador para asegurar que el contenido de sacarosa en cachaza sea el más bajo posible; la segunda es la remoción del mayor porcentaje de material insoluble con la cachaza de forma que su presencia en el jugo filtrado sea mínima.

La operación ineficiente de la estación de filtros es una de las causas principales de la pérdida de sacarosa en cachaza.

Es importante que la temperatura, tanto de los lodos como del agua de dilución y lavado de los filtros, sea superior a 80 °C con el fin disminuir la actividad microbiana. La operación de filtración no sólo define la pérdida de sacarosa en la cachaza sino que también es causante de pérdidas de sacarosa por contaminación microbiológica.

El estudio microbiológico realizado durante la zafra 10/11 reveló que a pesar de que la temperatura del jugo filtrado ronda los 50 °C, las poblaciones microbianas en especial de bacterias productoras de goma y lactobacilos son capaces de sobrevivir en tales condiciones, produciendo dextranas y otros compuestos metabólicos capaces de inducir un descenso del pH del jugo.

La caída de pureza entre el jugo claro y el jugo filtrado es una variable para establecer el grado de inversión de la sacarosa en la operación de filtración. Es importante mencionar que esta diferencia de pureza está asociada con el tiempo de residencia de los lodos en el clarificador y también con las operaciones llevadas a cabo en la estación de filtros.

#### **4.3.3.1 PROPUESTA DE APLICACIÓN DE SURFACTANTES AL JUGO ALCALIZADO PARA MEJORAR LA OPERACIÓN DE CLARIFICACIÓN**

En la sección 4.2.1 se planteó la propuesta de dosificar un tensoactivo al agua de imbibición para intensificar el proceso de extracción de sacarosa contenida en el bagazo de caña. En el estudio realizado por Gil se llegó a la conclusión de que la aplicación de surfactantes no sólo permite incrementar la eficiencia de extracción en el tándem de molinos sino que también la adición de surfactantes al jugo a purificar provocó un aumento en la remoción de gomas. Sin embargo, este efecto dependió del tipo de surfactante y de la concentración de éste en el jugo.

De acuerdo a Gil, la presencia de surfactantes en el proceso de purificación dio como resultado, jugos clarificados con menor contenido de sólidos insolubles en suspensión. Cuando se analizó la remoción de sólidos insolubles que se logró por los diferentes tratamientos, se apreciaron mejores resultados cuando estuvo presente el surfactante. El efecto dependió del tipo de surfactante y de la concentración inicial en el jugo a purificar. Aunque los porcentajes de remoción de insolubles son pequeños, su repercusión en el resto del proceso puede ser notable.

Los constituyentes del jugo de la caña de azúcar denominados gomas, son generalmente compuestos mucilaginosos de alto peso molecular que se presentan en estado coloidal. Son coloides hidrofílicos que por su estabilidad son difíciles de eliminar durante el proceso de purificación. Estos coloides, debido a su afinidad por el agua, no se alteran por la adición de pequeñas cantidades de electrólito, que pueden hacer flocular a los coloides hidrofóbicos, pero pueden hacerlos precipitar cuando la concentración de electrólito es alta. En ese caso los iones del electrólito añadido deshidratan el coloide por competencia por su agua de hidratación.

Adicionalmente, en todos los casos donde se aplicó el surfactante al jugo, la relación sólido – líquido en la cachaza fue mayor que la existente cuando en el proceso no se aplicó el surfactante. Este comportamiento se corresponde con el efecto del surfactante en los sólidos insolubles. Al disminuir el contenido de gases en las partículas que sedimentan, su densidad es mayor lo que provoca un mayor empaquetamiento de éstas en el sedimento y una mayor compactación de la cachaza, lo que reduce su volumen.

#### **4.3.3.2 PROPUESTA DE APLICACIÓN DE SURFACTANTES A LA CACHAZA PARA REDUCIR LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE FILTRADO**

Los ésteres de sacarosa son macromoléculas de naturaleza hidrofóbica – hidrofílica que muestran fenómenos de superficie que mejoran el desempeño de algunos procesos, por lo que se les considera excelentes surfactantes no iónicos, de gran utilidad en la industria azucarera (Maag, 1984; Kouloheris., 1989; Chen et al., 1981).

Farolfi et al. (1993) y Vilches et al., (1997) reportan resultados favorables al uso de ésteres de sacarosa como anti-viscosos en la clarificación del meladura y en el procesamiento de masas cocidas de bajo grado en la industria azucarera de caña.

La filtrabilidad de la torta de cachaza depende directamente de las características físico-químicas del precipitado más que del brix del jugo (Honig, 1969), por lo que una disminución de la viscosidad entre las fases sólida-líquida provoca un mejor escurrimiento del líquido, originando una torta más seca y una mayor recuperación de los jugos azucarados.

Por lo expuesto, resulta importante disponer de un agente de superficie que aumente la extracción de sacarosa en esta etapa. En ensayos realizados en un ingenio argentino se empleó una mezcla a base de ésteres de sacarosa al 15 % en agua, que fue adicionada al proceso en dos dosificaciones: 20 ppm y 70 ppm, calculadas en base a los volúmenes descargados por los clarificadores. Se adoptaron estas concentraciones por resultados favorables obtenidos previamente en otros procesos de la industria azucarera (Farolfi et al., 1993; Vilches et al., 1997).

Para analizar la actividad de los ésteres de sacarosa se realizaron análisis horarios de viscosidad, humedad, espesor de la torta y concentración de sacarosa en cachaza. Los valores obtenidos de viscosidad en la mezcla cachaza-bagacillo que alimenta los filtros al vacío fueron significativamente inferiores al testigo, correspondiendo una disminución de 20 % para la menor dosificación y de 37.3 % para la mayor dosificación. Con esto, se comprobó la actividad como anti-viscosos producida por los ésteres de sacarosa.

En cuanto a la humedad de la torta se observaron disminuciones entre 2.8 % y 5.6 % según el tratamiento respecto a las muestras testigo, para espesores de torta entre 0.8 cm y 1.0 cm, poniéndose de manifiesto de esta forma el efecto deshidratante producido con la adición de surfactantes.

Los resultados más satisfactorios se encontraron en las concentraciones de sacarosa residual en la torta de filtros expresadas como porcentaje pol, que registraron disminuciones promedio entre 8.2 % y 12.9 % según la dosificación empleada. Al mismo tiempo estos datos se correlacionaron con un aumento de % pol del jugo filtrado comparados con el testigo sin agregado de producto, obteniéndose un 4.6 % de aumento para 20 ppm de surfactante y 9.2 % para 70 ppm.

Los resultados de estos ensayos corroboraron la eficacia observada en otros trabajos de los ésteres de sacarosa como anti-viscosos, y probada oportunamente en otros procesos de la industria azucarera (Farolfi et al., 1993; Vilches et al., 1997).

Todas estas experiencias mostraron que los ésteres de sacarosa, al disminuir la viscosidad, permitieron que el líquido azucarado contenido en la cachaza fluyera con mayor facilidad a través de la torta, provocando una mayor disminución de las pérdidas de sacarosa para la dosificación de 70 ppm. El mecanismo se basa en la disminución de viscosidad entre las fases ocasionada por el surfactante éster de sacarosa.

Evaluando los resultados obtenidos en los ensayos, se llegó a la conclusión de que el agregado de ésteres de sacarosa a la cachaza que alimenta los filtros rotativos al vacío resulta beneficioso para el proceso de filtración pues reduce sensiblemente la viscosidad, aumentando la capacidad de los equipos y produciendo una mayor recuperación de sacarosa de los desechos de clarificación.

Con el agregado de 70 ppm de ésteres de sacarosa, se logran reducciones en la torta del 37.3 % en la viscosidad, de 12.9 % en la pol, de 5.6 % en la humedad, mientras que en el jugo filtrado, el aumento de la pol es del 9.2 % respecto del testigo sin agregado de producto.

Los resultados obtenidos muestran como favorable el empleo de ésteres de sacarosa como coadyuvantes en procesos de filtración en la industria azucarera, con las ventajas adicionales de ser un producto no iónico, no contaminante y biodegradable.

La aplicación de este tipo de surfactantes en la operación de filtración de cachaza llevado a cabo en el ingenio, sería realmente beneficiosa porque permitiría no sólo detener la tendencia observada durante las últimas zafra del incremento de las pérdidas de sacarosa en este subproducto, sino que también lograría un descenso significativo de éstas repercutiendo positivamente en el rendimiento físico del ingenio.

La aplicación del surfactante en la cachaza podría realizarse directamente en las cunas de los filtros rotativos al vacío mediante la instalación de bombas dosificadoras. Por otro lado, la implementación de esta medida debe ser probada en el ingenio para encontrar el tipo de surfactante adecuado, su concentración y la dosificación requerida para optimizar el proceso de filtración. En el anexo H se muestran las fichas técnicas de algunos surfactantes no iónicos disponibles en el mercado y que tienen la capacidad de producir una disminución de la viscosidad y de la tensión superficial de los jugos y masas cocidas, por lo que pueden ser aplicados en diferentes etapas del proceso industrial. El análisis económico de la implementación de esta medida se muestra en el cuadro 4.9:

**CUADRO 4.9: ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA PROPUESTA DE APLICACIÓN DE SURFACTANTES EN LA OPERACIÓN DE FILTRACIÓN DE CACHAZA**

MEDIDA	REDUCCIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA (QQ/zafra) (Disminución de 0.1 unidades pol en cachaza)	INVERSIÓN INICIAL (\$)	BENEFICIO ECONÓMICO (\$/zafra)	RECUPERACIÓN SIMPLE DE LA INVERSIÓN (meses)
Aplicación de surfactante no iónico en filtración de cachaza (70 ppm)	1,400	3,000.00	21,000.00	0.7 (21 días)

#### **4.4 RECOMENDACIONES PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA ETAPA DE EVAPORACIÓN**

En la sección 3.1.4 se describieron como principales factores de generación de pérdidas de sacarosa en la etapa de evaporación, la inversión causada por efecto de las altas temperaturas y el arrastre de sacarosa junto con los vapores de los cuerpos debido principalmente a las presiones de vacío manejadas en los vasos meladores y al diseño de los separadores de arrastre.

En las secciones 4.4.1 y 4.4.2 se describen algunas recomendaciones para mejorar la operación de los equipos de evaporación y reducir las pérdidas de sacarosa en dicha etapa del proceso.

##### **4.4.1 RECOMENDACIONES PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN**

En los ingenios azucareros la unidad de evaporación es aquella donde se detectan las mayores temperaturas del proceso. Es por ello que en esta operación se ha determinado que las pérdidas de azúcar pueden alcanzar valores que se estiman en 1.39 % respecto a la sacarosa que ingresa a la fábrica.

Durante la zafra 10/11 se reportó una pérdida por inversión de sacarosa que se estimó de acuerdo a los cálculos realizados por el autor en 0.19 % respecto a la sacarosa que ingresó a la fábrica, lo cual refleja un manejo aceptable de las pérdidas de sacarosa durante la operación de concentración de la meladura.

Sin embargo, es importante indicar que el valor promedio de temperatura en los pre- evaporadores reportado durante la zafra 10/11 fue superior a los 120 °C, por lo que es en estos cuerpos donde casi con seguridad se puede afirmar que se registraron las mayores pérdidas de sacarosa por inversión química. Se recomienda mantener un control más cuidadoso de la temperatura en el cuerpo de los evaporadores, con el fin de reducir dichas pérdidas y al mismo tiempo evitar un descenso drástico del pH del jugo y un

aumento no deseado del color que pueda alterar en gran medida la calidad del azúcar obtenido en las etapas posteriores.

Con el objetivo de minimizar las pérdidas de sacarosa es necesario operar a un pH del jugo clarificado inferior a 8 pero superior a 7. En general, los parámetros de operación requeridos para reducir las pérdidas por inversión en los evaporadores a valores aceptables son los siguientes:

### **1. Operar a temperaturas que no superen los 115 °C:**

La máxima temperatura que debe existir en los evaporadores es de 115 °C, si se sobrepasa puede producirse un alto porcentaje de inversión del azúcar. Adicionalmente, la temperatura de la meladura a la salida del último evaporador debe ser tal que a la entrada de los tachos oscile los 60 °C.

### **2. Operar a un pH comprendido entre 7.0 y 8.0:**

De acuerdo a Batule, se recomienda la obtención de un pH de 6.3 a 6.4 en la meladura cruda para reducir la pérdida global de sacarosa debida a la inversión en la estación de evaporación. De acuerdo a este autor, si se trabaja el jugo clarificado a un pH de 6.7 y se obtiene un pH de 5.9 en la meladura, la pérdida de sacarosa que se produce varía entre 1.97 y 3.05 libras de sacarosa por tonelada de caña molida, mientras que si el jugo clarificado se trabaja en los evaporadores a un pH superior a 7.0, generalmente comprendido entre 7.1 y 7.3, se obtiene un pH en la meladura que ronda entre 6.3 y 6.5, con lo cual la pérdida de sacarosa por inversión se reduce a valores comprendidos entre 1.46 y 2.28 libras de sacarosa por tonelada de caña. Hay que recordar que una disminución de un punto en el valor del pH del jugo, incrementará la velocidad de inversión de sacarosa en diez veces el valor inicial.

En el cuadro 4.10 se muestran los valores promedio de pH obtenidos para el jugo clarificado y la meladura durante la zafra 10/11.

**CUADRO 4.10: CAÍDA PROMEDIO DE pH EN LA OPERACIÓN DE EVAPORACIÓN (ZAFRA 10/11)**

MATERIAL	pH PROMEDIO (ZAFRA 10/11)	CAÍDA DE pH ENTRE JUGO CLARIFICADO Y MELADURA
JUGO CLARIFICADO	7.06	0.72
MELADURA CRUDA	6.34	
MELADURA CLARIFICADA	6.02	1.04

Del cuadro 4.10 puede observarse que durante la zafra 10/11 se mantuvo un valor promedio de pH del jugo clarificado superior a 7.0, lo cual permitió obtener valores promedio de pH del producto final de la evaporación dentro de los rangos normales de operación, estando estos comprendidos entre 6.3 – 6.5 y 6.0 – 6.2 para la meladura cruda y clarificada, respectivamente. El resultado final fue la obtención de valores aceptables de pérdidas por inversión de sacarosa en la operación de evaporación, a pesar de las altas temperaturas a las que se sometió el jugo en los pre-evaporadores.

**3. Operar con un tiempo de residencia corto:**

Aunque es claro que el tiempo de retención del jugo en los evaporadores incrementa la cantidad de azúcar invertido producido, esta variable difícilmente puede ser modificada actualmente en el ingenio ya que es función del diseño del equipo instalado. Lo más recomendable sería trabajar con evaporadores de alta eficiencia tales como los de película descendente y ascendente; sin embargo, puede recomendarse operar con tiempos de residencia que no superen los 30 minutos, de preferencia comprendidos entre 20 y 30 minutos para el proceso completo de evaporación.

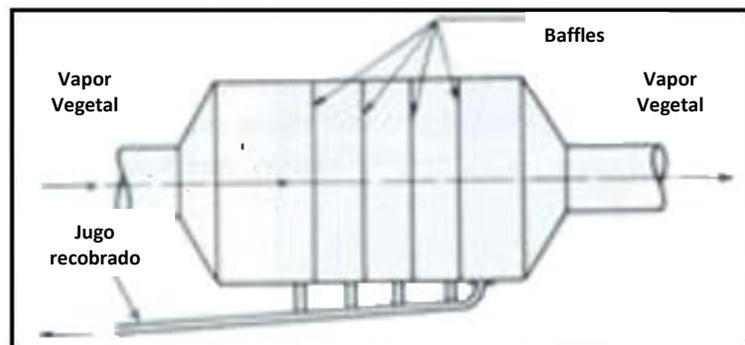
**4.4.2 PROPUESTA PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS POR ARRASTRE EN AGUAS DE CONDENSO DE EVAPORADORES**

De acuerdo a los cálculos realizados en la sección 3.2.4.2, las pérdidas de sacarosa en las aguas de condensa de los evaporadores se estimaron en 0.08 % caña en los primeros tres efectos y 0.03 % caña en los condensos de los vasos meladores. Estos resultados se

obtuvieron de acuerdo a los análisis químicos realizados por el personal de laboratorio y al balance global de sacarosa en el sistema de condensos.

Según averiguaciones de las causas de pérdidas de sacarosa por arrastre en los condensos de la estación de evaporación, los jefes de operación indicaron la existencia de separadores de arrastre instalados al interior y exterior de los cuerpos de los evaporadores y en la línea principal de vapor vegetal de los primeros efectos.

El sistema de separación de arrastre instalado en la línea de vapor vegetal de los primeros efectos es del tipo Munters, que consiste de un vaso en forma cilíndrica con extremos cónicos los cuales se encuentran acoplados a la tubería de vapor. El separador está constituido por mamparas o baffles constituidos por rejillas separadas una distancia igual a la mitad de su ancho (figura 4.1). Estas rejillas se encuentran instaladas una después de la otra respecto a la dirección de flujo del vapor de forma tal, que el ángulo de inclinación de las rejillas es de 15 grados con respecto a la rejilla anterior, esto se hace con el objetivo de mejorar la operación de separación. Este separador tiene una eficiencia de operación de casi el 100 % y dispone de cuatro baffles en total, de forma que el vapor y la corriente de jugo al pasar por las rejillas cambia de dirección en cada baffle de manera que las gotas arrastradas son retenidas. Las pequeñas gotas de jugo arrastradas escurren por las rejillas y se conducen hacia abajo fuera de la corriente de vapor, drenándose posteriormente por una tubería común ubicada debajo de la sección cilíndrica del separador. Este jugo recobrado es drenado por gravedad hacia un tanque colector para luego ser reincorporado al proceso por medio del efecto de vacío del vaso melador N° 2.



**Figura 4.1:** Diseño del separador de arrastre en línea tipo Munters (Batule, 2008)

El defecto que presenta este sistema de recuperación de jugo, es que el tanque de recobrado es demasiado pequeño para permitir un flujo estable de la corriente de vapor y jugo dentro del tanque, impidiendo que éste condense con el tiempo. Además, el tanque dispone de una tubería de venteo hacia la atmósfera para descargar los vapores que ingresan al tanque. Sin embargo, la alta presión y velocidad del vapor que ingresa al tanque junto con el jugo, crea un efecto de rearrastré al interior del tanque provocando que el condensado retenido en los separadores de tachos y de los pre-evaporadores, sea venteado junto con el vapor hacia la atmósfera, sin que se produzca la recuperación de sacarosa.

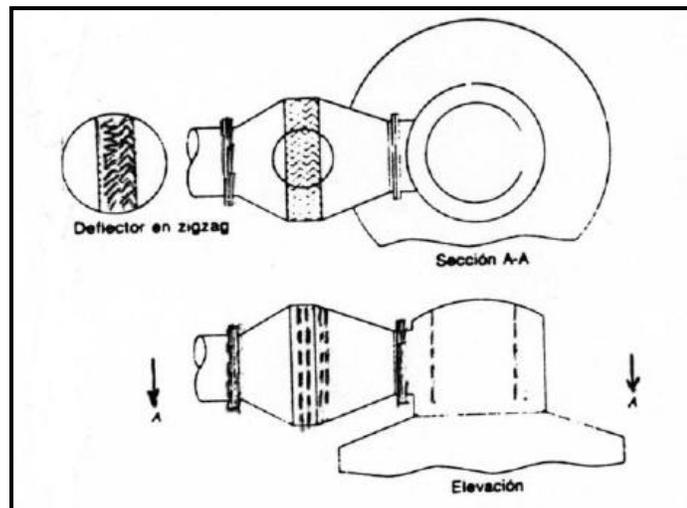
Para solucionar este problema se propone la instalación de un tanque de mayor capacidad que permita mantener un flujo más estable al interior del tanque, evitando que el jugo sea rearrastrado por la corriente de vapor. En adición a dicha medida se propone que el tanque disponga de una chaqueta refrigerante para procurar una mayor recuperación de condensado. El agua de enfriamiento a utilizar podría provenir de la red industrial y los condensos azucarados formados en el tanque podrían reinyectarse a los vasos meladores o bien emplearse en otra área de proceso tal como el lavado del azúcar en las centrífugas o bombearse estos condensados hacia el tanque de aguas dulces y emplearse para el refundido de azúcar en la refinería (ver anexo I).

En el cuadro 4.11 se muestra el ahorro económico que se obtendría para una reducción del 80 % de la pérdida actual de sacarosa al implementar la medida propuesta:

**CUADRO 4.11: ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA PROPUESTA DE INSTALACIÓN DE UN CONDENSADOR DE ARRASTRES PROVENIENTES DE TACHOS Y PRE-EVAPORADORES**

MEDIDA	REDUCCIÓN DEL 80 % DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA ACTUAL (QQ/zafra)	INVERSIÓN INICIAL (\$)	BENEFICIO ECONÓMICO (\$/zafra)	RECUPERACIÓN SIMPLE DE LA INVERSIÓN (meses)
Instalación de un tanque de condensación de arrastres	30,000	29,800	450,000	0.3 (10 días)

Por otro lado, en los vasos meladores se encuentran instalados en el exterior de los cuerpos, deflectores tipo zig-zag los cuales son separadores tipo choque que consisten de una serie de placas verticales paralelas que se colocan estrechamente espaciadas en una corriente de vapor que fluye horizontalmente. Cada placa presenta repetidos dobleces formando ángulos similares opuestos para formar una pared en zig-zag (figura 4.2). El vapor del jugo al pasar por las delgadas láminas a través de este laberinto, cambia de dirección constantemente y las gotas arrastradas chocan contra la pared. Las pequeñas gotas de jugo retenidas en las láminas en zig-zag fluyen por gravedad sobre la pared hacia una tubería vertical instalada debajo del separador y que se encuentra conectado directamente en la parte inferior del vaso, con lo cual se evita una pérdida excesiva de sacarosa en los vapores que se extraen de los vasos meladores.



**Figura 4.2:** Diseño del separador de arrastre tipo zig-zag (Batule, 2008)

Los sistemas de separación de arrastre instalados tanto en los pre-evaporadores como en los vasos meladores, debido a su diseño proporcionan una baja caída de presión y un recobrado de sacarosa aceptable; sin embargo, de acuerdo a los resultados de los análisis del laboratorio, las pérdidas de sacarosa a causa del arrastre de jugo en las aguas de condensa de la estación de evaporación son bastante apreciables en contraposición con lo antes expuesto. La considerable pérdida de sacarosa debida al arrastre puede obedecer principalmente a tres factores:

- 1. Operacionales:** Manejo de presiones promedio de vacío superiores a 19 pulgadas de mercurio en el cuarto efecto, alcanzando valores máximos superiores a 22 pulgadas de mercurio de vacío en los vasos meladores durante la zafra 10/11.
  
- 2. Diseño de los separadores de arrastre:** El diseño de los separadores de arrastre probablemente no es el más adecuado para las condiciones de operación imperantes en los evaporadores. Además, el diseño de los separadores puede no permitir un buen recobrado de jugo durante la operación, disminuyendo éste cuando se incrementa la rata de evaporación por acción de un incremento en la presión de vacío, provocado directamente por un aumento de la alimentación de agua a los condensadores barométricos.
  
- 3. Resultados de los análisis de laboratorio:** Una excesiva concentración de sacarosa en las aguas de condensa puede deberse a falsos en los resultados de los análisis de laboratorio, lo cual es poco probable dada la alta repetitividad con la que se efectúan los análisis químicos en el laboratorio del ingenio. Por otro lado, si la causa de la pérdida de sacarosa no recae en el análisis de laboratorio, ésta puede ser debida a una inadecuada selección de los puntos de muestreo, dado que la alta concentración de sacarosa en la muestra analizada puede ser causada por la convergencia de dos o más corrientes provenientes de diferentes partes del proceso, incrementándose con esto la pérdida en el laboratorio y reportándose posteriormente como un dato erróneo en relación a la verdadera pérdida de azúcar por arrastre de jugo en la estación de evaporación.

De acuerdo a Batule concentraciones superiores a 100 partes por millón (ppm) en el agua de condensos de evaporadores representan un problema serio, tanto desde el punto de vista de las pérdidas de sacarosa, como también en cuanto a la contaminación ambiental que esto genera.

De acuerdo a los datos de arrastre reportados por el laboratorio del ingenio, la concentración promedio de sacarosa en las aguas de condensa de los vasos meladores N° 2 y N° 3 para la zafra 10/11 fue de 97 ppm y 201 ppm respectivamente, lo cual indica que en general el arrastre de sacarosa en el vaso melador N° 2 se encuentra justo por

debajo del límite permisible de acuerdo a lo sugerido por Batule, mientras que para el melador N° 3 el arrastre de sacarosa en promedio supera el límite máximo de 100 ppm.

La considerable diferencia de la concentración de sacarosa en las aguas de condensa de los meladores 2 y 3, puede deberse en parte a una mayor presión promedio de vacío aplicada en el melador N° 3 durante la zafra 10/11 con respecto a la presión promedio de vacío aplicada al melador N° 2 (19 plg de Hg para el melador N° 2 y 20 plg de Hg para el melador N° 3).

Operacionalmente es probable que una mayor presión de vacío sea la causante de un mayor arrastre de sacarosa en el melador N° 3. Otro factor a considerar es el diseño y mantenimiento de los separadores de arrastre, el melador N° 3 se encuentra equipado con buenos separadores de arrastre tanto interiores como exteriores por lo que es difícil explicar el alto valor de la pérdida de sacarosa que se produce en este equipo.

De acuerdo a mediciones realizadas durante la zafra 2003/2004, la pérdida de sacarosa debida al arrastre en el melador N° 3 resultó en valores aceptables que rondaron alrededor de las 700 a 800 libras de azúcar al día; es decir, entre 20 y 22 ppm, mientras que en la zafra 2010/2011 los valores de pérdidas de azúcar asociadas con el arrastre rondaron en promedio las 5,650 libras de azúcar al día; es decir, en promedio 201 ppm (Cuadro 4.12). Esto indica que el valor de pérdida de azúcar debida al arrastre en los condensos del melador N° 3 para la zafra 10/11 fue 10 veces superior a las registradas en la zafra 2003/2004, lo cual es altamente alarmante y requiere de acciones inmediatas que permitan identificar el factor o factores directamente involucrados en el incremento de las pérdidas de sacarosa y que busquen resolver el problema.

**CUADRO 4.12: COMPARACIÓN DE LA PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DEL MELADOR N° 3 (ZAFRAS 03/04 Y 10/11)**

ZAFRA 10/11	Pérdida de sacarosa (Lb azúcar/ día)	Pérdida de sacarosa (ppm)
03/04	700 – 800	20 - 22
10/11	5,650	201

Se sabe con certeza que los arrastres más serios ocurren en los vasos meladores debido a que trabajan a mayor presión de vacío en comparación con el resto de efectos. Otro factor asociado con un mayor arrastre en los vasos meladores se debe al aumento de la velocidad lineal del vapor a la salida de los tubos de un cuádruple efecto. El análisis de velocidad del vapor a la salida de los tubos de cuarto efecto indica que ésta es 10 veces superior a la velocidad lineal del vapor obtenida a la salida de los primeros efectos o pre-evaporadores, y por tanto la operación de los vasos meladores implica un mayor riesgo de que se produzcan pérdidas por arrastre. Además, debido a este fenómeno la proyección vertical del jugo al salir de los tubos del último efecto, es cien veces mayor que la de los jugos del primer efecto.

Por lo antes expuesto es imperante considerar ciertos criterios para evaluar la eficiencia de un separador de arrastre, algunos de estos se mencionan a continuación:

1. La caída de presión de vapor en el separador.
2. La capacidad del separador en cuanto al flujo de vapor.
3. Los requerimientos de mantenimiento.
4. La eficiencia de separación de jugo arrastrado.

Adicionalmente, se presentan a continuación algunas medidas que se pueden implementar para reducir los arrastres en los evaporadores:

1. En términos de diseño el evaporador debe poseer tubos con una longitud que no supere los 8 pies de altura (preferiblemente entre 7 y 7.5 pies) y diámetros lo suficientemente grandes para impedir una aceleración excesiva del vapor, se recomienda que en los primeros efectos los tubos tengan un diámetro comprendido entre 1½" y 1¾", mientras que en los vasos de tercer y cuarto efecto de aproximadamente 2".
2. Mantener el nivel del jugo en 1/3 a 1/4 de la altura total de los tubos, ya que niveles bajos provocan una mayor velocidad del vapor, mientras que niveles más altos ocasionan un aumento del arrastre.
3. Evitar sobrecargar el múltiple efecto a un nivel superior a su capacidad.

4. Instalación de separadores de arrastre más eficientes o la modificación de los ya existentes para mejorar el recobrado del jugo, así como la instalación de separadores de arrastre en las líneas de vapor vegetal de los segundos y terceros efectos.

Otra medida implementada en la estación de evaporación durante la zafra 11/12 fue la instalación de un intercambiador de placas vapor-líquido (Booster) a la salida de la estación de evaporación, actuando éste como un quinto efecto. Este equipo tiene una doble función, la primera es la de permitir el procesamiento de una mayor cantidad de jugo durante la operación de evaporación a través de una reducción del tiempo de cocimiento en cada efecto debido a un descenso del Brix de descarga. La segunda función es que promueve una mayor eficiencia del consumo de vapor de acuerdo a los principios de Rillieux.

El descenso del tiempo de cocimiento al instalar el Booster tiene a la vez un doble beneficio, ya que permite una reducción significativa de las pérdidas de sacarosa debidas a la inversión, las cuales que tienen mayor importancia en los primeros efectos. Por otro lado, la reducción del tiempo de cocimiento permite obtener una disminución del arrastre de jugo en los evaporadores debido al menor tiempo de residencia del jugo en el equipo, lo cual evita que éste se encuentre por mucho tiempo sometido a las condiciones de alto vacío.

Esta nueva tecnología probablemente permita obtener mejorías en cuanto a la pérdida de sacarosa debidas al arrastre durante la zafra 11/12, con respecto a los valores reportados en la zafra 10/11. Sin embargo, se recomienda enfáticamente realizar un análisis completo del funcionamiento de los separadores de arrastre actualmente instalados en el ingenio, tanto en el área de tachos de fábrica y de refinería, pero especialmente en la estación de evaporación que es donde las pérdidas por arrastre alcanzan valores críticos. Un análisis exhaustivo del funcionamiento de estos equipos puede permitir identificar la causa del problema y corregirla para hacer más eficiente el proceso.

Otro problema adicional relacionado con el diseño de los separadores de arrastre, son los materiales de construcción de las rejillas y deflectores empleados para la separación de las gotas de jugo que fluyen en la corriente de vapor. Si los separadores de arrastre no han sido diseñados con materiales resistentes a la corrosión ácida, estos pueden causar más daños que beneficios para el proceso, ya que un material poco resistente al pH ácido

del vapor vegetal puede ocasionar un serio problema de corrosión en los elementos de retención al condensar el jugo, lo cual puede provocar una contaminación generalizada del jugo que se está concentrando en los vasos meladores y por tanto una baja calidad del azúcar final producida.

Puede ser que el separador de arrastre se encuentre adecuadamente diseñado, sin embargo, es posible que las condiciones de operación a las que éste fue diseñado no sean las mismas a las que se somete en servicio. Así, las pérdidas de sacarosa por arrastre de jugo en realidad puede ser debidas al rearrastre de las gotitas de jugo al impactar en los elementos de separación, impidiendo que éstas dispongan de un tiempo de contacto suficiente para que exista una buena eficiencia de separación.

El rearrastre de jugo puede ser causado por los siguientes factores:

1. Ruptura de las gotas que impactan el separador.
2. Diseño inadecuado del separador.
3. Incremento en la velocidad de flujo de vapor hasta valores críticos de operación.
4. Poco tiempo de contacto sólido-líquido entre las gotas infinitesimales de jugo y la superficie sólida de los elementos del separador.

Para un separador de Baffles como los instalados en las líneas de vapor de los pre-evaporadores, a flujos bajos de vapor la eficiencia de colección (EC) desciende debido a una disminución de la eficiencia de impactación inercial, mientras que a flujos muy altos la eficiencia de colección disminuye debido al rearrastre.

Para reducir al mínimo el problema de pérdidas de azúcar causadas por arrastre y la operación ineficiente de los separadores de arrastre instalados en la estación de evaporadores, se recomienda seguir el siguiente procedimiento para determinar la causa de dichas pérdidas de azúcar y corregir el problema de forma adecuada y oportuna.

1. Comprobar que los puntos de muestreo son los adecuados para la toma de muestras con el objetivo de verificar que cualquier otra corriente de proceso no afecte el resultado del análisis químico del agua de condensos de evaporadores.

2. Monitorear las pérdidas de azúcar por arrastre en el proceso de evaporación y tratar de relacionarla con los valores de las variables de operación existentes al momento de realizar el muestreo del agua de condensos.
3. En base a las condiciones de operación, establecer la velocidad probable de salida del vapor de los evaporadores y compararla con el límite máximo de velocidad de flujo de vapor a la cual es capaz el separador de retener las gotitas de jugo dentro de la corriente.
4. Determinar la eficiencia de colección del separador en base a las condiciones de operación y los parámetros de diseño del equipo instalado. Modificar el separador o cambiarlo en su totalidad en caso de que persistan las pérdidas excesivas de azúcar en las aguas de condensa bajo condiciones normales de operación.

Una propuesta para mejorar la recuperación del jugo arrastrado en los evaporadores puede ser la instalación de un separador de malla de alambre posterior a los separadores de arrastre ya instalados. En este caso el separador de malla actuaría como un depurador secundario de la corriente de vapor, reteniendo las gotitas de jugo de menor tamaño que no fueron retenidas en el separador primario o en el peor de los casos las que fueron rearrastradas por la corriente de vapor.

Los separadores de malla de alambre son separadores del tipo choque, es decir que su funcionamiento se basa en el impacto de las gotitas de jugo en la superficie del material de separación. Estos separadores permiten recobrar gotas de jugo con tamaño superior a los 5 micrones. La malla consiste de una media puntada abierta cilíndrica que se pliega y aplana para formar una doble capa. La doble capa es entonces enrollada en un cilindro para formar el espesor deseado de la almohadilla de malla. Las almohadillas se ensamblan en módulos y las capas se mantienen unidas con una rejilla de soporte en el tope y en el fondo.

El espesor de las almohadillas varía entre 4 y 12 pulgadas de profundidad en la dirección del flujo. Las velocidades del vapor oscilan entre 300 y 2500 pies por minuto (ppm) dependiendo del espesor de la almohadilla y de la carga del líquido en la corriente de vapor.

El punto en el cual comienza el rearrastre es a una velocidad del vapor que oscila entre 2200 y 2400 pies por minuto para las almohadillas horizontales, lo cual se considera bastante aceptable ya que es generalmente el rango de operación máximo para la mayoría de separadores de arrastre.

En cuanto a la caída de presión del vapor en el separador de malla, esta oscila entre 0.1 y 0.2 pulgadas de agua. La capacidad y la caída de presión en el separador pueden variarse modificando la densidad de la malla y su espesor. Este es un separador que proporciona una muy baja caída de presión en relación con otros tipos de separadores lo cual se considera bastante ventajoso.

Por otro lado, la mayor desventaja de este separador es su tendencia al ensuciamiento debido al entramado de la malla de alambre que le proporciona su alta superficie de contacto. Debido al significativo incremento del área de la superficie específica en los separadores de almohadilla de malla, se puede mantener una eliminación satisfactoria a flujos bajos, menores que con los del tipo chevron (Tipo placa con deflectores corrugados). En la figura 4.3 se muestra un separador de malla de alambre típico. Sin embargo, la selección del separador de arrastre más adecuado depende del tipo específico de la batería de evaporadores instalada en el ingenio, de las condiciones de operación del equipo y de la eficiencia actual de colección en los separadores de arrastre.



**Figura 4.3: Separador de malla de alambre (Batule, 2008)**

#### **4.5 RECOMENDACIONES PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE TACHOS**

La operación de cocimiento puede calificarse como la más determinante del proceso azucarero, ya que en esta se lleva a cabo la formación y crecimiento del grano de azúcar. La estimación de pérdidas de sacarosa debidas a la inversión durante la operación de cocimiento dio como resultado una pérdida estimada de 0.25 % caña (5 libras/ton caña), siendo ésta la más alta del proceso luego de la pérdida en miel final. De acuerdo a Batule en fábricas de azúcar crudo bien controladas, la pérdida en el área de tachos desde la meladura hasta el azúcar comercial y las mieles finales se estima como mínimo en 0.4 % de la sacarosa presente en la meladura. Ésta pérdida es inevitable y no es posible reducirla, pues es el resultado natural de la descomposición de la sacarosa y de los sistemas empleados para llevar a cabo la cristalización.

En la producción de azúcar blanco las pérdidas de sacarosa deben incrementarse por encima de este valor debido a la existencia de un menor recobrado de azúcar en el proceso. De acuerdo a datos de la zafra 10/11 el valor límite inferior descrito por Batule para las pérdidas de sacarosa en fabricación de azúcar crudo se estima en aproximadamente 0.059 % caña, siendo el valor obtenido como resultado de las estimaciones aproximadamente cuatro veces superior a este valor. Hay que tomar en cuenta que la estimación realizada por el autor incluye la pérdida total de azúcar tanto en la producción de azúcar crudo como en la producción de blanco sulfitado.

Es difícil reducir la pérdida de sacarosa durante la operación de cocimiento debido a que cualquier alteración de las variables del proceso con respecto a las condiciones normales de operación podría provocar un efecto negativo en la calidad del azúcar producido o incluso un mayor incremento de las pérdidas de sacarosa. Sin embargo, es posible plantear una serie de lineamientos generales que deben seguirse para realizar una buena operación de cristalización y un adecuado agotamiento de la miel madre en el área de tachos. En general los criterios de operación requeridos para una adecuada operación de tachos se describen a continuación:

## **1. Aumentar lo más posible la densidad de la masa cocida en el tacho:**

Para aumentar el agotamiento en el tacho se debe incrementar lo más posible la densidad de la masa cocida. Para ello, ésta debe evaporarse en el tacho a la densidad máxima obtenible dentro de los límites impuestos por la capacidad de los cristalizadores y las centrífugas. La disminución de la evaporación en el tacho durante los últimos 60 a 90 minutos de cocción, permiten obtener mayores caídas de pureza en el tacho.

Dentro de los límites permitidos por la operación de cocimiento, a mayor contenido de sólidos totales (Brix) en la masa cocida, existe una tendencia hacia un mayor porcentaje de disminución de pureza en el tacho y por tanto una mayor disminución en la pureza de la miel final, ya que a mayor densidad de la masa cocida menor es la descomposición de sacarosa y se obtiene una operación de recobrado de azúcar más eficiente.

Se ha comprobado que el descenso de un punto en el Brix de la masa cocida provoca un incremento de 0.7 unidades de pureza en la miel final. Por tanto, es importante obtener masas cocidas de tercera con un Brix superior a 97, ya que a un Brix inferior a este valor se presenta una marcada disminución en la recuperación de sacarosa.

Por otro lado, la velocidad de cristalización aumenta a medida que el grado de sobresaturación también aumenta. Para mantener una sobresaturación adecuada en las masas de baja pureza se requiere una concentración alta de sólidos totales; es decir, un Brix alto.

## **2. Trabajar la masa cocida a una viscosidad manejable en el tacho:**

La experiencia ha demostrado que si la viscosidad de las mieles madres es relativamente alta al salir del tacho, por lo general lo es también en los cristalizadores y asimismo al recalentarse hasta aproximadamente la temperatura de saturación antes de purgar las centrífugas. Así, aumentando el contenido de sólidos totales por evaporación intensa en el tacho, la viscosidad y la temperatura de saturación de las mieles finales aumentan.

La pureza de las mieles finales disminuye a medida que la viscosidad o la temperatura de saturación de las mieles, o ambos, aumentan. Las menores purezas en miel final se

obtienen a una temperatura de saturación cercana a 55 °C (131 °F) y a una viscosidad de aproximadamente 1400 a 1500 poises. El aumento de la viscosidad por evaporación intensa en el tacho se encuentra limitada por la manejabilidad de la masa cocida en el tacho y en el sistema de cristalización.

La viscosidad de la masa cocida afecta las operaciones de tachos al vacío y la recuperación de azúcar. La influencia de las impurezas sobre la viscosidad aumentará rápidamente con el incremento en el contenido de las mismas. Así, la viscosidad de la masa cocida depende principalmente de los siguientes factores:

1. Naturaleza de las impurezas de la masa cocida.
2. Concentración de no-azúcares en la masa cocida.
3. Porcentaje de sólidos o materia seca (Brix) en la masa cocida.
4. Contenido de cristales de la masa cocida.

Por tanto, llevar el cocimiento de la masa cocida hasta su máxima consistencia manejable en el tacho, permite obtener la mayor caída de pureza en la miel final.

### **3. Lograr un alto contenido de cristales en la masa cocida:**

El contenido de cristales en la masa cocida usualmente es un factor limitante en el proceso de cristalización. Si el contenido de cristales es muy alto la masa cocida se hace muy sólida y debe detenerse la cocción lo antes posible para evitar que la viscosidad de la masa cocida se torne extremadamente alta.

La adsorción de sacarosa en los cristales (crecimiento del cristal) a partir de las mieles madre es directamente proporcional al área superficial de los cristales. Por tanto, a mayor superficie de cristales, mayor será el agotamiento de las mieles madre y para un tiempo dado de acondicionamiento menor será la pureza de la miel final. Por esta razón es ventajoso mantener el contenido de cristales tan alto como lo permitan los límites de la capacidad de manejo de la masa cocida en cuanto a la viscosidad.

El máximo rendimiento en cuanto a contenido de cristales para una templa de primera "A" debe ser de alrededor de 55 % con un límite inferior de 50 % considerado como aceptable. Las templeas de segunda "B" presentan valores aceptables alrededor de 40 a 41 % y las templeas de tercera "C" pueden tener un contenido de cristales de 38 % inmediatamente después de la descarga, incrementando esta hasta cerca de 41 % luego de realizada la operación de cristalización.

El rendimiento de cristales se mejora elaborando un grano limpio y uniforme, lo cual depende no sólo de la operación de tachos sino también de la calidad de los materiales que ingresan al área de tachos. La viscosidad de la templa limita la relación máxima de cristal/miel madre. Esta debe ser suficientemente baja como para permitir que el tacho se descargue en un tiempo razonable y permita su manejo posterior en el cristizador y las centrífugas.

#### **4. Aumentar la caída de pureza de la miel madre en el tacho:**

El porcentaje de caída de pureza en el tacho aumenta a medida avanza la operación de cocimiento, mientras que en el cristizador este porcentaje va en disminución a medida que avanza el agotamiento de la masa cocida, pero el porcentaje total de caída de pureza es mayor y por tanto se acerca más al agotamiento completo.

Aproximadamente entre el 60 y el 75 % de la caída de pureza ocurre en el tacho, mientras que el restante 25 a 40 % se produce en el cristizador, es por ello que es imperativo llevar a cabo una buena operación de tachos para aumentar al máximo la caída de pureza en la miel madre de la masa cocida y una disminución importante de la pureza en la miel final.

Se ha comprobado en la práctica que la mayor caída de pureza se logra en el tacho alcanzándose valores comprendidos entre 25 y 33 puntos en la caída de pureza. Se sabe además, que por cada incremento de dos puntos en el porcentaje de caída de pureza en el tacho se obtiene alrededor de un punto de caída de pureza en el cristizador, lo que resulta en un incremento neto de alrededor de un punto en el porcentaje total de caída de pureza. La importancia de esto es que a medida que la caída de pureza aumenta en el

tacho, menos trabajo se realiza en el cristalizador; no obstante el porcentaje total de caída de pureza se acerca más al 100 %, que es la pureza esperada en el agotamiento.

De acuerdo a Hugot (1974) las templeas de tercera que se descargan del tacho con purezas de 58 a 60 producen mieles finales más agotadas. Durante la zafra 10/11 se obtuvo un valor promedio de pureza en la masa cocida C de 55.8 %, lo que de acuerdo al rango de pureza sugerido por Hugot indica que no se realizó una operación muy buena en los tachos de tercera, que probablemente fue a consecuencia de un bajo recobrado de azúcar en los tachos de primera y de segunda, a diferencia de la zafra 09/10 donde se logró una mejor caída de pureza en el área de tachos.

#### **5. Evitar la formación de conglomerados y de falso grano en el tacho:**

Los conglomerados son pequeños grupos de cristales unidos que se forman bajo condiciones de sobresaturación altas donde se encuentran presentes muchos cristales pequeños, por ejemplo, justamente después de semillar por lo que una vez se ha alcanzado la nucleación en la zona lábil, la sobresaturación debe bajarse nuevamente hasta la zona metaestable para evitar que se formen cristales adicionales o que los existentes se deformen.

La conglomeración debe evitarse ya que los conglomerados formados afectan la forma del cristal y aumentan la variación en el tamaño del mismo, disminuyendo la capacidad de separación del licor madre de los cristales por centrifugación, afectando también la polarización del azúcar debido a la miel atrapada entre ellos.

La forma más adecuada de evitar la formación de conglomerados es mantener una buena velocidad de agitación y controlar el grado de sobresaturación en el tacho.

Por otro lado, la formación de falso grano (cristales de bajo tamaño que impiden el crecimiento de los granos ya existentes) puede ocurrir en cualquier etapa del proceso de cocción aún después de descargada la templa en los cristalizadores. En el tacho se pueden presentar tres casos de formación de falso grano:

1. El falso grano se produce al inicio de la cocción:

En este caso se forman conglomerados y esto da lugar al crecimiento de un grano frágil y deforme.

2. El falso grano se produce en una etapa intermedia de la cocción:

El grano sólo crece lo suficiente para obstruir los orificios de la centrífuga, dificultando su operación y deteriorando las mallas.

3. El falso grano ocurre al final de la templa:

El grano de tamaño pequeño pasa a través de la malla junto con la miel final, aumentando su pureza.

En general, el falso grano se produce por el procesamiento de cañas en mal estado o expuestas por largo tiempo a la acción de los microorganismos, lo cual puede reducirse únicamente procesando rápidamente la caña una vez cosechada y realizando una buena operación de purificación del jugo.

Por otro lado, el control de la sobresaturación en el tacho es esencial para garantizar que no se formen nuevos granos durante la etapa de crecimiento. Un buen control de la sobresaturación del material en el tacho, consiste en monitorear continuamente la instrumentación existente en el equipo, manteniendo una tasa de evaporación casi constante, una adecuada alimentación en el tacho y una buena agitación que garantice un buen rendimiento de cristales de tamaño uniforme.

**6. Mantener una circulación adecuada en el tacho:**

La cristalización puede ser acelerada mejorando la circulación en tachos, lo que permite obtener una disminución en la viscosidad de la masa cocida facilitando el proceso de nucleación y de crecimiento de los cristales de azúcar. Una buena circulación también permite lograr una buena velocidad de evaporación y una transferencia de calor uniforme en el tacho.

Si no existe una buena circulación en el tacho, se pueden experimentar incrementos de temperatura a medida se incrementa la profundidad de la masa cocida. Este incremento de temperatura conforme aumenta la profundidad afecta el grado de sobresaturación en el tacho. Así, la cristalización llevada a cabo con agitación constante disminuye las diferencias internas de temperatura y de sobresaturación en la masa cocida, reduciendo con esto la posibilidad de formación de nuevos cristales (formación de falso grano). Además, sin una buena circulación durante la operación de cocimiento, las caídas de pureza pueden resultar en gran parte en la descomposición térmica en vez de una mayor recuperación de sacarosa.

Algunas ventajas de una buena circulación mecánica en el tacho relacionadas con la obtención de una masa cocida con un buen grado de agotamiento son las siguientes:

1. Distribución completa y uniforme de la alimentación.
2. Buena distribución de la temperatura. Se obtienen variaciones mínimas que no superan los 5 ° C.
3. Reducción del tiempo de cocimiento o de ebullición para la masa cocida C de por lo menos una hora a partir de un pie de templa granulado.
4. Mejor formación de los cristales de azúcar.
5. Menor formación de color y menor riesgo de pérdidas de sacarosa por sobrecalentamiento local.
6. Aumento en la tasa de producción de la masa cocida.

A velocidades rotacionales altas, el Brix es ligeramente superior para cualquier impelente y peso. Además, una mayor velocidad del impulsor indica una menor viscosidad de la masa cocida y mayor valor de Brix. Por tanto, la velocidad de circulación debe ser tan rápida como sea posible para obtener un trabajo rápido y un buen agotamiento.

Además, una buena agitación mecánica permite obtener un mayor rendimiento de cristales, mejora la calidad del cristal, aumenta la capacidad de los tachos, disminuye el consumo de vapor y disminuye la formación de color y de conglomerados.

## **7. Mantener un nivel apropiado de la masa cocida en el tacho:**

A medida que la carga hidrostática aumenta en el tacho, debido al peso de la masa cocida, la presión sobre los puntos inferiores aumenta cada vez más, aumentando el punto de ebullición y por tanto el alza de la temperatura. Al subir la temperatura, la sobresaturación disminuye y pudiera darse el caso de que se alcanzaran puntos de no saturación, ocasionando con esto, la disolución de cristales en el fondo del tacho, con el correspondiente aumento del color, posible inversión de sacarosa y la cristalización en los niveles superiores.

Para impedir estos inconvenientes lo más adecuado es evitar sobrecargar el tacho para tratar de que no se generen gradientes considerables de temperatura y la pérdida localizada de la sobresaturación a medida aumenta la carga hidrostática en el equipo. Además, altos niveles de carga en el tacho retardan la operación de cocimiento debido al efecto de la carga hidrostática, aumentando la temperatura de ebullición de la masa cocida, el tiempo de retención, lo cual repercute directamente en el aumento de color y en la descomposición térmica de sacarosa.

## **8. Reducir en lo posible el tiempo de cocción de las templeas:**

El tiempo de cocción debe ser el mínimo posible que permita obtener el Brix, la caída de pureza y contenido de cristales requerido en el tacho. Generalmente el tiempo requerido para elaborar una templea de primera es de aproximadamente 2 horas, para las templeas de segunda de 3 horas y entre 3 y 4 horas para templeas de tercera. Pero debe tenerse presente que entre menor sea el tiempo de cocción de una masa cocida, menor será la pérdida de sacarosa debida la inversión y a la descomposición térmica de sacarosa, así como el aumento de color en la masa cocida y en el azúcar final producida.

## **9. Control de la temperatura de cocimiento:**

La cristalización aumenta rápidamente en el tacho al aumentar la temperatura. El aumento de la temperatura incrementa la sobresaturación y con ésta la velocidad de

cristalización. La temperatura de cocimiento de una templa debe mantenerse en el rango comprendido entre 150 y 160 ° F (65 – 71 °C), dependiendo de la pureza de la masa cocida. A dichas temperaturas, la viscosidad de ésta será más baja y la velocidad de crecimiento del cristal será mayor.

La temperatura de 160 °F para la descarga del tacho puede obtenerse fácilmente controlando el vacío del tacho mediante la regulación de la cantidad de agua que se inyecta al condensador barométrico.

La temperatura promedio de descarga de la masa cocida C del tacho para la zafra 10/11 fue de 155.4 °F (68.6 °C), lo que en general indica que se mantuvo una buena temperatura de descarga; sin embargo, los datos puntuales de temperatura para cada día de operación durante la zafra 10/11, revelaron que la temperatura de descarga en los tachos de tercera osciló entre 138 y 156 ° F (58.9 – 68.9 °C), esto indica que no siempre se mantuvo el rango óptimo de descarga de la masa cocida C, lo cual pudo haber afectado el agotamiento de la miel madre durante la operación de cocimiento, contribuyendo probablemente a una menor eficiencia de operación en los tachos de tercera con respecto a la obtenida en la zafra 09/10.

Por otro lado, aunque lo más beneficioso para el agotamiento de la miel madre en el tacho es mantener la temperatura lo más alta posible, debe cuidarse de que la masa cocida no sea descargada a una temperatura superior a los 71 °C, ya que temperaturas superiores a ésta puede generarse una descomposición térmica excesiva y un aumento de color incontrolado en el azúcar producido.

#### **10. Control adecuado de la presión de vacío en el tacho:**

El cocimiento en el tacho debe realizarse a una presión de vacío que no supere las 25 pulgadas de mercurio al nivel del mar para garantizar una cocción rápida y adecuada, evitando al mismo tiempo reducir las pérdidas de sacarosa debidas al arrastre y a la inversión.

Mantener una presión de 25 pulgadas de mercurio significa que la temperatura de cocimiento rondará en el rango comprendido entre 150 y 160 °F (65 °C – 71 °C),

dependiendo de la pureza de la masa cocida. A dichas temperaturas la viscosidad será más baja y la velocidad de crecimiento del cristal será mayor.

En la operación normal del área de tachos generalmente se mantienen presiones de vacío que rondan entre 23 y 25 pulgadas de mercurio lo que permite obtener temperaturas un poco más bajas comprendidas entre 140 y 150 °F (60 – 65.6 °C). En lo posible se recomienda evitar las fluctuaciones de la presión de vacío en el tacho durante la cocción de las templeas para mantener una temperatura de cocción estable. Esto permitirá reducir las pérdidas térmicas de sacarosa y la formación de compuestos coloreados.

Los criterios descritos anteriormente generalmente son los más relevantes para realizar una operación eficiente en el área de tachos; sin embargo, no debe descuidarse de realizar un buen control del tamaño y uniformidad del grano formado, entre otros factores que permitan obtener una templea bien agotada y cristales de azúcar de alta calidad.

El proceso de cristalización de la sacarosa en tachos y en cristalizadores, está determinado fundamentalmente por la velocidad de cristalización. Éste es influenciado por una serie de factores indirectos como la calidad de la caña, la contaminación por microorganismos en el área de extracción, así como la efectividad del proceso de purificación de los jugos, clarificación de meladura y del procesamiento de mieles. Sin embargo, de todos estos factores el más importante de todos es la viscosidad de los materiales empleados para la elaboración de las templeas y de la masa cocida propiamente dicha, ya que a medida que éstos materiales se procesan en el área de tachos su viscosidad aumenta, lo cual reduce significativamente la velocidad a la cual la sacarosa se deposita en los cristales de azúcar formados, limitando con esto su crecimiento. Este fenómeno adquiere mayor importancia durante la elaboración de templeas de bajo grado ya que las mieles madre de las masas cocidas de baja pureza no pueden ser agotadas de manera adecuada en los tachos, principalmente a causa de la rápida disminución de la velocidad de cristalización y las altas viscosidades que alcanzan estas mieles al aproximarse al estado de agotamiento. Por tanto, el control de la viscosidad se considera de vital importancia para el trabajo de tachos y cristalizadores ya que es la variable que limita el grado de agotamiento que es posible lograr en una masa cocida.

Una alternativa viable para mantener una viscosidad manejable durante la operación cocimiento, especialmente en templeas de bajo grado (terceras), es la aplicación de agentes tensoactivos o reductores de viscosidad durante la elaboración de cada una de las templeas. Esta tecnología no solo reduce la viscosidad de la masa cocida obtenida en el tacho sino también su tensión superficial, incrementando la velocidad de evaporación del agua en tachos y reduciendo el tiempo total de cocimiento, entre otros beneficios derivados.

La aplicación de tensoactivos no está limitada al área de tachos, ya que puede ser realizada también en el proceso de cristalización. Actualmente, la aplicación de tensoactivos en el área de cristalización es una operación de rutina en el ingenio, lo que ha dado hasta la fecha muy buenos resultados en cuanto a la manejabilidad y agotamiento de la masa cocida se refiere.

Como se mencionó anteriormente, en el anexo H se muestran las fichas técnicas de dos tensoactivos no iónicos disponibles en el mercado y que tienen aplicación en la elaboración de masas cocidas y en la operación de agotamiento en cristalizadores.

#### **4.6 RECOMENDACIONES PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN CRISTALIZADORES**

En la sección 3.2.6.2 se presentaron los resultados del agotamiento de la masa cocida C en el área de cristalizadores de tercera para la zafra 10/11. A partir del análisis realizado se concluyó que en términos globales se obtuvo una mejor eficiencia de cristalización durante la zafra 09/10 en comparación con la zafra 10/11. A pesar de ello la dilución excesiva de la masa cocida durante la operación de centrifugación llevada a cabo durante la zafra 09/10, permitió obtener un menor aumento neto de pureza entre la masa cocida y la miel final en la zafra 10/11, lo que produjo cierto grado de recuperación de sacarosa en esta última zafra con respecto a la zafra anterior.

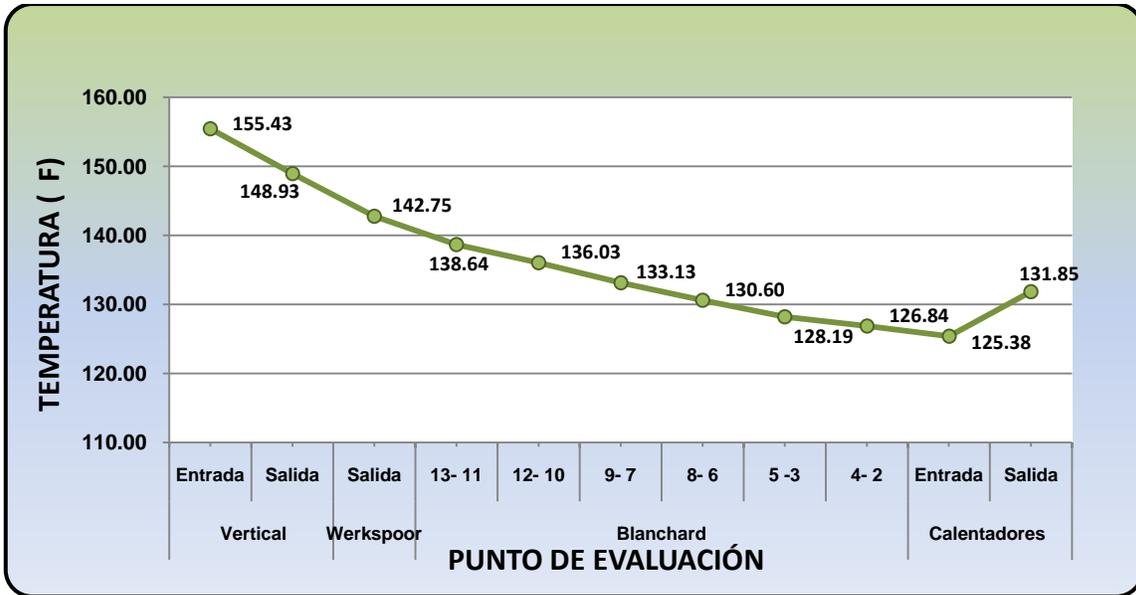
Por otro lado, el análisis de agotamiento de la masa tercera reveló que el equipo más eficiente en la operación de cristalización de masa tercera fue el cristalizador vertical, a pesar del importante descenso de eficiencia que registró en la zafra 10/11 respecto a la

obtenida en la zafra 09/10, mientras que los cristalizadores horizontales aunque mejoraron notablemente su eficiencia con respecto a la obtenida en la zafra 09/10, siguen reportando importantes irregularidades en la temperatura de operación, por lo que requieren un inmediato acercamiento y estudio para determinar los factores que tienen un efecto negativo en el funcionamiento normal de estos equipos.

En el caso del cristalizador horizontal Werkspoor, se observó que durante la operación de agotamiento de la masa en este equipo, muchas veces en lugar de producirse un enfriamiento de la masa cocida ésta tendía a aumentar su temperatura, lo cual va en contra de una práctica que busca obtener un mayor recobrado de azúcar en esta etapa del proceso. Resultados similares se obtuvieron en la batería de cristalizadores Blanchard en donde la temperatura de la masa cocida prácticamente se mantenía constante entre cristalizadores o incluso ésta incrementaba su valor. Todas estas observaciones contradicen en su totalidad la mejora en el funcionamiento de los cristalizadores horizontales reportado durante la zafra 10/11 con respecto a la zafra 09/10 (cuadro 3.35) y la tendencia casi constante de la disminución promedio de la temperatura de enfriamiento de la masa tercera a lo largo del proceso de cristalización (Figura 4.4).

**CUADRO 4.13: DESCENSO PROMEDIO DE TEMPERATURA DE LA MASA COCIDA “C” EN LOS CRISTALIZADORES DE TERCERA (ZAFRA 10/11)**

EQUIPO		°F	°C
Cristalizador Vertical	Entrada	155.43	68.57
	Salida	148.93	64.96
Cristalizador Werkspoor	Salida	142.75	61.53
Cristalizadores Blanchard	13- 11	138.64	59.24
	12- 10	136.03	57.79
	9- 7	133.13	56.18
	8- 6	130.60	54.78
	5 -3	128.19	53.44
	4- 2	126.84	52.69
Calentadores de masa cocida	Entrada	125.38	51.88
	Salida	131.85	55.47



**Figura 4.4:** Tendencia promedio de la temperatura de la masa cocida C en cristalizadores de tercera (Departamento de producción, 2011)

La figura 4.4 muestra que la tendencia promedio de la temperatura de la masa cocida C en los cristalizadores de tercera, es su disminución casi constante a medida que se avanza en el proceso de cristalización hasta la descarga de la masa cocida desde el cristizador Blanchard N° 1 para alimentarla en los calentadores.

En términos generales las temperaturas promedio reportadas en el cuadro 4.13 para la zafra 10/11, indican una operación adecuada del proceso completo de cristalización y recalentamiento de la masa cocida C, ya que los datos promedio de temperatura se encuentran dentro el rango normal requerido para realizar una buena operación de agotamiento. Sin embargo, los datos puntuales de temperatura de entrada y salida de la masa cocida a su paso por los cristalizadores Werkspoor y Blanchard no reflejan los mismos resultados.

Algunas hipótesis que se plantean acerca del aumento de la temperatura durante la operación de cristalización, es la alimentación de un flujo inadecuado de agua de enfriamiento que ingresa tanto al cristizador Werkspoor como a los cristalizadores Blanchard.

Si un bajo flujo de alimentación del agua de enfriamiento no es el responsable directo del incremento en la temperatura de la masa cocida, éste probablemente puede deberse a que la temperatura de entrada del agua de alimentación a los cristalizadores Blanchard no sea lo suficientemente baja para alcanzar el enfriamiento requerido por la masa cocida, lo cual desencadena un recalentamiento de la masa cocida por efecto de su inercia térmica.

Otro hecho adicional que afecta la operación del cristizador horizontal Werkspoor es que se encuentra instalado a la intemperie, por lo que cualquier trabajo de enfriamiento realizado sobre la masa cocida en este equipo, se ve contrarrestado por el calentamiento que ofrece la luz solar durante las horas diurnas, por lo que una solución en este caso podría ser aumentar la rata de enfriamiento en el cristizador por medio de la disminución de la temperatura del agua de enfriamiento o por medio de la construcción de un estructura techada para evitar que el cristizador Werkspoor se encuentre expuesto a los rayos solares y con el objetivo de promover el enfriamiento constante de la masa cocida.

En el cristizador Blanchard el incremento en la temperatura de la masa cocida no es tan drástico como el que ocurre en el cristizador Werkspoor, pero de igual forma cualquier incremento en la temperatura de la masa cocida durante la operación de cristalización, va en contra de una buena práctica de agotamiento, por lo que debe identificarse inmediatamente el factor o factores que inciden en ese aumento de temperatura.

En el caso del cristizador Blanchard, el alza de temperatura entre cristalizadores no es resultado del calentamiento solar, ya que estos no se encuentran expuestos a los rayos solares. Por tanto, el aumento de temperatura de la masa cocida tiene que ser causado por una baja eficiencia del sistema de enfriamiento. Esto a su vez puede ser causado por una alimentación irregular del agua de enfriamiento en los cristalizadores, ya que esta se realiza manualmente en base al criterio del operador del área de cristalización.

Se recomienda la automatización del sistema de enfriamiento de los cristalizadores Blanchard en función de la variación de la viscosidad de la masa cocida durante su avance en el proceso de cristalización, tal como se realiza para el cristizador vertical y el cristizador Werkspoor. Con esta modificación del sistema se busca hacer más eficiente la operación de agotamiento al mantener un enfriamiento gradual y constante de la masa

cocida, así como identificar en el tiempo cualquier variación en la temperatura de la masa cocida que reduzca significativamente la eficiencia de la operación.

Para controlar automáticamente el enfriamiento de la masa cocida se recomienda la instalación de un medidor de viscosidad a la salida de la batería de cristalizadores Blanchard; es decir, en el cristalizador N° 1 que descarga la masa agotada hacia el calentador de masa cocida. La instalación del medidor de viscosidad en la batería de cristalizadores Blanchard tendrá una doble función:

1. La primera es la de definir el flujo y el rango de temperatura del agua de enfriamiento requerida en este equipo de cristalización; es decir, determinar la temperatura mínima de enfriamiento que es posible lograr en el cristalizador.
2. La segunda función es la de monitorear la viscosidad de la masa cocida a la salida de los cristalizadores Blanchard y determinar la viscosidad máxima a la cual es posible manejarla sin inconvenientes en la última etapa de agotamiento de acuerdo a la capacidad del cristalizador.

El análisis económico de la implementación la medida propuesta anteriormente se muestra en el cuadro 4.14:

**CUADRO 4.14: ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS PROPUESTAS EN EL ÁREA DE CRISTALIZADORES**

MEDIDA	RESULTADOS ESTIMADOS	REDUCCIÓN DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA (QQ/ton MCC)	INVERSIÓN (\$)	BENEFICIO ECONÓMICO ESTIMADO (\$/ZAFRA)	RECUPERACIÓN SIMPLE DE LA INVERSIÓN (Meses)
Automatización del sistema de enfriamiento de la masa tercera	Incremento de un punto en la caída de pureza en miel final	0.14	20,000.00	150,000.00	0.7 (20 días)
Construcción de estructura techada para cristalizador Werkspoor	Lograr un enfriamiento constante de la masa cocida	No cuantificado	2,000.00	No determinado	2 meses (Estimado)

Por otro lado, en los cristalizadores Blanchard se lleva a cabo la lubricación de la masa cocida C. La cual consiste como se explicó en la sección 1.4.6 en aplicar miel final a la masa cocida de acuerdo al criterio del operador para hacerla más manejable en las últimas etapas del proceso de cristalización. La aplicación de miel final se realiza como ya se detalló en los cristalizadores N° 3 y N° 9 en una proporción aproximada de 5 a 10 % de la masa cocida y mediante una inspección visual la viscosidad de la misma.

A parte de ello al inicio del proceso de cristalización se aplica en el recibidor de masa cocida de tercera, una dosis de aproximadamente 120 mL/min de un tensoactivo que permite reducir la viscosidad de la masa cocida y hacerla más fluida para realizar una buena operación de agotamiento.

Al igual que para llevar a cabo una adecuada alimentación del agua de enfriamiento en los cristalizadores Blanchard, la aplicación de miel final y de tensoactivo en la masa cocida requiere del conocimiento de su viscosidad en el cristalizador para realizar una dosificación óptima de lubricante y de surfactante con el objetivo de proporcionarle a ésta la mayor manejabilidad posible sin perjudicar el trabajo de cristalización realizado en los equipos anteriores.

A parte de las medidas antes mencionadas, deben tenerse en cuenta ciertos lineamientos generales para realizar un buen agotamiento de mieles en el proceso de cristalización.

Los pasos generales para el agotamiento de mieles de caña de azúcar son los siguientes:

1. Evaporar la masa cocida a la máxima consistencia posible en el tacho al vacío.
2. Enfriar la masa cocida en el cristalizador para que cristalice la sacarosa que permanece en solución y es recuperable.
3. Recalentar la masa cocida fría hasta su temperatura de saturación con el objetivo de reducir la viscosidad.
4. Separar por centrifugación los cristales de las mieles agotadas.

Para llevar a cabo una buena operación de agotamiento de la masa cocida en los cristalizadores debe de mantenerse un control adecuado de los siguientes parámetros:

## **1. Sobresaturación y viscosidad de la miel madre.**

La sobresaturación es la fuerza impulsora que mantiene y da lugar a la cristalización tanto en el tacho como en el cristizador. En los tachos la solubilidad de la sacarosa se reduce evaporando el agua de la solución, mientras que en los cristizadores la solubilidad se reduce por medio del enfriamiento de la masa cocida. Es por ello que debe monitorearse continuamente el flujo volumétrico y la temperatura del agua de enfriamiento que se alimenta a los cristizadores, con el objetivo de mantener un grado de sobresaturación aproximadamente constante, ya que en los tachos la sobresaturación aumenta a medida transcurre el proceso de cocimiento, mientras que en el cristizador el valor de éste parámetro disminuye a medida se agota la masa cocida, por lo que la única forma de mantener la sobresaturación es por medio del enfriamiento constante.

La velocidad de cristalización es determinada por el grado de sobresaturación, la temperatura, el área superficial de los cristales, la naturaleza y concentración de las impurezas. La viscosidad también es afectada por estos factores y el límite hasta el cual la masa cocida puede ser enfriada depende de la capacidad física del cristizador para manejar el material de alta viscosidad.

Como ya se explicó, a medida que la viscosidad o la temperatura de saturación de la miel madre de la masa cocida aumentan, la pureza de las mieles finales disminuye. De acuerdo a Chen, las menores purezas de las mieles finales se obtienen a una temperatura de saturación cercana a 55 ° C (131 ° F) y una viscosidad de aproximadamente 1400 - 1500 poises. La disminución de la pureza, sin embargo, va siendo menor a medida que la viscosidad se aproxima al máximo que es posible manejar en el equipo, es por ello que es imperativo el mantener un control constante de la viscosidad y de la temperatura a lo largo del proceso de cristalización, en especial en la última etapa de agotamiento que se lleva a cabo en los cristizadores Blanchard.

Tanto la capacidad del cristizador para manejar la masa cocida como de las centrífugas para separar la miel de los cristales de azúcar después de la cristalización, determinará la viscosidad máxima que es posible mantenerse. En la práctica, esta viscosidad a la temperatura de 55 °C es de aproximadamente 400 – 600 poise luego de pasar por el calentador de masa, aunque con el número apropiado de centrífugas de alta viscosidad

es posible sacar mayor provecho de los cristalizadores para alcanzar mayores valores de viscosidad.

## **2. Contenido de cristales en la masa cocida.**

La adsorción de sacarosa en los cristales a partir de las mieles madre es directamente proporcional al área superficial de los cristales. Por tanto, a mayor superficie de cristales, mayor será el agotamiento de las mieles madre y para un tiempo dado de acondicionamiento, menor será la pureza de la miel final. Por ésta razón es ventajoso mantener el contenido de cristales tan alto como lo permitan los límites de la capacidad de manejo de la masa cocida, en cuanto a la viscosidad en el cristalizador.

Además de la temperatura, los dos factores principales que determinan la viscosidad de una masa cocida son:

1. La viscosidad de las mieles madre.
2. El contenido de cristales.

En la práctica el contenido de cristales en la masa cocida de baja pureza debe ser el más alto posible para una masa cocida de alta viscosidad completamente manejable en el cristalizador.

Existe un límite máximo de la concentración de cristales en el que la presencia de más cristales disminuye considerablemente la movilidad de la masa cocida hasta que ésta cesa totalmente (Cuadro 4.15). Por encima del nivel máximo de concentración de cristales, la movilidad de la masa cocida disminuye rápidamente, excediendo la capacidad mecánica del cristalizador. Si se corrige añadiendo agua a la masa cocida, la viscosidad de las aguas madre disminuirá y algo de azúcar cristalina disolverá. Por ello, debe ser chequeado con frecuencia la posible perforación de las paletas o ejes de enfriamiento, porque el pase de agua hacia la masa agotada puede provocar una elevada disolución de los cristales con el consecuente incremento de las pérdidas en miel final.

Se recomienda realizar un tratamiento químico adecuado al agua de enfriamiento de los cristalizadores, aplicando secuestrantes de oxígeno y mantener un pH de alrededor de 10 para evitar la corrosión en los elementos de enfriamiento, eliminando la posibilidad de que

se produzcan perforaciones en los mismos y que parte del agua pase a la masa cocida diluyendo los cristales y resultando en un aumento de pureza en la miel final.

Por otro lado, si la concentración de cristales es menor que el óptimo, la caída de pureza en el cristalizador será, para un tiempo de tratamiento dado, menor y las mieles finales tendrán mayor pureza. Por tanto, un pobre o un excesivo contenido de cristales en la masa cocida incrementará la pureza de la miel final, lo que tenderá a anular el propósito de lograr una concentración de cristales elevada y una masa cocida manejable en el cristalizador.

Se recomienda controlar el contenido de cristales de la masa cocida para evitar realizar reducciones compensatorias de viscosidad de la masa cocida que implique pérdidas de azúcar en las mieles finales.

**CUADRO 4.15: LÍMITE MÁXIMO DEL CONTENIDO DE CRISTALES EN LA MASA COCIDA C**

Años	Contenidos de cristales recomendados (%)	Autor
1951	Límite superior 45	Alkins
1965	44	Guillet
1969	Límite superior 45	West
1979	35 – 40	Honig
1980	40	Díaz
1982	43	Carrazana
1986	50	Pérez y col.

FUENTE: Díaz (2003)

El cuadro 4.15 muestra el contenido máximo de cristales de azúcar en la masa cocida de acuerdo a diversos autores. El rango apropiado del contenido máximo cristalino de una masa cocida en el cristalizador, no posee un valor constante sino que depende de una serie de factores tales como la temperatura de descarga del tacho, la viscosidad de la miel madre y la capacidad del cristalizador, etc.

Para la viscosidad máxima de una masa cocida, los cristales no tendrán movimiento independiente cuando el contenido cristalino sea superior al 44 % y al 48 %, la masa cocida pierde completamente su fluidez. La viscosidad crece rápidamente por arriba de un contenido cristalino de 45 %, y este porcentaje representa normalmente el límite superior para el trabajo en cristalizadores, aunque se ha informado de un límite máximo hasta del 49 %. Lo más frecuente es que el contenido de cristales se encuentre en el rango entre el 35 y el 40 %. Pero generalmente no debe excederse del 40 % para una masa cocida con un brix superior al 95 %.

Debido a que las masas cocidas de tercera que se procesan en el ingenio se descargan del tacho a un brix de 97 o superior, por tanto se recomienda mantener un contenido cristalino que no supere el 40 %. Sin embargo, el límite máximo de cristales que pueda manejarse en el cristizador Blanchard dependerá de la viscosidad máxima de la miel madre para un manejo adecuado en el equipo y que permita obtener una alta eficiencia de separación en las centrífugas.

### **3. Tamaño y uniformidad de los cristales.**

Manteniendo un control adecuado de las templeas en los cristalizadores es posible obtener de manera consistente cristales de uniformidad suficiente, lo que permite obtener azúcar de bajo grado y de mayor pureza. El grano uniforme también puede dar como resultado masas cocidas de mayor densidad, lo que debe dar lugar a una mejor recuperación.

Por otro lado, el tamaño del cristal influye sobre la rapidez y agotamiento de las mieles, la eficiencia de las centrífugas y la tendencia de las masas cocidas a formar grano espontáneo (falso grano) durante el enfriamiento. El tamaño óptimo de los cristales de azúcar es función de la viscosidad de la miel madre que se está agotando.

Un mayor agotamiento de mieles puede obtenerse reduciendo dentro de los límites permisibles el tamaño del grano para aumentar la superficie cristalina de la masa cocida, puesto que la mayor sobresaturación resultante tiende a agotar de manera más completa la miel madre.

Al disminuir lo más posible el tamaño del cristal se aumenta la superficie disponible para que la sacarosa pueda depositarse fomentando el agotamiento de la miel. El área total de cristales de una masa cocida final de baja pureza, con respecto a su contenido de miel, es una de las propiedades que determinan el índice total de cristalización y la caída de pureza en el cristalizador.

En el cuadro 4.16 se muestran los rangos de tamaño de grano en masas cocidas recomendados por algunos autores:

**CUADRO 4.16: TAMAÑO EN MILÍMETROS RECOMENDADO PARA LOS CRISTALES EN MASAS COCIDAS**

Años	Tamaño de cristales recomendados	Autor
1963	0,20 - 0,35	Jenkins
1975	0,35	Pedrosas
1979	0,25 - 0,35	Honig
1980	0,30	Díaz
1988	0,45 - 0,50	Maurandi, y col.

**FUENTE: Díaz (2003)**

En el cuadro 7.16 se observa que el tamaño promedio de los cristales en masas cocidas ronda entre 0.2 y 0.5 mm, mientras que Chen recomienda mantener un tamaño de grano que oscile entre 0.2 y 0.4 mm para obtener un buen rendimiento de cristales y un agotamiento satisfactorio de la miel en el cristalizador.

#### **4. Tiempo de residencia de la masa cocida en los cristalizadores.**

El objetivo de la masa cocida en el cristalizador es acercarse tanto como sea posible al estado de agotamiento aceptable para la miel en un mínimo de tiempo.

En los cristalizadores de tercera, la velocidad de cristalización es tan baja que lo que se pretende es enfriar las masas de tercera en una forma tan lenta como sea posible para así incrementar el agotamiento.

En el cristalizador Werkspoor, la cristalización depende principalmente del tiempo de residencia, pero hasta cierto grado puede apresurarse con la agitación y el enfriamiento. En este cristalizador el tiempo de retención no se encuentra definido con exactitud pero se estima que ronda entre 6 y 12 horas, lo cual es aceptable para obtener un buen agotamiento de la masa cocida.

Por otro lado, en los cristalizadores Blanchard se tiene un tiempo de retención estimado de 24 horas, el más alto del proceso de cristalización por lo que este equipo tiene un efecto importante en el agotamiento de la masa cocida, requiriendo de especial atención en especial porque en este punto la masa posee una alta viscosidad que reduce significativamente la rata de cristalización.

En general, debe buscarse que el tiempo de residencia de la masa en los cristalizadores sea el más alto posible para promover el mayor agotamiento de la masa cocida. Como esto generalmente es impráctico dado que el ingenio trabaja a altas razones de molido, lo más conveniente es acelerar el proceso de cristalización por medio del incremento de la tasa de enfriamiento y de la velocidad de rotación de los elementos mecánicos de agitación en los cristalizadores cuando esto es factible.

## **5. Temperatura de enfriamiento en cristalizadores.**

La temperatura es uno de los principales factores que influyen en el proceso de cristalización por enfriamiento, dado que el propósito del enfriamiento es continuar la cristalización de la sacarosa después de que la cristalización isotérmica ha sido llevada hasta el límite viable en el tacho.

La masa cocida debe descargarse del tacho a una temperatura que ronde entre 149 y 158 °F (65 – 70 °C) y una sobresaturación cercana a 1.20. A esta temperatura no puede ser agotada la miel de la masa cocida de sacarosa cristalizable, por ello debe disminuirse la temperatura de la masa cocida gradualmente en los cristalizadores hasta el punto mínimo en el que sea posible agitarla mecánicamente. A esta temperatura mínima a la cual el enfriamiento de la masa cocida no puede seguir llevándose a cabo en el cristalizador por efecto de la viscosidad de la masa cocida, se le conoce como temperatura mínima de

enfriamiento y establece el límite de temperatura a la cual la masa cocida puede ser enfriada y agotada.

En todo momento debe permitirse que la cristalización continúe hasta alcanzar la temperatura mínima de enfriamiento. La temperatura mínima a alcanzar es la limitada por la viscosidad y sus valores, en la actualidad, no son inferiores a 40 – 42 °C, ya que se dificulta mucho el manejo de la masa cocida en el cristalizador. En el cuadro 4.17 se muestran los valores de temperatura mínima de enfriamiento recomendados por algunos autores.

**CUADRO 4.17: VALORES DE TEMPERATURA MÍNIMA DE ENFRIAMIENTO RECOMENDADA EN CRISTALIZADORES**

<b>Año</b>	<b>Valores de temperatura de enfriamiento recomendados</b>	<b>Autores</b>
1960	41 – 43	Berr
1960	38	Hugot
1963	38	Jenkins
1965	40 – 45	Hames
1974	37 – 40	Valdés
1975	40 – 45	Spencer – Meade
1975	38 – 40	Pedrosas
1979	45 – 50	Rodríguez – Delgado
1980	38	Gallardo
1982	50	Carrazana
1984	40 – 45	Morrel
1985	50	Morera
1988	40	Mantovani Vaccari
1995	50 – 55	MINAZ
1999	50 – 55	López

**FUENTE: Díaz (2003)**

Como puede observarse en el cuadro 4.17, la temperatura mínima de enfriamiento recomendada por dichos autores ronda entre 37 y 55 °C; sin embargo, este rango es demasiado amplio para definir una temperatura mínima en un ingenio en particular. En general el valor de temperatura mínima de enfriamiento que es posible alcanzar en un cristalizador es función del trabajo de evaporación realizado en el área de tachos, la densidad y viscosidad de la masa cocida, que a la vez dependen del contenido de

cristales y de impurezas en la masa cocida; y en gran parte de la capacidad del cristalizador para alcanzar la temperatura mínima.

Por tanto, para determinar la temperatura mínima de enfriamiento requerida en el ingenio y que es posible alcanzar en el cristalizador Blanchard, deben de estudiarse en detalle los parámetros de operación del equipo, tales como la velocidad de enfriamiento, tiempo de retención, velocidad de agitación, viscosidad máxima manejable, etc., y además, las propiedades reológicas de la masa cocida a procesar, tales como su viscosidad y densidad.

En general, la temperatura mínima de enfriamiento y la de saturación (Temperatura para una sobresaturación de 1.0) para una masa cocida de alta densidad, son mayores que para una densidad baja. Usualmente cuando una masa cocida final se ha evaporado hasta una densidad relativamente alta y se ha obtenido una buena caída de pureza en el tacho, la temperatura mínima a la cual puede enfriarse la masa cocida se encuentra entre 45 y 50 °C (113 – 122 °F), tal como lo sugieren Rodríguez y Delgado (Cuadro 4.17), mientras que las masas cocidas finales de baja densidad evaporadas a temperatura y caída de pureza menores en el tacho, pueden enfriarse a temperaturas mínimas considerablemente más bajas tales como 35 °C, obteniéndose ciertas ventajas para el proceso de agotamiento. Hay que recordar que siempre es más conveniente realizar un trabajo más intensivo en el tacho que llevar a cabo medidas correctivas en el cristalizador.

Sin embargo, debe recordarse que la temperatura mínima de enfriamiento depende del grado de agotamiento deseado y en gran parte de las propiedades reológicas de la masa cocida y dado que éstas varían constantemente, no es posible fijar una temperatura mínima específica a la que debe enfriarse la masa cocida en el cristalizador, por lo que lo más conveniente es establecer un rango óptimo de operación para obtener el máximo agotamiento de la miel en el último cristalizador, en este caso el cristalizador Blanchard.

## **6. Rapidez de enfriamiento y cristalización.**

La rapidez de enfriamiento en los cristalizadores depende de tres factores principales:

1. Las características de la masa cocida.
2. La naturaleza de las impurezas de la masa cocida.
3. El diseño del cristalizador.

Para mantener la mayor rapidez posible de cristalización sin que se produzca la formación de falso grano, las mejores condiciones para el enfriamiento por lo general se cumplen cuando la rapidez del enfriamiento es aproximadamente igual a la de cristalización. En estas condiciones, la sobresaturación no debe cambiar durante el enfriamiento, siendo lo más alta posible; pero, por supuesto, ésta disminuye poco a poco durante el período de retención después de que se ha alcanzado la temperatura mínima de enfriamiento.

Se obtienen resultados óptimos cuando la masa cocida se enfría rápidamente hasta alcanzar la temperatura mínima de enfriamiento que el cristalizador permita y se mantiene a esta temperatura hasta que alcance la temperatura de saturación deseada. No obstante, la rapidez de enfriamiento debe estar limitada a una zona de sobresaturación que evite la formación espontánea de granos. En general, cuando la masa cocida se enfría rápidamente, la cristalización aumenta y se requiere menos tiempo de retención a la temperatura mínima para completar el agotamiento.

De acuerdo a ciertos autores, existe una ventaja del enfriamiento rápido sobre el enfriamiento lento, pero esta ventaja se mantiene hasta un período de cristalización de 30 horas. Después de 30 horas, hay poca diferencia con respecto a la pureza de la miel madre entre ambos tipos de enfriamiento. En el caso del proceso de cristalización que se lleva a cabo en el ingenio, en donde el tiempo de residencia de la masa cocida en los cristalizadores es de aproximadamente 48 horas, no debería existir mucha diferencia entre realizar un enfriamiento rápido o lento de la masa cocida hasta la temperatura mínima, por lo que se recomienda continuar con el enfriamiento lento que se realiza actualmente, con el objetivo de prolongar el tiempo de la masa cocida en el cristalizador y producir una miel final con menor grado de pureza.

El cuadro 4.18 muestra la velocidad de enfriamiento en cristalizadores recomendada por ciertos autores de acuerdo al número de horas de enfriamiento en el equipo.

**CUADRO 4.18: VELOCIDAD DE ENFRIAMIENTO RECOMENDADA EN CRISTALIZADORES DE ACUERDO AL TIEMPO DE RETENCIÓN**

Años	Gradientes de enfriamiento (°C/h)	Horas de enfriamiento	Autor
1936	0,34 - 0,41	72	Tromp
1954	0,69 - 0,83	36	Borge
1957	0,55	45	Escalona
1964	0,5 - 1	36 - 72	Bruyn
1974	0,59 - 1,07	78 - 42	Castañeda
1975	0,69 - 0,83	36	Awad
1975	1,7 - 2,08	12 - 20	Cardet
1975	1,17	21 - 25	Pedrosas
1977	1,19	21	Alemán
1980	1,25 - 1,87	16 - 20	MINAZ
1982	1 oF/hora	-	Carrazana
1995	1,2 - 1,6	16 - 18	MINAZ*
1999	3 - 5	8 - 10	López*

FUENTE: Díaz (2003)

Como puede observarse en el cuadro 4.18, el gradiente de temperatura de enfriamiento se incrementa en la medida en que disminuye el tiempo de residencia de la masa cocida en el equipo de cristalización. Así, para el caso de un tiempo de residencia de 48 horas tal como el que se lleva a cabo en el ingenio, el gradiente de enfriamiento debe rondar entre 0.59 y 1.07 °C/h de acuerdo a Castañeda. Si se compara este intervalo de gradiente de temperatura con la velocidad global de enfriamiento obtenido en el área de cristalización del ingenio para la zafra 10/11 (cuadro 4.13), resulta que ésta es de sólo 0.35 °C/h, prácticamente la mitad del gradiente sugerido por Castañeda para aproximadamente el mismo tiempo de retención de la masa cocida en el cristizador.

Como ya se mencionó no existe una gran diferencia en cuanto al agotamiento respecto de un enfriamiento rápido y uno lento para un tiempo de retención superior a las 30 horas, sin embargo, lo más conveniente siempre es acelerar el proceso de enfriamiento para incrementar lo más posible la velocidad de cristalización, estableciéndose como limitante la viscosidad de la masa cocida.

En el caso del proceso de cristalización que se realiza en el ingenio, se recomienda tratar de acelerar lo más posible el gradiente de enfriamiento para el mismo tiempo de residencia de la masa en los equipos, con el objetivo de lograr una temperatura mínima de enfriamiento más baja en el cristalizador con el consecuente incremento en el agotamiento de la masa cocida.

Sin embargo, debe tenerse presente que con el enfriamiento de la masa, la tasa o velocidad de cristalización se reduce debido a la disminución de la temperatura. Debido al rápido aumento de la viscosidad, el límite práctico de enfriamiento está determinado por la capacidad de los elementos del enfriamiento del cristalizador.

## **7. Recalentamiento de la masa cocida:**

Otro aspecto importante que debe controlarse una vez finalizado el proceso de cristalización, es el recalentamiento de la masa cocida hasta la temperatura de saturación de la miel madre con el objetivo de disminuir su viscosidad y facilitar su centrifugación, ya que un pobre calentamiento de la masa puede hacer difícil su manejo y la separación de la miel en las centrifugas, mientras que un calentamiento excesivo de la misma podría provocar una redisolución de los cristales de azúcar formados, resultando en un incremento de la pureza en miel final y anulación del trabajo realizado en los cristalizadores.

El calentamiento de la masa cocida final durante cierto tiempo previo a su centrifugación, hasta que alcance una temperatura igual o ligeramente inferior a la de saturación de la miel, es una operación muy recomendable porque hace disminuir la viscosidad de la masa cocida y se produce una purga más eficiente que se manifiesta por el aumento en pureza que experimenta el azúcar final. A consecuencia de ello disminuye la cantidad de impurezas de la miel final recirculadas a las masas cocidas comerciales obteniéndose una serie de ventajas importantes.

En general, es más conveniente obtener masas cocidas de mayor densidad en el tacho que de menor densidad, en lo referente al calentamiento de la masa antes de su ingreso a las centrifugas. Normalmente, la temperatura de saturación a la cual debe ser calentada la masa cocida ronda alrededor de 125 °F (51.7 °C), pero con masas cocidas de alta

densidad la temperatura de saturación se incrementa hasta aproximadamente 131 °F (55 °C), que es la temperatura más alta permisible para que no se produzca un alza de pureza en la miel final. Esto tiene como beneficios, que la diferencia entre la temperatura mínima de enfriamiento permisible en el cristizador y la de saturación del licor madre sea menor que la normal para masas cocidas de menores densidades.

Así, el recalentamiento de este tipo de masa cocida, requiere simplemente que su temperatura se aumente entre 5 y 7 °C (9 a 13 °F) para llevarla a la temperatura de saturación deseada de 55 °C. Mientras que las masas cocidas de menor densidad en donde se alcanzan temperaturas mínimas de enfriamiento y de saturación más bajas, en comparación, se enfrían y calientan en un intervalo mayor de tiempo y de temperatura, de modo que requieren mayor superficie de calentamiento, es decir, calentadores de mayor capacidad de transferencia de calor, mayor tiempo de calentamiento, agua de calentamiento a mayor temperatura, lo que incrementa el consumo energético de la fábrica, entre otros factores.

De acuerdo al último reporte de operación de la zafra 10/11, la temperatura mínima enfriamiento promedio alcanzada en la masa cocida fue de 125.38 °F (51.9 °F), a partir de ésta temperatura se elevó la temperatura de la masa cocida hasta su punto de saturación de aproximadamente 131.85 °F (55.5 °C), con lo cual el diferencial de temperatura requerido fue de sólo 6.47 °F (3.6 °C), facilitando la operación de calentamiento. Así, la temperatura promedio del agua requerida para el calentamiento fue de 142.86 °F; es decir, sólo 17.48 °F (9.71 °C) superior a la temperatura de la masa cocida que ingresó al calentador, lo cual de acuerdo a la norma (diferencia máxima de 10 °C o 18 °F) se encuentra dentro del rango permisible de operación para evitar un incremento en la pureza de la miel final. En resumen, los factores que limitan o dificultan el proceso de cristalización y que deben ser evitados son los siguientes:

1. Una excesiva viscosidad de la masa cocida.
2. Falta de fluidez de la masa cocida.
3. Una baja y decreciente velocidad de cristalización.
4. La absorción de impurezas por los cristales de azúcar.

Por su parte, los factores del proceso que determinan o controlan la pureza de las mieles originadas de las masas cocidas son cuatro:

1. El brix de la masa cocida.
2. La pureza de la masa cocida.
3. La temperatura de la masa cocida al ser purgada en las centrífugas.
4. El grado de sobresaturación del licor madre al descargarse del tacho y al ser purgada en la centrífuga.

Finalmente se resume a continuación una serie de guías generales para optimizar el agotamiento de las mieles finales:

1. Los cocimientos de masa tercera deben efectuarse bajo condiciones controladas y uniformes para obtener la máxima caída de pureza en los tachos. Además, la viscosidad de la masa cocida debe ser tal que la viscosidad de ésta pueda ser manejada en:
  - a. En el cristizador cuando la masa se enfría a la temperatura óptima.
  - b. En la centrífuga cuando la masa se calienta hasta la temperatura de saturación.

El contenido, tamaño y uniformidad del cristal debe ser controlado de tal manera que:

- a. El área superficial del cristal sea la adecuada para obtener una velocidad óptima de cristalización.
  - b. Los cristales deben ser del tamaño y uniformidad suficientes para lograr una separación eficiente en las centrífugas.
2. La masa debe de enfriarse tan rápido como sea posible en el cristizador con el objetivo de alcanzar el grado suficiente de sobresaturación para mantener una tasa de cristalización que impida la formación de falso grano. La temperatura mínima de enfriamiento será la que permita el equipo de cristalización.
  3. La masa enfriada y mantenida a la temperatura mínima para lograr el agotamiento debe ser calentada uniformemente a la temperatura de saturación antes de pasar a la centrífuga.

#### **4.7 RECOMENDACIONES PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE CENTRÍFUGAS**

En la sección 3.1.7 se describieron los factores de generación de pérdidas de sacarosa en el área de centrifugación. Básicamente éstas se presentaban en forma de derrames de materiales azucarados tales como magmas y mieles. Los puntos donde se identificaron dichos derrames fueron las estructuras para el transporte de magma hacia los sistemas de bombeo y los puntos de muestreo de materiales propiamente dichos.

Las causas de los derrames se debieron principalmente a fugas de materiales a través de los sistemas de transporte de magma y inadecuadas prácticas operativas por parte del personal del área de centrífugas y el encargado del muestreo.

La alternativa más fácil y viable para eliminar las fugas de magma a través del sistema de transporte es realizar un chequeo y mantenimiento periódico de la estructura soporte donde se conduce la magma hasta el sistema de bombeo, eliminando los puntos donde la magma puede fluir hacia el exterior por efecto de la acción de la gravedad. Con esto se evitará la utilización de recipientes para coleccionar los materiales azucarados y los inconvenientes del reprocesamiento de los mismos.

Por otro lado, los derrames de miel y magma que ocurren en los puntos de muestreo (bombas) tienen un carácter estrictamente operativo y cultural. La pérdida de sacarosa por derrames en estos puntos, puede ser eliminada realizando una revisión periódica por parte de los operadores de las válvulas destinadas para la toma de muestras, evitando que éstas se obstruyan por el enfriamiento y cristalización de los materiales azucarados, así como la revisión de las aperturas y cierres de las válvulas con el objetivo de evitar que estén permanezcan parcialmente abiertas luego de realizada la operación de muestreo.

Asimismo, debe instruirse adecuadamente al personal de laboratorio para que realice apropiadamente la operación de muestreo, aperturando lentamente las válvulas para que estas no se dañen rápidamente por la frecuencia de uso y por el torque manual al que éstas son sometidas a causa de la gran resistencia que ofrecen los componentes de la válvula por efecto de la cristalización del material azucarado. Además, debe indicarse a los operadores del laboratorio que deben asegurarse de cerrar completamente las

válvulas de muestreo, ya éstas muchas veces dan la impresión de estar herméticamente cerradas, pero en realidad se encuentran obstruidas por material azucarado que ha cristalizado.

El análisis económico de las medidas propuestas en el área de centrífugas se muestra en el cuadro 4.19, estimando una reducción del 90 % de la pérdida de sacarosa actual:

**CUADRO 4.19: ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS PROPUESTAS PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN EL ÁREA DE CENTRÍFUGAS**

MEDIDA	REDUCCIÓN DEL 90 % DE LA PÉRDIDA DE SACAROSA ACTUAL (QQ/zafra)	INVERSIÓN (\$)	BENEFICIO ECONÓMICO (\$/zafra)	RECUPERACIÓN SIMPLE DE LA INVERSIÓN (meses)
Mantenimiento de válvulas de muestreo y transportadores de magma	45	750.00	675.00	5

#### 4.8 RECOMENDACIONES PARA LA REDUCCIÓN DE PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LA REFINERÍA

En la sección 3.4, se identificaron 3 puntos considerados como críticos en el estudio de pérdidas de sacarosa en el proceso de refinación de azúcar. Los puntos críticos identificados fueron los siguientes:

1. La operación de cocimiento en tachos de refinería.
2. El retorno de sirope D al área de fábrica.
3. La etapa de fundido de azúcar.

Las operaciones anteriores si bien son las que más contribuyen a la pérdida total en el proceso de refinación, estas se consideran relativamente aceptables, por lo que en esta sección se plantearán algunas recomendaciones para reducir la pérdida de sacarosa a valores más bajos.

En el área de tachos las pérdidas de sacarosa se debieron principalmente a las reacciones de inversión y de descomposición de la sacarosa. Para reducir la pérdida en esta operación se recomienda llevar a cabo un tratamiento controlado del licor en las etapas anteriores del proceso, para evitar que el pH del mismo descienda a valores inferiores a 6.0, acelerándose la reacción de inversión por efecto de la temperatura en los tachos.

Por otro lado, durante la zafra 10/11 se observó que la temperatura del licor bajo ciertas circunstancias alcanzó valores de temperatura superiores a los 71 °C. Estos valores tienen un efecto determinante en la descomposición térmica de la sacarosa, por lo que se recomienda que la temperatura del licor en los tachos no ascienda por encima de los 70 °C para evitar la destrucción térmica de la sacarosa, ya que la alta pureza del licor la hace más susceptible a la descomposición, lo más recomendable es mantener una temperatura máxima de cocimiento de 150 °F (66 °C) con el fin de evitar el aumento del color.

Por otro lado, en la operación de fundición de azúcar se recomienda evitar elevar la temperatura del licor por encima de los 75 °C para reducir la descomposición térmica de sacarosa, ya que ésta se acelera cuando se supera éste valor y a 80 °C comienzan a acelerarse las reacciones de formación de color, con el consiguiente incremento en el costo de las operaciones de clarificación.

Además, se recomienda llevar a cabo la disolución del azúcar lo más rápidamente posible para así evitar una mayor descomposición de sacarosa por el incremento en el tiempo de procesamiento y la disminución del pH del licor por efecto de la alta temperatura.

En cuanto al retorno de sirope D hacia el área de fábrica, aunque no representa una pérdida física de azúcar para el ingenio si lo es para la refinería, ya que es un material que debe reprocesarse para producir un azúcar de menor calidad.

La reducción del retorno de sirope D hacia la fábrica se logrará en la medida que las operaciones previas a la etapa de cristalización garanticen la obtención de un licor con un bajo contenido de impurezas y altos valores de brix y pureza. El retorno de sirope también puede reducirse realizando un trabajo más intenso en las primeras etapas de cristalización.

Parte del sirope D producido en la refinería podría destinarse a la planta de etanol en lugar de enviarse a la fábrica, esto en caso de que este proyecto se lleve a cabo en el ingenio, aunque disminuiría la producción de azúcar en la fábrica, este material podría emplearse junto con la melaza para la producción de etanol hidratado debido a su alto contenido de azúcares reductores.

Además de los puntos identificados como críticos, también se reportan pérdidas físicas innecesarias en las operaciones de cristalización, debidas al arrastre de sacarosa en los condensos de tachos de la refinería. Sin embargo, aunque sí existen separadores de arrastre instalados en dichos equipos, no es posible determinar la cantidad real de azúcar que se pierde por este factor, debido a que no hay instalados equipos para la toma de muestras que permitan al personal de laboratorio analizar la concentración de azúcar en los condensos de los tachos de la refinería, por lo que se recomienda la instalación inmediata de dichos equipos con el fin de llevar un control preciso de las pérdidas de sacarosa y ser capaces de tomar las medidas pertinentes ante un incremento en el valor de las mismas.

Finalmente, se recomienda enfáticamente eliminar totalmente las malas prácticas operativas de liquidación que se realizan tanto en la fábrica como en la refinería, ya que los derrames de jugo, mieles, licores y de otros materiales azucarados durante en esta operación, contribuyen en gran medida al incremento de las pérdidas indeterminadas.

# CONCLUSIONES

1. Los principales factores asociados con la generación de pérdidas de sacarosa en el proceso de fabricación y refinación del azúcar son:
  - La contaminación microbiológica en las operaciones de recepción de caña y extracción de jugo en molinos.
  - El descenso del pH a niveles ácidos principalmente en las áreas de patios y molinos.
  - El incremento de la temperatura por encima de 100 °C en las operaciones de rectificación y evaporación.
  - Altos tiempos de retención de los materiales azucarados en los equipos de proceso durante paros programados y no programados.
  - Pérdidas físicas de materiales azucarados durante el procesamiento y las liquidaciones.
2. Los resultados de la estimación de las pérdidas de sacarosa en la producción de azúcar crudo y blanco sulfitado revelaron que las operaciones de extracción y cristalización al vacío fueron las que reportaron las mayores pérdidas de sacarosa en el proceso industrial. Las pérdidas de sacarosa en dichas etapas del proceso para el período de zafra 2010/2011, se estimaron en 12.38 y 5.02 libras por tonelada de caña molida respectivamente. Los factores asociados con pérdidas de sacarosa en las operaciones antes mencionadas son la retención de jugo residual en bagazo y la inversión de sacarosa por acción química y microbiológica.
3. Los resultados de la estimación de las pérdidas de sacarosa en la refinación de azúcar, indicó que las operaciones de disolución y cristalización de azúcar fueron las que tuvieron una mayor contribución en la pérdida total de sacarosa. Las pérdidas de sacarosa en dichas etapas del proceso para el período de zafra 2010/2011, se estimaron en 0.36 y 1.22 libras por tonelada de caña molida respectivamente. Los factores asociados con pérdidas de sacarosa en las operaciones antes mencionadas son la inversión de sacarosa por efecto térmico del calentamiento y la inversión

química durante la cristalización, asociada con un mayor tiempo de retención respecto a otras etapas del proceso.

4. La pérdida total de sacarosa en la fábrica reportada por el ingenio para el período de zafra 2010/2011 asciende a 2.245 % caña de acuerdo al informe final de fabricación, mientras que de acuerdo al estudio de reducción de pérdidas de sacarosa ésta se estimó en 2.454 % caña. Esta diferencia radica en que la estimación de la pérdida de sacarosa realizada en el estudio incluyó las pérdidas indeterminadas generadas antes de la casa de calderas. La discrepancia en los datos reportados también se debe a la metodología empleada para la cuantificación de las pérdidas indeterminadas en las diferentes etapas del proceso, ya que estas fueron estimadas puntualmente en el presente estudio, a diferencia del valor reportado por el ingenio, el cual fue obtenido por medio del balance global del proceso.
5. Las alternativas propuestas en los puntos críticos de pérdidas de sacarosa identificados en el presente estudio, han sido planteadas con el objetivo de que puedan ser implementadas a corto plazo, reduciendo con esto las pérdidas de azúcar de forma que estas tiendan hacia el límite inferior del rango de pérdida considerado como aceptable para el proceso (1.85 - 2.52 % caña), lo cual permitirá obtener beneficios económicos importantes al incrementar el recobrado de azúcar en el proceso de producción.
6. Los análisis microbiológicos realizados en el área de molinos revelaron que las bacterias productoras de goma tales como el *Leuconostoc Mesenteroides* y las bacterias ácido-lácticas son las más importantes poblaciones microbiológicas encontradas en la etapa de extracción, ya que son las principales responsables de la generación de pérdidas de sacarosa debido a la capacidad que poseen para promover la inversión de la sacarosa y la producción de dextrana altamente perjudicial para las posteriores etapas del proceso de fabricación del azúcar.
7. La producción de miel final por tonelada de caña durante la zafra 2010/2011 fue la más baja de las últimas cuatro zafras, debido principalmente al efecto climático que tuvieron las lluvias durante los meses previos al inicio del período de cosecha y procesamiento de la caña. A pesar de ello, el importante incremento en la pureza en la miel final reportado para la zafra 2010/2011 respecto al período anterior, impidió que se

produjera una disminución en la pérdida física de sacarosa en este subproducto al término del período de zafra.

8. El incremento de pureza en miel final reportado en la zafra 2010/2011, se asocia principalmente a una operación menos eficiente en las etapas previas al proceso de agotamiento de la masa cocida C en los cristalizadores de tercera con respecto al período de zafra anterior.
9. El costo económico de las pérdidas de sacarosa en el proceso de fabricación y refinación del azúcar para el período de zafra 2010/2011, de acuerdo a la evaluación económica realizada se estimó en \$ 90,220.97 dólares, lo cual refleja el alto impacto económico que generan dichas pérdidas en la productividad del ingenio.

# RECOMENDACIONES

1. Se recomienda la implementación de un programa de buenas prácticas de manufactura en el ingenio, con el objetivo de prevenir o minimizar las pérdidas de sacarosa en el proceso de producción, específicamente aquellas asociadas a factores indeterminados tales como pérdidas de caña en patios, derrames de materiales azucarados en las diferentes etapas del proceso, entre otros.
2. De acuerdo al estudio realizado, se recomienda la implementación a corto plazo de las propuestas que permitan optimizar la recuperación de sacarosa en el proceso industrial con una inversión relativamente baja. Las alternativas que se recomienda implementar a corto plazo en el ingenio son:
  - La aplicación de surfactantes al agua de imbibición de molinos y en la operación de filtración de cachaza.
  - La instalación del tanque de recuperación de arrastres de evaporadores y tachos.
  - La automatización del sistema de enfriamiento de los cristalizadores Blanchard.
  - Implementar un programa de mantenimiento periódico del sistema bombeo y de transporte de magma.
3. Se recomienda se realicen pruebas a escala industrial con el objetivo de determinar el efecto del incremento de la temperatura del agua de imbibición (En el rango comprendido entre 70 °C y 80 °C), sobre la intensificación del proceso de extracción de sacarosa en el área de molinos. El aumento de la temperatura del agua de imbibición tendría como efecto adicional, el incremento en la temperatura media del jugo diluido con la consiguiente disminución de las pérdidas por inversión de sacarosa debidas a la contaminación microbiológica.
4. Se recomienda se realicen estudios minuciosos del proceso de cristalización con el objetivo de determinar la relación que guardan las variables que controlan el proceso

de agotamiento de la masa cocida C en los cristalizadores de tercera, a fin de optimizar el recobrado de sacarosa en miel final. Las principales variables que controlan el proceso de agotamiento de la masa cocida C en los cristalizadores son:

- La temperatura y la viscosidad de la masa cocida C en el cristalizador.
- El índice monosacáridos-cenizas en miel Nutsch.

5. Con el objetivo de reducir las pérdidas por sacarosa retenida en la miel final se recomienda lo siguiente:

- Incentivar a los productores de caña para que entreguen la misma con un alto nivel de calidad; es decir, con una alta pureza, bajos porcentajes de materia extraña y con el menor tiempo de entrega posible.
- Intensificar el recobrado de sacarosa en las etapas del proceso previas a la operación de agotamiento de la masa cocida C en los cristalizadores de tercera.
- Evitar los altos niveles de contaminación microbiológica en el área de molinos a fin de evitar la producción indeseada de dextrana.

# REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Aiello, C.; Ferrer, A.; Pernalet, Z.; Pina, F.; Suárez, M.; (2008). Fraccionamiento del bagazo de caña de azúcar mediante tratamiento amoniacal: Efecto de la humedad del bagazo y la carga de amoníaco. *BIOAGRO*. Volumen 20, pág. 3-4.
2. Aguilar Rivera, N. (2010). Perfil Competitivo de la Agroindustria Azucarera de Caña de Azúcar (*Saccharum Officinarum*). Universidad Veracruzana, Veracruz, México. *Revista Virtual Pro*. Pág.1-3.
3. Aguilar Rivera, N.; Castillo Morán, A.; Rodríguez Lagunés, D. (Noviembre, 2010). Azúcar, co-productos y subproductos en la diversificación de la agroindustria de la caña de azúcar. Universidad Veracruzana; Córdoba, Veracruz, México. *Revista Virtual Pro*. Edición Agroindustria Azucarera. Volumen N° 106. Bogotá, Colombia. Pág. 5-10, 17-21.
4. Albarracín, P.; Octaviano, M.; Paz, D. (2005). Utilización de los ésteres de sacarosa como coadyuvantes en filtros rotativos de la industria azucarera. *Revista industrial y agrícola de Tucumán*. Tucumán, Argentina. Tomo 82. Págs. 59 – 62.
5. Albarracín, P.; Octaviano, M.; Vilches, H. (1997). Estudios preliminares del uso de ésteres de sacarosa en el proceso de clarificación de meladura. *Información tecnológica* 8 (2). Págs. 15 – 18.
6. Alvarado Aguilar, P.; Delgado Montero, K.; Sibaja Ballester, M.; Vega Baudrit, J. (2007). Uso alternativo de la melaza de la caña de azúcar residual para la síntesis de espumas rígidas de poliuretano (ERP) de uso industrial. Laboratorio de polímeros (POLIUNA), Universidad Nacional, Heredia, Costa Rica. *Revista de Tecnología y Ciencia*. Ed. (IMI), Vol. 22, núm. 2, pág. 102.
7. Alvarado Aguilar, P.; Delgado Montero, K.; Sibaja Ballester, M.; Vega Baudrit, J.; (Julio, 2008). Materiales poliméricos compuestos obtenidos a partir de los residuos generados por la agroindustria de la caña de azúcar. Laboratorio de polímeros (POLIUNA). Universidad Nacional, Heredia, Costa Rica. *Revista Iberoamericana de Polímeros*. Volumen 9 (4), pág. 391.
8. Alvarado Lassmann, A.; Báez Sentíes, O.; Ortiz Flores, F.; Tobón Galicia, L.; Torres Osorio, R. (2008). Disminución de pérdidas de sacarosa en la elaboración de meladura en un ingenio azucarero. Instituto Tecnológico de Orizaba, México. *Revista de la Ingeniería Industrial*., Vol.2, N° 1., pág.1-2.

9. Antier P. (1996). Microbiological Control in a Cane Sugar Mill: Implications on Sugar Quality and on losses. Proceeding of the South African Sugar Technologist Association. Vol.7, pág. 185-188.
10. Batule, E. (2008). Pérdidas de sacarosa en la fabricación del azúcar de caña. Serie azucarera N° 2. Págs. 99-104, 108-116, 118-137.
11. Bouzas Valdés, J. A.; Estrada Olivares, J. G.; Hernández Reyes, M. A. (2002). Optimización del agotamiento de la masa cocida "C" del ingenio Emiliano Zapata, S.A. de C.V. Departamento de Ingeniería Química y Bioquímica, Instituto Tecnológico de Zacatepec, México. Págs. 1 – 4, 6- 8.
12. Briceño, B.; Carlos Omar (2006). Disposición de las vinazas producidas en las destilerías del sector azucarero colombiano. CENICAÑA.
13. Cardona Montoya, M. L. (2009). Seguimiento de las variables fisicoquímicas del clarificador SRI y verificación de la eficiencia del tacho continuo Fletcher Smith para la optimización de la elaboración de azúcar en el ingenio Risalda. Universidad Tecnológica de Pereira, Colombia. Págs. 12 -100.
14. Castro Mata, J. E. (1997). Agotamiento de mieles provenientes de la caña de azúcar. Universidad Centroamericana "José Simeón Cañas". San Salvador, El Salvador. Págs. 29 – 95.
15. CENICAÑA-Proceso de refinación del azúcar. Extraído el 12 de mayo de 2011 de la página electrónica: <http://www.cenicana.org/pop-up/fabrica/diagrama-refinacion.php>.
16. Chaves Solera, M. (Septiembre, 2004). La caña de azúcar como materia prima para la producción de alcohol carburante. Dirección de Investigación y Extensión de la Caña de Azúcar (DIECA). San José, Costa Rica. Pág. 3-6.
17. Chen, J.; Smith, B. (1981). Boiling techniques for the evaluation of surfactants. Sugar Journal 44(7): 9-13.
18. CNPMLH (2009). Centro Nacional de Producción Más Limpia de Honduras. Tegucigalpa, Honduras. Pág.17-22.
19. Darías, M. (1987). Introducción a la Química Coloidal. Ed. Pueblo y Educación, La Habana. Págs. 43 – 69, 90 – 103, 182.
20. Díaz Bravo, T.; Domínguez Alonso, F. (2003). Agotamiento de mieles en la industria azucarera. Facultad de Ingenierías Química-Mecánica, Universidad de Matanzas, Matanzas, Cuba. Págs. 10 – 26.

21. Duarte E., Guillermo A.; López M.; Polanco N., (1982). Análisis microbiológico de productos azucareros. Revista científico-técnica, La Habana, Cuba. Pág.29.
22. Durán, G. (2011). Evaluación del agotamiento de sacarosa y generación de color en la masa cocida C. Laboratorio de fábrica, Ingenio Central Izalco, Sonsonate, El Salvador.
23. El papel del azúcar en la industria. Azucarera Ebro. Extraído el 08 de abril de 2011, de la página electrónica: <http://www.azucarera.es/comercial/html/papel-azucar.htm>.
24. Fajardo Castillo, E.; Sarmiento Forero, S. (Agosto, 2007). Evaluación de melaza de caña como sustrato para la producción de *Saccharomyces Cerevisiae*. Facultad de ciencias básicas, Pontificia Universidad Javeriana. Bogotá, Colombia. Pág. 22-38.
25. Farolfi, H.; Galindo, C.; Paz, R.; Torres, C. (1993). Aplicación de ésteres de sacarosa de sacarosa en la fabricación de azúcares. Tecnoazúcar 7(3). Págs. 19 – 23.
26. Fernández, L. (2006). Análisis económico de los precios del bioetanol para mezclas con gasolinas. Comisión Económica para América Latina y el Caribe (CEPAL). México, Pág. 7 – 11.
27. Fernández Rodríguez, N. (2000). El bagazo y las fibras anuales: Presente y futuro para la industrialización. Congreso Iberoamericano de Investigación en Celulosa y Papel (CIADICYP). Quivicán, La Habana, Cuba. Pág. 1-2, 6-10.
28. Flores, J. (2008). Manual de Control de Procesos. Diagramas de flujo de procesos. Ingenio Central Izalco, Sonsonate, El Salvador.
29. Flores, J. (Noviembre, 2010). Instructivos de Laboratorio de fábrica. Ingenio Central Izalco, Sonsonate, El Salvador.
30. García Blanco, P. (Julio, 2009). Evaluación de un proceso integrado extracción-Re-extracción en contactores de membrana para la recuperación de Betaína de melazas de caña. Facultad de Ciencias, Universidad de Burgos. Pág. 1 y 2.
31. Gil Ortiz, J. M. (2000). Intensificación del proceso de extracción de la sacarosa de la caña de azúcar con el uso de surfactantes aniónicos en el agua de imbibición. Santiago de Cuba. Págs. 1 – 63.
32. Giraldo, F. (1995). Cosecha, alce y transporte de la caña de azúcar. Centro de investigaciones de la caña de azúcar de caña (CENICAÑA). Cali, Colombia., pág.357-362.
33. Grupo Azucarero Mexicano (GAM). Ingenio El Dorado. Extraído el 09 de marzo de 2011, de la página electrónica: <http://www.gamsa.com.mx/elaboración-azucar.htm?page=ingenios>.

34. Hamill, T. M. (1972). Wet Milling Extraction Process and Aparatus Therefore. Patente 36 695 931 United States patent office.
35. Hernández Nordarse, M. T. (Septiembre, 1979). Microbiological Control in the Milling Station. International Sugar Journal. Vol. 81, N° 969, pág. 266-270.
36. Holguín, T.; Santana, A. (2008). Plan de negocios para montar una planta productora de etanol en el valle del cauca. Facultad de Ciencias Económicas y Administrativas, Pontificia Universidad Javeriana. Bogotá, Colombia. Págs. 59 – 135.
37. Honig, P. (1979). Principios de la tecnología azucarera. Tomo I, Ed. Pueblo y Educación, La Habana. Págs. 69 – 71, 192 – 195.
38. Hugot, E. (1974). Manual para ingenieros azucareros. Compañía Ed. Continental S.A., Págs. 617 – 636.
39. Instituto Nacional de Ecología (INE) (2008). Análisis integrado de las tecnologías, el ciclo de vida y la sustentabilidad de las opciones y escenarios para el aprovechamiento de la bioenergía en México. Págs. 16, 33 – 37.
40. Instituto Orsino (2001). El circuito de la caña de azúcar. Argentina., pág.1-6.
41. Joachin, R. (Diciembre, 2002). Métodos y estrategias para el perfeccionamiento de la agroindustria panelera. Universidad Earth., Guácimo, Costa Rica., pág.5.
42. Kouloheris, A. P. (1989). Surfactants: important tools in chemical processing. Chemical Engineering. Págs. 130 – 136.
43. Larrahondo, J. E. (1995). Calidad de la caña de azúcar. Centro de Investigación de la caña de azúcar de Colombia (CENICANÑA). Cali, Colombia. Pág. 337-353.
44. Larrahondo, J. E. (Agosto, 2004). Una aproximación a la reducción de las pérdidas de sacarosa entre molienda en el sector azucarero colombiano. Serie de procesos industriales, N° 3, pág. 2-20.
45. Leal Arteaga, S.; Martínez Escobar, G.; Torres Muñoz, R. (2005). Optimización del manejo y transporte de caña de azúcar en Ingenio La Magdalena, S.A. Facultad Multidisciplinaria de Occidente, Universidad de El Salvador. Pág. 9-16.
46. Lefrevé, A. G.; Ramírez, M. H. (2010). Primera aproximación a las oportunidades y amenazas de los biocombustibles en Centroamérica. Fundación Nacional para el Desarrollo (FUNDE), El Salvador. Págs. 44, 63, 76, 89 – 93.

47. León López, M.; Marinero Orantes, S., (2003). Producción y Comercialización de la caña de azúcar (*Saccharum Officinarum*) en los departamentos de San Vicente y La Paz. Facultad Multidisciplinaria de Occidente, Universidad de El Salvador. Pág. 3.
48. Li Loo Kung, C. A. (2002). La Ingeniería de los Alimentos y el Proceso de Refinación del azúcar. Universidad Nacional de la Amazonía Peruana. Iquitos, Perú.
49. Maag, H. (1984). Fatty acid derivatives: important surfactants for household, cosmetics and industrial purposes. *JAOCS* 61 (2). Págs. 259 – 267.
50. Meade, Chen J. (1997). Manual del azúcar de caña. Editorial Limusa, México D.F. Pág. 46-58, 468-470, 545-564.
51. Montoya, I.; Quintero, J.; Triana, M. (2004). Diseño de un proceso de producción de etanol anhidro a partir de jugo de caña. Escuela de Ingeniería Química, Universidad del Valle. Págs. 3 – 10.
52. Monzón, O. B. (2011). Ruta del azúcar en el área industrial. Asociación de técnicos azucareros de Guatemala (ATAGUA). Guatemala.
53. Mora Henao, Z. A. (1994). Estudio del impacto de las microfloras contaminantes durante la etapa de molienda de caña y sus efectos en el proceso de elaboración del azúcar. Pág. 68-72, 127-129.
54. Murry, C. R. (1996). A short course in crushing sugar cane. Australia.
55. OIA (Noviembre, 2011). Perspectiva trimestral de mercado
56. Pérez, G. (2006). Análisis de los aspectos legales y regulaciones vigentes en la producción de caña de azúcar en América Central. Comisión Económica para América Latina y el Caribe (CEPAL). Págs. 7 – 10.
57. Pratt, L.; Pérez, J. M. (Septiembre, 1997). Análisis de Sostenibilidad en la Industria azucarera de El Salvador. Centroamericano Latinoamericano para Competitividad y el Desarrollo Sostenible (CLACDS). Pág. 4-9.
58. Ramaiah, N. A.; Rivastar, S. K. (1993). El uso de sustancias activas superficiales en el agua de imbibición para reducir el pol y la humedad del bagazo en las centrales azucareras. Congreso de la ISSCT. Cuba. Tomo II, pág.3.
59. Ruiz, A. R. (1952). Procedimiento para mejorar la extracción de azúcares en los molinos. Solicitud de registro de patente. N° 140808-1952.

60. Ruiz, A. R. (1952). Procedimiento para mojar más el bagazo de la caña de azúcar. Solicitud de registro de patente. N° 140809-1952.
61. Serrano Galvis, L. (Febrero, 2006). Determinación de las poblaciones microbiológicas en el proceso de extracción de jugo de caña de azúcar en el ingenio Manuelita, S.A. Facultad de Ciencias, Pontificia Universidad Javeriana. Bogotá, Colombia. Pág. 25-36.
62. Sociedad Agrícola e Industrial San Carlos, S.A. Ingenio San Carlos. Ecuador. Extraído el 28 de marzo de 2011, de la página electrónica: <http://www.sancarlos.com.ec>.
63. Steiner, R. (Abril, 2006). Utilización energética de residuos orgánicos en la industria bananera, cafetalera y azucarera en Costa Rica. San José, Costa Rica. Pág.108-110, 114,116.
64. Sugar Engineers. Fecha de visita: Julio y Agosto de 2011.  
<http://www.sugartech.co.za/>
65. Trading Economics. Precio internacional del azúcar.  
<http://www.tradingeconomics.com/commodity/sugar>. Fecha de visita: marzo, 2012.
66. Trading Economics. Precio internacional del etanol.  
<http://www.tradingeconomics.com/commodity/ethanol>. Fecha de visita: marzo, 2012.
67. Treybal, R. (1977). Operaciones de transferencia de masa. Ed. Pueblo y Educación. La Habana. Págs. 19 – 23, 44 – 63, 482 – 484, 721 – 770.
68. UNAM (2001). Proceso industrial para la fabricación de azúcar. Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México.
69. UNC (2005). Industria azucarera. Universidad Nacional de Cuyo. Mendoza, Argentina., pág.2, 8-12.

# GLOSARIO

**AZÚCAR:** Es sacarosa en su forma cristalina obtenida luego del proceso de fabricación. Se presenta en forma de grano muy dulce cuyo color varía desde el café claro hasta el blanco de acuerdo al tipo de azúcar.

**AZÚCAR INVERTIDO:** Es la mezcla de azúcares reductores (D-glucosa y D-fructosa) obtenida por la hidrólisis de la sacarosa en medio ácido o por la acción de la enzima invertasa, la cual va acompañada de un cambio en la actividad óptica de dextrógira a levógira.

**AZÚCARES REDUCTORES:** Monosacáridos (Hexosas) en las que se convierte la sacarosa al hidrolizarse en medio ácido, por calor o por la presencia de enzimas como la invertasa. Estos azúcares tienen la propiedad de reducir al  $\text{Cu}^{3+}$  a  $\text{Cu}^{2+}$  y no pueden hidrolizarse en compuestos más simples.

**BACTERICIDA O BIOCIDA:** Productos biostáticos que se dosifican en el jugo que va hacia el proceso de clarificación para ayudar al control de la asepsia. Entre ellos se encuentran los carbamatos, aminas cuaternarias, dióxido de cloro, etc.

**BAGAZO:** Residuo fibroso que se obtiene del proceso de molienda de caña, está compuesto principalmente por 50 % de fibra y 50 % de humedad. En general el término bagazo se refiere al residuo sólido que sale del último molino del tándem a menos que se especifique otra cosa.

**BRIX:** Es el porcentaje en peso de sólidos disueltos en una solución pura de sacarosa. El brix representa los sólidos aparentes que contiene una solución de sacarosa.

**CACHAZA:** Lodo producido por la precipitación de impurezas en el proceso de clarificación.

**CAÑA:** Es la materia prima que ingresa al ingenio, normalmente en la definición del término se incluye la caña limpia más las materias extrañas y el agua que la acompañan.

**CARMELIZACIÓN:** Descomposición de azúcar o azúcares a temperaturas elevadas, con una deshidratación y polimerización de las moléculas deshidratadas y la formación de moléculas complejas.

**CASA DE CALDERAS:** Lugar donde se procesa el jugo luego de extraído en el tándem de molinos.

**DEXTRANA:** Polímero de glucosa de alto peso molecular, en cuya cadena polimérica predominan principalmente los enlaces alfa-1,6 glucosídicos, el cual se forma por la acción enzimática de ciertas especies de bacterias, especialmente el *Leuconostoc Mesenteroides*.

**FALSO GRANO:** Cristal de azúcar que no posee el tamaño requerido para ser retenido por las mallas de las centrifugas. Se produce espontáneamente por la operación del tacho en la zona lábil de sobresaturación.

**FIBRA:** Es el material leñoso insoluble en agua presente en la caña y el bagazo. Se encuentra compuesto principalmente por celulosa, hemicelulosa y lignina.

**FLOCULANTE:** Son polímeros sintéticos basados en la repetición de unidades de ácido acrílico y sus derivados. Se utiliza en el proceso de clarificación del jugo como ayuda para eliminar material suspendido y sustancias extrañas que afectan el color del azúcar producido.

**HIDRÓLISIS:** Es la ruptura del enlace químico de una molécula en medio acuoso por la acción de un ácido. En la industria azucarera se refiere comúnmente a la descomposición de la molécula de sacarosa por acción del bajo pH del medio acuoso.

**IMBIBICIÓN:** Proceso en el que se aplica agua caliente al bagazo que ingresa al último molino del tándem, a fin de incrementar la extracción de sacarosa por lixiviación.

**INGENIO:** Lugar donde se lleva a cabo la transformación de la sacarosa en cristales de azúcar.

**INVERSIÓN:** Es el cambio en la rotación óptica producto de la hidrólisis ácida o enzimática de una solución de sacarosa y en el que la rotación dextrógira de la sacarosa se invierte a la rotación levógira de la mezcla resultante (D-glucosa y D-fructosa).

**JARABES:** Son soluciones concentradas de azúcar, con presencia de azúcar invertido que impide su cristalización. La meladura, la melaza y el sirope son tres tipos diferentes de jarabes.

**JUGO ALCALIZADO:** Jugo mezclado que se combina generalmente con el jugo filtrado y al cual se le añade cal o sacarato de calcio para promover la defecación y precipitación de los sólidos suspendidos.

**JUGO CLARIFICADO:** Jugo limpio caliente procedente del proceso de clarificación y que será procesado en los evaporadores.

**JUGO DILUIDO:** Es el jugo diluido que al unirse al jugo primario forma el jugo mezclado.

**JUGO FILTRADO:** Jugo extraído de la cachaza por los filtros rotativos al vacío, constituido por el agua de lavado y el jugo extraído a la torta de cachaza. Este jugo es generalmente retornado al proceso de clarificación.

**JUGO MEZCLADO O MIXTO:** Es la mezcla del jugo primario y diluido que se envía a la fábrica para producir el azúcar.

**JUGO PRIMARIO:** Es el jugo de caña extraído de la masa cañera del primer molino. En general, es todo el jugo extraído sin diluir. En algunos ingenios donde existe desmenuzadora es el jugo combinado de la desmenuzadora y del primer molino.

**JUGO RESIDUAL:** Es el jugo que queda retenido en el bagazo del último molino del tándem.

**LEVANA:** Son polímeros de fructosa unidos por enlaces  $\alpha$ -2,6 de alto peso molecular, son solubles en agua con rotación óptica negativa y se forman por la acción de la enzima levanosacarasa sintetizada por ciertas bacterias, tales como el *Bacillus Mesentericus*.

**LICOR:** Solución de sacarosa de alta pureza obtenida por la disolución de los cristales de azúcar en agua. Generalmente, el licor se refiere a la corriente líquida que se procesa en la refinera.

**MAGMA:** Mezcla de azúcar de tercera o de segunda con agua o jugo claro. La magma de acuerdo al tipo de templa de la que se obtiene se denomina "B" o "C" y son usadas como núcleo de cristalización para elaborar masas de primera o de segunda, respectivamente.

**MASA COCIDA:** Mezcla de cristales de azúcar y licor madre, que se produce por cristalización de la sacarosa en los tachos al vacío. Las masas cocidas se clasifican de acuerdo su orden descendiente de pureza en primeras, segundas y terceras o A, B y C.

**MATERIA EXTRAÑA:** Todo material que acompaña a la caña que ingresa al ingenio junto con la caña limpia: cogollo, hojas secas y verdes, raíces, tierra, etc. Se estima que como norma las materias extrañas deben tener una composición del 3 al 5 % en peso de la caña.

**MELADURA:** Es el producto resultante de la concentración del jugo clarificado por evaporación del exceso de agua en los evaporadores.

**MIEL:** Es el licor madre obtenido por centrifugación de la masa cocida. Puede ser miel A, B o C, dependiendo de la masa cocida de procedencia.

**MIEL FINAL:** Es el residuo líquido obtenido después de centrifugar la masa tercera o masa cocida "C" y de la cual no resulta económico extraer más azúcar. Este producto también recibe el nombre de miel tercera o melaza.

**PIE DE TEMPLA:** Azúcar seco o magma que se emplea como base para la elaboración de las diferentes templeas.

**POL:** Es la lectura de la concentración de sacarosa aparente determinada por polarización o rotación óptica de la luz que atraviesa una solución azucarada. En una solución normal de sacarosa, la pol es igual al porcentaje en peso de sacarosa en la solución.

**PUREZA:** La pureza aparente es la relación porcentual de pol y brix de una solución de sacarosa.

**REACCIÓN DE MAILLARD:** Es la reacción química entre los azúcares reductores y los amino-compuestos, dando lugar a compuestos coloreados.

**REFINACIÓN:** Es el proceso en el cual el azúcar crudo se disuelve, clarifica y recristaliza para producir un azúcar con una pureza superior al 99.5 %.

**SACAROSA:** Disacárido compuesto por una unidad de D-glucosa y otra unidad de D-fructosa. La sacarosa usualmente se encuentra contenida en la caña de azúcar o en la remolacha azucarera.

**SIROPE:** Mielles obtenidas en el proceso de refinación del azúcar. Se clasifican por orden descendiente de pureza en sirope A, B, C y D.

**SULFITACIÓN:** Tratamiento químico en el que se aplica dióxido de azufre al jugo crudo de caña para producir azúcar blanca.

**TACHO:** Es un evaporador de un solo efecto, en el cual se lleva a cabo la cristalización del azúcar.

**TÁNDEM:** Arreglo de los molinos, el cual se compone de tres o cuatro mazas entre las cuales pasa la caña de azúcar para extraerle el jugo.

**TEMPLA:** Lote uniforme de la producción del sistema de tachos.

**TENSOACTIVO:** También llamados tensioactivos o surfactantes son sustancias que disminuyen la tensión superficial de un líquido o la acción entre dos líquidos.

**TORTA DE CACHAZA:** Residuo final que resulta de la filtración de las cachazas, que tiene valor como abono y enmienda para los suelos.

**ZAFRA:** Período de tiempo que dura la molienda de caña de azúcar y por ende la fabricación de azúcar de caña.

# **ANEXOS**

# **ANEXO A**

## **ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE SACAROSA EN LAS OPERACIONES DE FÁBRICA**

**CUADRO A.1**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA EN EL JUGO RESIDUAL DEL BAGAZO DE CAÑA  
DURANTE LA ZAFRA 10/11**

<b>DÍA</b>	<b>BAGAZO PRODUCIDO (Kg)</b>	<b>POL PROMEDIO DEL JUGO RESIDUAL</b>	<b>SACAROSA EN EL JUGO RESIDUAL (Kg)</b>	<b>DÍA</b>	<b>BAGAZO PRODUCIDO (Kg)</b>	<b>POL PROMEDIO DEL JUGO RESIDUAL</b>	<b>SACAROSA EN EL JUGO RESIDUAL (Kg)</b>
15-Nov-10	686,458.81	4.57	13,583.72	19-Dec-10	2,957,504.00	4.57	58,523.38
16-Nov-10	2,197,707.92	4.57	43,488.46	20-Dec-10	1,848,128.00	4.57	36,570.94
17-Nov-10	2,688,992.00	4.57	53,210.04	21-Dec-10	2,939,904.00	4.57	58,175.11
18-Nov-10	2,474,208.00	4.57	48,959.88	22-Dec-10	2,903,616.00	4.57	57,457.04
19-Nov-10	2,655,008.00	4.57	52,537.56	23-Dec-10	2,898,944.00	4.57	57,364.59
20-Nov-10	2,858,112.00	4.57	56,556.61	24-Dec-10	2,901,440.00	4.57	57,413.98
21-Nov-10	2,733,888.00	4.57	54,098.45	25-Dec-10	2,989,312.00	4.57	59,152.80
22-Nov-10	2,472,992.00	4.57	48,935.81	26-Dec-10	2,759,104.00	4.57	54,597.43
23-Nov-10	2,953,792.00	4.57	58,449.93	27-Dec-10	2,537,600.00	4.57	50,214.28
24-Nov-10	3,010,112.00	4.57	59,564.40	28-Dec-10	3,164,160.00	4.57	62,612.71
25-Nov-10	2,689,696.00	4.57	53,223.97	29-Dec-10	2,995,840.00	4.57	59,281.98
26-Nov-10	3,167,008.00	4.57	62,669.07	30-Dec-10	2,930,688.00	4.57	57,992.75
27-Nov-10	3,133,280.00	4.57	62,001.66	31-Dec-10	2,866,560.00	4.57	56,723.78
28-Nov-10	3,237,120.00	4.57	64,056.45	1-Ene-11	2,594,688.00	4.57	51,343.95
29-Nov-10	2,632,896.00	4.57	52,100.01	2-Ene-11	2,698,112.00	4.57	53,390.51
30-Nov-10	3,212,512.00	4.57	63,569.51	3-Ene-11	2,242,688.00	4.57	44,378.53
1-Dec-10	3,142,080.00	4.57	62,175.79	4-Ene-11	2,721,536.00	4.57	53,854.03
2-Dec-10	2,931,296.00	4.57	58,004.78	5-Ene-11	2,764,416.00	4.57	54,702.54
3-Dec-10	2,835,104.00	4.57	56,101.32	6-Ene-11	2,730,112.00	4.57	54,023.73
4-Dec-10	2,960,096.00	4.57	58,574.68	7-Ene-11	2,781,440.00	4.57	55,039.41
5-Dec-10	2,918,528.00	4.57	57,752.12	8-Ene-11	2,777,600.00	4.57	54,963.43
6-Dec-10	2,283,072.00	4.57	45,177.66	9-Ene-11	2,788,544.00	4.57	55,179.99
7-Dec-10	3,069,920.00	4.57	60,747.88	10-Ene-11	2,179,968.00	4.57	43,137.42
8-Dec-10	2,946,976.00	4.57	58,315.06	11-Ene-11	2,647,296.00	4.57	52,384.96
9-Dec-10	2,618,496.00	4.57	51,815.06	12-Ene-11	2,837,952.00	4.57	56,157.68
10-Dec-10	2,523,136.00	4.57	49,928.07	13-Ene-11	2,706,496.00	4.57	53,556.41
11-Dec-10	2,879,104.00	4.57	56,972.00	14-Ene-11	2,713,664.00	4.57	53,698.25
12-Dec-10	3,008,192.00	4.57	59,526.40	15-Ene-11	2,678,784.00	4.57	53,008.05
13-Dec-10	2,245,120.00	4.57	44,426.66	16-Ene-11	2,733,440.00	4.57	54,089.58
14-Dec-10	2,848,896.00	4.57	56,374.24	17-Ene-11	2,267,456.00	4.57	44,868.65
15-Dec-10	2,786,688.00	4.57	55,143.26	18-Ene-11	2,902,912.00	4.57	57,443.11
16-Dec-10	2,865,280.00	4.57	56,698.45	19-Ene-11	2,912,640.00	4.57	57,635.61
17-Dec-10	2,924,288.00	4.57	57,866.10	20-Ene-11	2,938,752.00	4.57	58,152.32
18-Dec-10	2,930,496.00	4.57	57,988.95	21-Ene-11	2,992,000.00	4.57	59,206.00

**CUADRO A.1**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA EN EL JUGO RESIDUAL DEL BAGAZO DE CAÑA  
DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

DÍA	BAGAZO PRODUCIDO (Kg)	POL PROMEDIO DEL JUGO RESIDUAL	SACAROSA EN EL JUGO RESIDUAL (Kg)	DÍA	BAGAZO PRODUCIDO (Kg)	POL PROMEDIO DEL JUGO RESIDUAL	SACAROSA EN EL JUGO RESIDUAL (Kg)
22-Ene-11	2,930,944.00	4.57	57,997.81	24-Feb-11	3,266,880.00	4.57	64,645.35
23-Ene-11	2,933,696.00	4.57	58,052.27	25-Feb-11	2,796,928.00	4.57	55,345.89
24-Ene-11	1,928,512.00	4.57	38,161.59	26-Feb-11	2,245,952.00	4.57	44,443.12
25-Ene-11	2,909,056.00	4.57	57,564.69	27-Feb-11	2,744,256.00	4.57	54,303.61
26-Ene-11	2,831,040.00	4.57	56,020.90	28-Feb-11	945,856.00	4.57	18,716.69
27-Ene-11	2,820,096.00	4.57	55,804.34	1-Mar-11	2,364,544.00	4.57	46,789.83
28-Ene-11	2,707,456.00	4.57	53,575.41	2-Mar-11	3,147,456.00	4.57	62,282.17
29-Ene-11	2,660,800.00	4.57	52,652.18	3-Mar-11	3,292,544.00	4.57	65,153.19
30-Ene-11	2,726,848.00	4.57	53,959.14	4-Mar-11	3,351,744.00	4.57	66,324.65
31-Ene-11	1,993,344.00	4.57	39,444.49	5-Mar-11	3,317,248.00	4.57	65,642.04
1-Feb-11	2,762,560.00	4.57	54,665.81	6-Mar-11	3,406,208.00	4.57	67,402.38
2-Feb-11	2,742,400.00	4.57	54,266.89	7-Mar-11	2,931,584.00	4.57	58,010.48
3-Feb-11	2,631,552.00	4.57	52,073.41	8-Mar-11	3,345,664.00	4.57	66,204.33
4-Feb-11	2,679,488.00	4.57	53,021.98	9-Mar-11	3,527,040.00	4.57	69,793.42
5-Feb-11	2,707,008.00	4.57	53,566.55	10-Mar-11	3,071,488.00	4.57	60,778.91
6-Feb-11	2,779,904.00	4.57	55,009.02	11-Mar-11	2,491,392.00	4.57	49,299.91
7-Feb-11	2,355,136.00	4.57	46,603.67	12-Mar-11	3,625,536.00	4.57	71,742.47
8-Feb-11	2,467,392.00	4.57	48,825.00	13-Mar-11	3,602,240.00	4.57	71,281.49
9-Feb-11	2,886,272.00	4.57	57,113.84	14-Mar-11	3,157,952.00	4.57	62,489.87
10-Feb-11	2,798,400.00	4.57	55,375.02	15-Mar-11	3,406,656.00	4.57	67,411.25
11-Feb-11	2,680,640.00	4.57	53,044.77	16-Mar-11	2,945,920.00	4.57	58,294.16
12-Feb-11	2,892,992.00	4.57	57,246.81	17-Mar-11	3,610,624.00	4.57	71,447.39
13-Feb-11	2,870,656.00	4.57	56,804.83	18-Mar-11	3,501,504.00	4.57	69,288.11
14-Feb-11	2,346,304.00	4.57	46,428.90	19-Mar-11	3,538,688.00	4.57	70,023.91
15-Feb-11	2,744,000.00	4.57	54,298.55	20-Mar-11	3,420,480.00	4.57	67,684.80
16-Feb-11	2,721,152.00	4.57	53,846.43	21-Mar-11	2,879,488.00	4.57	56,979.60
17-Feb-11	2,727,808.00	4.57	53,978.14	22-Mar-11	3,192,192.00	4.57	63,167.41
18-Feb-11	2,711,168.00	4.57	53,648.86	23-Mar-11	3,409,024.00	4.57	67,458.11
19-Feb-11	2,683,008.00	4.57	53,091.63	24-Mar-11	3,244,800.00	4.57	64,208.43
20-Feb-11	2,807,104.00	4.57	55,547.25	25-Mar-11	3,367,936.00	4.57	66,645.05
21-Feb-11	2,022,784.00	4.57	40,027.05	26-Mar-11	3,615,488.00	4.57	71,543.64
22-Feb-11	2,490,816.00	4.57	49,288.52	27-Mar-11	3,395,072.00	4.57	67,182.02
23-Feb-11	2,599,296.00	4.57	51,435.13	28-Mar-11	3,323,776.00	4.57	65,771.21

**CUADRO A.1**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA EN EL JUGO RESIDUAL DEL BAGAZO DE CAÑA  
DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

<b>DÍA</b>	<b>BAGAZO PRODUCIDO (Kg)</b>	<b>POL PROMEDIO DEL JUGO RESIDUAL</b>	<b>SACAROSA EN EL JUGO RESIDUAL (Kg)</b>	<b>DÍA</b>	<b>BAGAZO PRODUCIDO (Kg)</b>	<b>POL PROMEDIO DEL JUGO RESIDUAL</b>	<b>SACAROSA EN EL JUGO RESIDUAL (Kg)</b>
29-Mar-11	3,142,848.00	4.57	62,190.99	31-Mar-11	747,904.00	4.57	14,799.60
30-Mar-11	2,216,000.00	4.57	43,850.43	<b>TOTAL</b>	<b>383,964,390.73</b>	<b>4.57</b>	<b>7,597,925.76</b>

**FUENTE: Elaboración propia en base a datos proporcionados por el centro de cómputo de fábrica  
(DELTA V) (2011)**

## CUADRO A.2

### REGISTRO DEL PESO DIARIO DE LA ARENA OBTENIDA DE LOS DESARENADORES DEL ÁREA DE MOLINOS DURANTE LA ZAFRA 10/11

FECHA	DÍA ZAFRA	PESO ARENA (Ton)
02-mar-11	108	1.990
03-mar-11	109	3.980
04-mar-11	110	0.000
05-mar-11	111	8.260
06-mar-11	112	3.620
07-mar-11	113	3.320
08-mar-11	114	1.660
09-mar-11	115	3.520
10-mar-11	116	0.000
11-mar-11	117	3.350
12-mar-11	118	0.000
13-mar-11	119	9.660
14-mar-11	120	3.160
15-mar-11	121	6.880
16-mar-11	122	0.000
17-mar-11	123	6.240
18-mar-11	124	0.000
19-mar-11	125	4.230
20-mar-11	126	0.000
21-mar-11	127	0.000
22-mar-11	128	0.000
23-mar-11	129	2.200
24-mar-11	130	2.120
25-mar-11	131	0.000
26-mar-11	132	3.050
27-mar-11	133	1.900
28-mar-11	134	2.640
29-mar-11	135	3.190
30-mar-11	136	0
<b>PESO PROMEDIO (Ton)</b>		<b>2.585</b>

FUENTE: Elaboración propia en base datos de proporcionados  
por el área de básculas del Ingenio (2011)

**CUADRO A.3****PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN EL ÁREA DE MOLINOS  
DURANTE LA ZAFRA 10/11**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión molinos	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
15-nov-10	1	0.0873	1.7468	3,001.17	5,242.46
16-nov-10	2	0.2078	4.1567	9,518.70	39,566.64
17-nov-10	3	0.2460	4.9205	11,978.14	58,938.95
18-nov-10	4	0.2897	5.7941	10,950.87	63,450.57
19-nov-10	5	0.3156	6.3113	11,815.90	74,573.74
20-nov-10	6	0.2849	5.6977	12,120.82	69,060.69
21-nov-10	7	0.0000	0.0000	12,076.48	0.00
22-nov-10	8	0.1545	3.0895	10,943.33	33,809.62
23-nov-10	9	0.1815	3.6307	12,899.33	46,834.13
24-nov-10	10	0.0699	1.3976	13,170.19	18,407.17
25-nov-10	11	0.4136	8.2725	11,072.92	91,600.79
26-nov-10	12	0.2945	5.8909	13,264.49	78,139.49
27-nov-10	13	0.1971	3.9411	13,234.17	52,157.56
28-nov-10	14	0.0000	0.0000	13,522.86	0.00
29-nov-10	15	0.0219	0.4378	10,931.88	4,786.48
30-nov-10	16	0.1879	3.7575	13,275.26	49,881.35
1-dic-10	17	0.0483	0.9657	13,367.00	12,908.75
2-dic-10	18	0.1369	2.7382	12,747.33	34,905.15
3-dic-10	19	0.1700	3.3994	12,599.50	42,830.15
4-dic-10	20	0.0000	0.0000	13,129.83	0.00
5-dic-10	21	0.0000	0.0000	13,087.76	0.00
6-dic-10	22	0.0362	0.7237	10,073.39	7,290.61
7-dic-10	23	0.0271	0.5415	12,712.15	6,883.07
8-dic-10	24	0.0397	0.7937	12,998.44	10,317.39
9-dic-10	25	0.0277	0.5547	11,596.18	6,432.60
10-dic-10	26	0.0000	0.0000	10,770.58	0.00
11-dic-10	27	0.0435	0.8701	12,583.67	10,949.48
12-dic-10	28	0.0000	0.0000	13,233.26	0.00
13-dic-10	29	0.0719	1.4384	10,369.80	14,915.75
14-dic-10	30	0.0769	1.5388	12,924.55	19,888.92
15-dic-10	31	0.1313	2.6252	12,585.68	33,039.41
16-dic-10	32	0.0043	0.0856	13,226.47	1,132.51
17-dic-10	33	0.0371	0.7422	13,219.66	9,811.89
18-dic-10	34	0.0515	1.0293	13,356.15	13,747.83
19-dic-10	35	0.0000	0.0000	13,370.29	0.00
20-dic-10	36	0.0000	0.0000	8,116.97	0.00
21-dic-10	37	0.0000	0.0000	13,168.29	0.00
22-dic-10	38	0.0000	0.0000	13,164.74	0.00
23-dic-10	39	0.0652	1.3039	13,321.24	17,370.23
24-dic-10	40	0.0411	0.8215	12,815.56	10,527.34
25-dic-10	41	0.0000	0.0000	13,028.46	0.00

**CUADRO A.3****PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN EL ÁREA DE MOLINOS  
DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión molinos	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
26-dic-10	42	0.0000	0.0000	11,851.30	0.00
27-dic-10	43	0.0074	0.1474	11,133.60	1,641.21
28-dic-10	44	0.0995	1.9892	13,638.35	27,129.94
29-dic-10	45	0.0050	0.1006	13,163.60	1,323.94
30-dic-10	46	0.0684	1.3671	12,565.06	17,177.69
31-dic-10	47	0.0000	0.0000	12,458.60	0.00
1-ene-11	48	0.0215	0.4295	11,683.66	5,018.42
2-ene-11	49	0.0000	0.0000	12,184.11	0.00
3-ene-11	50	0.0230	0.4600	10,244.45	4,712.46
4-ene-11	51	0.0022	0.0449	12,891.02	578.98
5-ene-11	52	0.0000	0.0000	13,087.34	0.00
6-ene-11	53	0.0491	0.9817	13,088.18	12,848.73
7-ene-11	54	0.1659	3.3187	13,433.39	44,582.03
8-ene-11	55	0.0354	0.7082	13,822.07	9,788.51
9-ene-11	56	0.0353	0.7068	13,581.78	9,600.15
10-ene-11	57	0.0992	1.9836	11,092.41	22,003.20
11-ene-11	58	0.0443	0.8858	12,907.89	11,433.46
12-ene-11	59	0.0000	0.0000	13,578.21	0.00
13-ene-11	60	0.0158	0.3160	13,360.27	4,222.02
14-ene-11	61	0.0672	1.3438	13,401.43	18,008.67
15-ene-11	62	0.0684	1.3689	13,166.58	18,023.70
16-ene-11	63	0.0152	0.3034	13,266.01	4,025.49
17-ene-11	64	0.0000	0.0000	11,204.47	0.00
18-ene-11	65	0.0000	0.0000	14,069.33	0.00
19-ene-11	66	0.0000	0.0000	14,029.26	0.00
20-ene-11	67	0.0000	0.0000	14,023.12	0.00
21-ene-11	68	0.0000	0.0000	14,142.95	0.00
22-ene-11	69	0.0488	0.9758	13,922.07	13,584.59
23-ene-11	70	0.0054	0.1072	14,048.75	1,505.86
24-ene-11	71	0.0000	0.0000	9,086.20	0.00
25-ene-11	72	0.0904	1.8088	13,656.90	24,702.57
26-ene-11	73	0.0446	0.8921	13,162.75	11,743.09
27-ene-11	74	0.0000	0.0000	13,422.45	0.00
28-ene-11	75	0.0235	0.4707	13,009.60	6,123.97
29-ene-11	76	0.0000	0.0000	12,737.26	0.00
30-ene-11	77	0.0000	0.0000	13,171.71	0.00
31-ene-11	78	0.0565	1.1309	9,959.91	11,264.02
1-feb-11	79	0.0000	0.0000	13,475.42	0.00
2-feb-11	80	0.0000	0.0000	13,341.82	0.00
3-feb-11	81	0.0000	0.0000	13,075.04	0.00
4-feb-11	82	0.0658	1.3163	13,158.51	17,320.58

**CUADRO A.3****PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN EL ÁREA DE MOLINOS  
DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión molinos	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
5-feb-11	83	0.0254	0.5076	12,878.40	6,536.95
6-feb-11	84	0.0467	0.9348	12,842.67	12,004.95
7-feb-11	85	0.0255	0.5096	11,268.96	5,742.19
8-feb-11	86	0.0000	0.0000	12,236.93	0.00
9-feb-11	87	0.0000	0.0000	13,930.33	0.00
10-feb-11	88	0.0713	1.4268	13,618.70	19,431.19
11-feb-11	89	0.0000	0.0000	13,290.98	0.00
12-feb-11	90	0.1982	3.9643	13,632.10	54,041.45
13-feb-11	91	0.0010	0.0204	13,517.08	275.53
14-feb-11	92	0.0532	1.0634	11,509.97	12,239.59
15-feb-11	93	0.0683	1.3653	13,349.40	18,226.53
16-feb-11	94	0.0529	1.0582	13,019.39	13,777.17
17-feb-11	95	0.0510	1.0199	13,055.20	13,315.03
18-feb-11	96	0.0398	0.7963	13,255.11	10,555.44
19-feb-11	97	0.0631	1.2616	12,946.47	16,332.89
20-feb-11	98	0.1099	2.1981	13,424.43	29,507.63
21-feb-11	99	0.0797	1.5936	9,855.07	15,704.58
22-feb-11	100	0.0959	1.9178	12,155.05	23,310.90
23-feb-11	101	0.0260	0.5194	11,885.91	6,173.15
24-feb-11	102	0.0000	0.0000	13,297.52	0.00
25-feb-11	103	0.1222	2.4433	12,422.36	30,351.86
26-feb-11	104	0.0655	1.3098	10,855.88	14,219.50
27-feb-11	105	0.0155	0.3106	12,836.44	3,986.52
28-feb-11	106	0.0000	0.0000	4,517.28	0.00
1-mar-11	107	0.2155	4.3103	9,619.79	41,464.59
2-mar-11	108	0.0955	1.9094	12,675.48	24,202.71
3-mar-11	109	0.0467	0.9348	12,863.23	12,024.83
4-mar-11	110	0.0000	0.0000	13,350.61	0.00
5-mar-11	111	0.0293	0.5867	12,834.20	7,529.70
6-mar-11	112	0.0000	0.0000	12,881.08	0.00
7-mar-11	113	0.1083	2.1657	11,072.72	23,979.68
8-mar-11	114	0.1421	2.8419	12,416.60	35,286.53
9-mar-11	115	0.0000	0.0000	13,454.69	0.00
10-mar-11	116	0.0212	0.4234	11,468.33	4,855.16
11-mar-11	117	0.1159	2.3183	9,042.25	20,962.63
12-mar-11	118	0.0465	0.9296	13,283.97	12,348.73
13-mar-11	119	0.0000	0.0000	12,861.08	0.00
14-mar-11	120	0.1370	2.7409	11,488.31	31,488.43
15-mar-11	121	0.0679	1.3589	12,729.40	17,298.31
16-mar-11	122	0.0710	1.4203	10,940.11	15,538.62
17-mar-11	123	0.0000	0.0000	13,346.11	0.00

### **CUADRO A.3**

#### **PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN EL ÁREA DE MOLINOS DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

<b>Fecha</b>	<b>Día de zafra</b>	<b>Índice de inversión molinos</b>	<b>Pérdida lb/tc molida</b>	<b>Caña molida (Ton)</b>	<b>Pérdida de sacarosa (lb)</b>
18-mar-11	124	0.0030	0.0607	13,021.63	790.35
19-mar-11	125	0.0067	0.1337	13,201.61	1,764.76
20-mar-11	126	0.1442	2.8833	13,061.19	37,659.84
21-mar-11	127	0.0000	0.0000	11,032.52	0.00
22-mar-11	128	0.0000	0.0000	12,224.27	0.00
23-mar-11	129	0.0556	1.1128	12,899.30	14,354.97
24-mar-11	130	0.0366	0.7328	12,590.68	9,226.74
25-mar-11	131	0.0521	1.0427	12,512.61	13,046.43
26-mar-11	132	0.0000	0.0000	13,296.95	0.00
27-mar-11	133	0.0234	0.4672	13,052.49	6,098.00
28-mar-11	134	0.1115	2.2296	12,145.70	27,080.41
29-mar-11	135	0.1025	2.0497	11,066.19	22,682.83
30-mar-11	136	0.0855	1.7109	4,261.50	7,290.99
	<b>PROMEDIO</b>	<b>0.05918</b>	<b>TOTAL</b>	<b>1,677,936.52</b>	<b>1,930,472.32</b>

**FUENTE:** Elaboración propia en base a datos proporcionados por el laboratorio de fábrica del ingenio (2011)

**CUADRO A.4**

**PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA DEBIDO AL EFECTO TÉRMICO DEL CALENTAMIENTO PRIMARIO Y SECUNDARIO DEL JUGO (ZAFRA 10/11)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión calentamiento	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
15-nov-10	1	0.0000	0.0000	3,001.17	0.00
16-nov-10	2	0.0000	0.0000	9,518.70	0.00
17-nov-10	3	0.0000	0.0000	11,978.14	0.00
18-nov-10	4	0.0000	0.0000	10,950.87	0.00
19-nov-10	5	0.0182	0.3633	11,815.90	4,292.86
20-nov-10	6	0.0000	0.0000	12,120.82	0.00
21-nov-10	7	0.0000	0.0000	12,076.48	0.00
22-nov-10	8	0.0763	1.5261	10,943.33	16,700.42
23-nov-10	9	0.2245	4.4895	12,899.33	57,911.78
24-nov-10	10	0.2555	5.1097	13,170.19	67,296.32
25-nov-10	11	0.0711	1.4224	11,072.92	15,750.32
26-nov-10	12	0.0012	0.0249	13,264.49	330.01
27-nov-10	13	0.1049	2.0977	13,234.17	27,760.73
28-nov-10	14	0.2399	4.7981	13,522.86	64,883.44
29-nov-10	15	0.0708	1.4160	10,931.88	15,479.54
30-nov-10	16	0.0842	1.6846	13,275.26	22,364.02
1-dic-10	17	0.2033	4.0656	13,367.00	54,345.32
2-dic-10	18	0.1757	3.5148	12,747.33	44,804.88
3-dic-10	19	0.0000	0.0000	12,599.50	0.00
4-dic-10	20	0.2427	4.8542	13,129.83	63,735.46
5-dic-10	21	0.2879	5.7571	13,087.76	75,348.02
6-dic-10	22	0.2722	5.4438	10,073.39	54,837.81
7-dic-10	23	0.2352	4.7050	12,712.15	59,810.26
8-dic-10	24	0.2491	4.9829	12,998.44	64,769.75
9-dic-10	25	0.2815	5.6308	11,596.18	65,295.89
10-dic-10	26	0.3653	7.3068	10,770.58	78,698.14
11-dic-10	27	0.2174	4.3485	12,583.67	54,720.43
12-dic-10	28	0.2677	5.3549	13,233.26	70,862.94
13-dic-10	29	0.1504	3.0075	10,369.80	31,187.48
14-dic-10	30	0.2257	4.5141	12,924.55	58,342.26
15-dic-10	31	0.2006	4.0114	12,585.68	50,485.85
16-dic-10	32	0.2645	5.2908	13,226.47	69,979.02
17-dic-10	33	0.2480	4.9596	13,219.66	65,563.77
18-dic-10	34	0.2185	4.3691	13,356.15	58,354.08
19-dic-10	35	0.2428	4.8561	13,370.29	64,927.55
20-dic-10	36	0.2346	4.6911	8,116.97	38,077.30
21-dic-10	37	0.2443	4.8863	13,168.29	64,343.64
22-dic-10	38	0.3395	6.7906	13,164.74	89,396.69
23-dic-10	39	0.2471	4.9428	13,321.24	65,844.79
24-dic-10	40	0.1738	3.4768	12,815.56	44,557.38
25-dic-10	41	0.1197	2.3940	13,028.46	31,190.62

**CUADRO A.4****PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA DEBIDO AL EFECTO TÉRMICO DEL CALENTAMIENTO PRIMARIO Y SECUNDARIO DEL JUGO (ZAFRA 10/11) (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión calentamiento	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
26-dic-10	42	0.1991	3.9819	11,851.30	47,191.27
27-dic-10	43	0.1232	2.4640	11,133.60	27,433.41
28-dic-10	44	0.1662	3.3240	13,638.35	45,333.29
29-dic-10	45	0.1029	2.0581	13,163.60	27,091.49
30-dic-10	46	0.0411	0.8213	12,565.06	10,319.58
31-dic-10	47	0.1163	2.3269	12,458.60	28,989.60
1-ene-11	48	0.1753	3.5062	11,683.66	40,965.51
2-ene-11	49	0.1414	2.8280	12,184.11	34,456.18
3-ene-11	50	0.1733	3.4665	10,244.45	35,512.64
4-ene-11	51	0.1548	3.0957	12,891.02	39,906.95
5-ene-11	52	0.2027	4.0535	13,087.34	53,048.89
6-ene-11	53	0.1188	2.3768	13,088.18	31,107.85
7-ene-11	54	0.0838	1.6755	13,433.39	22,507.56
8-ene-11	55	0.1411	2.8229	13,822.07	39,018.91
9-ene-11	56	0.0947	1.8937	13,581.78	25,719.92
10-ene-11	57	0.2024	4.0488	11,092.41	44,910.61
11-ene-11	58	0.1220	2.4395	12,907.89	31,489.30
12-ene-11	59	0.0949	1.8970	13,578.21	25,758.09
13-ene-11	60	0.0899	1.7987	13,360.27	24,031.56
14-ene-11	61	0.1160	2.3204	13,401.43	31,096.79
15-ene-11	62	0.1182	2.3638	13,166.58	31,122.74
16-ene-11	63	0.0300	0.6002	13,266.01	7,961.72
17-ene-11	64	0.0810	1.6210	11,204.47	18,162.26
18-ene-11	65	0.1230	2.4592	14,069.33	34,598.86
19-ene-11	66	0.1490	2.9795	14,029.26	41,799.86
20-ene-11	67	0.0868	1.7358	14,023.12	24,341.68
21-ene-11	68	0.1798	3.5967	14,142.95	50,867.87
22-ene-11	69	0.0862	1.7234	13,922.07	23,992.67
23-ene-11	70	0.1136	2.2726	14,048.75	31,927.35
24-ene-11	71	0.1458	2.9155	9,086.20	26,491.15
25-ene-11	72	0.1145	2.2900	13,656.90	31,274.13
26-ene-11	73	0.1364	2.7282	13,162.75	35,911.16
27-ene-11	74	0.1619	3.2386	13,422.45	43,469.74
28-ene-11	75	0.0920	1.8401	13,009.60	23,938.41
29-ene-11	76	0.1284	2.5682	12,737.26	32,712.20
30-ene-11	77	0.1744	3.4888	13,171.71	45,953.14
31-ene-11	78	0.1580	3.1608	9,959.91	31,481.12
1-feb-11	79	0.1026	2.0526	13,475.42	27,659.82
2-feb-11	80	0.0754	1.5089	13,341.82	20,131.13
3-feb-11	81	0.0923	1.8460	13,075.04	24,136.90

#### CUADRO A.4

#### **PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA DEBIDO AL EFECTO TÉRMICO DEL CALENTAMIENTO PRIMARIO Y SECUNDARIO DEL JUGO (ZAFRA 10/11) (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión calentamiento	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
4-feb-11	82	0.0481	0.9623	13,158.51	12,662.81
5-feb-11	83	0.1159	2.3172	12,878.40	29,841.76
6-feb-11	84	0.0356	0.7118	12,842.67	9,140.79
7-feb-11	85	0.0111	0.2224	11,268.96	2,506.66
8-feb-11	86	0.1256	2.5127	12,236.93	30,747.67
9-feb-11	87	0.0424	0.8477	13,930.33	11,808.58
10-feb-11	88	0.0000	0.0000	13,618.70	0.00
11-feb-11	89	0.0744	1.4878	13,290.98	19,773.88
12-feb-11	90	0.0000	0.0000	13,632.10	0.00
13-feb-11	91	0.1106	2.2124	13,517.08	29,904.73
14-feb-11	92	0.0000	0.0000	11,509.97	0.00
15-feb-11	93	0.0000	0.0000	13,349.40	0.00
16-feb-11	94	0.0242	0.4845	13,019.39	6,308.14
17-feb-11	95	0.0983	1.9658	13,055.20	25,663.32
18-feb-11	96	0.0060	0.1205	13,255.11	1,596.70
19-feb-11	97	0.0695	1.3897	12,946.47	17,991.68
20-feb-11	98	0.0714	1.4279	13,424.43	19,168.93
21-feb-11	99	0.0536	1.0726	9,855.07	10,570.53
22-feb-11	100	0.0272	0.5444	12,155.05	6,616.85
23-feb-11	101	0.0312	0.6243	11,885.91	7,420.18
24-feb-11	102	0.0386	0.7721	13,297.52	10,266.83
25-feb-11	103	0.0522	1.0433	12,422.36	12,959.83
26-feb-11	104	0.0438	0.8762	10,855.88	9,512.25
27-feb-11	105	0.0285	0.5702	12,836.44	7,319.58
28-feb-11	106	0.0000	0.0000	4,517.28	0.00
1-mar-11	107	0.0000	0.0000	9,619.79	0.00
2-mar-11	108	0.0496	0.9910	12,675.48	12,561.52
3-mar-11	109	0.0000	0.0000	12,863.23	0.00
4-mar-11	110	0.0726	1.4522	13,350.61	19,388.26
5-mar-11	111	0.0400	0.7996	12,834.20	10,262.81
6-mar-11	112	0.0446	0.8930	12,881.08	11,502.48
7-mar-11	113	0.0133	0.2661	11,072.72	2,946.10
8-mar-11	114	0.0000	0.0000	12,416.60	0.00
9-mar-11	115	0.1235	2.4692	13,454.69	33,222.41
10-mar-11	116	0.0000	0.0000	11,468.33	0.00
11-mar-11	117	0.0000	0.0000	9,042.25	0.00
12-mar-11	118	0.0000	0.0000	13,283.97	0.00
13-mar-11	119	0.0000	0.0000	12,861.08	0.00
14-mar-11	120	0.0000	0.0000	11,488.31	0.00
15-mar-11	121	0.0000	0.0000	12,729.40	0.00

#### CUADRO A.4

#### **PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA DEBIDO AL EFECTO TÉRMICO DEL CALENTAMIENTO PRIMARIO Y SECUNDARIO DEL JUGO (ZAFRA 10/11) (Continuación)**

<b>Fecha</b>	<b>Día de zafra</b>	<b>Índice de inversión calentamiento</b>	<b>Pérdida lb/tc molida</b>	<b>Caña molida (Ton)</b>	<b>Pérdida de sacarosa (lb)</b>
16-mar-11	122	0.0000	0.0000	10,940.11	0.00
17-mar-11	123	0.0000	0.0000	13,346.11	0.00
18-mar-11	124	0.0000	0.0000	13,021.63	0.00
19-mar-11	125	0.0000	0.0000	13,201.61	0.00
20-mar-11	126	0.0000	0.0000	13,061.19	0.00
21-mar-11	127	0.0000	0.0000	11,032.52	0.00
22-mar-11	128	0.0000	0.0000	12,224.27	0.00
23-mar-11	129	0.0629	1.2575	12,899.30	16,220.22
24-mar-11	130	0.0573	1.1456	12,590.68	14,423.34
25-mar-11	131	0.0000	0.0000	12,512.61	0.00
26-mar-11	132	0.0000	0.0000	13,296.95	0.00
27-mar-11	133	0.0000	0.0000	13,052.49	0.00
28-mar-11	134	0.0000	0.0000	12,145.70	0.00
29-mar-11	135	0.0000	0.0000	11,066.19	0.00
30-mar-11	136	0.1269	2.5371	4,261.50	10,811.74
	<b>PROMEDIO</b>	<b>0.0997</b>	<b>TOTAL</b>	<b>1,677,936.52</b>	<b>3,399,192.59</b>

**FUENTE: Elaboración propia en base a datos proporcionados por el laboratorio de fábrica del ingenio (2011)**

**CUADRO A.5**

**PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA SULFITACIÓN DEL JUGO DURANTE LA ZAFRA 10/11**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión sulfitación	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
15-nov-10	1	1	*	3,001.17	*
16-nov-10	2	*	*	9,518.70	*
17-nov-10	3	*	*	11,978.14	*
18-nov-10	4	*	*	10,950.87	*
19-nov-10	5	*	*	11,815.90	*
20-nov-10	6	*	*	12,120.82	*
21-nov-10	7	*	*	12,076.48	*
22-nov-10	8	*	*	10,943.33	*
23-nov-10	9	*	*	12,899.33	*
24-nov-10	10	*	*	13,170.19	*
25-nov-10	11	*	*	11,072.92	*
26-nov-10	12	0	0	13,264.49	0.00
27-nov-10	13	0	0	13,234.17	0.00
28-nov-10	14	0.027695669	0.553913371	13,522.86	7,490.49
29-nov-10	15	0	0	10,931.88	0.00
30-nov-10	16	0	0	13,275.26	0.00
1-dic-10	17	0	0	13,367.00	0.00
2-dic-10	18	0	0	12,747.33	0.00
3-dic-10	19	0	0	12,599.50	0.00
4-dic-10	20	0.037320377	0.746407548	13,129.83	9,800.20
5-dic-10	21	0	0	13,087.76	0.00
6-dic-10	22	0	0	10,073.39	0.00
7-dic-10	23	0.006170971	0.123419429	12,712.15	1,568.93
8-dic-10	24	0	0	12,998.44	0.00
9-dic-10	25	0.011972434	0.239448674	11,596.18	2,776.69
10-dic-10	26	0.13423529	2.684705795	10,770.58	28,915.84
11-dic-10	27	0.026572261	0.531445218	12,583.67	6,687.53
12-dic-10	28	0	0	13,233.26	0.00
13-dic-10	29	0	0	10,369.80	0.00
14-dic-10	30	0	0	12,924.55	0.00
15-dic-10	31	0	0	12,585.68	0.00
16-dic-10	32	0	0	13,226.47	0.00
17-dic-10	33	0.030372372	0.607447444	13,219.66	8,030.25
18-dic-10	34	0	0	13,356.15	0.00
19-dic-10	35	0	0	13,370.29	0.00
20-dic-10	36	0.080377493	1.607549852	8,116.97	13,048.43

\* Período de producción de azúcar crudo

**CUADRO A.5**

**PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA SULFITACIÓN DEL JUGO  
DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión sulfitación	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
21-dic-10	37	0	0	13,168.29	0.00
22-dic-10	38	0	0	13,164.74	0.00
23-dic-10	39	0	0	13,321.24	0.00
24-dic-10	40	0	0	12,815.56	0.00
25-dic-10	41	0	0	13,028.46	0.00
26-dic-10	42	0	0	11,851.30	0.00
27-dic-10	43	0	0	11,133.60	0.00
28-dic-10	44	0	0	13,638.35	0.00
29-dic-10	45	0	0	13,163.60	0.00
30-dic-10	46	0	0	12,565.06	0.00
31-dic-10	47	0	0	12,458.60	0.00
1-ene-11	48	0.011928762	0.238575231	11,683.66	2,787.43
2-ene-11	49	0.036955997	0.7391119935	12,184.11	9,005.52
3-ene-11	50	0	0	10,244.45	0.00
4-ene-11	51	0	0	12,891.02	0.00
5-ene-11	52	*	*	13,087.34	*
6-ene-11	53	*	*	13,088.18	*
7-ene-11	54	*	*	13,433.39	*
8-ene-11	55	*	*	13,822.07	*
9-ene-11	56	*	*	13,581.78	*
10-ene-11	57	*	*	11,092.41	*
11-ene-11	58	*	*	12,907.89	*
12-ene-11	59	*	*	13,578.21	*
13-ene-11	60	*	*	13,360.27	*
14-ene-11	61	*	*	13,401.43	*
15-ene-11	62	*	*	13,166.58	*
16-ene-11	63	*	*	13,266.01	*
17-ene-11	64	*	*	11,204.47	*
18-ene-11	65	*	*	14,069.33	*
19-ene-11	66	*	*	14,029.26	*
20-ene-11	67	*	*	14,023.12	*
21-ene-11	68	0.075549675	1.510993501	14,142.95	21,369.91
22-ene-11	69	0	0	13,922.07	0.00
23-ene-11	70	0	0	14,048.75	0.00
24-ene-11	71	0	0	9,086.20	0.00
25-ene-11	72	0	0	13,656.90	0.00
26-ene-11	73	0	0	13,162.75	0.00
27-ene-11	74	0	0	13,422.45	0.00
28-ene-11	75	0	0	13,009.60	0.00
29-ene-11	76	0	0	12,737.26	0.00
30-ene-11	77	0	0	13,171.71	0.00

**CUADRO A.5**

**PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA SULFITACIÓN DEL JUGO  
DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión sulfitación	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
31-ene-11	78	0	0	9,959.91	0.00
1-feb-11	79	0	0	13,475.42	0.00
2-feb-11	80	0	0	13,341.82	0.00
3-feb-11	81	0	0	13,075.04	0.00
4-feb-11	82	0	0	13,158.51	0.00
5-feb-11	83	0	0	12,878.40	0.00
6-feb-11	84	0	0	12,842.67	0.00
7-feb-11	85	0	0	11,268.96	0.00
8-feb-11	86	0	0	12,236.93	0.00
9-feb-11	87	0	0	13,930.33	0.00
10-feb-11	88	0	0	13,618.70	0.00
11-feb-11	89	0	0	13,290.98	0.00
12-feb-11	90	0	0	13,632.10	0.00
13-feb-11	91	0	0	13,517.08	0.00
14-feb-11	92	0	0	11,509.97	0.00
15-feb-11	93	0	0	13,349.40	0.00
16-feb-11	94	0	0	13,019.39	0.00
17-feb-11	95	0	0	13,055.20	0.00
18-feb-11	96	0	0	13,255.11	0.00
19-feb-11	97	0	0	12,946.47	0.00
20-feb-11	98	0	0	13,424.43	0.00
21-feb-11	99	0	0	9,855.07	0.00
22-feb-11	100	0	0	12,155.05	0.00
23-feb-11	101	0	0	11,885.91	0.00
24-feb-11	102	0	0	13,297.52	0.00
25-feb-11	103	0	0	12,422.36	0.00
26-feb-11	104	0	0	10,855.88	0.00
27-feb-11	105	0	0	12,836.44	0.00
28-feb-11	106	Paro no programado	Paro no programado	4,517.28	Paro no programado
1-mar-11	107	0	0	9,619.79	0.00
2-mar-11	108	0	0	12,675.48	0.00
3-mar-11	109	0	0	12,863.23	0.00
4-mar-11	110	*	*	13,350.61	*
5-mar-11	111	*	*	12,834.20	*
6-mar-11	112	*	*	12,881.08	*
7-mar-11	113	*	*	11,072.72	*
8-mar-11	114	*	*	12,416.60	*
9-mar-11	115	*	*	13,454.69	*
10-mar-11	116	*	*	11,468.33	*
11-mar-11	117	*	*	9,042.25	*

**CUADRO A.5**

**PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA SULFITACIÓN DEL JUGO  
DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión sulfitación	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
13-mar-11	119	*	*	12,861.08	*
14-mar-11	120	*	*	11,488.31	*
15-mar-11	121	*	*	12,729.40	*
16-mar-11	122	*	*	10,940.11	*
17-mar-11	123	*	*	13,346.11	*
18-mar-11	124	*	*	13,021.63	*
19-mar-11	125	*	*	13,201.61	*
20-mar-11	126	*	*	13,061.19	*
21-mar-11	127	*	*	11,032.52	*
22-mar-11	128	*	*	12,224.27	*
23-mar-11	129	*	*	12,899.30	*
24-mar-11	130	*	*	12,590.68	*
25-mar-11	131	*	*	12,512.61	*
26-mar-11	132	*	*	13,296.95	*
27-mar-11	133	*	*	13,052.49	*
28-mar-11	134	*	*	12,145.70	*
29-mar-11	135	*	*	11,066.19	*
30-mar-11	136	*	*	4,261.50	*
			<b>TOTAL</b>	<b>1,677,936.52</b>	<b>111,481.22</b>

**FUENTE:** Elaboración propia en base a datos proporcionados por el laboratorio de fábrica del ingenio (2011)

**CUADRO A.6****PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE CLARIFICACIÓN DEL JUGO DURANTE LA ZAFRA 10/11**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión clarificación	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
15-nov-10	1	0	0	3,001.17	0.00
16-nov-10	2	0	0	9,518.70	0.00
17-nov-10	3	0	0	11,978.14	0.00
18-nov-10	4	0	0	10,950.87	0.00
19-nov-10	5	0	0	11,815.90	0.00
20-nov-10	6	0	0	12,120.82	0.00
21-nov-10	7	0	0	12,076.48	0.00
22-nov-10	8	0	0	10,943.33	0.00
23-nov-10	9	0	0	12,899.33	0.00
24-nov-10	10	0	0	13,170.19	0.00
25-nov-10	11	0	0	11,072.92	0.00
26-nov-10	12	0	0	13,264.49	0.00
27-nov-10	13	0	0	13,234.17	0.00
28-nov-10	14	0.045657366	0.913147325	13,522.86	12,348.36
29-nov-10	15	0	0	10,931.88	0.00
30-nov-10	16	0	0	13,275.26	0.00
1-dic-10	17	0	0	13,367.00	0.00
2-dic-10	18	0	0	12,747.33	0.00
3-dic-10	19	0	0	12,599.50	0.00
4-dic-10	20	0.021937144	0.43874287	13,129.83	5,760.62
5-dic-10	21	0.009241569	0.184831383	13,087.76	2,419.03
6-dic-10	22	0	0	10,073.39	0.00
7-dic-10	23	0.010044488	0.200889755	12,712.15	2,553.74
8-dic-10	24	0	0	12,998.44	0.00
9-dic-10	25	0	0	11,596.18	0.00
10-dic-10	26	0.081154991	1.623099823	10,770.58	17,481.73
11-dic-10	27	0	0	12,583.67	0.00
12-dic-10	28	0.02466619	0.493323796	13,233.26	6,528.28
13-dic-10	29	0	0	10,369.80	0.00
14-dic-10	30	0	0	12,924.55	0.00
15-dic-10	31	0	0	12,585.68	0.00
16-dic-10	32	0	0	13,226.47	0.00
17-dic-10	33	0	0	13,219.66	0.00
18-dic-10	34	0	0	13,356.15	0.00
19-dic-10	35	0	0	13,370.29	0.00
20-dic-10	36	0.00630443	0.126088606	8,116.97	1,023.46
21-dic-10	37	0.000714497	0.014289944	13,168.29	188.17
22-dic-10	38	0.016302598	0.326051959	13,164.74	4,292.39
23-dic-10	39	0	0	13,321.24	0.00
24-dic-10	40	0	0	12,815.56	0.00
25-dic-10	41	0	0	13,028.46	0.00

**CUADRO A.6****PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE CLARIFICACIÓN DEL JUGO DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión clarificación	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
26-dic-10	42	0.0120558	0.241116005	11,851.30	2,857.54
27-dic-10	43	0	0	11,133.60	0.00
28-dic-10	44	0	0	13,638.35	0.00
29-dic-10	45	0	0	13,163.60	0.00
30-dic-10	46	0	0	12,565.06	0.00
31-dic-10	47	0	0	12,458.60	0.00
1-ene-11	48	0	0	11,683.66	0.00
2-ene-11	49	0	0	12,184.11	0.00
3-ene-11	50	0	0	10,244.45	0.00
4-ene-11	51	0	0	12,891.02	0.00
5-ene-11	52	0.03726355	0.745271051	13,087.34	9,753.62
6-ene-11	53	0	0	13,088.18	0.00
7-ene-11	54	0	0	13,433.39	0.00
8-ene-11	55	0	0	13,822.07	0.00
9-ene-11	56	0	0	13,581.78	0.00
10-ene-11	57	0	0	11,092.41	0.00
11-ene-11	58	0	0	12,907.89	0.00
12-ene-11	59	0	0	13,578.21	0.00
13-ene-11	60	0	0	13,360.27	0.00
14-ene-11	61	0	0	13,401.43	0.00
15-ene-11	62	0	0	13,166.58	0.00
16-ene-11	63	0	0	13,266.01	0.00
17-ene-11	64	0	0	11,204.47	0.00
18-ene-11	65	0	0	14,069.33	0.00
19-ene-11	66	0	0	14,029.26	0.00
20-ene-11	67	0	0	14,023.12	0.00
21-ene-11	68	0	0	14,142.95	0.00
22-ene-11	69	0	0	13,922.07	0.00
23-ene-11	70	0	0	14,048.75	0.00
24-ene-11	71	0	0	9,086.20	0.00
25-ene-11	72	0	0	13,656.90	0.00
26-ene-11	73	0	0	13,162.75	0.00
27-ene-11	74	0	0	13,422.45	0.00
28-ene-11	75	0	0	13,009.60	0.00
29-ene-11	76	0	0	12,737.26	0.00
30-ene-11	77	0.00346644	0.069328836	13,171.71	913.18
31-ene-11	78	0.01229589	0.245917753	9,959.91	2,449.32
1-feb-11	79	0	0	13,475.42	0.00
2-feb-11	80	0	0	13,341.82	0.00
3-feb-11	81	0	0	13,075.04	0.00
4-feb-11	82	0	0	13,158.51	0.00

**CUADRO A.6****PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE CLARIFICACIÓN DEL JUGO DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión clarificación	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
5-feb-11	83	0	0	12,878.40	0.00
6-feb-11	84	0	0	12,842.67	0.00
7-feb-11	85	0	0	11,268.96	0.00
8-feb-11	86	0	0	12,236.93	0.00
9-feb-11	87	0	0	13,930.33	0.00
10-feb-11	88	0	0	13,618.70	0.00
11-feb-11	89	0	0	13,290.98	0.00
12-feb-11	90	0	0	13,632.10	0.00
13-feb-11	91	0	0	13,517.08	0.00
14-feb-11	92	0	0	11,509.97	0.00
15-feb-11	93	0	0	13,349.40	0.00
16-feb-11	94	0	0	13,019.39	0.00
17-feb-11	95	0.01195087	0.239017441	13,055.20	3,120.42
18-feb-11	96	0	0	13,255.11	0.00
19-feb-11	97	0	0	12,946.47	0.00
20-feb-11	98	0	0	13,424.43	0.00
21-feb-11	99	0	0	9,855.07	0.00
22-feb-11	100	0	0	12,155.05	0.00
23-feb-11	101	0	0	11,885.91	0.00
24-feb-11	102	0	0	13,297.52	0.00
25-feb-11	103	0	0	12,422.36	0.00
26-feb-11	104	0	0	10,855.88	0.00
27-feb-11	105	0	0	12,836.44	0.00
28-feb-11	106	0	0	4,517.28	0.00
1-mar-11	107	0	0	9,619.79	0.00
2-mar-11	108	0	0	12,675.48	0.00
3-mar-11	109	0	0	12,863.23	0.00
4-mar-11	110	0	0	13,350.61	0.00
5-mar-11	111	0	0	12,834.20	0.00
6-mar-11	112	0	0	12,881.08	0.00
7-mar-11	113	0	0	11,072.72	0.00
8-mar-11	114	0	0	12,416.60	0.00
9-mar-11	115	0.01284839	0.256967817	13,454.69	3,457.42
10-mar-11	116	0	0	11,468.33	0.00
11-mar-11	117	0	0	9,042.25	0.00
12-mar-11	118	0	0	13,283.97	0.00
13-mar-11	119	0	0	12,861.08	0.00
14-mar-11	120	0	0	11,488.31	0.00
15-mar-11	121	0	0	12,729.40	0.00
16-mar-11	122	0	0	10,940.11	0.00
17-mar-11	123	0	0	13,346.11	0.00

**CUADRO A.6**

**PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA OPERACIÓN DE  
CLARIFICACIÓN DEL JUGO DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

<b>Fecha</b>	<b>Día de zafra</b>	<b>Índice de inversión clarificación</b>	<b>Pérdida lb/tc molida</b>	<b>Caña molida (Ton)</b>	<b>Pérdida de sacarosa (lb)</b>
18-mar-11	124	0	0	13,021.63	0.00
19-mar-11	125	0	0	13,201.61	0.00
20-mar-11	126	0	0	13,061.19	0.00
21-mar-11	127	0	0	11,032.52	0.00
22-mar-11	128	0	0	12,224.27	0.00
23-mar-11	129	0	0	12,899.30	0.00
24-mar-11	130	0	0	12,590.68	0.00
25-mar-11	131	0	0	12,512.61	0.00
26-mar-11	132	0	0	13,296.95	0.00
27-mar-11	133	0	0	13,052.49	0.00
28-mar-11	134	0	0	12,145.70	0.00
29-mar-11	135	0	0	11,066.19	0.00
30-mar-11	136	0	0	4,261.50	0.00
	<b>PROMEDIO</b>	<b>0.002249296</b>	<b>TOTAL</b>	<b>1,677,936.52</b>	<b>75,147.28</b>

**FUENTE:** Elaboración propia en base a datos proporcionados por el laboratorio de fábrica del ingenio (2011)

**CUADRO A.7**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA EN LA CACHAZA DURANTE LA ZAFRA 10/11**

DÍA	CACHAZA (Ton)	POL PROMEDIO EN CACHAZA	PÉRDIDA DE SACAROSA EN CACHAZA (Ton)	DÍA	CACHAZA (Ton)	POL PROMEDIO EN CACHAZA	PÉRDIDA DE SACAROSA EN CACHAZA (Ton)
15-Nov-10	29.56	1.12	0.3311	19-Dec-10	599.20	1.12	6.7110
16-Nov-10	373.10	1.12	4.1787	20-Dec-10	315.04	1.12	3.5284
17-Nov-10	524.76	1.12	5.8773	21-Dec-10	628.42	1.12	7.0383
18-Nov-10	578.93	1.12	6.4840	22-Dec-10	590.58	1.12	6.6145
19-Nov-10	450.91	1.12	5.0502	23-Dec-10	573.97	1.12	6.4285
20-Nov-10	569.38	1.12	6.3771	24-Dec-10	610.89	1.12	6.8420
21-Nov-10	569.97	1.12	6.3837	25-Dec-10	523.95	1.12	5.8682
22-Nov-10	491.34	1.12	5.5030	26-Dec-10	485.52	1.12	5.4378
23-Nov-10	555.79	1.12	6.2248	27-Dec-10	460.79	1.12	5.1608
24-Nov-10	613.50	1.12	6.8712	28-Dec-10	556.40	1.12	6.2317
25-Nov-10	479.39	1.12	5.3692	29-Dec-10	517.66	1.12	5.7978
26-Nov-10	574.71	1.12	6.4368	30-Dec-10	570.80	1.12	6.3930
27-Nov-10	586.90	1.12	6.5733	31-Dec-10	520.83	1.12	5.8333
28-Nov-10	612.57	1.12	6.8608	1-Ene-11	490.64	1.12	5.4952
29-Nov-10	604.35	1.12	6.7687	2-Ene-11	536.58	1.12	6.0097
30-Nov-10	603.37	1.12	6.7577	3-Ene-11	357.27	1.12	4.0014
1-Dec-10	671.02	1.12	7.5154	4-Ene-11	585.56	1.12	6.5583
2-Dec-10	659.52	1.12	7.3866	5-Ene-11	523.82	1.12	5.8668
3-Dec-10	597.13	1.12	6.6879	6-Ene-11	467.60	1.12	5.2371
4-Dec-10	684.95	1.12	7.6714	7-Ene-11	512.09	1.12	5.7354
5-Dec-10	638.35	1.12	7.1495	8-Ene-11	526.62	1.12	5.8981
6-Dec-10	499.62	1.12	5.5957	9-Ene-11	437.74	1.12	4.9027
7-Dec-10	614.14	1.12	6.8784	10-Ene-11	402.35	1.12	4.5063
8-Dec-10	641.10	1.12	7.1803	11-Ene-11	430.14	1.12	4.8176
9-Dec-10	620.22	1.12	6.9465	12-Ene-11	480.65	1.12	5.3833
10-Dec-10	503.87	1.12	5.6433	13-Ene-11	486.69	1.12	5.4509
11-Dec-10	613.59	1.12	6.8722	14-Ene-11	475.88	1.12	5.3299
12-Dec-10	558.67	1.12	6.2571	15-Ene-11	471.38	1.12	5.2795
13-Dec-10	561.79	1.12	6.2920	16-Ene-11	435.10	1.12	4.8731
14-Dec-10	616.94	1.12	6.9097	17-Ene-11	376.25	1.12	4.2140
15-Dec-10	566.56	1.12	6.3455	18-Ene-11	516.78	1.12	5.7879
16-Dec-10	510.04	1.12	5.7124	19-Ene-11	518.61	1.12	5.8084
17-Dec-10	610.90	1.12	6.8421	20-Ene-11	512.46	1.12	5.7396
18-Dec-10	624.78	1.12	6.9975	21-Ene-11	514.06	1.12	5.7575

**CUADRO A.7****PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA EN LA CACHAZA DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

DÍA	CACHAZA (Ton)	POL PROMEDIO EN CACHAZA	PÉRDIDA DE SACAROSA EN CACHAZA (Ton)	DÍA	CACHAZA (Ton)	POL PROMEDIO EN CACHAZA	PÉRDIDA DE SACAROSA EN CACHAZA (Ton)
22-Ene-11	511.02	1.12	5.7234	24-Feb-11	461.92	1.12	5.1735
23-Ene-11	478.38	1.12	5.3579	25-Feb-11	552.11	1.12	6.1836
24-Ene-11	314.57	1.12	3.5232	26-Feb-11	494.81	1.12	5.5419
25-Ene-11	556.55	1.12	6.2334	27-Feb-11	550.66	1.12	6.1674
26-Ene-11	517.86	1.12	5.8000	28-Feb-11	223.68	1.12	2.5052
27-Ene-11	619.69	1.12	6.9405	1-Mar-11	260.90	1.12	2.9221
28-Ene-11	478.95	1.12	5.3642	2-Mar-11	512.85	1.12	5.7439
29-Ene-11	537.24	1.12	6.0171	3-Mar-11	488.91	1.12	5.4758
30-Ene-11	525.02	1.12	5.8802	4-Mar-11	642.58	1.12	7.1969
31-Ene-11	357.76	1.12	4.0069	5-Mar-11	487.81	1.12	5.4635
1-Feb-11	532.04	1.12	5.9588	6-Mar-11	526.90	1.12	5.9013
2-Feb-11	561.03	1.12	6.2835	7-Mar-11	460.14	1.12	5.1536
3-Feb-11	478.38	1.12	5.3579	8-Mar-11	483.94	1.12	5.4201
4-Feb-11	434.82	1.12	4.8700	9-Mar-11	501.38	1.12	5.6155
5-Feb-11	530.06	1.12	5.9367	10-Mar-11	513.85	1.12	5.7551
6-Feb-11	572.06	1.12	6.4071	11-Mar-11	298.92	1.12	3.3479
7-Feb-11	450.42	1.12	5.0447	12-Mar-11	482.46	1.12	5.4036
8-Feb-11	419.64	1.12	4.7000	13-Mar-11	572.20	1.12	6.4086
9-Feb-11	617.30	1.12	6.9138	14-Mar-11	425.12	1.12	4.7613
10-Feb-11	564.87	1.12	6.3265	15-Mar-11	553.73	1.12	6.2018
11-Feb-11	595.40	1.12	6.6685	16-Mar-11	466.21	1.12	5.2216
12-Feb-11	562.48	1.12	6.2998	17-Mar-11	488.30	1.12	5.4690
13-Feb-11	526.37	1.12	5.8953	18-Mar-11	518.52	1.12	5.8074
14-Feb-11	502.64	1.12	5.6296	19-Mar-11	454.60	1.12	5.0915
15-Feb-11	543.69	1.12	6.0893	20-Mar-11	526.05	1.12	5.8918
16-Feb-11	471.68	1.12	5.2828	21-Mar-11	450.75	1.12	5.0484
17-Feb-11	565.88	1.12	6.3379	22-Mar-11	408.85	1.12	4.5791
18-Feb-11	556.93	1.12	6.2376	23-Mar-11	621.86	1.12	6.9648
19-Feb-11	626.33	1.12	7.0149	24-Mar-11	531.56	1.12	5.9535
20-Feb-11	574.09	1.12	6.4298	25-Mar-11	455.93	1.12	5.1064
21-Feb-11	336.70	1.12	3.7710	26-Mar-11	527.45	1.12	5.9074
22-Feb-11	514.50	1.12	5.7624	27-Mar-11	509.25	1.12	5.7036
23-Feb-11	563.39	1.12	6.3100	28-Mar-11	458.86	1.12	5.1392

**CUADRO A.7**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA EN LA CACHAZA DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

DÍA	CACHAZA (Ton)	POL PROMEDIO EN CACHAZA	PÉRDIDA DE SACAROSA EN CACHAZA (Ton)	DÍA	CACHAZA (Ton)	POL PROMEDIO EN CACHAZA	PÉRDIDA DE SACAROSA EN CACHAZA (Ton)
29-Mar-11	563.46	1.12	6.3108				
30-Mar-11	226.26	1.12	2.5341				
<b>PÉRDIDA TOTAL DE SACAROSA (TON)</b>			<b>780.92</b>				

**FUENTE:** Elaboración propia en base a datos proporcionados por el Core Sampler del ingenio (2011)

**CUADRO A.8**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSADORES BAROMÉTRICOS DE LOS FILTROS DE CACHAZA 1, 2 Y 3 DURANTE LA ZAFRA 10/11**

Fecha	Día zafra	Flujo de condensos en barométricos de filtros 1, 2 y 3 (gpm)	Sacarosa en condensos de barométricos de filtros 1, 2 y 3	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
15-nov-10	1	110	0.002607	0.011448173	3,001.17	34.36
16-nov-10	2	110	0.002607	0	9,518.70	0.00
17-nov-10	3	110	0.005214	0	11,978.14	0.00
18-nov-10	4	110	0.005214	0	10,950.87	0.00
19-nov-10	5	110	0.010428	0.008723309	11,815.90	103.07
20-nov-10	6	110	0.010428	0.00283462	12,120.82	34.36
21-nov-10	7	110	0.005214	0	12,076.48	0.00
22-nov-10	8	110	0.020856	0.006279243	10,943.33	68.72
23-nov-10	9	110	0.015642	0.005327085	12,899.33	68.72
24-nov-10	10	110	0.013035	0.002608764	13,170.19	34.36
25-nov-10	11	110	0.010428	0	11,072.92	0.00
26-nov-10	12	110	0.007821	0.002590217	13,264.49	34.36
27-nov-10	13	110	0.007821	0.002596152	13,234.17	34.36
28-nov-10	14	110	0.007821	0.002540728	13,522.86	34.36
29-nov-10	15	110	0.007821	0	10,931.88	0.00
30-nov-10	16	110	0.010428	0.002588116	13,275.26	34.36
1-dic-10	17	110	0.015642	0.007711106	13,367.00	103.07
2-dic-10	18	110	0.005214	0.002695303	12,747.33	34.36
3-dic-10	19	110	0.005214	0	12,599.50	0.00
4-dic-10	20	110	0.005214	0.002616783	13,129.83	34.36
5-dic-10	21	110	0.005214	0	13,087.76	0.00
6-dic-10	22	110	0.002607	0	10,073.39	0.00
7-dic-10	23	110	0.007821	0.005405524	12,712.15	68.72
8-dic-10	24	110	0.002607	0	12,998.44	0.00
9-dic-10	25	110	0.005214	0.002962865	11,596.18	34.36
10-dic-10	26	110	0.007821	0.006379956	10,770.58	68.72
11-dic-10	27	110	0.005214	0	12,583.67	0.00
12-dic-10	28	110	0.002607	0	13,233.26	0.00
13-dic-10	29	110	0.007821	0	10,369.80	0.00
14-dic-10	30	110	0.015642	0.00531669	12,924.55	68.72
15-dic-10	31	110	0.005214	0.002729921	12,585.68	34.36
16-dic-10	32	110	0.010428	0.007792989	13,226.47	103.07
17-dic-10	33	110	0.005214	0	13,219.66	0.00
18-dic-10	34	110	0.002607	0	13,356.15	0.00
19-dic-10	35	110	0.005214	0.002569721	13,370.29	34.36
20-dic-10	36	110	0.010428	0.008465699	8,116.97	68.72
21-dic-10	37	110	0.015642	0.00782742	13,168.29	103.07
22-dic-10	38	110	0.013035	0	13,164.74	0.00
23-dic-10	39	110	0.007821	0.005158366	13,321.24	68.72

**CUADRO A.8**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSADORES  
BAROMÉTRICOS DE LOS FILTROS DE CACHAZA 1, 2 Y 3 DURANTE LA ZAFRA 10/11  
(Continuación)**

Fecha	Día zafra	Flujo de condensos en barométricos de filtros 1, 2 y 3 (gpm)	Sacarosa en condensos de barométricos de filtros 1, 2 y 3	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
24-dic-10	40	110	0.002607	0	12,815.56	0.00
25-dic-10	41	110	0.002607	0	13,028.46	0.00
26-dic-10	42	110	0.007821	0.002899084	11,851.30	34.36
27-dic-10	43	110	0.007821	0.006171932	11,133.60	68.72
28-dic-10	44	110	0.007821	0.002519213	13,638.35	34.36
29-dic-10	45	110	0.002607	0	13,163.60	0.00
30-dic-10	46	110	0.005214	0.002734401	12,565.06	34.36
31-dic-10	47	110	0.007821	0.005515534	12,458.60	68.72
1-ene-11	48	110	0.005214	0.002940681	11,683.66	34.36
2-ene-11	49	110	0.002607	0	12,184.11	0.00
3-ene-11	50	110	0.010428	0.010061423	10,244.45	103.07
4-ene-11	51	110	0.010428	0.005330519	12,891.02	68.72
5-ene-11	52	110	0.005214	0.002625279	13,087.34	34.36
6-ene-11	53	110	0.005214	0	13,088.18	0.00
7-ene-11	54	110	0.007821	0.005115301	13,433.39	68.72
8-ene-11	55	110	0.002607	0	13,822.07	0.00
9-ene-11	56	110	0.002607	0	13,581.78	0.00
10-ene-11	57	110	0.005214	0.003097426	11,092.41	34.36
11-ene-11	58	110	0.002607	0	12,907.89	0.00
12-ene-11	59	110	0.005214	0.002530371	13,578.21	34.36
13-ene-11	60	110	0.010428	0.007714944	13,360.27	103.07
14-ene-11	61	110	0.005214	0.00256375	13,401.43	34.36
15-ene-11	62	110	0.002607	0	13,166.58	0.00
16-ene-11	63	110	0.002607	0	13,266.01	0.00
17-ene-11	64	110	0.005214	0.003066447	11,204.47	34.36
18-ene-11	65	110	0.005214	0.002442043	14,069.33	34.36
19-ene-11	66	110	0.005214	0.002449018	14,029.26	34.36
20-ene-11	67	110	0.002607	0	14,023.12	0.00
21-ene-11	68	110	0.005214	0.002429331	14,142.95	34.36
22-ene-11	69	110	0.002607	0	13,922.07	0.00
23-ene-11	70	110	0.005214	0	14,048.75	0.00
24-ene-11	71	110	0.005214	0	9,086.20	0.00
25-ene-11	72	110	0.010428	0.005031583	13,656.90	68.72
26-ene-11	73	110	0.005214	0.002610238	13,162.75	34.36
27-ene-11	74	110	0.002607	0	13,422.45	0.00
28-ene-11	75	110	0.007821	0.005281932	13,009.60	68.72
29-ene-11	76	110	0.005214	0.002697434	12,737.26	34.36
30-ene-11	77	110	0.002607	0	13,171.71	0.00
31-ene-11	78	110	0.007821	0.006899242	9,959.91	68.72

**CUADRO A.8**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSADORES  
BAROMÉTRICOS DE LOS FILTROS DE CACHAZA 1, 2 Y 3 DURANTE LA ZAFRA 10/11  
(Continuación)**

Fecha	Día zafra	Flujo de condensos en barométricos de filtros 1, 2 y 3 (gpm)	Sacarosa en condensos de barométricos de filtros 1, 2 y 3	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
1-feb-11	79	110	0.002607	0	13,475.42	0.00
2-feb-11	80	110	0.002607	0	13,341.82	0.00
3-feb-11	81	110	0.005214	0.002627748	13,075.04	34.36
4-feb-11	82	110	0.002607	0	13,158.51	0.00
5-feb-11	83	110	0.002607	0	12,878.40	0.00
6-feb-11	84	110	0.002607	0	12,842.67	0.00
7-feb-11	85	110	0.002607	0	11,268.96	0.00
8-feb-11	86	110	0.005214	0.002807723	12,236.93	34.36
9-feb-11	87	110	0.002607	0	13,930.33	0.00
10-feb-11	88	110	0.002607	0	13,618.70	0.00
11-feb-11	89	110	0.005214	0	13,290.98	0.00
12-feb-11	90	110	0.002607	0	13,632.10	0.00
13-feb-11	91	110	0.002607	0	13,517.08	0.00
14-feb-11	92	110	0.005214	0	11,509.97	0.00
15-feb-11	93	110	0.007821	0.005147484	13,349.40	68.72
16-feb-11	94	110	0.005214	0.00263898	13,019.39	34.36
17-feb-11	95	110	0.002607	0	13,055.20	0.00
18-feb-11	96	110	0.005214	0.00259205	13,255.11	34.36
19-feb-11	97	110	0.002607	0	12,946.47	0.00
20-feb-11	98	110	0.005214	0.002559357	13,424.43	34.36
21-feb-11	99	110	0.013035	0.006972637	9,855.07	68.72
22-feb-11	100	110	0.015642	0.008479911	12,155.05	103.07
23-feb-11	101	110	0.015642	0.008671927	11,885.91	103.07
24-feb-11	102	110	0.015642	0.007751351	13,297.52	103.07
25-feb-11	103	110	0.015642	0.011063248	12,422.36	137.43
26-feb-11	104	110	0.010428	0.006329826	10,855.88	68.72
27-feb-11	105	110	0.010428	0.002676592	12,836.44	34.36
28-feb-11	106	110	0	0	4,517.28	0.00
1-mar-11	107	110	0.007821	0.003571587	9,619.79	34.36
2-mar-11	108	110	0.005214	0	12,675.48	0.00
3-mar-11	109	110	0.007821	0.002671018	12,863.23	34.36
4-mar-11	110	110	0.005214	0	13,350.61	0.00
5-mar-11	111	110	0.005214	0	12,834.20	0.00
6-mar-11	112	110	0.007821	0	12,881.08	0.00
7-mar-11	113	110	0.020856	0.018617601	11,072.72	206.15
8-mar-11	114	110	0.510972	0.53681646	12,416.60	6665.44
9-mar-11	115	110	0.010428	0.005107203	13,454.69	68.72
10-mar-11	116	110	0.002607	0	11,468.33	0.00
11-mar-11	117	110	0.002607	0	9,042.25	0.00

### **CUADRO A.8**

#### **PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSADORES BAROMÉTRICOS DE LOS FILTROS DE CACHAZA 1, 2 Y 3 DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

<b>Fecha</b>	<b>Día zafra</b>	<b>Flujo de condensos en barométricos de filtros 1, 2 y 3 (gpm)</b>	<b>Sacarosa en condensos de barométricos de filtros 1, 2 y 3</b>	<b>Pérdida lb/tc molida</b>	<b>Caña molida (Ton)</b>	<b>Pérdida de sacarosa (lb)</b>
12-mar-11	118	110	0.005214	0.002586419	13,283.97	34.36
13-mar-11	119	110	0.005214	0.002671464	12,861.08	34.36
14-mar-11	120	110	0.002607	0	11,488.31	0.00
15-mar-11	121	110	0.005214	0.002699099	12,729.40	34.36
16-mar-11	122	110	0.007821	0.003140546	10,940.11	34.36
17-mar-11	123	110	0.002607	0	13,346.11	0.00
18-mar-11	124	110	0.005214	0.002638526	13,021.63	34.36
19-mar-11	125	110	0.005214	0.002602555	13,201.61	34.36
20-mar-11	126	110	0.002607	0	13,061.19	0.00
21-mar-11	127	110	0	0	11,032.52	0.00
22-mar-11	128	110	0.007821	0.005621262	12,224.27	68.72
23-mar-11	129	110	0.005214	0.002663549	12,899.30	34.36
24-mar-11	130	110	0.005214	0.002728837	12,590.68	34.36
25-mar-11	131	110	0.002607	0	12,512.61	0.00
26-mar-11	132	110	0.002607	0	13,296.95	0.00
27-mar-11	133	110	0.005214	0.002632288	13,052.49	34.36
28-mar-11	134	110	0.002607	0	12,145.70	0.00
29-mar-11	135	110	0.002607	0	11,066.19	0.00
30-mar-11	136	110	0.023463	0.040311995	4,261.50	171.79
		<b>PROMEDIO</b>	<b>0.010</b>	<b>0.0067</b>	<b>1,677,936.52</b>	<b>10,891.46</b>

**FUENTE:** Elaboración propia en base a datos proporcionados por el laboratorio de fábrica del ingenio (2011)

**CUADRO A.9**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSADORES BAROMÉTRICOS DE LOS FILTROS DE CACHAZA 4 Y 5 DURANTE LA ZAFRA 10/11**

Fecha	Día zafra	Flujo de condensos en barométricos de filtros 4 y 5 (gpm)	Sacarosa en condensos de barométricos de filtros 4 y 5	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
15-nov-10	1	60	0	0	3,001.17	0.00
16-nov-10	2	60	0.002607	0	9,518.70	0.00
17-nov-10	3	60	0.002607	0	11,978.14	0.00
18-nov-10	4	60	0.002607	0	10,950.87	0.00
19-nov-10	5	60	0.007821	0.003172112	11,815.90	37.48
20-nov-10	6	60	0.010428	0.001546156	12,120.82	18.74
21-nov-10	7	60	0.005214	0	12,076.48	0.00
22-nov-10	8	60	0.023463	0.005137562	10,943.33	56.22
23-nov-10	9	60	0.013035	0.001452841	12,899.33	18.74
24-nov-10	10	60	0.015642	0.002845924	13,170.19	37.48
25-nov-10	11	60	0.013035	0.001692479	11,072.92	18.74
26-nov-10	12	60	0.010428	0.002825692	13,264.49	37.48
27-nov-10	13	60	0.007821	0.001416083	13,234.17	18.74
28-nov-10	14	60	0.005214	0	13,522.86	0.00
29-nov-10	15	60	0.010428	0	10,931.88	0.00
30-nov-10	16	60	0.013035	0.002823399	13,275.26	37.48
1-dic-10	17	60	0.015642	0.004206033	13,367.00	56.22
2-dic-10	18	60	0.005214	0.001470165	12,747.33	18.74
3-dic-10	19	60	0.005214	0	12,599.50	0.00
4-dic-10	20	60	0.005214	0.001427336	13,129.83	18.74
5-dic-10	21	60	0.007821	0.001431924	13,087.76	18.74
6-dic-10	22	60	0.002607	0	10,073.39	0.00
7-dic-10	23	60	0.005214	0.001474234	12,712.15	18.74
8-dic-10	24	60	0.002607	0	12,998.44	0.00
9-dic-10	25	60	0.007821	0.003232216	11,596.18	37.48
10-dic-10	26	60	0.007821	0.003479976	10,770.58	37.48
11-dic-10	27	60	0.007821	0.001489286	12,583.67	18.74
12-dic-10	28	60	0.002607	0	13,233.26	0.00
13-dic-10	29	60	0.007821	0	10,369.80	0.00
14-dic-10	30	60	0.015642	0.002900013	12,924.55	37.48
15-dic-10	31	60	0.005214	0.001489048	12,585.68	18.74
16-dic-10	32	60	0.013035	0.005667629	13,226.47	74.96
17-dic-10	33	60	0.007821	0.001417637	13,219.66	18.74
18-dic-10	34	60	0.005214	0.00140315	13,356.15	18.74
19-dic-10	35	60	0.005214	0.001401666	13,370.29	18.74
20-dic-10	36	60	0.010428	0.004617654	8,116.97	37.48
21-dic-10	37	60	0.015642	0.004269502	13,168.29	56.22
22-dic-10	38	60	0.010428	0	13,164.74	0.00
23-dic-10	39	60	0.010428	0.004220481	13,321.24	56.22

**CUADRO A.9**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSADORES  
BAROMÉTRICOS DE LOS FILTROS DE CACHAZA 4 Y 5 DURANTE LA ZAFRA 10/11  
(Continuación)**

Fecha	Día zafra	Flujo de condensos en barométricos de filtros 4 y 5 (gpm)	Sacarosa en condensos de barométricos de filtros 4 y 5	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
24-dic-10	40	60	0.002607	0	12,815.56	0.00
25-dic-10	41	60	0.002607	0	13,028.46	0.00
26-dic-10	42	60	0.005214	0	11,851.30	0.00
27-dic-10	43	60	0.010428	0.005049763	11,133.60	56.22
28-dic-10	44	60	0.007821	0.001374116	13,638.35	18.74
29-dic-10	45	60	0.002607	0	13,163.60	0.00
30-dic-10	46	60	0.002607	0	12,565.06	0.00
31-dic-10	47	60	0.007821	0.003008473	12,458.60	37.48
1-ene-11	48	60	0.007821	0.003208015	11,683.66	37.48
2-ene-11	49	60	0.005214	0.001538125	12,184.11	18.74
3-ene-11	50	60	0.005214	0.00182935	10,244.45	18.74
4-ene-11	51	60	0.010428	0.002907556	12,891.02	37.48
5-ene-11	52	60	0.005214	0.00143197	13,087.34	18.74
6-ene-11	53	60	0.005214	0	13,088.18	0.00
7-ene-11	54	60	0.007821	0.002790164	13,433.39	37.48
8-ene-11	55	60	0.002607	0	13,822.07	0.00
9-ene-11	56	60	0.002607	0	13,581.78	0.00
10-ene-11	57	60	0.002607	0	11,092.41	0.00
11-ene-11	58	60	0.002607	0	12,907.89	0.00
12-ene-11	59	60	0.005214	0.001380203	13,578.21	18.74
13-ene-11	60	60	0.010428	0.004208152	13,360.27	56.22
14-ene-11	61	60	0.005214	0.001398409	13,401.43	18.74
15-ene-11	62	60	0.002607	0	13,166.58	0.00
16-ene-11	63	60	0.005214	0.001412684	13,266.01	18.74
17-ene-11	64	60	0.005214	0.001672607	11,204.47	18.74
18-ene-11	65	60	0.005214	0.001332024	14,069.33	18.74
19-ene-11	66	60	0.002607	0	14,029.26	0.00
20-ene-11	67	60	0.002607	0	14,023.12	0.00
21-ene-11	68	60	0.005214	0.00132509	14,142.95	18.74
22-ene-11	69	60	0.002607	0	13,922.07	0.00
23-ene-11	70	60	0.002607	0	14,048.75	0.00
24-ene-11	71	60	0.005214	0	9,086.20	0.00
25-ene-11	72	60	0.007821	0.00137225	13,656.90	18.74
26-ene-11	73	60	0.002607	0	13,162.75	0.00
27-ene-11	74	60	0.005214	0.001396219	13,422.45	18.74
28-ene-11	75	60	0.002607	0	13,009.60	0.00
29-ene-11	76	60	0.005214	0.001471327	12,737.26	18.74
30-ene-11	77	60	0.002607	0	13,171.71	0.00
31-ene-11	78	60	0.005214	0.001881611	9,959.91	18.74

**CUADRO A.9**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSADORES  
BAROMÉTRICOS DE LOS FILTROS DE CACHAZA 4 Y 5 DURANTE LA ZAFRA 10/11  
(Continuación)**

Fecha	Día zafra	Flujo de condensos en barométricos de filtros 4 y 5 (gpm)	Sacarosa en condensos de barométricos de filtros 4 y 5	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
1-feb-11	79	60	0.005214	0.001390731	13,475.42	18.74
2-feb-11	80	60	0.002607	0	13,341.82	0.00
3-feb-11	81	60	0.002607	0	13,075.04	0.00
4-feb-11	82	60	0.002607	0	13,158.51	0.00
5-feb-11	83	60	0.002607	0	12,878.40	0.00
6-feb-11	84	60	0.002607	0	12,842.67	0.00
7-feb-11	85	60	0.002607	0	11,268.96	0.00
8-feb-11	86	60	0.002607	0	12,236.93	0.00
9-feb-11	87	60	0.002607	0	13,930.33	0.00
10-feb-11	88	60	0.002607	0	13,618.70	0.00
11-feb-11	89	60	0.007821	0.00141003	13,290.98	18.74
12-feb-11	90	60	0.005214	0.001374746	13,632.10	18.74
13-feb-11	91	60	0.005214	0.001386444	13,517.08	18.74
14-feb-11	92	60	0.005214	0	11,509.97	0.00
15-feb-11	93	60	0.007821	0.002807719	13,349.40	37.48
16-feb-11	94	60	0.002607	0	13,019.39	0.00
17-feb-11	95	60	0.005214	0.001435495	13,055.20	18.74
18-feb-11	96	60	0.002607	0	13,255.11	0.00
19-feb-11	97	60	0.002607	0	12,946.47	0.00
20-feb-11	98	60	0.005214	0.001396013	13,424.43	18.74
21-feb-11	99	60	0.013035	0.003803257	9,855.07	37.48
22-feb-11	100	60	0.015642	0.004625406	12,155.05	56.22
23-feb-11	101	60	0.018249	0.006306856	11,885.91	74.96
24-feb-11	102	60	0.013035	0.002818673	13,297.52	37.48
25-feb-11	103	60	0.018249	0.007543124	12,422.36	93.70
26-feb-11	104	60	0.010428	0.003452632	10,855.88	37.48
27-feb-11	105	60	0.013035	0.002919919	12,836.44	37.48
28-feb-11	106	60	0	0	4,517.28	0.00
1-mar-11	107	60	0.005214	0	9,619.79	0.00
2-mar-11	108	60	0.007821	0.001478499	12,675.48	18.74
3-mar-11	109	60	0.007821	0.001456919	12,863.23	18.74
4-mar-11	110	60	0.005214	0	13,350.61	0.00
5-mar-11	111	60	0.005214	0	12,834.20	0.00
6-mar-11	112	60	0.005214	0	12,881.08	0.00
7-mar-11	113	60	0.02607	0.013540073	11,072.72	149.93
8-mar-11	114	60	0.007821	0.001509325	12,416.60	18.74
9-mar-11	115	60	0.007821	0.001392873	13,454.69	18.74
10-mar-11	116	60	0.002607	0	11,468.33	0.00
11-mar-11	117	60	0.002607	0	9,042.25	0.00

### CUADRO A.9

#### **PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSADORES BAROMÉTRICOS DE LOS FILTROS DE CACHAZA 4 Y 5 DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día zafra	Flujo de condensos en barométricos de filtros 4 y 5 (gpm)	Sacarosa en condensos de barométricos de filtros 4 y 5	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
12-mar-11	118	60	0.007821	0.002821548	13,283.97	37.48
13-mar-11	119	60	0.002607	0	12,861.08	0.00
14-mar-11	120	60	0.002607	0	11,488.31	0.00
15-mar-11	121	60	0.005214	0.001472236	12,729.40	18.74
16-mar-11	122	60	0.007821	0.001713025	10,940.11	18.74
17-mar-11	123	60	0.002607	0	13,346.11	0.00
18-mar-11	124	60	0.002607	0	13,021.63	0.00
19-mar-11	125	60	0.005214	0.001419575	13,201.61	18.74
20-mar-11	126	60	0.002607	0	13,061.19	0.00
21-mar-11	127	60	0	0	11,032.52	0.00
22-mar-11	128	60	0.005214	0.001533072	12,224.27	18.74
23-mar-11	129	60	0.002607	0	12,899.30	0.00
24-mar-11	130	60	0.005214	0.001488457	12,590.68	18.74
25-mar-11	131	60	0.002607	0	12,512.61	0.00
26-mar-11	132	60	0.002607	0	13,296.95	0.00
27-mar-11	133	60	0.002607	0	13,052.49	0.00
28-mar-11	134	60	0.005214	0.001542989	12,145.70	18.74
29-mar-11	135	60	0.002607	0	11,066.19	0.00
30-mar-11	136	60	0.020856	0.017590689	4,261.50	74.96
		<b>PROMEDIO</b>	<b>0.006</b>	<b>0.0015</b>	<b>1,677,936.52</b>	<b>2,342.59</b>

**FUENTE:** Elaboración propia en base a datos proporcionados por el laboratorio de fábrica del ingenio (2011)

**CUADRO A.10****PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA POR INVERSIÓN EN LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN DURANTE LA ZAFRA 10/11**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión evaporación	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
15-nov-10	1	0.0000	0.0000	3,001.17	0.00
16-nov-10	2	0.0000	0.0000	9,518.70	0.00
17-nov-10	3	0.0000	0.0000	11,978.14	0.00
18-nov-10	4	0.0012	0.0239	10,950.87	261.36
19-nov-10	5	0.0000	0.0000	11,815.90	0.00
20-nov-10	6	0.0024	0.0472	12,120.82	572.68
21-nov-10	7	0.0000	0.0000	12,076.48	0.00
22-nov-10	8	2.9479	58.9587	10,943.33	645,204.15
23-nov-10	9	0.0111	0.2228	12,899.33	2,873.58
24-nov-10	10	0.0048	0.0955	13,170.19	1,257.22
25-nov-10	11	0.0000	0.0000	11,072.92	0.00
26-nov-10	12	0.0000	0.0000	13,264.49	0.00
27-nov-10	13	0.0005	0.0107	13,234.17	141.73
28-nov-10	14	0.0032	0.0631	13,522.86	852.96
29-nov-10	15	0.0093	0.1863	10,931.88	2,036.21
30-nov-10	16	0.0336	0.6715	13,275.26	8,914.54
1-dic-10	17	0.0019	0.0388	13,367.00	519.11
2-dic-10	18	0.0101	0.2013	12,747.33	2,566.14
3-dic-10	19	0.0000	0.0000	12,599.50	0.00
4-dic-10	20	0.0086	0.1720	13,129.83	2,258.04
5-dic-10	21	0.0304	0.6078	13,087.76	7,954.52
6-dic-10	22	0.0146	0.2922	10,073.39	2,943.16
7-dic-10	23	0.0000	0.0000	12,712.15	0.00
8-dic-10	24	0.0164	0.3284	12,998.44	4,268.56
9-dic-10	25	0.0231	0.4626	11,596.18	5,363.83
10-dic-10	26	0.0221	0.4421	10,770.58	4,761.43
11-dic-10	27	0.0000	0.0000	12,583.67	0.00
12-dic-10	28	0.0216	0.4311	13,233.26	5,704.85
13-dic-10	29	0.0128	0.2555	10,369.80	2,649.64
14-dic-10	30	0.0000	0.0000	12,924.55	0.00
15-dic-10	31	0.0094	0.1886	12,585.68	2,374.12
16-dic-10	32	0.0147	0.2931	13,226.47	3,876.37
17-dic-10	33	0.0354	0.7079	13,219.66	9,358.04
18-dic-10	34	0.0103	0.2054	13,356.15	2,743.89
19-dic-10	35	0.0331	0.6611	13,370.29	8,839.04
20-dic-10	36	0.0144	0.2884	8,116.97	2,340.58
21-dic-10	37	0.0000	0.0000	13,168.29	0.00
22-dic-10	38	0.0183	0.3664	13,164.74	4,823.17
23-dic-10	39	0.0145	0.2907	13,321.24	3,872.60
24-dic-10	40	0.0099	0.1986	12,815.56	2,544.90
25-dic-10	41	0.0199	0.3981	13,028.46	5,187.21

**CUADRO A.10****PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA POR INVERSIÓN EN LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión evaporación	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
26-dic-10	42	0.0107	0.2143	11,851.30	2,540.03
27-dic-10	43	0.0057	0.1140	11,133.60	1,269.12
28-dic-10	44	0.0079	0.1576	13,638.35	2,148.97
29-dic-10	45	0.0024	0.0480	13,163.60	631.47
30-dic-10	46	0.0000	0.0000	12,565.06	0.00
31-dic-10	47	0.0003	0.0054	12,458.60	67.73
1-ene-11	48	0.0161	0.3220	11,683.66	3,761.82
2-ene-11	49	0.0000	0.0000	12,184.11	0.00
3-ene-11	50	0.0233	0.4667	10,244.45	4,780.94
4-ene-11	51	0.0187	0.3740	12,891.02	4,821.88
5-ene-11	52	0.0097	0.1935	13,087.34	2,532.29
6-ene-11	53	0.0000	0.0000	13,088.18	0.00
7-ene-11	54	0.0000	0.0000	13,433.39	0.00
8-ene-11	55	0.0048	0.0955	13,822.07	1,319.97
9-ene-11	56	0.0047	0.0949	13,581.78	1,289.31
10-ene-11	57	0.0000	0.0000	11,092.41	0.00
11-ene-11	58	0.0055	0.1097	12,907.89	1,415.89
12-ene-11	59	0.0254	0.5081	13,578.21	6,899.72
13-ene-11	60	0.0025	0.0505	13,360.27	674.54
14-ene-11	61	0.0000	0.0000	13,401.43	0.00
15-ene-11	62	0.0000	0.0000	13,166.58	0.00
16-ene-11	63	0.0157	0.3132	13,266.01	4,155.53
17-ene-11	64	0.0261	0.5220	11,204.47	5,848.82
18-ene-11	65	0.0439	0.8776	14,069.33	12,347.21
19-ene-11	66	0.0051	0.1016	14,029.26	1,425.36
20-ene-11	67	0.0109	0.2187	14,023.12	3,066.97
21-ene-11	68	0.0222	0.4449	14,142.95	6,291.84
22-ene-11	69	0.0000	0.0000	13,922.07	0.00
23-ene-11	70	0.0003	0.0050	14,048.75	70.71
24-ene-11	71	0.0074	0.1486	9,086.20	1,349.87
25-ene-11	72	0.0000	0.0000	13,656.90	0.00
26-ene-11	73	0.0067	0.1344	13,162.75	1,769.29
27-ene-11	74	0.0000	0.0000	13,422.45	0.00
28-ene-11	75	0.0072	0.1438	13,009.60	1,870.48
29-ene-11	76	0.0004	0.0083	12,737.26	105.43
30-ene-11	77	0.0086	0.1720	13,171.71	2,265.99
31-ene-11	78	0.0000	0.0000	9,959.91	0.00
1-feb-11	79	0.0000	0.0000	13,475.42	0.00
2-feb-11	80	0.0000	0.0000	13,341.82	0.00
3-feb-11	81	0.0000	0.0000	13,075.04	0.00
4-feb-11	82	0.0008	0.0151	13,158.51	198.49

**CUADRO A.10****PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA POR INVERSIÓN EN LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión evaporación	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
5-feb-11	83	0.0192	0.3839	12,878.40	4,944.41
6-feb-11	84	0.0179	0.3586	12,842.67	4,604.89
7-feb-11	85	0.0132	0.2637	11,268.96	2,971.23
8-feb-11	86	0.0034	0.0674	12,236.93	824.59
9-feb-11	87	0.0000	0.0000	13,930.33	0.00
10-feb-11	88	0.0000	0.0000	13,618.70	0.00
11-feb-11	89	0.0010	0.0207	13,290.98	274.76
12-feb-11	90	0.0062	0.1235	13,632.10	1,682.97
13-feb-11	91	0.0263	0.5260	13,517.08	7,109.68
14-feb-11	92	0.0000	0.0000	11,509.97	0.00
15-feb-11	93	0.0097	0.1945	13,349.40	2,596.84
16-feb-11	94	0.0080	0.1591	13,019.39	2,071.81
17-feb-11	95	0.0147	0.2937	13,055.20	3,834.14
18-feb-11	96	0.0261	0.5222	13,255.11	6,921.38
19-feb-11	97	0.0080	0.1606	12,946.47	2,078.77
20-feb-11	98	0.0261	0.5228	13,424.43	7,017.90
21-feb-11	99	0.0055	0.1094	9,855.07	1,078.47
22-feb-11	100	0.0081	0.1610	12,155.05	1,957.38
23-feb-11	101	0.0146	0.2923	11,885.91	3,474.18
24-feb-11	102	0.0081	0.1625	13,297.52	2,160.43
25-feb-11	103	0.0000	0.0000	12,422.36	0.00
26-feb-11	104	0.0059	0.1172	10,855.88	1,272.14
27-feb-11	105	0.0156	0.3118	12,836.44	4,002.03
28-feb-11	106	0.0000	0.0000	4,517.28	0.00
1-mar-11	107	0.0027	0.0544	9,619.79	523.19
2-mar-11	108	0.0058	0.1158	12,675.48	1,468.07
3-mar-11	109	0.0101	0.2024	12,863.23	2,603.00
4-mar-11	110	0.0052	0.1043	13,350.61	1,392.00
5-mar-11	111	0.0119	0.2378	12,834.20	3,052.25
6-mar-11	112	0.0114	0.2280	12,881.08	2,936.29
7-mar-11	113	0.0165	0.3295	11,072.72	3,648.67
8-mar-11	114	0.0000	0.0000	12,416.60	0.00
9-mar-11	115	0.0049	0.0970	13,454.69	1,305.50
10-mar-11	116	0.0026	0.0512	11,468.33	586.65
11-mar-11	117	0.0014	0.0281	9,042.25	253.86
12-mar-11	118	0.0034	0.0683	13,283.97	907.94
13-mar-11	119	0.0043	0.0866	12,861.08	1,113.90
14-mar-11	120	0.0000	0.0000	11,488.31	0.00
15-mar-11	121	0.0043	0.0858	12,729.40	1,091.62
16-mar-11	122	0.0022	0.0438	10,940.11	478.65
17-mar-11	123	0.0044	0.0871	13,346.11	1,162.94

### CUADRO A.10

#### **PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA POR INVERSIÓN EN LA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

<b>Fecha</b>	<b>Día de zafra</b>	<b>Índice de inversión evaporación</b>	<b>Pérdida lb/tc molida</b>	<b>Caña molida (Ton)</b>	<b>Pérdida de sacarosa (lb)</b>
18-mar-11	124	0.0073	0.1451	13,021.63	1,889.13
19-mar-11	125	0.0000	0.0000	13,201.61	0.00
20-mar-11	126	0.0020	0.0391	13,061.19	511.34
21-mar-11	127	0.0000	0.0000	11,032.52	0.00
22-mar-11	128	0.0000	0.0000	12,224.27	0.00
23-mar-11	129	0.0048	0.0950	12,899.30	1,225.80
24-mar-11	130	0.0119	0.2378	12,590.68	2,994.10
25-mar-11	131	0.0000	0.0000	12,512.61	0.00
26-mar-11	132	0.0000	0.0000	13,296.95	0.00
27-mar-11	133	0.0000	0.0000	13,052.49	0.00
28-mar-11	134	0.0006	0.0115	12,145.70	139.94
29-mar-11	135	0.0188	0.3758	11,066.19	4,158.44
30-mar-11	136	0.0331	0.6615	4,261.50	2,819.04
	<b>PROMEDIO</b>	<b>0.0298</b>	<b>0.5964</b>	<b>1,677,936.52</b>	<b>919,123.63</b>

**FUENTE:** Elaboración propia en base a datos proporcionados por el laboratorio de fábrica del ingenio (2011)

**CUADRO A.11**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DEL VASO MELADOR N° 2 DURANTE LA ZAFRA 10/11**

Fecha	Día zafra	Sacarosa en condensos melador N° 2	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
15-nov-10	1	0	0	3,001.17	0.00
16-nov-10	2	0.0104	0.1969	9,518.70	1,874.07
17-nov-10	3	0.0182	0.3911	11,978.14	4,685.17
18-nov-10	4	0.0078	0.0856	10,950.87	937.03
19-nov-10	5	0.0078	0.1586	11,815.90	1,874.07
20-nov-10	6	0.0130	0.1546	12,120.82	1,874.07
21-nov-10	7	0.0235	0.3880	12,076.48	4,685.17
22-nov-10	8	0.0182	0.0856	10,943.33	937.03
23-nov-10	9	0.0182	0.2179	12,899.33	2,811.10
24-nov-10	10JJJ	0.0182	0.2134	13,170.19	2,811.10
25-nov-10	11	0.0235	0.4231	11,072.92	4,685.17
26-nov-10	12	0.0104	0.1413	13,264.49	1,874.07
27-nov-10	13	0.0130	0.2124	13,234.17	2,811.10
28-nov-10	14	0.0052	0	13,522.86	0.00
29-nov-10	15	0.0052	0	10,931.88	0.00
30-nov-10	16	0.0130	0.1412	13,275.26	1,874.07
1-dic-10	17	0.0130	0.1402	13,367.00	1,874.07
2-dic-10	18	0.0078	0.1470	12,747.33	1,874.07
3-dic-10	19	0.0078	0.0744	12,599.50	937.03
4-dic-10	20	0.0156	0.3568	13,129.83	4,685.17
5-dic-10	21	0.0130	0.2148	13,087.76	2,811.10
6-dic-10	22	0.0130	0.3721	10,073.39	3,748.14
7-dic-10	23	0.0078	0.1474	12,712.15	1,874.07
8-dic-10	24	0.0026	0	12,998.44	0.00
9-dic-10	25	0.0104	0.2424	11,596.18	2,811.10
10-dic-10	26	0.0078	0.1740	10,770.58	1,874.07
11-dic-10	27	0.0052	0	12,583.67	0.00
12-dic-10	28	0.0052	0.0708	13,233.26	937.03
13-dic-10	29	0.0052	0	10,369.80	0.00
14-dic-10	30	0.0156	0.1450	12,924.55	1,874.07
15-dic-10	31	0.0104	0.2234	12,585.68	2,811.10
16-dic-10	32	0.0104	0.2125	13,226.47	2,811.10
17-dic-10	33	0.0078	0.0709	13,219.66	937.03
18-dic-10	34	0.0104	0.2105	13,356.15	2,811.10
19-dic-10	35	0.0104	0.2102	13,370.29	2,811.10
20-dic-10	36	0.0339	1.2699	8,116.97	10,307.37
21-dic-10	37	0.0339	0.7116	13,168.29	9,370.34
22-dic-10	38	0.0834	1.8506	13,164.74	24,362.88
23-dic-10	39	0.0078	0.1407	13,321.24	1,874.07

**CUADRO A.11****PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DEL VASO MELADOR N° 2 DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día zafra	Sacarosa en condensos melador N° 2	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
24-dic-10	40	0.0078	0.1462	12,815.56	1,874.07
25-dic-10	41	0.0052	0.0719	13,028.46	937.03
26-dic-10	42	0.0078	0.0791	11,851.30	937.03
27-dic-10	43	0.0052	0.0842	11,133.60	937.03
28-dic-10	44	0.0209	0.4122	13,638.35	5,622.20
29-dic-10	45	0.0078	0.1424	13,163.60	1,874.07
30-dic-10	46	0.0026	0	12,565.06	0.00
31-dic-10	47	0.0078	0.1504	12,458.60	1,874.07
1-ene-11	48	0.0104	0.2406	11,683.66	2,811.10
2-ene-11	49	0.0052	0.0769	12,184.11	937.03
3-ene-11	50	0.0130	0.3659	10,244.45	3,748.14
4-ene-11	51	0.0130	0.2181	12,891.02	2,811.10
5-ene-11	52	0.0104	0.2148	13,087.34	2,811.10
6-ene-11	53	0.0052	0	13,088.18	0.00
7-ene-11	54	0.0052	0.0698	13,433.39	937.03
8-ene-11	55	0.0052	0.0678	13,822.07	937.03
9-ene-11	56	0.0026	0	13,581.78	0.00
10-ene-11	57	0.0026	0	11,092.41	0.00
11-ene-11	58	0.0052	0.0726	12,907.89	937.03
12-ene-11	59	0.0078	0.1380	13,578.21	1,874.07
13-ene-11	60	0.0052	0.0701	13,360.27	937.03
14-ene-11	61	0.0052	0.0699	13,401.43	937.03
15-ene-11	62	0.0026	0	13,166.58	0.00
16-ene-11	63	0.0078	0.1413	13,266.01	1,874.07
17-ene-11	64	0.0026	0	11,204.47	0.00
18-ene-11	65	0.0026	0	14,069.33	0.00
19-ene-11	66	0.0052	0.0668	14,029.26	937.03
20-ene-11	67	0.0026	0	14,023.12	0.00
21-ene-11	68	0.0052	0.0663	14,142.95	937.03
22-ene-11	69	0.0026	0	13,922.07	0.00
23-ene-11	70	0.0026	0	14,048.75	0.00
24-ene-11	71	0.0130	0.3094	9,086.20	2,811.10
25-ene-11	72	0.0104	0.1372	13,656.90	1,874.07
26-ene-11	73	0.0078	0.1424	13,162.75	1,874.07
27-ene-11	74	0.0026	0	13,422.45	0.00
28-ene-11	75	0.0104	0.2161	13,009.60	2,811.10
29-ene-11	76	0.0052	0.0736	12,737.26	937.03
30-ene-11	77	0.0052	0.0711	13,171.71	937.03
31-ene-11	78	0.0078	0.1882	9,959.91	1,874.07

**CUADRO A.11****PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DEL VASO MELADOR N° 2 DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día zafra	Sacarosa en condensos melador N° 2	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
1-feb-11	79	0.0052	0.0695	13,475.42	937.03
2-feb-11	80	0.0052	0.0702	13,341.82	937.03
3-feb-11	81	0.0052	0.0717	13,075.04	937.03
4-feb-11	82	0.0026	0	13,158.51	0.00
5-feb-11	83	0.0026	0	12,878.40	0.00
6-feb-11	84	0.0052	0.0730	12,842.67	937.03
7-feb-11	85	0.0052	0.0832	11,268.96	937.03
8-feb-11	86	0.0104	0.2297	12,236.93	2,811.10
9-feb-11	87	0.0104	0.2018	13,930.33	2,811.10
10-feb-11	88	0.0130	0.2752	13,618.70	3,748.14
11-feb-11	89	0.0052	0	13,290.98	0.00
12-feb-11	90	0.0052	0.0687	13,632.10	937.03
13-feb-11	91	0.0078	0.1386	13,517.08	1,874.07
14-feb-11	92	0.0391	1.0583	11,509.97	12,181.44
15-feb-11	93	0.0052	0.0702	13,349.40	937.03
16-feb-11	94	0.0052	0.0720	13,019.39	937.03
17-feb-11	95	0.0052	0.0718	13,055.20	937.03
18-feb-11	96	0.0026	0	13,255.11	0.00
19-feb-11	97	0.0130	0.2895	12,946.47	3,748.14
20-feb-11	98	0.0052	0.0698	13,424.43	937.03
21-feb-11	99	0.0808	2.6623	9,855.07	26,236.95
22-feb-11	100	0.0182	0.3084	12,155.05	3,748.14
23-feb-11	101	0.0235	0.4730	11,885.91	5,622.20
24-feb-11	102	0.0156	0.2114	13,297.52	2,811.10
25-feb-11	103	0.0156	0.3017	12,422.36	3,748.14
26-feb-11	104	0.0156	0.3453	10,855.88	3,748.14
27-feb-11	105	0.0104	0.0730	12,836.44	937.03
28-feb-11	106	0	0	4,517.28	0.00
1-mar-11	107	0.0104	0.1948	9,619.79	1,874.07
2-mar-11	108	0.0052	0	12,675.48	0.00
3-mar-11	109	0.0104	0.1457	12,863.23	1,874.07
4-mar-11	110	0.0078	0.0702	13,350.61	937.03
5-mar-11	111	0.0104	0.0730	12,834.20	937.03
6-mar-11	112	0.0078	0	12,881.08	0.00
7-mar-11	113	0.0078	0.0846	11,072.72	937.03
8-mar-11	114	0.0052	0	12,416.60	0.00
9-mar-11	115	0.0104	0.1393	13,454.69	1,874.07
10-mar-11	116	0.0026	0	11,468.33	0.00
11-mar-11	117	0.0026	0	9,042.25	0.00

**CUADRO A.11****PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DEL VASO MELADOR N° 2 DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día zafra	Sacarosa en condensos melador N° 2	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
12-mar-11	118	0.0052	0.0705	13,283.97	937.03
13-mar-11	119	0.0026	0	12,861.08	0.00
14-mar-11	120	0.0026	0	11,488.31	0.00
15-mar-11	121	0.0052	0.0736	12,729.40	937.03
16-mar-11	122	0.0052	0	10,940.11	0.00
17-mar-11	123	0.0026	0	13,346.11	0.00
18-mar-11	124	0.0026	0	13,021.63	0.00
19-mar-11	125	0.0052	0.0710	13,201.61	937.03
20-mar-11	126	0.0052	0.0717	13,061.19	937.03
21-mar-11	127	0	0	11,032.52	0.00
22-mar-11	128	0.0052	0.0767	12,224.27	937.03
23-mar-11	129	0.0052	0.0726	12,899.30	937.03
24-mar-11	130	0.0026	0	12,590.68	0.00
25-mar-11	131	0.0026	0	12,512.61	0.00
26-mar-11	132	0.0026	0	13,296.95	0.00
27-mar-11	133	0.0052	0.0718	13,052.49	937.03
28-mar-11	134	0.0052	0.0771	12,145.70	937.03
29-mar-11	135	0.0026	0	11,066.19	0.00
30-mar-11	136	0.0130	0.2199	4,261.50	937.03
	<b>PROMEDIO</b>	<b>0.0096</b>	<b>0.1669</b>	<b>1,677,936.52</b>	<b>267,991.73</b>

**FUENTE:** Elaboración propia en base a datos proporcionados por el laboratorio de fábrica del ingenio (2011)

**CUADRO A.12**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DEL VASO MELADOR N° 3 DURANTE LA ZAFRA 10/11**

Fecha	Día zafra	Sacarosa en condensos melador N° 3	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
15-nov-10	1	0	0	3,001.17	0.00
16-nov-10	2	0.0182	0.4922	9,518.70	4,685.17
17-nov-10	3	0.0156	0.3129	11,978.14	3,748.14
18-nov-10	4	0.0209	0.5134	10,950.87	5,622.20
19-nov-10	5	0.0235	0.6344	11,815.90	7,496.27
20-nov-10	6	0.0182	0.3092	12,120.82	3,748.14
21-nov-10	7	0.0339	0.6983	12,076.48	8,433.31
22-nov-10	8	0.1147	3.2538	10,943.33	35,607.29
23-nov-10	9	0.0391	0.7991	12,899.33	10,307.37
24-nov-10	10JJ	0.0626	1.4230	13,170.19	18,740.68
25-nov-10	11	0.0339	0.7616	11,072.92	8,433.31
26-nov-10	12	0.0209	0.4239	13,264.49	5,622.20
27-nov-10	13	0.0235	0.4956	13,234.17	6,559.24
28-nov-10	14	0.0235	0.4850	13,522.86	6,559.24
29-nov-10	15	0.0130	0.0857	10,931.88	937.03
30-nov-10	16	0.0313	0.6353	13,275.26	8,433.31
1-dic-10	17	0.0782	1.8927	13,367.00	25,299.92
2-dic-10	18	0.0156	0.3675	12,747.33	4,685.17
3-dic-10	19	0.0261	0.5950	12,599.50	7,496.27
4-dic-10	20	0.0209	0.4996	13,129.83	6,559.24
5-dic-10	21	0.0182	0.3580	13,087.76	4,685.17
6-dic-10	22	0.0182	0.5581	10,073.39	5,622.20
7-dic-10	23	0.0313	0.8108	12,712.15	10,307.37
8-dic-10	24	0.0182	0.4325	12,998.44	5,622.20
9-dic-10	25	0.0156	0.4040	11,596.18	4,685.17
10-dic-10	26	0.0182	0.5220	10,770.58	5,622.20
11-dic-10	27	0.0235	0.5213	12,583.67	6,559.24
12-dic-10	28	0.0130	0.2832	13,233.26	3,748.14
13-dic-10	29	0.0391	1.0843	10,369.80	11,244.41
14-dic-10	30	0.0443	0.9425	12,924.55	12,181.44
15-dic-10	31	0.0209	0.5212	12,585.68	6,559.24
16-dic-10	32	0.0182	0.4251	13,226.47	5,622.20
17-dic-10	33	0.0156	0.2835	13,219.66	3,748.14
18-dic-10	34	0.0182	0.4209	13,356.15	5,622.20
19-dic-10	35	0.0287	0.7008	13,370.29	9,370.34
20-dic-10	36	0.0182	0.5772	8,116.97	4,685.17
21-dic-10	37	0.0313	0.6404	13,168.29	8,433.31
22-dic-10	38	0.0365	0.5694	13,164.74	7,496.27
23-dic-10	39	0.0182	0.4220	13,321.24	5,622.20

**CUADRO A.12**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DEL VASO MELADOR N° 3 DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día zafra	Sacarosa en condensos melador N° 3	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
24-dic-10	40	0.0182	0.4387	12,815.56	5,622.20
25-dic-10	41	0.0182	0.4315	13,028.46	5,622.20
26-dic-10	42	0.0130	0.2372	11,851.30	2,811.10
27-dic-10	43	0.0235	0.6733	11,133.60	7,496.27
28-dic-10	44	0.0235	0.4809	13,638.35	6,559.24
29-dic-10	45	0.0182	0.4271	13,163.60	5,622.20
30-dic-10	46	0.0104	0.2237	12,565.06	2,811.10
31-dic-10	47	0.0130	0.3008	12,458.60	3,748.14
1-ene-11	48	0.0156	0.4010	11,683.66	4,685.17
2-ene-11	49	0.0156	0.3845	12,184.11	4,685.17
3-ene-11	50	0.0156	0.4573	10,244.45	4,685.17
4-ene-11	51	0.0339	0.7996	12,891.02	10,307.37
5-ene-11	52	0.0182	0.4296	13,087.34	5,622.20
6-ene-11	53	0.0209	0.4296	13,088.18	5,622.20
7-ene-11	54	0.0235	0.5580	13,433.39	7,496.27
8-ene-11	55	0.0130	0.2712	13,822.07	3,748.14
9-ene-11	56	0.0182	0.4140	13,581.78	5,622.20
10-ene-11	57	0.0209	0.5913	11,092.41	6,559.24
11-ene-11	58	0.0209	0.5082	12,907.89	6,559.24
12-ene-11	59	0.0209	0.4831	13,578.21	6,559.24
13-ene-11	60	0.0182	0.4208	13,360.27	5,622.20
14-ene-11	61	0.0156	0.3496	13,401.43	4,685.17
15-ene-11	62	0.0130	0.2847	13,166.58	3,748.14
16-ene-11	63	0.0156	0.3532	13,266.01	4,685.17
17-ene-11	64	0.0261	0.7527	11,204.47	8,433.31
18-ene-11	65	0.0156	0.3330	14,069.33	4,685.17
19-ene-11	66	0.0209	0.4675	14,029.26	6,559.24
20-ene-11	67	0.0104	0.2005	14,023.12	2,811.10
21-ene-11	68	0.0182	0.3975	14,142.95	5,622.20
22-ene-11	69	0.0078	0.1346	13,922.07	1,874.07
23-ene-11	70	0.0104	0.1334	14,048.75	1,874.07
24-ene-11	71	0.0261	0.8250	9,086.20	7,496.27
25-ene-11	72	0.0287	0.6175	13,656.90	8,433.31
26-ene-11	73	0.0209	0.4983	13,162.75	6,559.24
27-ene-11	74	0.0078	0.1396	13,422.45	1,874.07
28-ene-11	75	0.0130	0.2881	13,009.60	3,748.14
29-ene-11	76	0.0104	0.2207	12,737.26	2,811.10
30-ene-11	77	0.0104	0.2134	13,171.71	2,811.10
31-ene-11	78	0.0156	0.4704	9,959.91	4,685.17

**CUADRO A.12**

**PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DEL VASO MELADOR N° 3 DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día zafra	Sacarosa en condensos melador N° 3	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
1-feb-11	79	0.0130	0.2781	13,475.42	3,748.14
2-feb-11	80	0.0130	0.2809	13,341.82	3,748.14
3-feb-11	81	0.0182	0.4300	13,075.04	5,622.20
4-feb-11	82	0.0104	0.2136	13,158.51	2,811.10
5-feb-11	83	0.0078	0.1455	12,878.40	1,874.07
6-feb-11	84	0.0130	0.2919	12,842.67	3,748.14
7-feb-11	85	0.0052	0.0832	11,268.96	937.03
8-feb-11	86	0.0313	0.8423	12,236.93	10,307.37
9-feb-11	87	0.0235	0.5381	13,930.33	7,496.27
10-feb-11	88	0.0052	0.0688	13,618.70	937.03
11-feb-11	89	0.0104	0.1410	13,290.98	1,874.07
12-feb-11	90	0.0130	0.2749	13,632.10	3,748.14
13-feb-11	91	0.0104	0.2080	13,517.08	2,811.10
14-feb-11	92	0.0287	0.7327	11,509.97	8,433.31
15-feb-11	93	0.0209	0.4914	13,349.40	6,559.24
16-feb-11	94	0.0104	0.2159	13,019.39	2,811.10
17-feb-11	95	0.0130	0.2871	13,055.20	3,748.14
18-feb-11	96	0.0104	0.2121	13,255.11	2,811.10
19-feb-11	97	0.0104	0.2171	12,946.47	2,811.10
20-feb-11	98	0.0130	0.2792	13,424.43	3,748.14
21-feb-11	99	0.0339	0.9508	9,855.07	9,370.34
22-feb-11	100	0.0313	0.6938	12,155.05	8,433.31
23-feb-11	101	0.0391	0.9460	11,885.91	11,244.41
24-feb-11	102	0.0261	0.4933	13,297.52	6,559.24
25-feb-11	103	0.0209	0.4526	12,422.36	5,622.20
26-feb-11	104	0.0261	0.6905	10,855.88	7,496.27
27-feb-11	105	0.0261	0.5110	12,836.44	6,559.24
28-feb-11	106	0	0	4,517.28	0.00
1-mar-11	107	0.0209	0.5844	9,619.79	5,622.20
2-mar-11	108	0.0182	0.3696	12,675.48	4,685.17
3-mar-11	109	0.0156	0.2914	12,863.23	3,748.14
4-mar-11	110	0.0130	0.2106	13,350.61	2,811.10
5-mar-11	111	0.0261	0.5111	12,834.20	6,559.24
6-mar-11	112	0.0130	0.1455	12,881.08	1,874.07
7-mar-11	113	0.0365	1.0155	11,072.72	11,244.41
8-mar-11	114	0.0156	0.3019	12,416.60	3,748.14
9-mar-11	115	0.0156	0.2786	13,454.69	3,748.14
10-mar-11	116	0.0104	0.2451	11,468.33	2,811.10
11-mar-11	117	0.0078	0.2073	9,042.25	1,874.07

**CUADRO A.12****PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA DEBIDA AL ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DEL VASO MELADOR N° 3 DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día zafra	Sacarosa en condensos melador N° 3	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
12-mar-11	118	0.0156	0.3527	13,283.97	4,685.17
13-mar-11	119	0.0104	0.2186	12,861.08	2,811.10
14-mar-11	120	0.0052	0.0816	11,488.31	937.03
15-mar-11	121	0.0156	0.3681	12,729.40	4,685.17
16-mar-11	122	0.0130	0.2570	10,940.11	2,811.10
17-mar-11	123	0.0078	0.1404	13,346.11	1,874.07
18-mar-11	124	0.0052	0.0720	13,021.63	937.03
19-mar-11	125	0.0078	0.1420	13,201.61	1,874.07
20-mar-11	126	0.0130	0.2870	13,061.19	3,748.14
21-mar-11	127	0	0	11,032.52	0.00
22-mar-11	128	0.0156	0.3833	12,224.27	4,685.17
23-mar-11	129	0.0130	0.2906	12,899.30	3,748.14
24-mar-11	130	0.0104	0.2233	12,590.68	2,811.10
25-mar-11	131	0.0078	0.1498	12,512.61	1,874.07
26-mar-11	132	0.0104	0.2114	13,296.95	2,811.10
27-mar-11	133	0.0130	0.2872	13,052.49	3,748.14
28-mar-11	134	0.0104	0.2314	12,145.70	2,811.10
29-mar-11	135	0.0078	0.1694	11,066.19	1,874.07
30-mar-11	136	0.0886	6.5965	4,261.50	28,111.02
	<b>PROMEDIO</b>	<b>0.0199</b>	<b>0.4911</b>	<b>1,677,936.52</b>	<b>769,304.92</b>

**FUENTE:** Elaboración propia en base a datos proporcionados por el laboratorio de fábrica del ingenio (2011)

**CUADRO A.13****PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA CLARIFICACIÓN DE MELADURA DURANTE LA ZAFRA 10/11**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión clarificación de meladura	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
21-dic-10	37	0	0	13,168.29	0.00
22-dic-10	38	0	0	13,164.74	0.00
23-dic-10	39	0	0	13,321.24	0.00
24-dic-10	40	0	0	12,815.56	0.00
25-dic-10	41	0	0	13,028.46	0.00
26-dic-10	42	0	0	11,851.30	0.00
27-dic-10	43	0	0	11,133.60	0.00
28-dic-10	44	0	0	13,638.35	0.00
29-dic-10	45	0	0	13,163.60	0.00
30-dic-10	46	0	0	12,565.06	0.00
31-dic-10	47	0	0	12,458.60	0.00
1-ene-11	48	0	0	11,683.66	0.00
2-ene-11	49	0	0	12,184.11	0.00
3-ene-11	50	0	0	10,244.45	0.00
4-ene-11	51	0	0	12,891.02	0.00
5-ene-11	52	*	*	13,087.34	*
6-ene-11	53	*	*	13,088.18	*
7-ene-11	54	*	*	13,433.39	*
8-ene-11	55	*	*	13,822.07	*
9-ene-11	56	*	*	13,581.78	*
10-ene-11	57	*	*	11,092.41	*
11-ene-11	58	*	*	12,907.89	*
12-ene-11	59	*	*	13,578.21	*
13-ene-11	60	*	*	13,360.27	*
14-ene-11	61	*	*	13,401.43	*
15-ene-11	62	*	*	13,166.58	*
16-ene-11	63	*	*	13,266.01	*
17-ene-11	64	*	*	11,204.47	*
18-ene-11	65	*	*	14,069.33	*
19-ene-11	66	*	*	14,029.26	*
20-ene-11	67	*	*	14,023.12	*
21-ene-11	68	*	*	14,142.95	*
22-ene-11	69	*	*	13,922.07	*
23-ene-11	70	*	*	14,048.75	*
24-ene-11	71	*	*	9,086.20	*
25-ene-11	72	0	0	13,656.90	0.00
26-ene-11	73	0	0	13,162.75	0.00
27-ene-11	74	0	0	13,422.45	0.00
28-ene-11	75	0	0	13,009.60	0.00
29-ene-11	76	0	0	12,737.26	0.00
30-ene-11	77	0	0	13,171.71	0.00

**CUADRO A.13****PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA CLARIFICACIÓN DE LA MELADURA DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión clarificación de meladura	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
31-ene-11	78	0.0073	0.1461	9,959.91	1,454.72
1-feb-11	79	0.0005	0.0096	13,475.42	129.70
2-feb-11	80	0	0	13,341.82	0.00
3-feb-11	81	0	0	13,075.04	0.00
4-feb-11	82	0	0	13,158.51	0.00
5-feb-11	83	0	0	12,878.40	0.00
6-feb-11	84	0	0	12,842.67	0.00
7-feb-11	85	0	0	11,268.96	0.00
8-feb-11	86	0	0	12,236.93	0.00
9-feb-11	87	0.0007	0.0148	13,930.33	206.30
10-feb-11	88	0.0012	0.0232	13,618.70	316.25
11-feb-11	89	0.0148	0.2956	13,290.98	3,929.06
12-feb-11	90	0	0	13,632.10	0.00
13-feb-11	91	0.0094	0.1873	13,517.08	2,531.85
14-feb-11	92	0.0138	0.2769	11,509.97	3,187.51
15-feb-11	93	0	0	13,349.40	0.00
16-feb-11	94	0.0026	0.0520	13,019.39	677.45
17-feb-11	95	0	0	13,055.20	0.00
18-feb-11	96	0	0	13,255.11	0.00
19-feb-11	97	0	0	12,946.47	0.00
20-feb-11	98	0	0	13,424.43	0.00
21-feb-11	99	0	0	9,855.07	0.00
22-feb-11	100	0	0	12,155.05	0.00
23-feb-11	101	0	0	11,885.91	0.00
24-feb-11	102	0	0	13,297.52	0.00
25-feb-11	103	0	0	12,422.36	0.00
26-feb-11	104	0	0	10,855.88	0.00
27-feb-11	105	0	0	12,836.44	0.00
28-feb-11	106	Paro no programado	Paro no programado	4,517.28	Paro no programado
1-mar-11	107	0.0142	0.2834	9,619.79	2,726.21
2-mar-11	108	0.0149	0.2989	12,675.48	3,788.20
3-mar-11	109	0.0003	0.0060	12,863.23	76.55
4-mar-11	110	*	*	13,350.61	*
5-mar-11	111	*	*	12,834.20	*
6-mar-11	112	*	*	12,881.08	*
7-mar-11	113	*	*	11,072.72	*
8-mar-11	114	*	*	12,416.60	*
9-mar-11	115	*	*	13,454.69	*
10-mar-11	116	*	*	11,468.33	*
11-mar-11	117	*	*	9,042.25	*

**CUADRO A.13****PÉRDIDA DIARIA POR INVERSIÓN DE SACAROSA EN LA CLARIFICACIÓN DE MELADURA DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Índice de inversión clarificación de meladura	Pérdida lb/tc molida	Caña molida (Ton)	Pérdida de sacarosa (lb)
13-mar-11	119	*	*	12,861.08	*
14-mar-11	120	*	*	11,488.31	*
15-mar-11	121	*	*	12,729.40	*
16-mar-11	122	*	*	10,940.11	*
17-mar-11	123	*	*	13,346.11	*
18-mar-11	124	*	*	13,021.63	*
19-mar-11	125	*	*	13,201.61	*
20-mar-11	126	*	*	13,061.19	*
21-mar-11	127	*	*	11,032.52	*
22-mar-11	128	*	*	12,224.27	*
23-mar-11	129	*	*	12,899.30	*
24-mar-11	130	*	*	12,590.68	*
25-mar-11	131	*	*	12,512.61	*
26-mar-11	132	*	*	13,296.95	*
27-mar-11	133	*	*	13,052.49	*
28-mar-11	134	*	*	12,145.70	*
29-mar-11	135	*	*	11,066.19	*
30-mar-11	136	*	*	4,261.50	*
	<b>PROMEDIO</b>	<b>0.0059</b>	<b>0.1171</b>	<b>1,677,936.52</b>	<b>112,201.54</b>

FUENTE: Elaboración propia en base a datos proporcionados por el laboratorio de fábrica del ingenio (2011)

**CUADRO A.14****PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA POR ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DE TACHOS DE FÁBRICA DURANTE LA ZAFRA 10/11**

Fecha	Día de zafra	Caña molida (Ton)	Pérdida lb/tc molida	Pérdida de sacarosa (lb)
15-nov-10	1	3,001.17	0.0000	0.00
16-nov-10	2	9,518.70	0.0000	0.00
17-nov-10	3	11,978.14	0.1565	1,874.07
18-nov-10	4	10,950.87	0.0000	0.00
19-nov-10	5	11,815.90	0.4229	4,997.51
20-nov-10	6	12,120.82	0.3608	4,372.83
21-nov-10	7	12,076.48	0.6207	7,496.27
22-nov-10	8	10,943.33	0.1713	1,874.07
23-nov-10	9	12,899.33	0.2228	2,873.57
24-nov-10	10	13,170.19	0.1518	1,999.01
25-nov-10	11	11,072.92	0.0903	999.50
26-nov-10	12	13,264.49	0.3108	4,122.95
27-nov-10	13	13,234.17	0.0944	1,249.38
28-nov-10	14	13,522.86	0.0000	0.00
29-nov-10	15	10,931.88	0.0343	374.81
30-nov-10	16	13,275.26	0.0000	0.00
1-dic-10	17	13,367.00	1.1683	15,617.23
2-dic-10	18	12,747.33	0.1764	2,248.88
3-dic-10	19	12,599.50	0.0297	374.81
4-dic-10	20	13,129.83	0.1427	1,874.07
5-dic-10	21	13,087.76	0.0477	624.69
6-dic-10	22	10,073.39	0.2853	2,873.57
7-dic-10	23	12,712.15	0.0983	1,249.38
8-dic-10	24	12,998.44	0.0288	374.81
9-dic-10	25	11,596.18	0.0862	999.50
10-dic-10	26	10,770.58	0.0000	0.00
11-dic-10	27	12,583.67	0.0000	0.00
12-dic-10	28	13,233.26	0.0944	1,249.38
13-dic-10	29	10,369.80	0.0000	0.00
14-dic-10	30	12,924.55	0.2900	3,748.14
15-dic-10	31	12,585.68	0.2382	2,998.51
16-dic-10	32	13,226.47	1.1996	15,867.11
17-dic-10	33	13,219.66	0.3213	4,247.89
18-dic-10	34	13,356.15	0.5051	6,746.64
19-dic-10	35	13,370.29	0.2430	3,248.38
20-dic-10	36	8,116.97	0.6157	4,997.51
21-dic-10	37	13,168.29	0.1423	1,874.07
22-dic-10	38	13,164.74	0.1044	1,374.32
23-dic-10	39	13,321.24	0.2157	2,873.57
24-dic-10	40	12,815.56	0.0780	999.50
25-dic-10	41	13,028.46	1.0357	13,493.29
26-dic-10	42	11,851.30	0.1370	1,624.19

**CUADRO A.14****PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA POR ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DE TACHOS DE FÁBRICA DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Caña molida (Ton)	Pérdida lb/tc molida	Pérdida de sacarosa (lb)
27-dic-10	43	11,133.60	0.4601	5,122.45
28-dic-10	44	13,638.35	0.0000	0.00
29-dic-10	45	13,163.60	0.0285	374.81
30-dic-10	46	12,565.06	0.0298	374.81
31-dic-10	47	12,458.60	0.0301	374.81
1-ene-11	48	11,683.66	0.2139	2,498.76
2-ene-11	49	12,184.11	0.0513	624.69
3-ene-11	50	10,244.45	0.1220	1,249.38
4-ene-11	51	12,891.02	0.2423	3,123.45
5-ene-11	52	13,087.34	0.2959	3,873.07
6-ene-11	53	13,088.18	0.0000	0.00
7-ene-11	54	13,433.39	0.2418	3,248.38
8-ene-11	55	13,822.07	0.1627	2,248.88
9-ene-11	56	13,581.78	0.0920	1,249.38
10-ene-11	57	11,092.41	0.0901	999.50
11-ene-11	58	12,907.89	0.0000	0.00
12-ene-11	59	13,578.21	0.4233	5,747.14
13-ene-11	60	13,360.27	0.0468	624.69
14-ene-11	61	13,401.43	0.0000	0.00
15-ene-11	62	13,166.58	0.0000	0.00
16-ene-11	63	13,266.01	0.0471	624.69
17-ene-11	64	11,204.47	0.4014	4,497.76
18-ene-11	65	14,069.33	0.1598	2,248.88
19-ene-11	66	14,029.26	0.1425	1,999.01
20-ene-11	67	14,023.12	0.1336	1,874.07
21-ene-11	68	14,142.95	0.1767	2,498.76
22-ene-11	69	13,922.07	0.1167	1,624.19
23-ene-11	70	14,048.75	0.0000	0.00
24-ene-11	71	9,086.20	0.1375	1,249.38
25-ene-11	72	13,656.90	0.2836	3,873.07
26-ene-11	73	13,162.75	0.2373	3,123.45
27-ene-11	74	13,422.45	0.2886	3,873.07
28-ene-11	75	13,009.60	0.6242	8,120.96
29-ene-11	76	12,737.26	0.1471	1,874.07
30-ene-11	77	13,171.71	0.2656	3,498.26
31-ene-11	78	9,959.91	0.2885	2,873.57
1-feb-11	79	13,475.42	0.1391	1,874.07
2-feb-11	80	13,341.82	0.1498	1,999.01
3-feb-11	81	13,075.04	0.2007	2,623.70
4-feb-11	82	13,158.51	0.0000	0.00
5-feb-11	83	12,878.40	0.0000	0.00
6-feb-11	84	12,842.67	0.0973	1,249.38

**CUADRO A.14****PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA POR ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DE TACHOS DE FÁBRICA DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

Fecha	Día de zafra	Caña molida (Ton)	Pérdida lb/tc molida	Pérdida de sacarosa (lb)
7-feb-11	85	11,268.96	0.1441	1,624.19
8-feb-11	86	12,236.93	0.1838	2,248.88
9-feb-11	87	13,930.33	0.1794	2,498.76
10-feb-11	88	13,618.70	0.1651	2,248.88
11-feb-11	89	13,290.98	0.1222	1,624.19
12-feb-11	90	13,632.10	0.1191	1,624.19
13-feb-11	91	13,517.08	0.0462	624.69
14-feb-11	92	11,509.97	0.0000	0.00
15-feb-11	93	13,349.40	0.4305	5,747.14
16-feb-11	94	13,019.39	0.1823	2,373.82
17-feb-11	95	13,055.20	0.1435	1,874.07
18-feb-11	96	13,255.11	0.1225	1,624.19
19-feb-11	97	12,946.47	0.2316	2,998.51
20-feb-11	98	13,424.43	0.0931	1,249.38
21-feb-11	99	9,855.07	1.7622	17,366.36
22-feb-11	100	12,155.05	0.1542	1,874.07
23-feb-11	101	11,885.91	0.5886	6,996.52
24-feb-11	102	13,297.52	0.5074	6,746.64
25-feb-11	103	12,422.36	1.0862	13,493.29
26-feb-11	104	10,855.88	0.5409	5,872.08
27-feb-11	105	12,836.44	0.6424	8,245.90
28-feb-11	106	4,517.28	0.0000	0.00
1-mar-11	107	9,619.79	0.3247	3,123.45
2-mar-11	108	12,675.48	0.0000	0.00
3-mar-11	109	12,863.23	0.4274	5,497.27
4-mar-11	110	13,350.61	0.0468	624.69
5-mar-11	111	12,834.20	0.0584	749.63
6-mar-11	112	12,881.08	0.0000	0.00
7-mar-11	113	11,072.72	2.7983	30,984.59
8-mar-11	114	12,416.60	0.0000	0.00
9-mar-11	115	13,454.69	0.1671	2,248.88
10-mar-11	116	11,468.33	0.1089	1,249.38
11-mar-11	117	9,042.25	0.0691	624.69
12-mar-11	118	13,283.97	0.5925	7,871.09
13-mar-11	119	12,861.08	0.0583	749.63
14-mar-11	120	11,488.31	0.0000	0.00
15-mar-11	121	12,729.40	0.0981	1,249.38
16-mar-11	122	10,940.11	0.0914	999.50
17-mar-11	123	13,346.11	0.0281	374.81
18-mar-11	124	13,021.63	0.0000	0.00
19-mar-11	125	13,201.61	0.0757	999.50
20-mar-11	126	13,061.19	0.0478	624.69

#### **CUADRO A.14**

#### **PÉRDIDA DIARIA DE SACAROSA POR ARRASTRE EN LOS CONDENSOS DE TACHOS DE FÁBRICA DURANTE LA ZAFRA 10/11 (Continuación)**

<b>Fecha</b>	<b>Día de zafra</b>	<b>Caña molida (Ton)</b>	<b>Pérdida lb/tc molida</b>	<b>Pérdida de sacarosa (lb)</b>
21-mar-11	127	11,032.52	0.0000	0.00
22-mar-11	128	12,224.27	0.3066	3,748.14
23-mar-11	129	12,899.30	0.1840	2,373.82
24-mar-11	130	12,590.68	0.1290	1,624.19
25-mar-11	131	12,512.61	0.1098	1,374.32
26-mar-11	132	13,296.95	0.0470	624.69
27-mar-11	133	13,052.49	0.1532	1,999.01
28-mar-11	134	12,145.70	0.1337	1,624.19
29-mar-11	135	11,066.19	0.1694	1,874.07
30-mar-11	136	4,261.50	2.0522	8,745.65
	<b>TOTAL</b>	<b>1,677,936.52</b>	<b>0.2253</b>	<b>378,061.99</b>

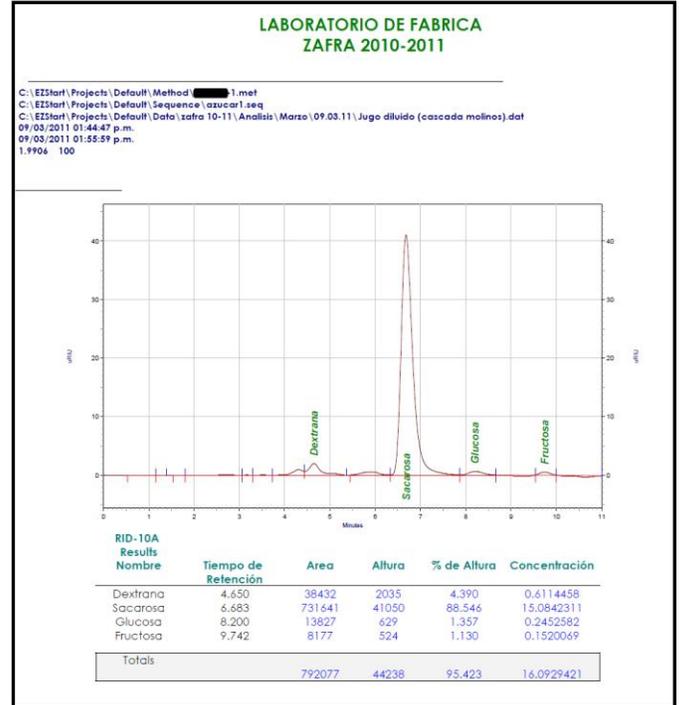
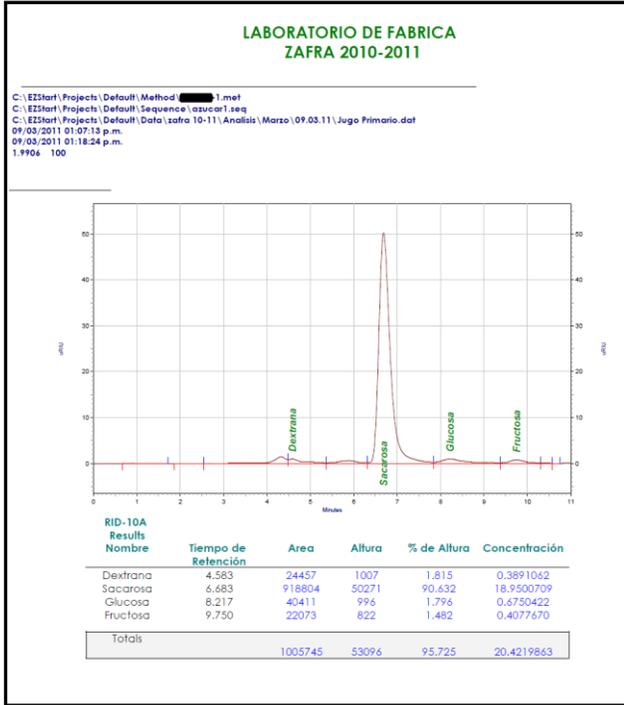
**FUENTE:** Elaboración propia en base a datos proporcionados por el laboratorio de fábrica del ingenio (2011)

## **ANEXO B**

### **ANÁLISIS DE MUESTRAS POR CROMATOGRAFÍA LÍQUIDA DE ALTA PRESIÓN (HPLC)**

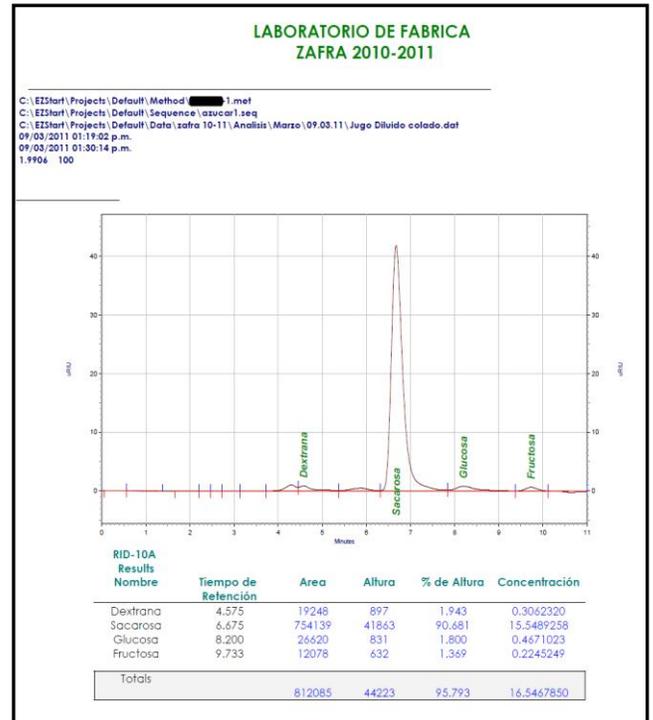
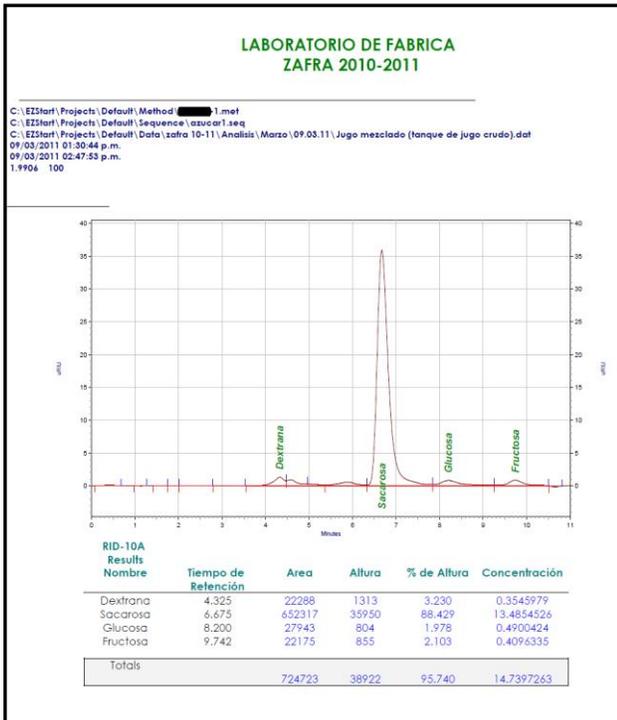
**ANEXO B.1: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO PRIMARIO (09-MARZO-11)**

**ANEXO B.2: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO DILUIDO OBTENIDO DE LA CASCADA DE MOLINOS (09-MARZO-11)**

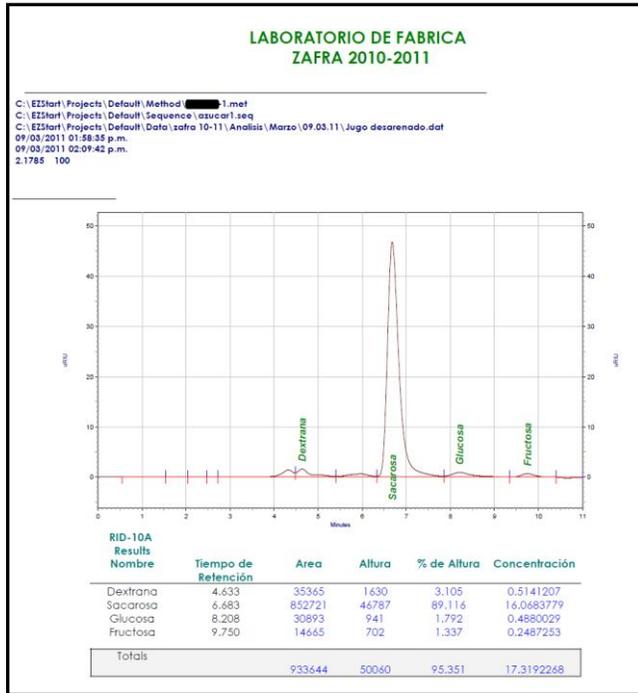


**ANEXO B.3: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO MEZCLADO OBTENIDO DEL TANQUE DE JUGO CRUDO (09-MARZO-11)**

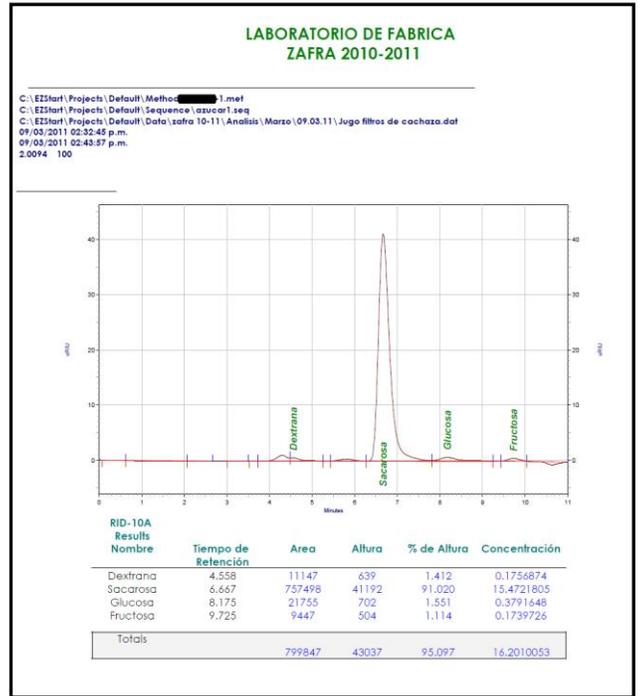
**ANEXO B.4: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO DILUIDO COLADO (09-MARZO-11)**



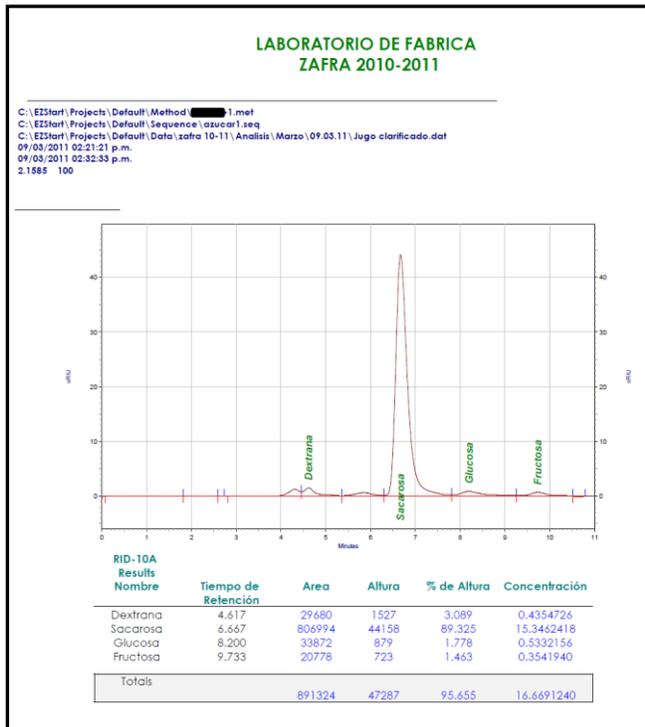
**ANEXO B.5: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO DESARENADO (09-MARZO-11)**



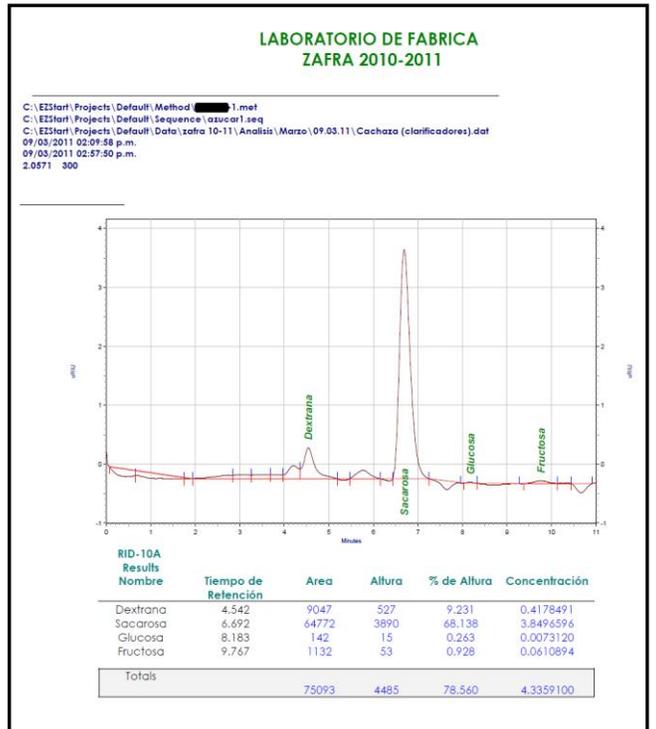
**ANEXO B.6: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO DE LOS FILTROS DE CACHAZA**



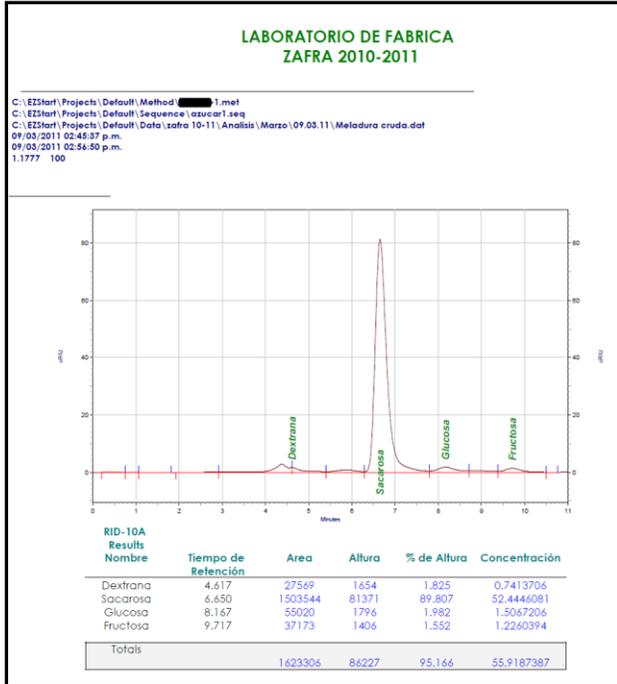
**ANEXO B.7: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO CLARIFICADO (09-MARZO-11)**



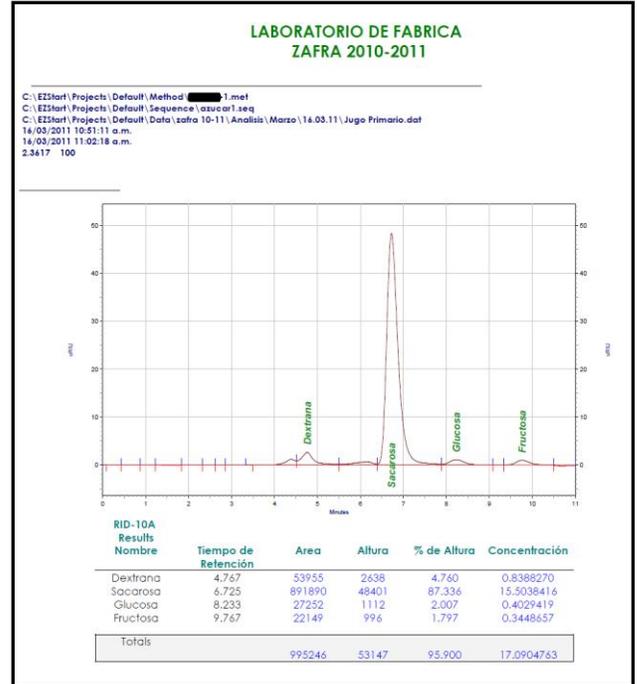
**ANEXO B.8: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE CACHAZA OBTENIDA DE LOS CLARIFICADORES (09-MARZO-11)**



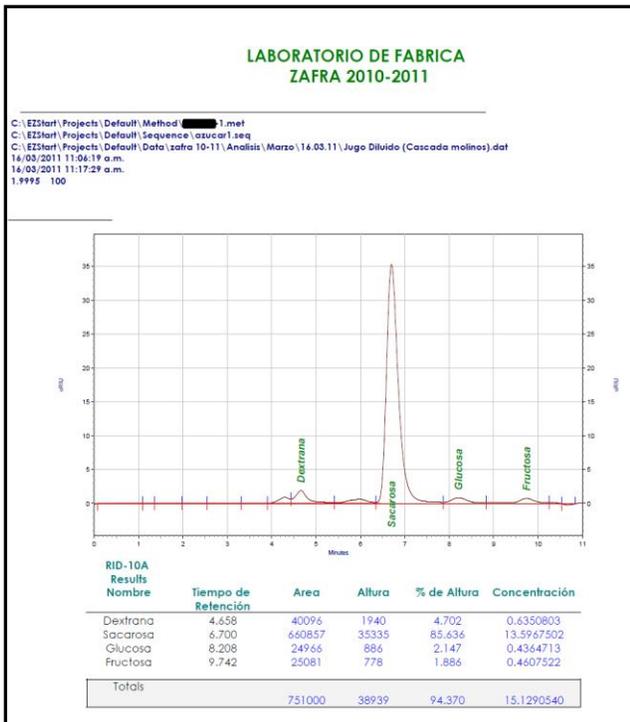
**ANEXO B.9: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE MELADURA CRUDA (09-MARZO-11)**



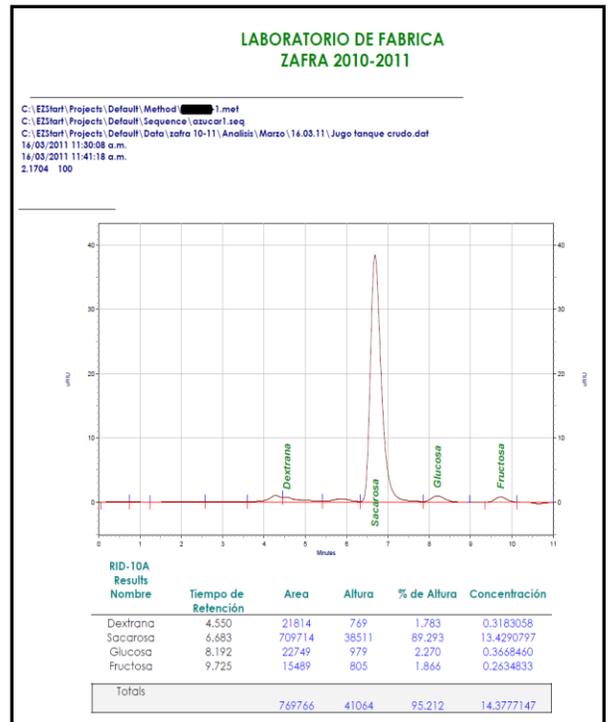
**ANEXO B.10: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO PRIMARIO (16-MARZO-11)**



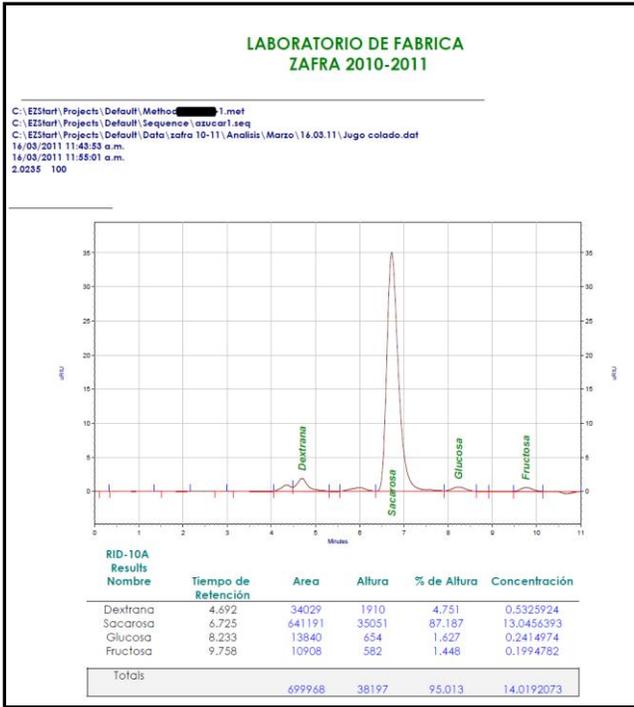
**ANEXO B.11: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO DILUIDO OBTENIDO DE LA CASCADA DE MOLINOS (16-MARZO-11)**



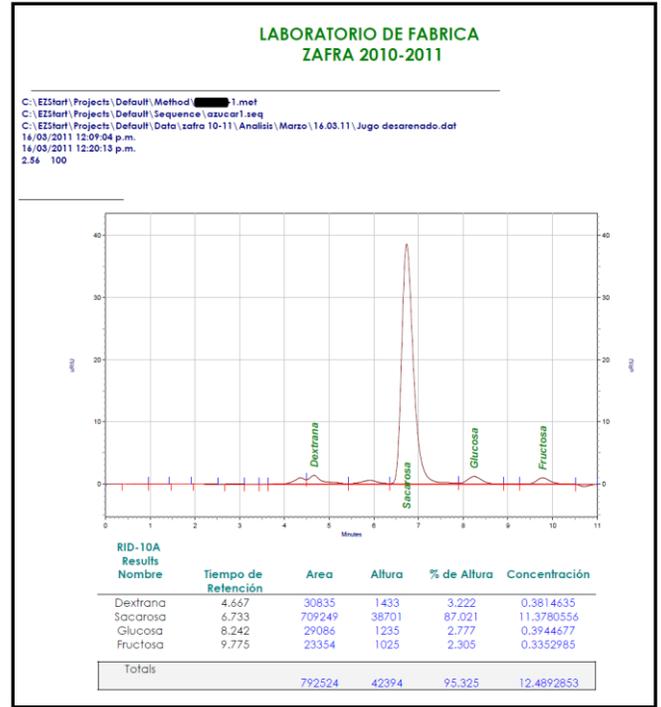
**ANEXO B.12: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO MEZCLADO OBTENIDO DEL TANQUE DE JUGO CRUDO (16-MARZO-11)**



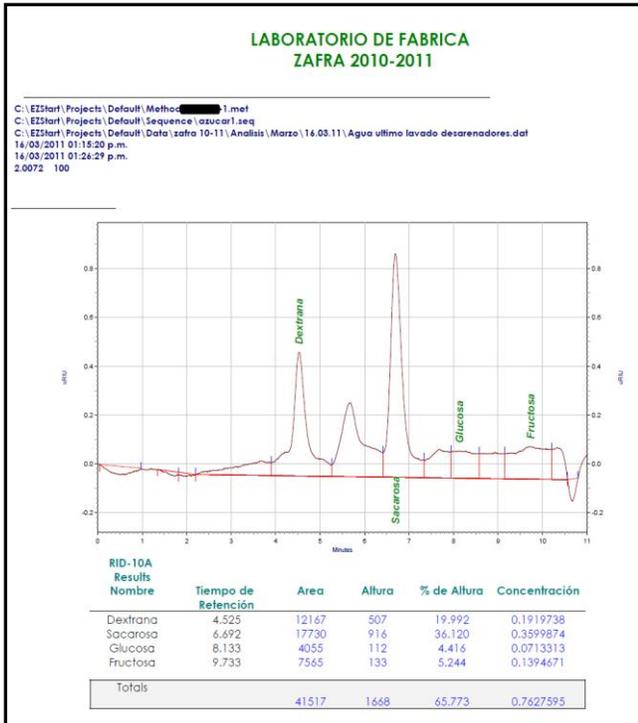
**ANEXO B.13: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO DILUIDO COLADO (16-MARZO-11)**



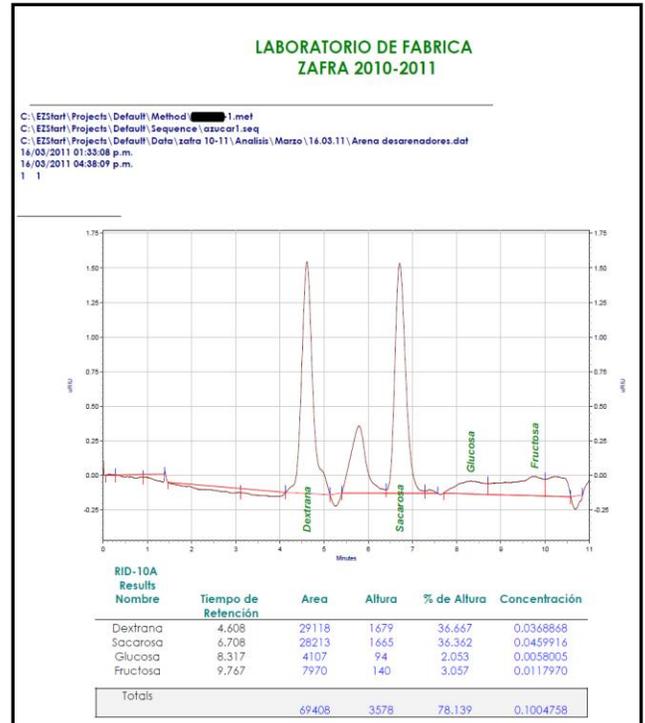
**ANEXO B.14: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO DESARENADO (16-MARZO-11)**



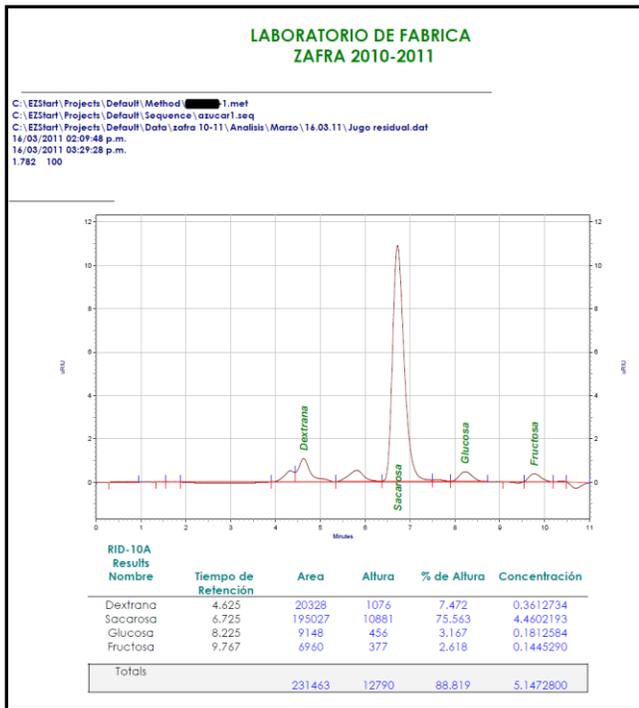
**ANEXO B.15: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE AGUA DEL ÚLTIMO LAVADO DE LOS DESARENADORES (16-MARZO-11)**



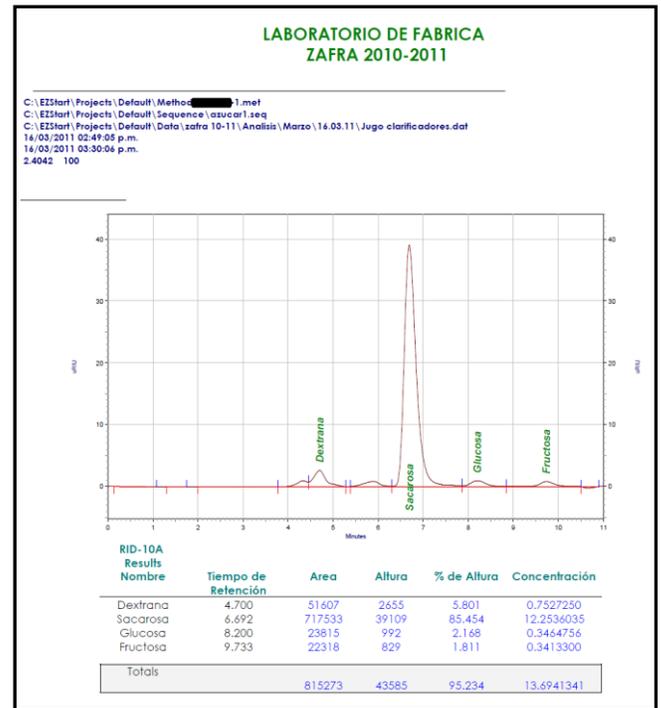
**ANEXO B.16: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE ARENA DE LOS DESARENADORES (16-MARZO-11)**



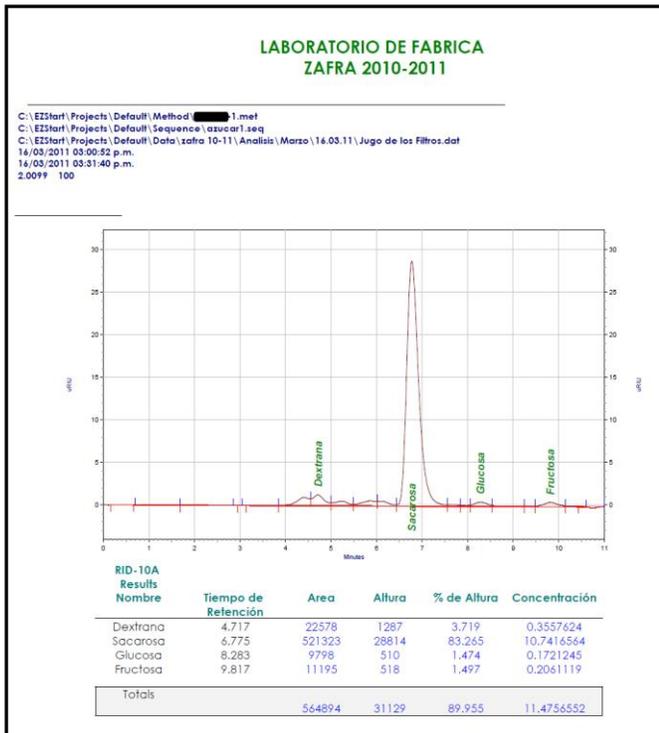
**ANEXO B.17: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO RESIDUAL (16-MARZO-11)**



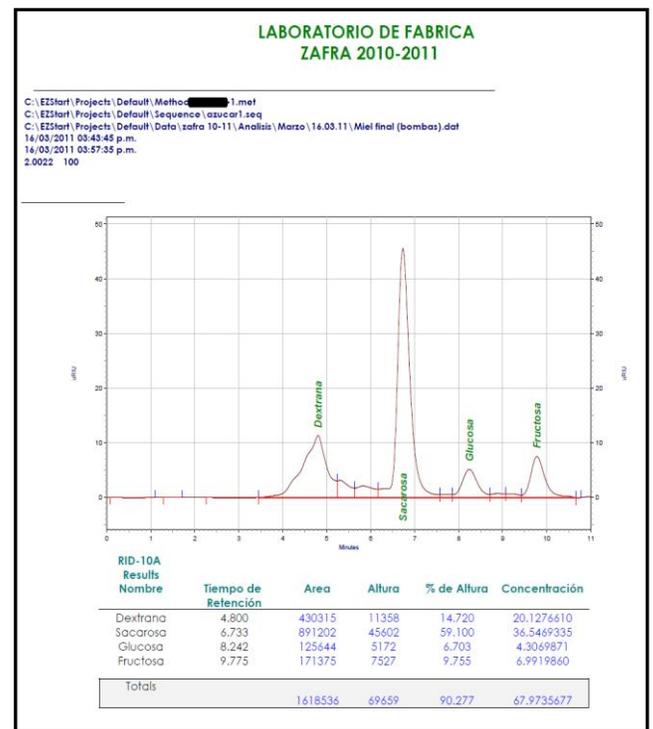
**ANEXO B.18: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO CLARIFICADO (16-MARZO-11)**



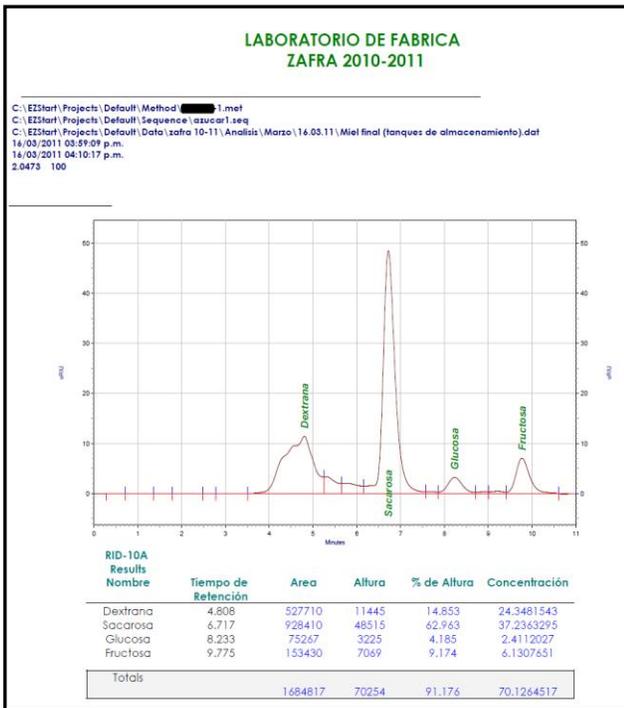
**ANEXO B.19: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE JUGO DE LOS FILTROS DE CACHAZA (16-MARZO-11)**



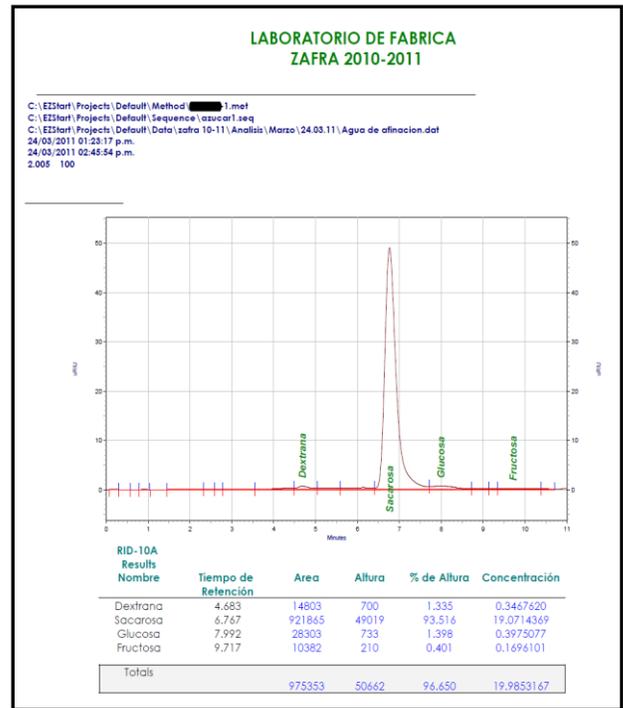
**ANEXO B.20: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE MIEL FINAL OBTENIDA DE LAS BOMBAS DE MELAZA (16-MARZO-11)**



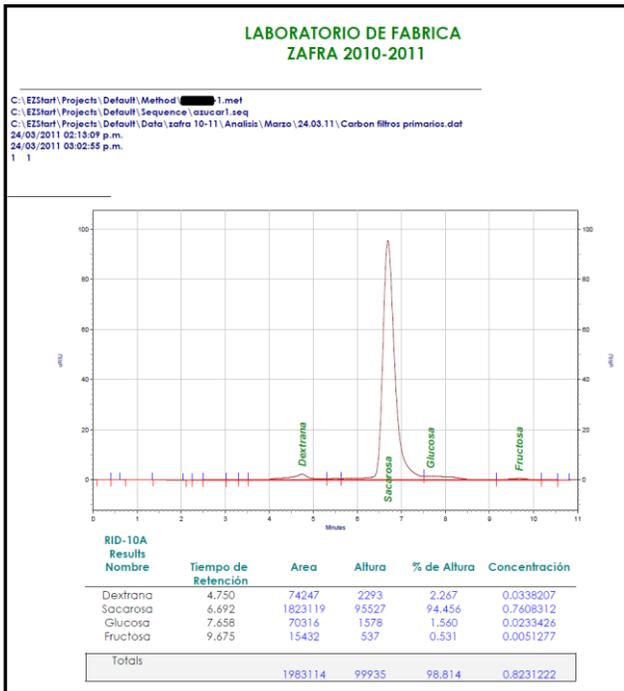
**ANEXO B.21: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE MIEL FINAL OBTENIDA DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO (16-MARZO-11)**



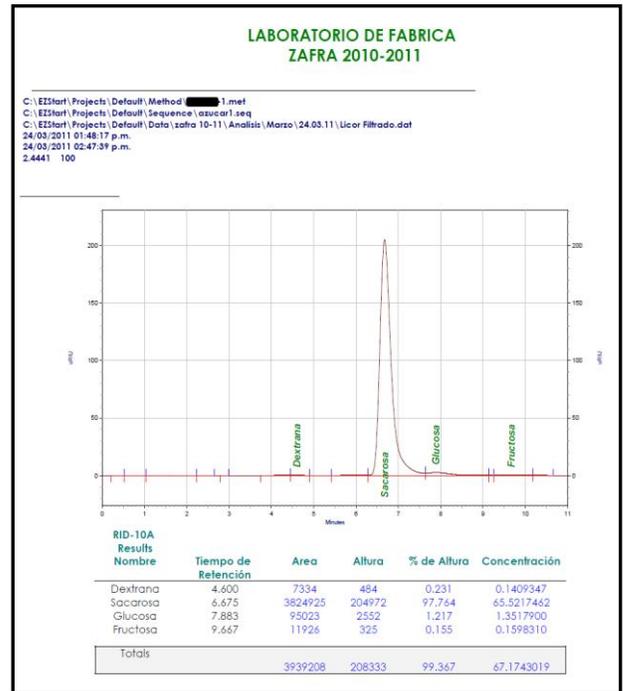
**ANEXO B.22: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE AGUA DE AFINACIÓN OBTENIDA EN EL ÁREA DE CENTRÍFUGAS (23-MARZO-11)**



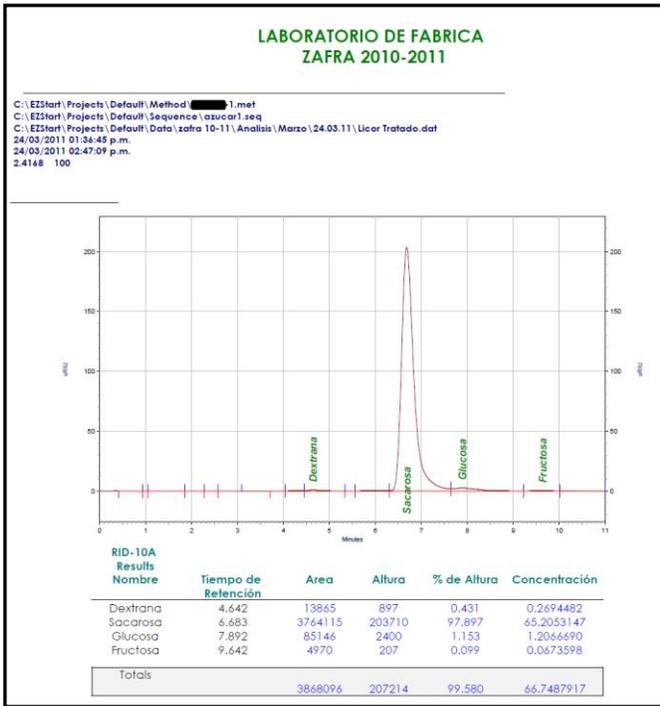
**ANEXO B.23: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE CARBÓN OBTENIDA DE LOS FILTROS PRIMARIOS (23-MARZO-11)**



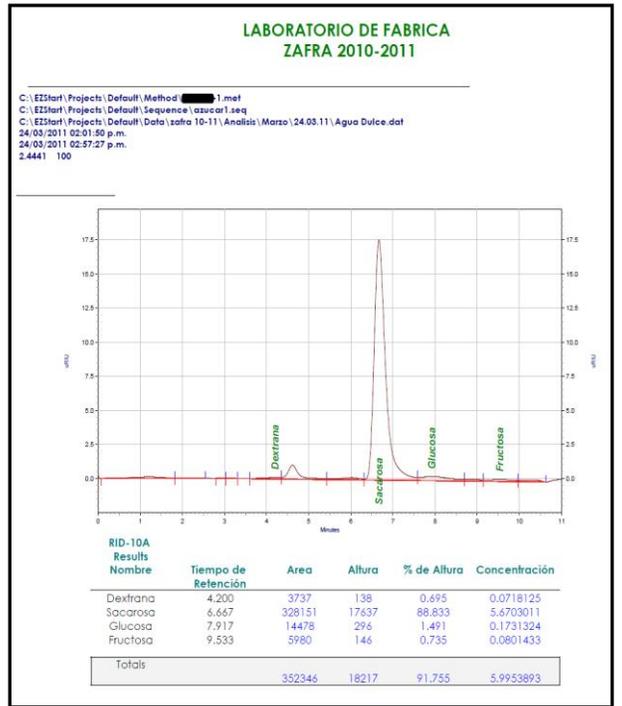
**ANEXO B.24: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE LICOR FILTRADO (23-MARZO-11)**



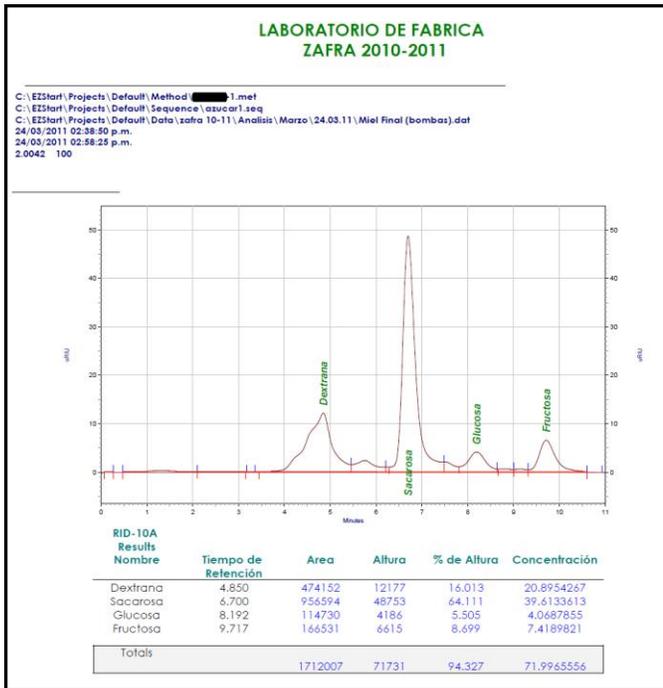
**ANEXO B.25: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE LICOR TRATADO (23-MARZO-11)**



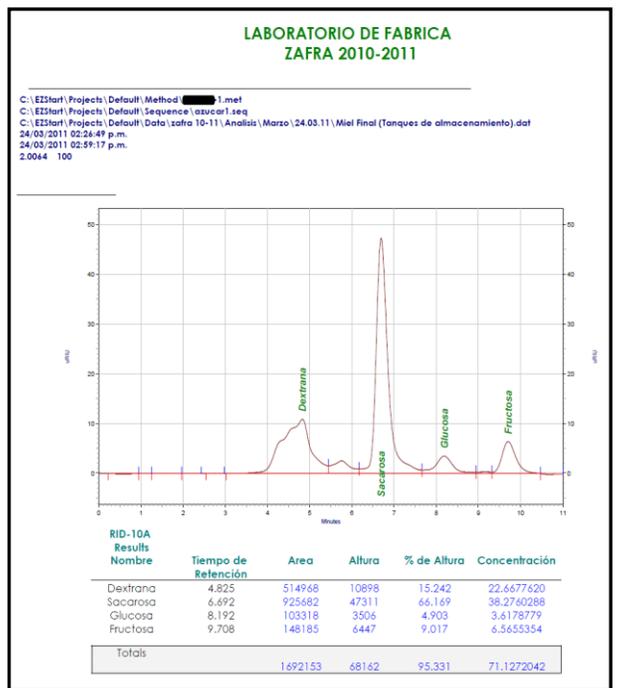
**ANEXO B.26: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE AGUA DULCE DE LA REFINERÍA (23-MARZO-11)**



**ANEXO B.27: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE MIEL FINAL OBTENIDA DE LAS BOMBAS DE MELAZA (23-MARZO-11)**



**ANEXO B.28: CROMATOGRAMA DE LA MUESTRA DE MIEL FINAL OBTENIDA DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO (23-MARZO-11)**



# ANEXO C

## CUADRO C.1

### RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS FISIQUÍMICOS EN EL ÁREA DE MOLINOS (16-FEB-11)

ETAPA	N°	MUESTRA	HORA DE MUESTREO	ANÁLISIS FISIQUÍMICOS							
				POL	BRIX	PZA	AzRed	Dextranas	T (°C)	pH	Sacarosa HPLC
EXTRACCIÓN	1	Jugo primario	11:35 am	73.63	20.22	87.59	----	----	24.5	5.33	17.71
	2	Jugo diluido (Cascada molinos)	11:30 am	60.86	17.00	87.26	----	----	23.0	5.37	14.83
	3	Jugo mezclado (Tanque de jugo crudo)	11:27 am	53.83	15.24	86.72	----	----	29.0	6.75	13.22
	4	Jugo diluido colado	11:22 am	61.46	17.45	85.67	----	----	28.0	6.03	14.95
	5	Jugo desarenado	11:38 am	60.17	17.16	85.39	----	----	28.5	5.72	14.65
	6	Agua último lavado de desarenadores	11:24 am	4.11	1.51	70.86	----	----	47.0	4.47	1.07

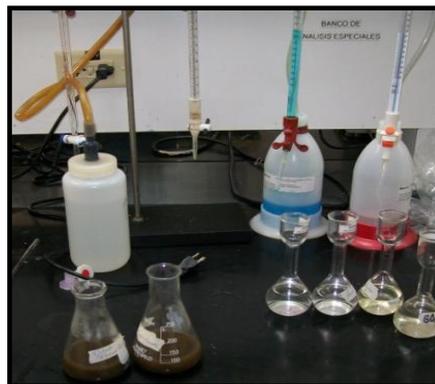
FUENTE: Elaboración del autor en base resultados del análisis fisicoquímico de las muestras en el área de molinos (2011).

## ANEXO D

### EQUIPOS DE LABORATORIO EMPLEADOS EN LOS ANÁLISIS FÍSICOQUÍMICOS



**pH-metro digital**



**Equipo de volumetría para el análisis de azúcares reductores en jugos y mieles**



**Polarímetro para análisis de pol en jugos y mieles**



**Refractómetro para determinación de brix en jugos y mieles**



**Cromatógrafo HPLC**

## ANEXO E

### RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS

**CUADRO E.1: RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS (02-FEB-11)**

MUESTRA	Jugo extraído en Core Sampler		
ANÁLISIS	RESULTADO	UNIDADES	MÉTODO DE ANÁLISIS
Levaduras	$54 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de goma	$34 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
MUESTRA	Caña preparada que entra al molino N° 1		
ANÁLISIS	RESULTADO	UNIDADES	MÉTODO DE ANÁLISIS
Levaduras	$11 \times 10^4$	UFC/g	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de goma	$17 \times 10^7$	UFC/g	Vertido en caja, ICIDCA
MUESTRA	Jugo primario		
ANÁLISIS	RESULTADO	UNIDADES	MÉTODO DE ANÁLISIS
Bacterias mesófilas aeróbicas	$37 \times 10^5$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	$5 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	$15 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de goma	$72 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
MUESTRA	Bagacillo retornado a molinos proveniente del filtro rotativo		
ANÁLISIS	RESULTADO	UNIDADES	MÉTODO DE ANÁLISIS
Levaduras	$20 \times 10^4$	UFC/g	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de goma	$31 \times 10^7$	UFC/g	Vertido en caja, ICIDCA
MUESTRA	Jugo con bagacillo retenido en filtros DSM		
ANÁLISIS	RESULTADO	UNIDADES	MÉTODO DE ANÁLISIS
Levaduras	$19 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de goma	$37 \times 10^6$	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA

**Nota:**

UFC: Unidades formadoras de colonias.

BAM: Bacteriological Analytical Manual.

ICIDCA: Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar.

**CUADRO E.1: RESULTADOS DE ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS (02-FEB-11). Continuación**

<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo diluido</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	$39 \times 10^6$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	$4 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	$55 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de goma	$19 \times 10^6$	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
<b>MUESTRA</b>	<b>Agua del último lavado de lodos proveniente de los desarenadores</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Levaduras	8,200	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de goma	$61 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo desarenado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Levaduras	$28 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de goma	$48 \times 10^5$	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA

**CUADRO E.2: RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS (09-FEB-11)**

<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo entrada torres de sulfitación</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias termófilas	260	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo sulfitado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias termófilas	250	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF
Bacterias productoras de goma	140	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo alcalizado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias termófilas	2,700	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF
Bacterias productoras de goma	10,000	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA

**Nota:**

UFC: Unidades formadoras de colonias.

BAM: Bacteriological Analytical Manual.

ICIDCA: Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar.

CMMEF: Compendium of Methods for the Microbiological Examination of food.

**CUADRO E.2: RESULTADOS DE ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS (09-FEB-11). Continuación**

<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo entrada clarificadores</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias termófilas	Menor a 1	UFC/MI	Vertido en caja, CMMEF
Bacterias productoras de goma	70,000	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo clarificado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias termófilas	Menor a 1	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo clarificado colado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias termófilas	9	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo de los filtros de cachaza</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	$22 \times 10^6$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	Menor a 1	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	1,100	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	$12 \times 10^5$	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	$34 \times 10^6$	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF

**CUADRO E.3: RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS (16-FEB-11)**

<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo primario</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	$14 \times 10^6$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	$6 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	$13 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	$12 \times 10^5$	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	$61 \times 10^5$	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF

**Nota:**

UFC: Unidades formadoras de colonias.

BAM: Bacteriological Analytical Manual.

ICIDCA: Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar.

CMMEF: Compendium of Methods for the Microbiological Examination of food.

**CUADRO E.3: RESULTADOS DE ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS (16-FEB-11). Continuación.**

<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo diluido (Cascada molinos)</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	79×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	17×10 <sup>3</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	12×10 <sup>4</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	24×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	12×10 <sup>6</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo mezclado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	93×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	13×10 <sup>3</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	60×10 <sup>3</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	18×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	15×10 <sup>6</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo colado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	47×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	23×10 <sup>3</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	83×10 <sup>3</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	66×10 <sup>4</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	96×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo desarenado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	49×10 <sup>6</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias termófilas	13,000	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	40×10 <sup>3</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	13×10 <sup>4</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	13×10 <sup>7</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	24×10 <sup>6</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF

**Nota:**

UFC: Unidades formadoras de colonias.

BAM: Bacteriological Analytical Manual.

ICIDCA: Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar.

CMMEF: Compendium of Methods for the Microbiological Examination of food.

**CUADRO E.4: RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS (09-MARZO-11)**

<b>MUESTRA</b>	<b>Caña preparada (alimentación a molinos)</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	56×10 <sup>5</sup>	UFC/g	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	35×10 <sup>3</sup>	UFC/g	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	15×10 <sup>4</sup>	UFC/g	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	50×10 <sup>4</sup>	UFC/g	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	28×10 <sup>5</sup>	UFC/g	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo primario</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	77×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	33×10 <sup>3</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	15×10 <sup>4</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	11×10 <sup>5</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	35×10 <sup>5</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo diluido (Cascada molinos)</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	66×10 <sup>6</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	15×10 <sup>3</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	49×10 <sup>4</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	37×10 <sup>6</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	71×10 <sup>6</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo mezclado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	52×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	17×10 <sup>3</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	63×10 <sup>3</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	12×10 <sup>5</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	52×10 <sup>5</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo diluido colado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	86×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	19×10 <sup>3</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	11×10 <sup>4</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	21×10 <sup>5</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	81×10 <sup>5</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, CMMEF

UFC : Unidades formadoras de colonias.

BAM : Bacteriological Analytical Manual.

ICIDCA : Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar.

CMMEF : Compendium of Methods for the Microbiological Examination of food.

**CUADRO E.4: RESULTADOS DE ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS (09-MAR-11). Continuación.**

<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo desarenado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	280	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	90×10 <sup>3</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	21×10 <sup>4</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	20×10 <sup>4</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	37×10 <sup>5</sup>	UFC/ mL	Vertido en caja, CMMEF

**CUADRO E.5: RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS (16-MARZO-11)**

<b>MUESTRA</b>	<b>Caña preparada (Alimentación a molinos)</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	22×10 <sup>6</sup>	UFC/g	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	9,300	UFC/g	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	59×10 <sup>3</sup>	UFC/g	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	30×10 <sup>5</sup>	UFC/g	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	55×10 <sup>5</sup>	UFC/g	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo primario</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	15×10 <sup>6</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	19×10 <sup>3</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	18×10 <sup>4</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	38×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	80×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo diluido (Cascada molinos)</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	14×10 <sup>6</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	46×10 <sup>3</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	30×10 <sup>4</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	24×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	46×10 <sup>5</sup>	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF

**Nota:**

UFC: Unidades formadoras de colonias.

BAM: Bacteriological Analytical Manual.

ICIDCA: Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar.

CMMEF: Compendium of Methods for the Microbiological Examination of food.

**CUADRO E.5: RESULTADOS DE ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS (16-MAR-11). Continuación.**

<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo mezclado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	$11 \times 10^6$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	$7 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	$21 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	$8 \times 10^5$	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	$26 \times 10^5$	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF
<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo diluido colado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias mesófilas aeróbicas	$15 \times 10^6$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Mohos	$9 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Levaduras	$26 \times 10^4$	UFC/mL	Vertido en caja, BAM 2001
Bacterias productoras de gomas	$23 \times 10^5$	UFC/mL	Vertido en caja, ICIDCA
Lactobacillus	$59 \times 10^5$	UFC/mL	Vertido en caja, CMMEF

**CUADRO E.6: RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS MICROBIOLÓGICOS (23-MAR-11)**

<b>MUESTRA</b>	<b>Jugo mezclado</b>		
<b>ANÁLISIS</b>	<b>RESULTADO</b>	<b>UNIDADES</b>	<b>MÉTODO DE ANÁLISIS</b>
Bacterias termófilas	Menor a 10	UFC/g	Vertido en caja, CMMEF
Levaduras	Menor a 10	UFC/g	Vertido en caja, BAM 2001
Lactobacillus	Menor a 10	UFC/g	Vertido en caja, CMMEF

**Nota:**

UFC: Unidades formadoras de colonias.

BAM: Bacteriological Analytical Manual.

ICIDCA: Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar.

CMMEF: Compendium of Methods for the Microbiological Examination of food.

# **ANEXO F**

## **PROPUESTA DE PAVIMENTACIÓN EN EL SECTOR DE PATIOS DEL INGENIO**

## ANEXO F.1

### ÁREA PROPUESTA PARA LA PAVIMENTACIÓN DEL SECTOR DE PATIOS DEL INGENIO



## ANEXO F.2

### COTIZACIÓN DE MATERIALES PARA LA CONSTRUCCIÓN DE CARPETA ASFÁLTICA EN EL SECTOR DE PATIOS DEL INGENIO

San Salvador, 5 de febrero de 2012.



Señores  
INGENIO "X"  
Presente.

Estimados Señores:

En atención a su requerimiento, tenemos el agrado de presentarles la cotización para el suministro de emulsión y mezcla asfáltica en frío, para la construcción de una carpeta asfáltica (100 m x 6 m x 7.5 cm), según detalle siguiente:

PRODUCTO	CANTIDAD	UNIDAD	PRECIO UNITARIO (US \$)	SUB TOTAL (US \$)	13 % DE IVA (US \$)	VALOR TOTAL (US \$)
Emulsión asfáltica tipo CSS-1h, para riego de imprimación y liga.	180	Glns	2.90	522.00	67.86	589.86
Mezcla asfáltica en frío, para carpeta de 5 cm.	63	m <sup>3</sup>	131.00	8,253.00	1,072.89	9,325.89
<b>TOTAL</b>						<b>9,915.75</b>

- **FORMA DE PAGO:** Contado.
- **DESPACHO:** De inmediato.
- **LUGAR DE ENTREGA:** Planta ASFALCA, km. 39, Armenia, carretera a Sonsonate.
- **VALIDEZ DE LA OFERTA:** Ocho días a partir de esta fecha.
- Estos precios están sujetos a fluctuaciones ocasionadas por disposiciones en el cambio de precios de suplidores internacionales, por disposiciones gubernamentales, variaciones en las tarifas de fletes y otras variantes que puedan incidir.
- ASFALCA le brinda Asesoría Técnica, para la colocación de nuestros productos.

Agradeciéndoles la oportunidad de presentarles nuestra oferta, quedamos a sus apreciables órdenes.

Atentamente,

**Lic. Olimpia Zelaya de Campos**  
**Gerente de Servicios**

## ANEXO G

### EFFECTO DE LA VISCOSIDAD Y DE LA TENSION SUPERFICIAL EN LA RETENCIÓN ESTÁTICA DE UN LÍQUIDO SOBRE UN MEDIO POROSO

La retención de líquido por el medio poroso está relacionada directamente con la presión capilar (P):

$$P = (\sigma \cos \theta) / r$$

Donde:

$\sigma$ : es la tensión superficial del líquido

$\theta$ : es el ángulo interfacial de humectación

r : es el radio del capilar

De la ecuación anterior se puede deducir la relación que existe entre la altura a la que asciende el líquido dentro de un capilar y la tensión superficial, la que se puede expresar de forma aproximada por la ecuación de Yuren:

$$h = (2 \sigma \cdot \cos \theta) / [r (\rho' - \rho'') g]$$

Donde:

**h**: Altura la que asciende el líquido dentro del capilar

$\sigma$ : Tensión superficial del líquido

$\rho'$ : Densidad del líquido

$\rho''$ : Densidad del vapor saturado en equilibrio con el líquido

**g**: Aceleración de la gravedad

$\theta$ : Ángulo interfacial de humectación

La ecuación de Yuren para mojado total se puede escribir como:

$$h = (2\sigma) / (\Delta\rho * g * r)$$

Esta última expresión da una medida de la cantidad de líquido que puede retener un capilar y que es proporcional a la tensión superficial e inversa a la densidad del fluido (propiedades físicas) y al radio del capilar (factor geométrico).

En un lecho poroso, formado por multitud de redes capilares, es de interés conocer la capacidad de retención total de líquido ( $R_t$ ) por unidad de volumen, en función de su estructura (factor geométrico) y las propiedades físicas del fluido. Treybal, refiere que la capacidad total de retención de líquido por un medio poroso, por el que fluye un líquido, está conformada por una parte en movimiento (retención móvil,  $R_o$ ) y una que se mantiene en forma de película alrededor de las partículas, sin participar del movimiento y que no drena del lecho al cesar el flujo (retención estática,  $R_s$ ).

Treybal, para el cálculo de la retención estática en rellenos de torres recomienda una ecuación de la forma:

$$R_s = G \cdot \frac{(\mu)^m \cdot (\sigma)^n}{(de)^u \cdot (\rho)^w}$$

Donde:

**G, m, n, u, w:** son constantes que dependen del sistema líquido- sólido.

**(de):** es el diámetro de la esfera que tenga igual superficie que la partícula que forma el relleno.

**Rs:** es la retención de líquido en  $m^3$  de líquido/  $m^3$  del medio poroso.

Esta ecuación muestra la influencia directamente proporcional de la tensión superficial y la viscosidad e inversamente de las dimensiones de los poros, sobre la capacidad de retención. No obstante, la tensión superficial y la viscosidad, están muy influenciadas por la temperatura. Estos fenómenos están presentes en el proceso de extracción de la sacarosa en tándem de molinos.

# **ANEXO H**

## **FICHAS TÉCNICAS DE TENSOACTIVOS EMPLEADOS EN LA INDUSTRIA AZUCARERA**

## ANEXO H.1

### FICHA TÉCNICA DE TENSOACTIVO NO IÓNICO DE USO EN LA INDUSTRIA AZUCARERA



**PROPEG 606**  
Tensoactivo No Iónico

#### FICHA TECNICA

**Descripción Química:**  
Ester Laurico de Sorbitan

**Nombre Químico:**  
Laurato de Sorbitan

**Denominación INCI:**  
Sorbitan Laurate

**Valor HLB:**  
8.6

#### Descripción del Producto

El **PROPEG 606** es un tensoactivo de uso en la industria azucarera para disminuir la viscosidad y la tensión superficial de las masas cocidas; emulsificar ceras, gomas y dextranas provenientes de cañas viejas; y actuar indirectamente en el control de espuma en tachos. Su uso beneficia la recuperación de azúcar; mejora la velocidad de evaporación de agua en tachos, la separación de cristales, la velocidad de granado al reducir el tiempo de cocción en la miel final, y forma cristales uniformes y bien definidos. Cumple la norma 21 CFR 178.3400 de la FDA para su uso en alimentos.

#### Especificaciones

Apariencia	Líquido Ámbar
Valor Acido (mg KOH/g)	7.0 máximo
Valor Hidroxilo (mg KOH/g)	350 ± 20
Viscosidad 25°C (cps)	2500 ± 1000
Densidad 25°C (g/ml)	1.04 ± 0.02

#### Aplicaciones y Guía de Uso

**TACHOS:** Agregar el **PROPEG 606** en solución acuosa al 10% en 2 períodos del proceso. Para templas de primera (A), usar 1 kilo de solución por cada 1000 pies cúbicos, agregando la mitad al inicio y el resto al tenerse el 75% de la templa terminada. Para templas de segunda (B), usar 2 kilos por cada 1000 pies cúbicos. Para templas de tercera (C), use 4 kilos de solución acuosa por cada 1000 pies cúbicos de masa, agregando la mitad al iniciar el cocimiento y la otra mitad poco antes de dar punto y descargar la templa.

**CRISTALIZADORES:** Agregar 1.5 a 2.0 kilos de solución acuosa al 1% de **PROPEG 606** por cada 1000 pies cúbicos de masa cocida cuando la temperatura esté entre 40°C y 44°C.

**CENTRIFUGAS:** Aplicar 0.8 kilos de solución acuosa al 1% de **PROPEG 606** por cada 1000 pies cúbicos de masa.

#### Manipulación y Almacenamiento

El **PROPEG 606** no presenta riesgos en su manipulación. Siga las normas mínimas de seguridad personal aplicadas en cada industria en particular; se recomienda se utilicen elementos de protección para la piel y los ojos.

Almacénese en condiciones higiénicas, en empaque original y cerrado a temperaturas no superiores a 40°C.

El **PROPEG 606** tiene una vida útil de dos (2) años después de fabricado.

Remítase a la Hoja de Seguridad (MSDS) para más detalles.

El **PROPEG 606** puede tener los siguientes rótulos:

Kosher Supervisión of America (KSA)

#### PROTECNICA INGENIERIA S.A.

Cra 34 13-150 Arroyohondo  
Yumbo, Colombia  
Tels.: (57) 2 6647330, 6902828  
Fax: (57) 2 6655350, 6651894  
www.protecnicaing.com

#### Presentación

Tambor por 200 kilogramos netos.

Las recomendaciones y sugerencias de uso dadas se obtuvieron de datos que consideramos fiables, pero en cualquier caso el usuario debe verificarlas por sí mismo antes de su uso. Ninguna de estas infringe las leyes de propiedad intelectual presentes en patentes vigentes en el campo de aplicación.

Marzo 2007

## ANEXO H.2

### FICHA TÉCNICA DE TENSOACTIVO NO IÓNICO REDUCTOR DE VISCOSIDAD Y DE USO GENERAL EN LA INDUSTRIA AZUCARERA

## **SURFAC 88**

### Reductor de viscosidad para la industria azucarera

#### Características principales

El **SURFAC 88** es un agente tensioactivo no iónico formulado a partir de la sacarosa transesterificados con ácidos grasos de grasa animal.

La viscosidad de la masa cocida aumenta con la presencia de burbujas de aire, la acción de reducir la tensión superficial en la interfase líquido-gas produce una ruptura de estas burbujas y evita que se vuelvan a formarse, por lo que la masa cocida circula con mayor fluidez.

Al lograr este efecto se obtiene como resultado templeas más rápidas y de mejor calidad en los cristales. Permite trabajar templeas con Brix más alto y mieles finales de más baja pureza.

Al reducir la viscosidad de la masa cocida, aumenta la velocidad de transferencia de calor, disminuyendo los tiempos del cocimiento de las templeas. Esto sucede especialmente con jarabes de baja pureza.

El **SURFAC 88** permite un mejor control de las templeas, mejor circulación y una transmisión de calor más eficiente lo que significa una migración más rápida del azúcar hacia los cristales. Estos son más uniformes, permite una reducción de color, cenizas mas bajas y una mejor filtrabilidad. La mayor uniformidad de los cristales, menos finos y menos aglomerados, mejora el rendimiento, la purga y la tendencia a aterronarse.

El **SURFAC 88** al producir un aumento de la fluidez también produce un aumento en la capacidad de centrifugas. Se puede reducir sensiblemente el uso de agua, jarabe o calor para manejar masas cocidas de alta viscosidad. La producción en centrifugas aumenta.

El **SURFAC 88** produce beneficios en condiciones normales de operación, sin embargo, con cañas estacionadas o sucias, o con jugos de baja pureza, al aumentar la viscosidad de la masa cocida su efecto es considerable. El **SURFAC 88** reduce la gomosidad de los jarabes mejorando el control de las condiciones de operación en tachos.

#### Notas técnicas sobre la aplicación

Se debe dosificar la cantidad correcta del **SURFAC 88**, ya que por defecto es posible que no se eliminen totalmente las burbujas de aire o por exceso se formarán una mayor cantidad de burbujas

#### Tachos de Cocimiento:

Aplicar **SURFAC 88** en dosis de 1.5 a 2.0 Kg. por cada templea de 300 Hectolitros, en dos fracciones, una al formar el pie y la otra al llenado del tacho.

#### Cristalizadores:

Aplicar **SURFAC 88** al comenzar el proceso, con una dosis de 0.5 Kg. por cada templea de 300 Hectolitros

#### Propiedades generales

##### Forma Física

Emulsión cremosa

##### Carácter iónico

No iónico

##### Gravedad específica

0.95

##### Disolución

Dispersable en agua

##### pH

7.5 - 8

##### Toxicidad

Ninguna

##### Nota sobre la seguridad

La información sobre la manipulación y el comportamiento ecológico y toxicológico se encuentra en la hoja de seguridad para el **SURFAC 88**.

#### Registros

Estos productos se encuentra registrados en:

##### ANMAT

R.N.E 23003692

R.N.P.A 2303656

Codificados en:

FDA 175859

CODEX ALIMENTARIUS SECCION 5.1

#### Envases

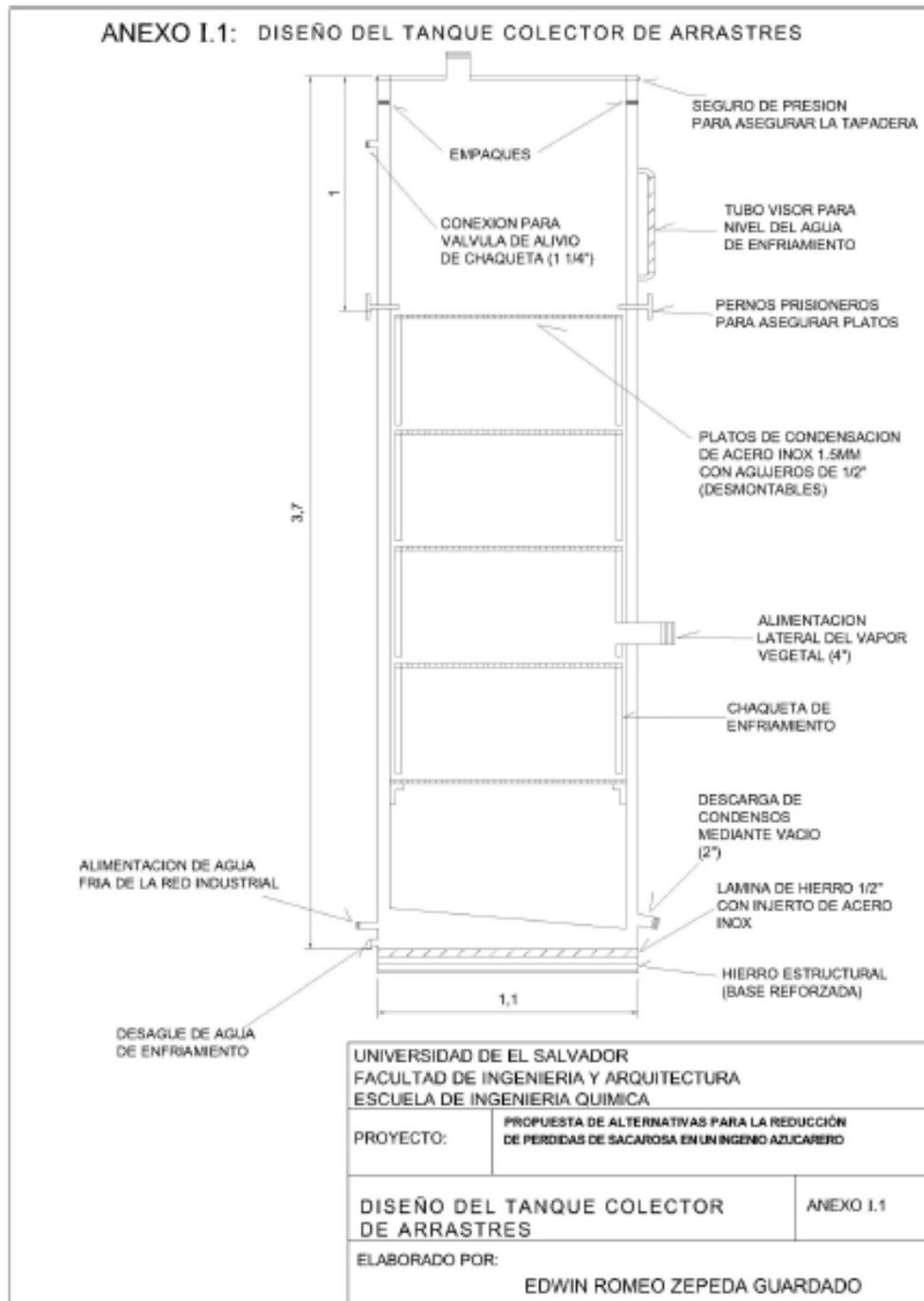
Tambores metálicos de 200 Kgrs. de peso neto

# **ANEXO I**

## **DISEÑO DEL TANQUE COLECTOR DE ARRASTRES DE TACHOS Y EVAPORADORES**

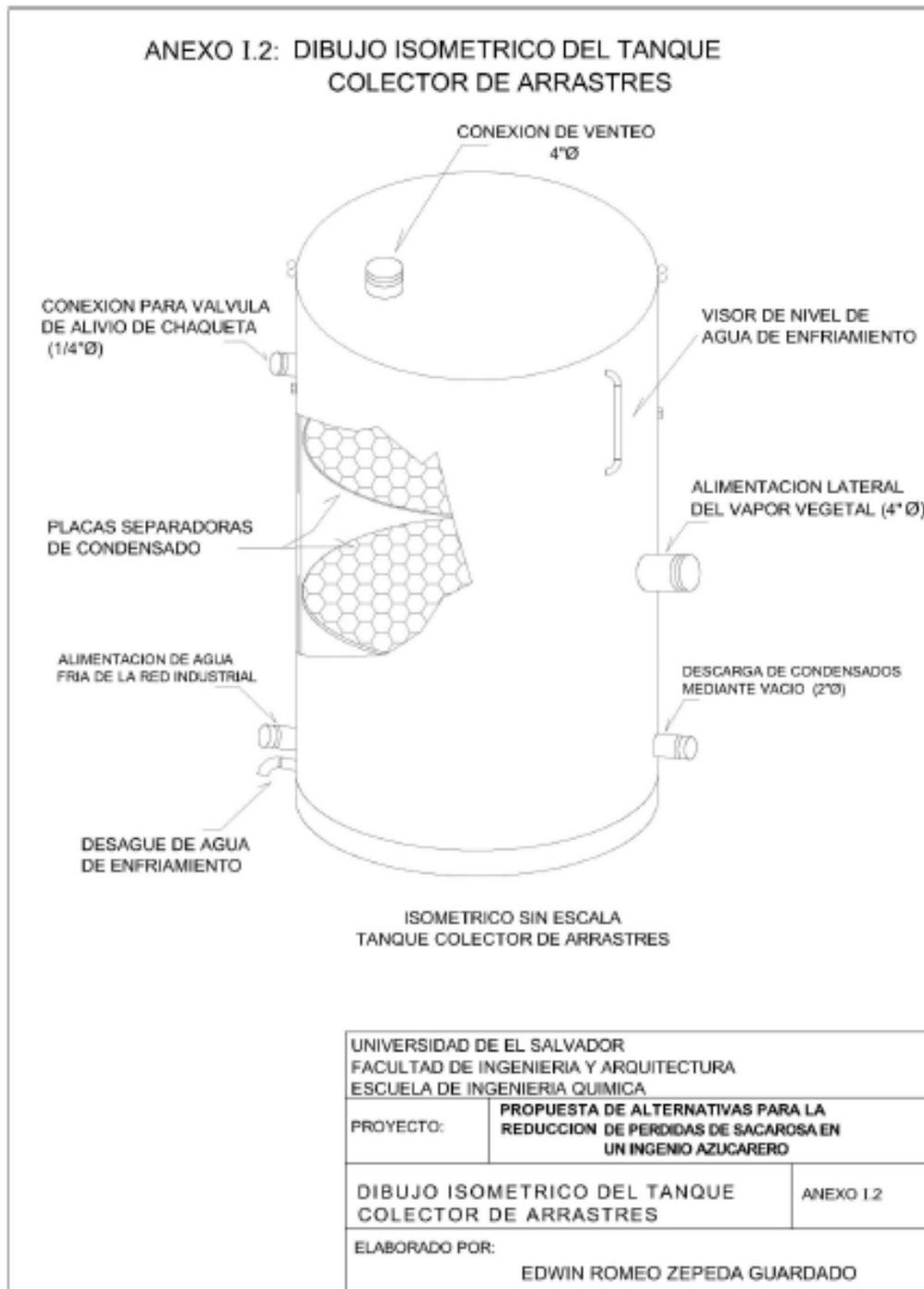
# ANEXO I.1

## DISEÑO DEL TANQUE COLECTOR DE ARRASTRES



## ANEXO I.2

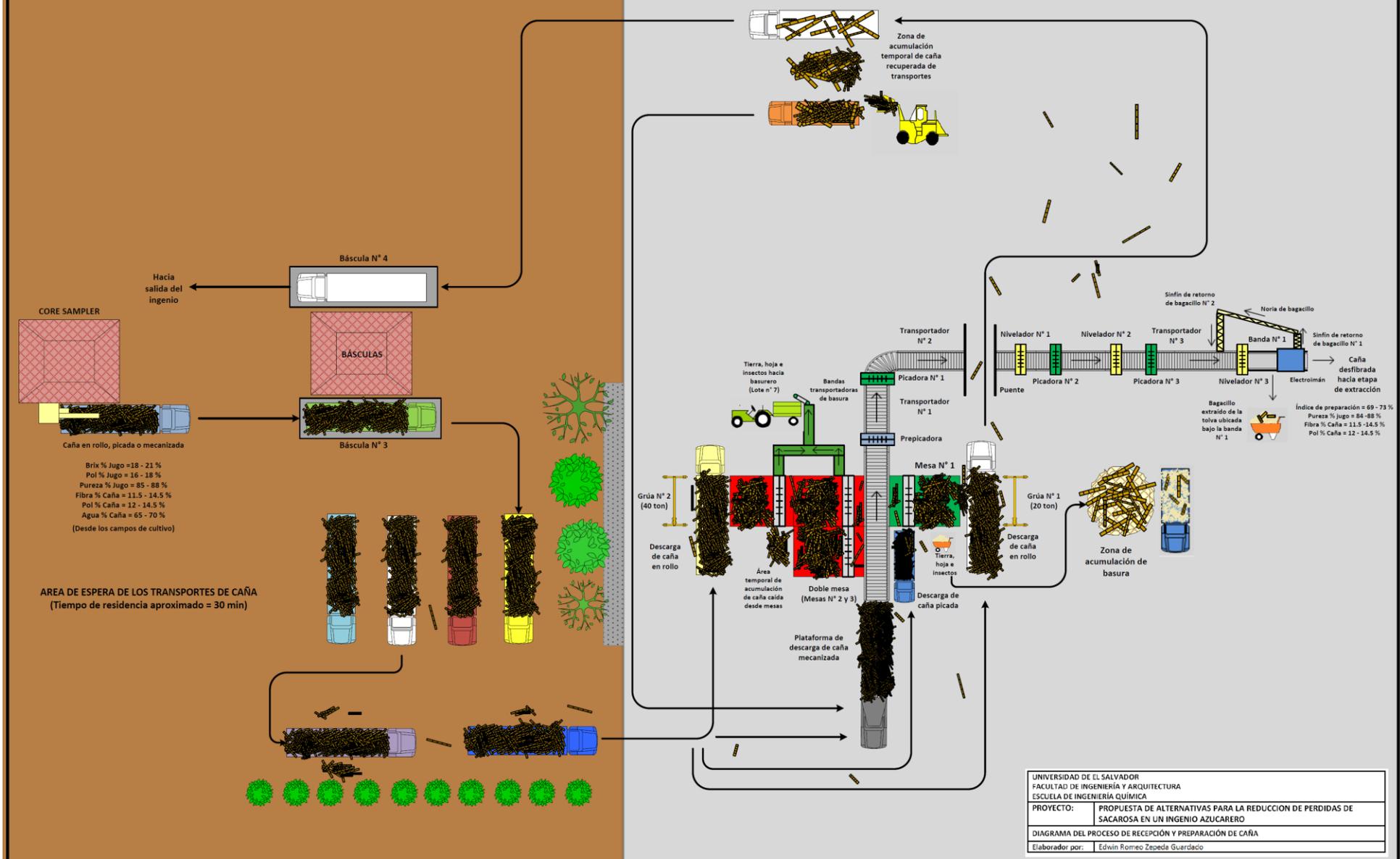
### DIBUJO ISOMÉTRICO DEL TANQUE COLECTOR DE ARRASTRES



# **ANEXO J**

## **DIAGRAMAS DE FLUJO DEL PROCESO AZUCARERO**

# ANEXO J.1: DIAGRAMA DEL PROCESO DE RECEPCIÓN Y PREPARACIÓN DE CAÑA



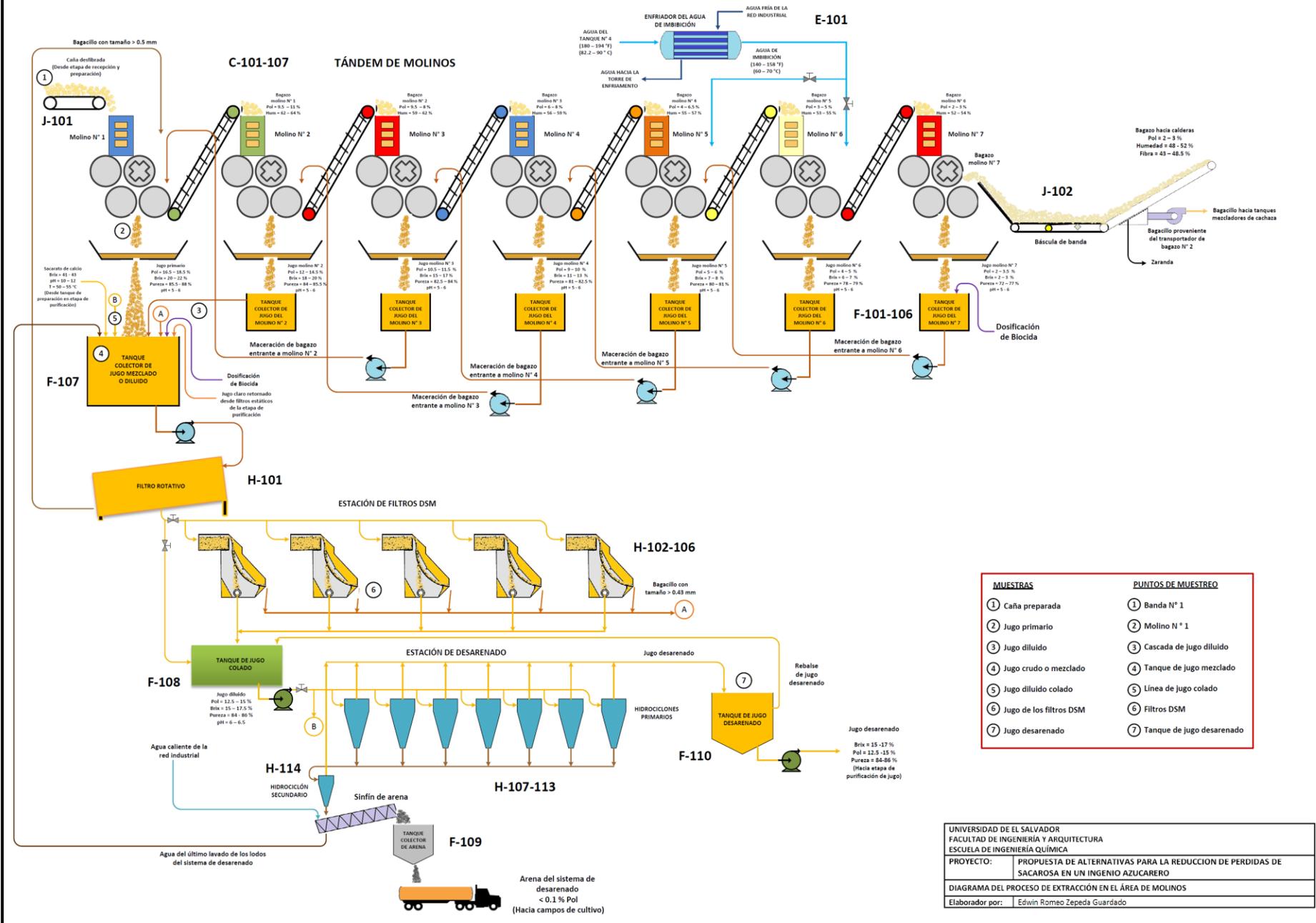
UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR  
 FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA  
 ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

PROYECTO: PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PERDIDAS DE SACAROSA EN UN INGENIO AZUCARERO

DIAGRAMA DEL PROCESO DE RECEPCIÓN Y PREPARACIÓN DE CAÑA

Elaborador por: Edwin Romeo Zepeda Guardado

## ANEXO J.2: DIAGRAMA DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE JUGO EN EL ÁREA DE MOLINOS



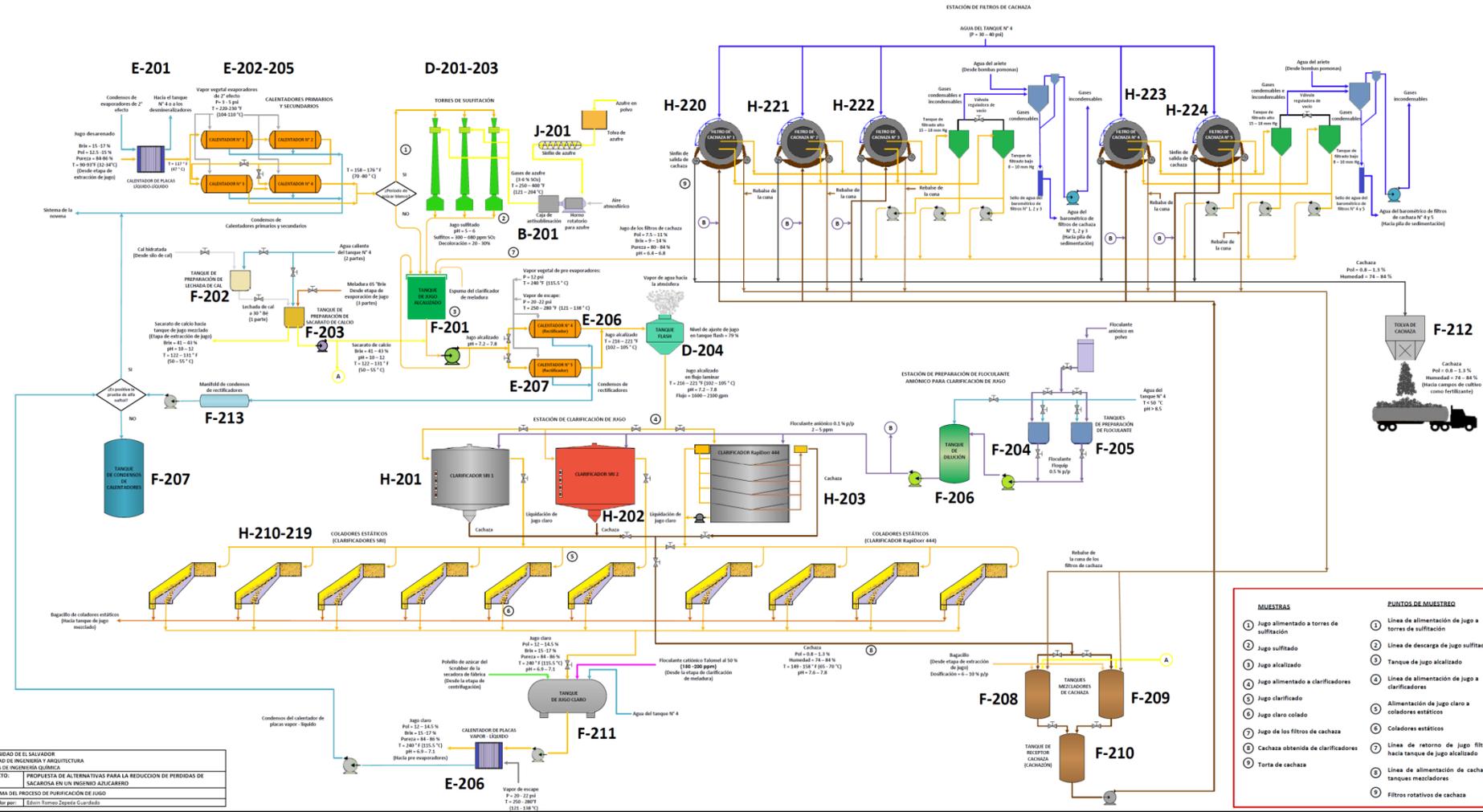
MUESTRAS	PUNTOS DE MUESTREO
① Caña preparada	① Banda N° 1
② Jugo primario	② Molino N° 1
③ Jugo diluido	③ Cascada de jugo diluido
④ Jugo crudo o mezclado	④ Tanque de jugo mezclado
⑤ Jugo diluido colado	⑤ Línea de jugo colado
⑥ Jugo de los filtros DSM	⑥ Filtros DSM
⑦ Jugo desarenado	⑦ Tanque de jugo desarenado

UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA	
PROYECTO:	PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PERDIDAS DE SACAROSA EN UN INGENIO AZUCARERO
DIAGRAMA DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN EN EL ÁREA DE MOLINOS	
Elaborador por:	Edwin Romeo Zepeda Guardado

## ANEXO J.2.A: NOMENCLATURA DE EQUIPOS DE PROCESO EN EL ÁREA DE MOLINOS

CLAVE	DESCRIPCIÓN
C-101-107	Molinos de caña
E-101	Enfriador del agua de imbibición
F-101-106	Tanques colectores de jugo de molinos
F-107	Tanque de jugo mezclado
F-108	Tanque de jugo colado
F-109	Tanque colector de arena
F-110	Tanque de jugo desarenado
H-101	Filtro rotativo
H-102-106	Filtros DSM
H-107-113	Desarenadores primarios
H-114	Desarenador secundario
J-101	Banda transportadora de caña N° 1
J-102	Transportador de bagazo

# ANEXO J.3: DIAGRAMA DEL PROCESO DE PURIFICACIÓN DEL JUGO



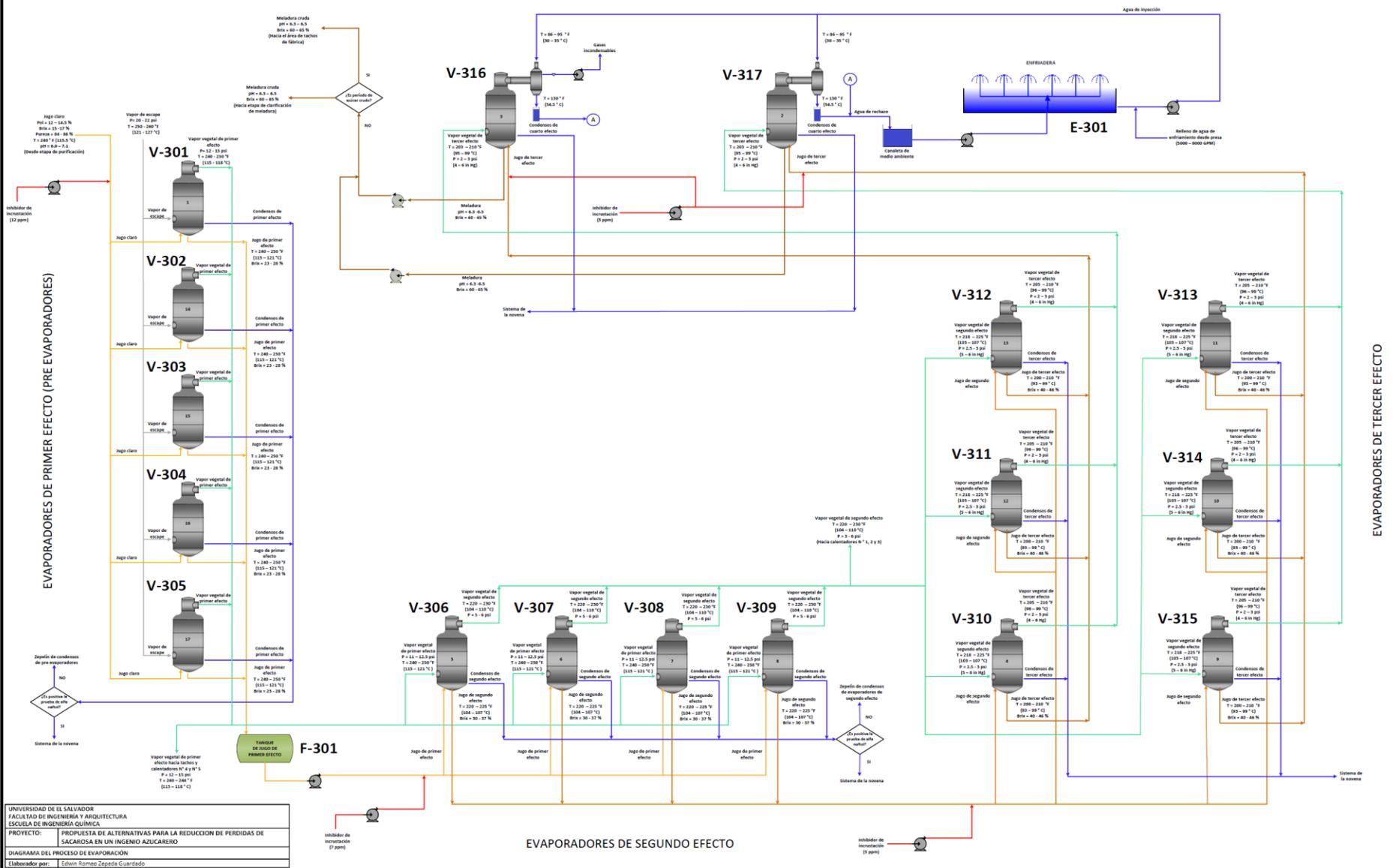
UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR  
 FACULTAD DE INGENIERIA Y ARQUITECTURA  
 ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA  
 PROYECTO: PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCION DE PIRRIDAS DE CACHAZA EN UN INGENIO AZUCARERO  
 DIAGRAMA DEL PROCESO DE PURIFICACION DE JUGO  
 Elaborado por: Edwin Toranzo Zapata Cuandado

### ANEXO J.3.A: NOMENCLATURA DE EQUIPOS DE PROCESO EN EL ÁREA DE PURIFICACIÓN

CLAVE	DESCRIPCIÓN
B-201	Horno rotatorio de azufre
E-201	Calentador de placas líquido-líquido
E-202-205	Calentadores primarios y secundarios
D-201-203	Torres de sulfitación
D-204	Tanque flash
E-201	Calentador de placas líquido-líquido
E-202-205	Calentadores primarios y secundarios
E-206/207	Rectificadores de jugo
F-201	Tanque de jugo alcalizado
F-202	Tanque de preparación de lechada de cal
F-203	Tanque de preparación de sacarato
F-204/205	Tanques de preparación de floculante

# ANEXO J.4: DIAGRAMA DEL PROCESO DE EVAPORACIÓN

## EVAPORADORES DE CUARTO EFECTO (MELADORES)

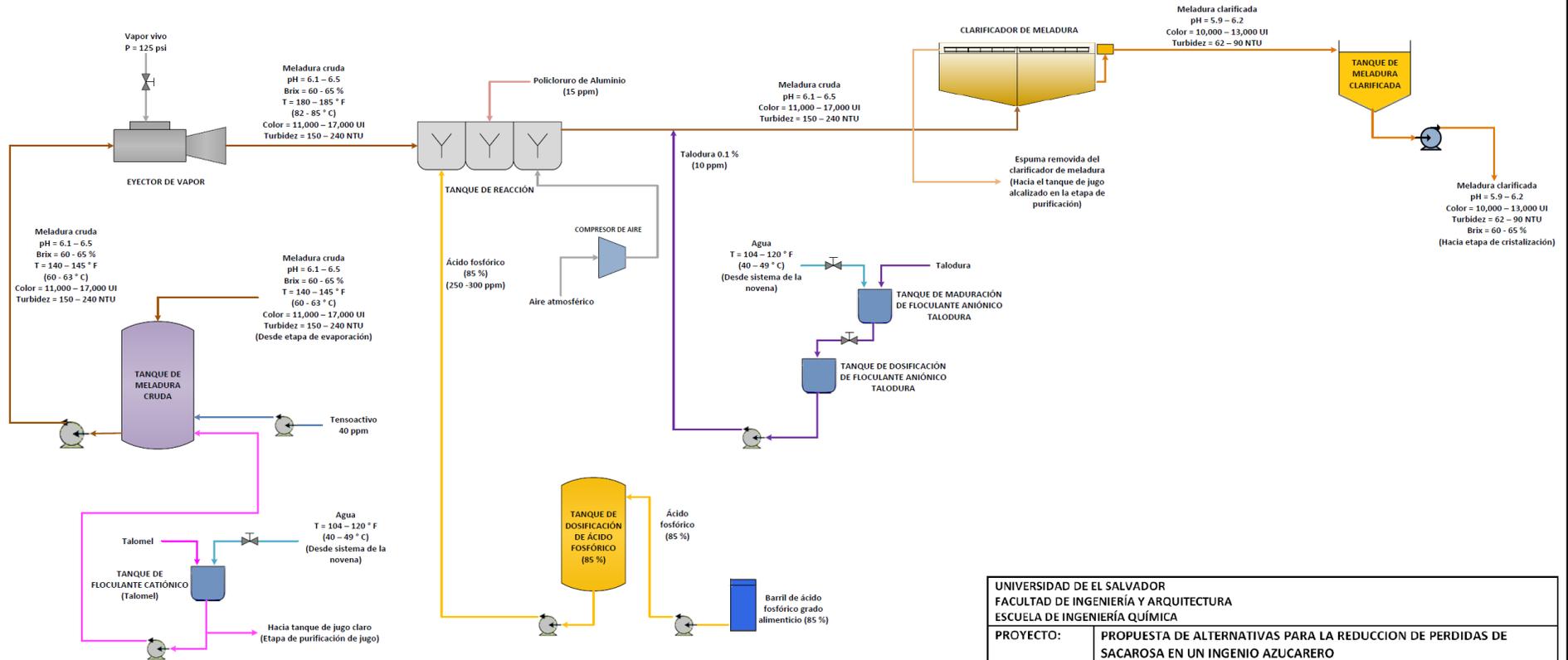


UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR  
 FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA  
 ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
 PROYECTO: PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PERDIDAS DE SACAROSA EN UN INGENIO AZUCARERO  
 DIAGRAMA DEL PROCESO DE EVAPORACIÓN:  
 Elaborador por: Edwin Román Zapata Cuadros

**ANEXO J.4.A: NOMENCLATURA DE EQUIPOS DE PROCESO EN EL ÁREA DE EVAPORADORES**

<b>CLAVE</b>	<b>DESCRIPCIÓN</b>
E-301	Enfriadora
F-301	Tanque de jugo de primer efecto
V-301-305	Evaporadores de primer efecto (Pre- evaporadores)
V-306-309	Evaporadores de segundo efecto
V-310-315	Evaporadores de tercer efecto
V-316/317	Evaporadores de cuarto efecto (Meladores)

## ANEXO J.5: DIAGRAMA DEL PROCESO DE CLARIFICACIÓN DE MELADURA



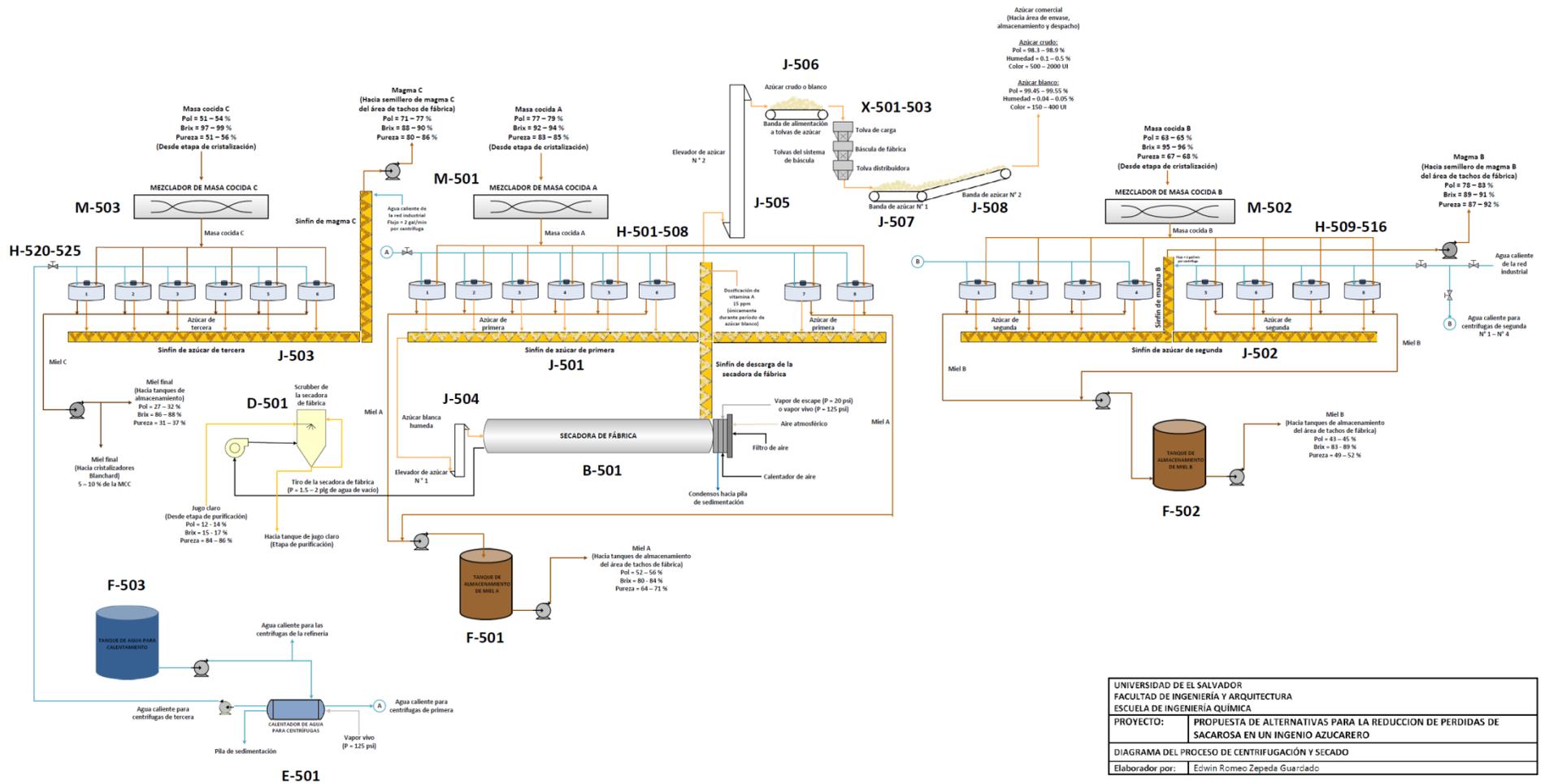
UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR	
FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA	
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA	
PROYECTO:	PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCION DE PERDIDAS DE SACAROSA EN UN INGENIO AZUCARERO
DIAGRAMA DEL PROCESO DE CLARIFICACIÓN DE MELADURA	
Elaborador por:	Edwin Romeo Zepeda Guardado



**ANEXO J.6.A: NOMENCLATURA DE EQUIPOS DE PROCESO EN EL ÁREA DE TACHOS Y CRISTALIZADORES**

<b>CLAVE</b>	<b>DESCRIPCIÓN</b>
E-401	Cristalizador vertical
E-402	Cristalizador horizontal Werkspoor
E-403-423	Cristalizadores Blanchard
E-424/425	Calentadores de masa cocida C
E-426	Calentador de agua para masa cocida C
F-401	Tanque de preparación de mezcla para cristalizar
F-402-408	Tanques de meladura
F-409-413	Tanques de miel A
F-414-417	Tanques de miel B
F-420	Granero de primera
F-421/422	Graneros de tercera
F-423/424	Semilleros de magma B y C
F-430	Tanque de agua caliente para cristalizadores de MCC
V-401-407	Tachos de primera
V-408/409	Tachos de segunda
V-410/411	Tachos de tercera

## ANEXO J.7: DIAGRAMA DEL PROCESO DE CENTRIFUGACIÓN Y SECADO

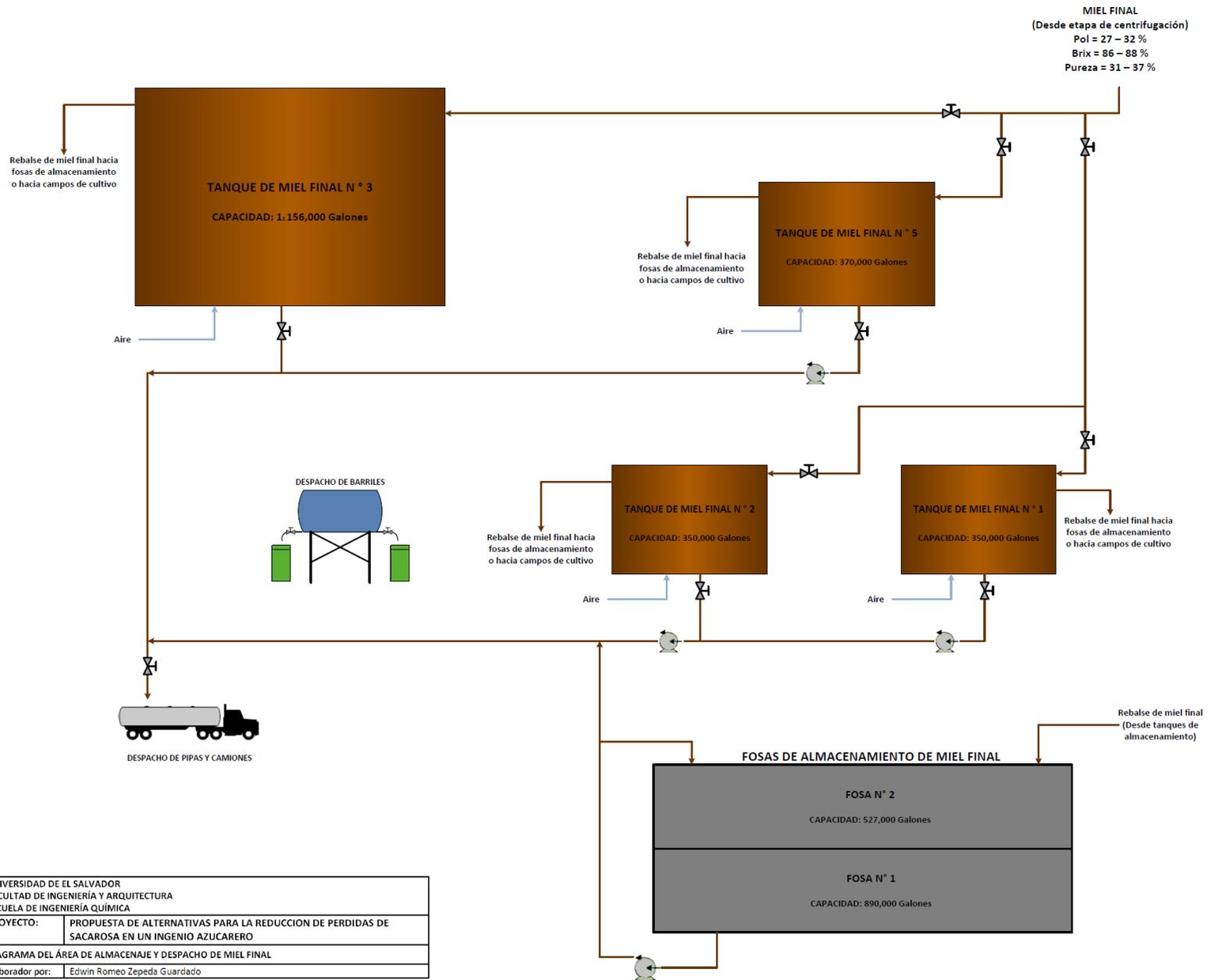


UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA	
PROYECTO:	PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCION DE PERDIDAS DE SACAROSA EN UN INGENIO AZUCARERO
DIAGRAMA DEL PROCESO DE CENTRIFUGACIÓN Y SECADO	
Elaborador por:	Edwin Romeo Zepeda Guardado

**ANEXO J.7.A: NOMENCLATURA DE EQUIPOS DE PROCESO EN EL ÁREA DE CENTRIFUGACIÓN Y SECADO**

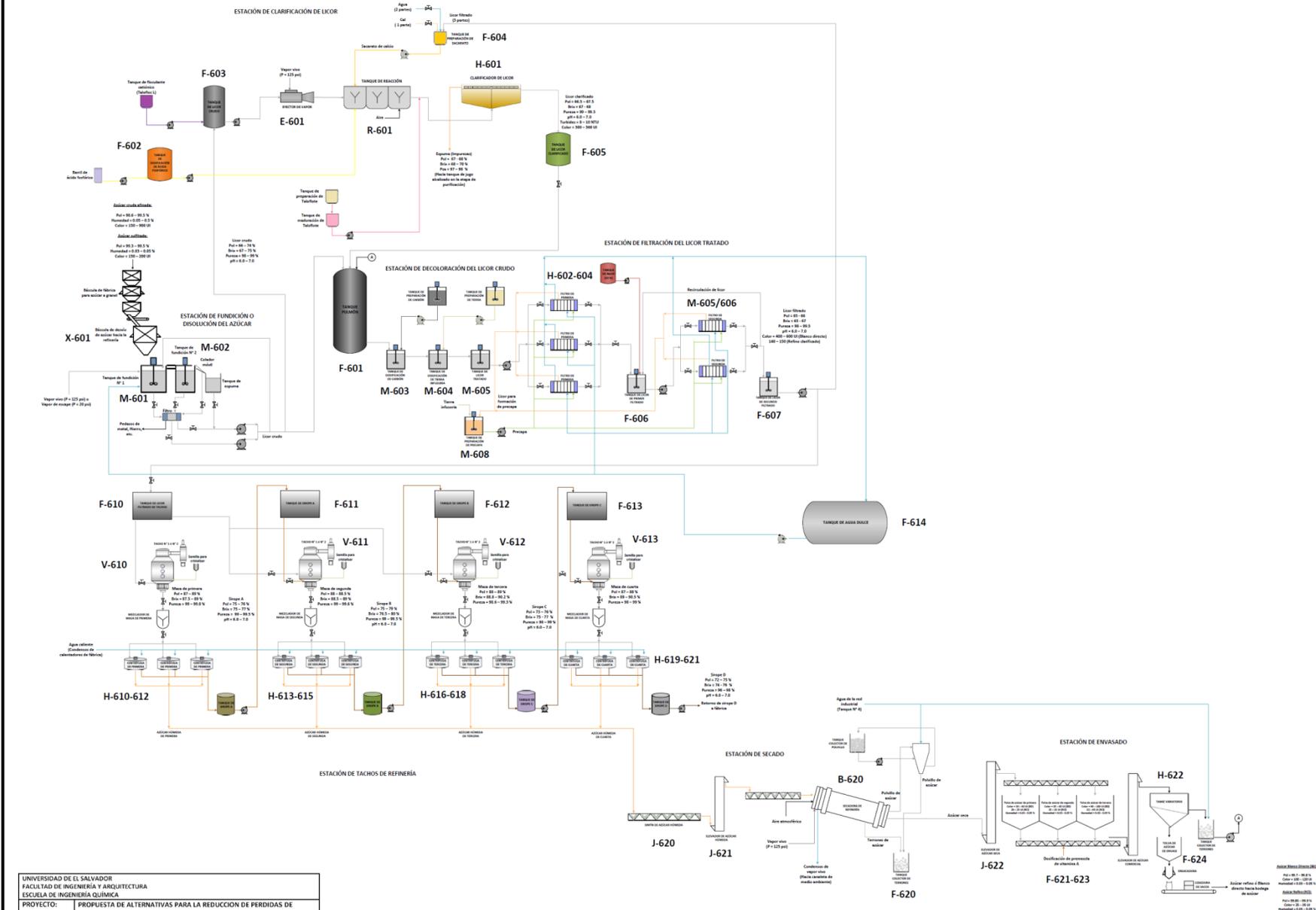
<b>CLAVE</b>	<b>DESCRIPCIÓN</b>
B-501	Secadora de fábrica
D-501	Scrubber de la secadora de fábrica
E-501	Calentador de agua para centrífugas
F-501	Tanque de almacenamiento de miel A
F-502	Tanque de almacenamiento de miel B
F-503	Tanque de agua para calentamiento
H-501-508	Centrífugas de primera
H-509-519	Centrífugas de segunda
H-520-525	Centrífugas de tercera
J-501-503	Sinfines de azúcar de primera, segunda y tercera
J-504	Elevador de azúcar N° 1
J-505	Elevador de azúcar N° 2
J-506	Banda de alimentación a tolvas de azúcar
J-507/508	Bandas de azúcar N° 1 y N° 2
M-501-503	Mezcladores de masa cocida A, B y C
X-501-503	Básculas de azúcar de fábrica

## ANEXO J.8: DIAGRAMA DEL ÁREA DE ALMACENAJE Y DESPACHO DE MIEL FINAL



UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA	
PROYECTO:	PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PERDIDAS DE SACAROSA EN UN INGENIO AZUCARERO
DIAGRAMA DEL ÁREA DE ALMACENAJE Y DESPACHO DE MIEL FINAL	
Elaborador por:	Edwin Romeo Zepeda Guardado

# ANEXO J.9: DIAGRAMA DEL PROCESO DE REFINACIÓN DE AZÚCAR



UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR  
 FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA  
 ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
 PROYECTO: PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCIÓN DE PERDIDAS DE SACAROSA EN UN INGENIO AZUCARERO  
 DIAGRAMA DEL PROCESO DE REFINACIÓN DE AZÚCAR  
 Elaborador por: Edwin Romeo Zepeda Guardado

### ANEXO J.9.A: NOMENCLATURA DE EQUIPOS DE PROCESO DE LA REFINERÍA

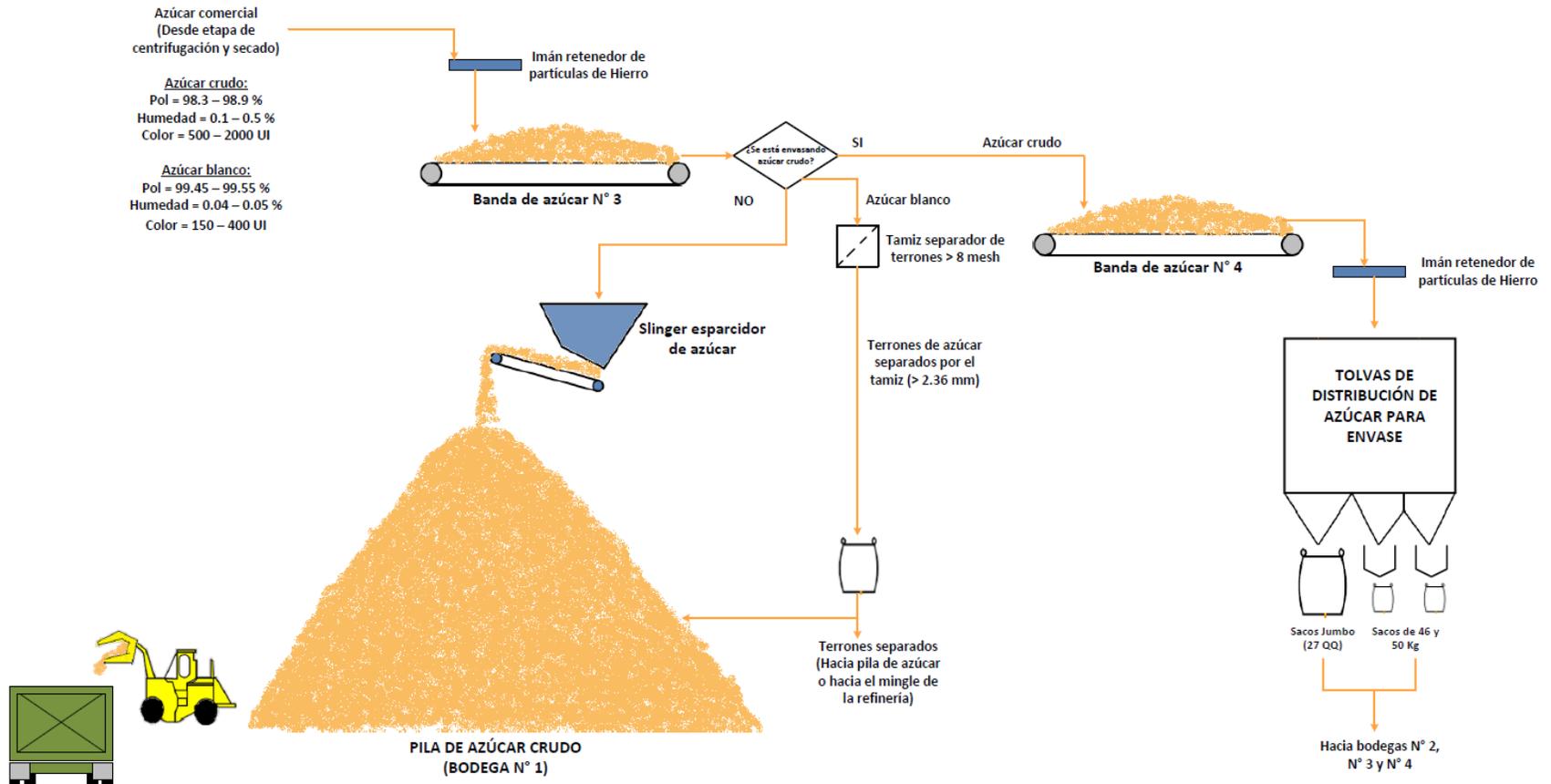
CLAVE	DESCRIPCIÓN	CLAVE	DESCRIPCIÓN
B-620	Secadora de la refinería	H-613-615	Centrífugas de segunda de refinería
E-601	Eyector de vapor	H-616-618	Centrífugas de tercera de refinería
F-601	Tanque pulmón	H-619-621	Centrífugas de cuarta de refinería
F-602	Tanque de dosificación de ácido fosfórico	H-622	Tamiz vibratorio
F-603	Tanque de licor crudo	J-620	Sinfín de azúcar húmeda
F-604	Tanque de preparación de sacarato	J-621	Elevador de azúcar húmeda
F-605	Tanque de licor clarificado	J-622	Elevador de azúcar seca
F-606	Tanque de licor de primer filtrado	M-601/602	Tanques de fundición de azúcar
F-607	Tanque de licor de segundo filtrado	M-603	Tanque de dosificación de carbón
F-610	Tanque de sirope A	M-604	Tanque de dosificación de tierra infusoria
F-611	Tanque de sirope B	M-605	Tanque de licor tratado
F-612	Tanque de sirope C	M-606	Tanque de preparación de carbón
F-613	Tanque de sirope D	M-607	Tanque de preparación de tierra infusoria
F-614	Tanque de agua dulce	M-608	Tanque de preparación de precapa
F-620	Tanque colector de terrones	R-601	Tanque de reacción
F-621-623	Tolvas de azúcar	V-610	Tachos de primera de refinería
F-624	Tolva de azúcar para envase	V-611	Tachos de primera de refinería
H-601	Clarificador de licor	V-612	Tachos de primera de refinería
H-602-604	Filtros primarios	V-613	Tachos de primera de refinería
H-605/606	Filtros secundarios	X-601	Báscula de azúcar de refinería
H-610-612	Centrífugas de primera de refinería		

## ANEXO J.10: DIAGRAMA DEL PROCESO DE ENVASE Y ALMACENAJE DE AZÚCAR

Azúcar comercial  
(Desde etapa de centrifugación y secado)

**Azúcar crudo:**  
Pol = 98.3 – 98.9 %  
Humedad = 0.1 – 0.5 %  
Color = 500 – 2000 UI

**Azúcar blanco:**  
Pol = 99.45 – 99.55 %  
Humedad = 0.04 – 0.05 %  
Color = 150 – 400 UI



UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA	
PROYECTO:	PROPUESTA DE ALTERNATIVAS PARA LA REDUCCION DE PERDIDAS DE SACAROSA EN UN INGENIO AZUCARERO
DIAGRAMA DEL PROCESO DE ENVASE Y ALMACENAJE DE AZÚCAR	
Elaborador por:	Edwin Romeo Zepeda Guardado