



TOGETHER
for a sustainable future

OCCASION

This publication has been made available to the public on the occasion of the 50th anniversary of the United Nations Industrial Development Organisation.



TOGETHER
for a sustainable future

DISCLAIMER

This document has been produced without formal United Nations editing. The designations employed and the presentation of the material in this document do not imply the expression of any opinion whatsoever on the part of the Secretariat of the United Nations Industrial Development Organization (UNIDO) concerning the legal status of any country, territory, city or area or of its authorities, or concerning the delimitation of its frontiers or boundaries, or its economic system or degree of development. Designations such as “developed”, “industrialized” and “developing” are intended for statistical convenience and do not necessarily express a judgment about the stage reached by a particular country or area in the development process. Mention of firm names or commercial products does not constitute an endorsement by UNIDO.

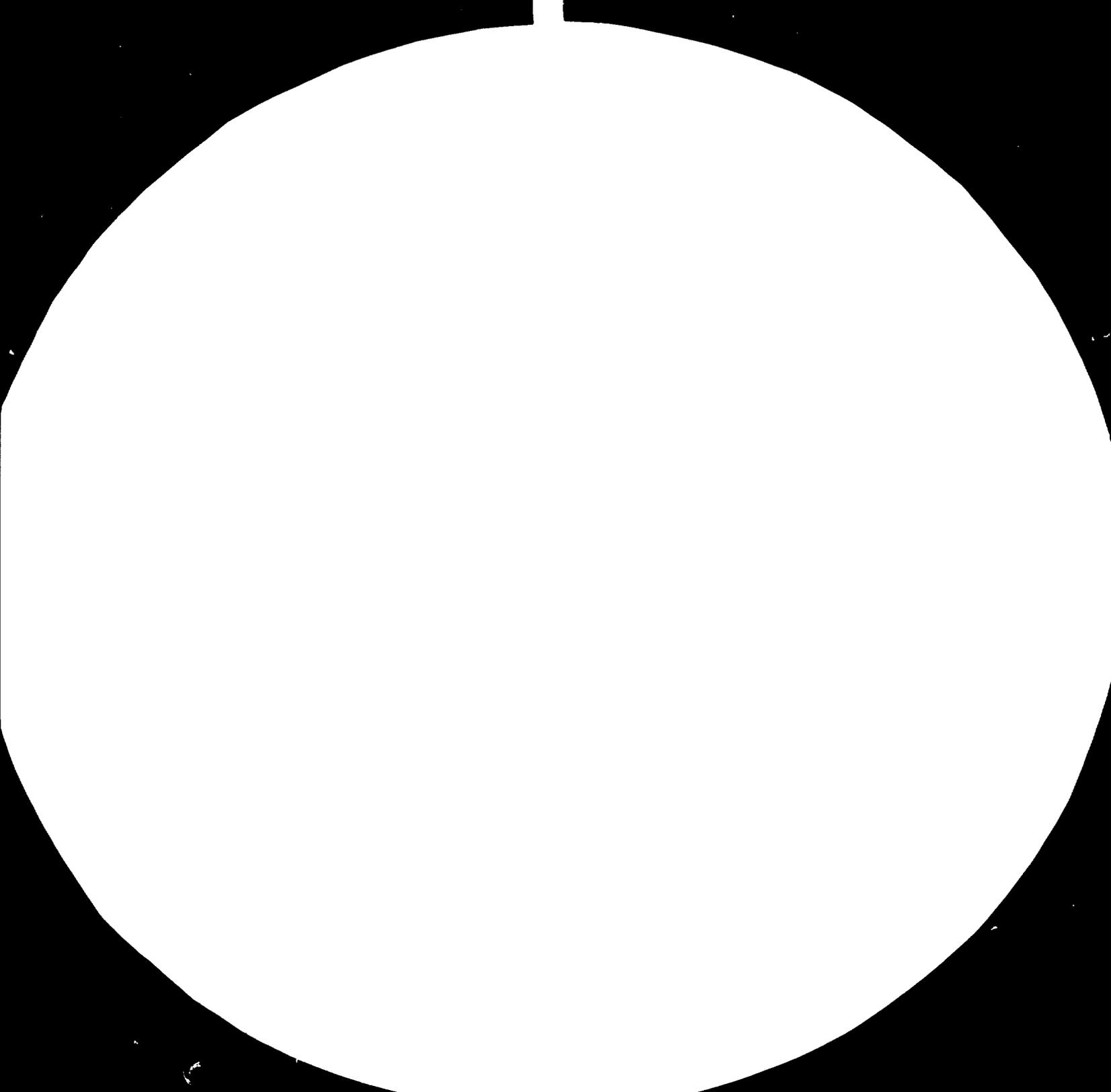
FAIR USE POLICY

Any part of this publication may be quoted and referenced for educational and research purposes without additional permission from UNIDO. However, those who make use of quoting and referencing this publication are requested to follow the Fair Use Policy of giving due credit to UNIDO.

CONTACT

Please contact publications@unido.org for further information concerning UNIDO publications.

For more information about UNIDO, please visit us at www.unido.org





28



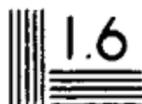
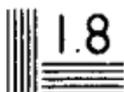
32



36



40



Microcopy Resolution Test Chart
ANSI #1000-10000

1
12963

1983

República Dominicana.

MEJORAR LA OPERACION DE LA REFINERIA DE
AZUCAR DE CAÑA EN INGENIO PORVENIR

SI/DOM/82/801/11-01/31.7.C

REPUBLICA DOMINICANA

Reporte técnico: Incrementar eficiencia proceso

Preparado para el Gobierno de República
Dominicana por la Organización de Naciones
Unidas para el Desarrollo Industrial, agencia
ejecutora del Programa de Naciones Unidas para el Desarrollo.

1137

Basado en el trabajo de Alfonso Miaja Calvo
experto en procesos azucareros

United Nations Industrial Development Organization
Vienna

n /

Palabras y
Abreviaturas no comunes.

- pol- por ciento azúca
- agua maceración- agua agregada al molino para ayudar a extraer el azúcar.
- jugo diluido- jugo mezclado extraído al molino.
- cachaza- precipitado formado por los productos agregados al jugo.
- prod. y proc.- material producido y aquel que se encuentra en proceso en la planta.
- Brix- Por ciento de sólidos en una solución de azúcar
- Torta de carbón- Mezcla de tierra infusorios, carbón e impurezas que retienen las placas de los filtros.
- espumas- precipitado de fosfato de calcio formado en la clarificación de refinera.
- agua dulce- agua proveniente del lavado de la torta de los filtros.
- Grados Baumé.- Escala de densidad.
- Vacío- presión negativa
- Superficie de calefacción- Serie de elementos (generalmente tubos) intercambiadores de calor, el líquido - por la parte interior y el vapor por la parte exterior.
- Floculante- Polímero de alto peso molecular que facilita la separación del precipitado formado.
- Masa cocida- Mezcla de miel y cristales de azúcar que posteriormente son separados por fuerza centrífuga. (templa)
- Pies de templa- porción de grano que se alimentará en el tacho para lograr el tamaño deseado
- Dextrana- Poliglucosano, conjunto de moléculas de glucosa producida por una infección de la caña por el Leuconostoc Mesenteroides; infección que puede provenir desde el campo en cañas con varios días de cortada o dañadas por otra causa.
- grs.- gramos
- lbs./h.- libras por hora
- lbs./pg² - libras por pulgada cuadrada (presión)
- Calor lat.- Calor latente del vapor
- V:3" Hg- Vacío, 3" en columna de mercurio
- sup. cal.- superficie de calefacción ó superficie calórica.
- p² - pies cuadrados

RESUMEN (Abstract)

Mejorar la operación de la Refinería de azúcar de caña en Ingenio Porvenir, R. D.

SI/DOM/82/801/11-01/31. 7. C.

República Dominicana

Reporte técnico: Incrementar eficiencia proceso.

Duración: Dos meses (60 días)

Principales Conclusiones y Recomendaciones:

Razones de la baja eficiencia en el proceso.-

No existe equipo de control para el proceso, desde el molino hasta la fabricación de azúcar refinado, esto afecta la capacidad del equipo - instalado y la recuperación de azúcar; el laboratorio no cuenta con - la información necesaria para hacer una buena contabilidad de materiales.

El mantenimiento y la falta de refacciones y partes de repuesto, ocasionan que haya equipo fuera de operación, afectando la capacidad de producción.

Este ingenio refina azúcar crudo de calidad variable que recibe de otras plantas, el control del azúcar recibido no es confiable; se proyecta instalar un control de peso en el transportador de banda. En el proceso existen retornos de materiales de la refinería que solamente se controlan volumetricamente, sujetos a errores.

Se observó la presencia de Dextrana en el proceso de Ingenio Porvenir, material que ocasiona exceso de viscosidad y problemas graves en la estación de filtración-decoloración en refinería, continuando la investigación se encontró Dextrana en el azúcar crudo de otros ingenios.

El factor humano tiene gran influencia en la operación eficiente de la planta.

Los cristalizadores de masa "C" están instalados en una zona con ambiente de alta temperatura, se proyecta sustituir los elementos de enfriamiento, pero si no relocalizan, difícilmente se logrará un agotamiento en la miel y continuarán altas las pérdidas por este concepto.

Principales recomendaciones:

Equipo de medición para el agua de maceración en los molinos, y equipo de control e indicador para las distintas etapas del proceso de fabricación de azúcar crudo y azúcar refinado.

Conocer el peso exacto del azúcar de otros ingenios, lo que permitirá al laboratorio llevar una mejor contabilidad de materiales.

Siendo la calidad del azúcar crudo el factor de mayor importancia en la operación y eficiencia de la refinería, es recomendable que la recepción de azúcar crudo sea de una polarización no menor de 98.5%.

Contar con las refacciones y partes de repuesto necesarias, para mantener al equipo en operación, lo que incrementará la capacidad y eficiencia de la planta.

De acuerdo con las observaciones del proceso, se recomendó hacer instalaciones para disminuir retornos de la refinería, los que eran controlados volumetricamente y sujetos al criterio del operador, en esta forma se disminuye la recirculación de materiales en beneficio a la recuperación de la refinería.

La dextrana (se anexa documento), es un polisacárido producido por una bacteria (*Leuconostoc mesenteroides*), que afecta la polarización del jugo dando cifras mayores de un contenido de sacarosa falso, apareciendo pérdidas altas, además por su efecto se tiene menor recuperación y se incrementan los costos de producción. Se encontró presente en los materiales de ingenio Porvenir, de los que abastecen de azúcar crudo y de otros ingenios del Este del país. El Consejo Estatal del Azúcar, convocó a una reunión en la que estuvieron presentes, altos funcionarios del CEA, personal técnico de campo y fábrica de los ingenios, y técnicos de la estación experimental de campo "La Duquesa"; en esta reunión se discutió el problema que produce esta infección y las posibilidades de evitarla o reducirla al mínimo. El CEA dió instrucciones precisas al respecto.

El tandem de molinos necesita rehabilitación para incrementar su molienda, con buena calidad de caña, limpia (sin tierra y/o piedras), buena y constante calidad de azúcar crudo, el equipo instalado operando completo y eficientemente y un buen control en las diferentes etapas del proceso, la planta puede procesar 4,000 toneladas de caña y producir 550 toneladas de azúcar en 24 horas.

Introducción

Antecedentes.-

En el reciente trabajo efectuado por INAZUCAR, fueron estudiados, la eficiencia y la estructura de los costos de producción en el proceso de fabricación de azúcar crudo y azúcar refinado. En el caso de Ingenio Porvenir se encontró que el coeficiente de conversión (refinado/crudo), estaba muy por abajo de las cifras estandar normales de producción.

En condiciones óptimas, las grandes refinerías de América del Norte necesitan 106.5 kg. de azúcar crudo (96°) para la producción de 100 kg. de azúcar refinado. La refinería de azúcar La Romana, normalmente necesita de aproximadamente 110 kg., sin embargo la refinería del Ingenio Porvenir necesita 122 kg. de azúcar crudo para los mismos 100 kg. de azúcar refinado, lo cual representa una pérdida de alrededor de 10 por ciento en el azúcar crudo que se refina.

Aunque es cierto que la operación de una refinería arriba de su capacidad (para cumplir con las necesidades del país en azúcar refinado) afecta su eficiencia, las estadísticas de producción de años anteriores indican que la fábrica no estaba operando más eficientemente abajo de su capacidad, que en el presente.

Con su producción anual de alrededor de 1.2 millones de toneladas de azúcar de caña, la industria azucarera representa un sector industrial de importancia en el país, desde el punto de vista de empleos y de exportación. El Consejo Estatal del Azúcar (CEA), cuya principal responsabilidad es el desarrollo de la industria azucarera, se ha interesado en las pérdidas reportadas por la fábrica de azúcar de Ingenio Porvenir, debido a la baja recuperación en la producción de azúcar refinado. Ha solicitado asistencia técnica con el propósito de determinar donde y porqué existen esas pérdidas, recomendando la acción necesaria para incrementar la recuperación de azúcar.

El Consejo Estatal del Azúcar (CEA), desde el año de 1981 y por medio del Departamento de Proyectos y Asuntos Especiales y la Gerencia de Producción Fabril, han abordado lo referente a la baja re

cuperación en la refinería de Ingenio Porvenir, en los documentos que se adjuntan se puede constatar que existe una valorización de las altas pérdidas. Los puntos que se mencionan en el escrito de la Gerencia de Producción Fabril, coinciden con las conclusiones de esta misión.

CONTENIDO

- I.- Proceso de fabricación de azúcar crudo y azúcar refinado.
Programa de trabajo de investigación en la planta.
- II.- Análisis del Informe de 15 de Abril de 1983
 - A: Verificación de cifras y balances de pol y sólidos en la fabricación de azúcar crudo.
 - B: Verificación de balance de sólidos en la fabricación de azúcar refinado.
- III.- Descripción del proceso de fabricación de azúcar crudo.
- IV.- Descripción del proceso de fabricación de azúcar refinado.
- V.- Balance de energía en el proceso de fabricación.
 - A: Balance térmico en la fabricación de azúcar crudo.
 - B: Balance térmico en la fabricación de azúcar refinado.
 - C: Balance de materiales en la refinación.
- VI.- Balance de materiales
- VII.- Capacidad de equipo instalado.
 - A: Fabricación de azúcar crudo.
 - B: Fabricación de azúcar refinado.
- VIII.- Reporte Técnico Final
- IX.- Conclusiones. Recomendaciones (especificaciones).

Anexos:

- 1.- Antecedentes del proyecto (CEA).
- 2.- Resumen del Simposium sobre Dextrana. Florida, EE.UU. (1982)
- 3.- Cuestionario sobre equipo instalado, capacidades y condiciones de operación en una fábrica de azúcar.

ONUUDI/CEA REP. DOMINICANA
SI/DOM/82/801/31.7.C

I. PROCESO DE FABRICACION CRUDO Y REF.

Programa de trabajo de investigación en la planta:

- 1.-Datos de proceso.- Equipo
- 2.-Capacidad de equipo.-Equipo de Laboratorio
- 3.-Superficies de calefacción del equipo de proceso
- 4.-Tratamiento jugo.-Temperatura
- 5.-Clarificación de jugo.-Productos auxiliares
- 6.-Manejo y filtración de cachaza.-Recirculación
- 7.-Evaporación.- Densidad de la meladura
- 8.-Cristalización de crudo.- Manejo de materiales
- 9.-Cristalizadores.- Agotamiento
- 10-Centrifugación
- 11-Azúcar "C".- Recirculación impurezas
- 12-Afinación.- Calidad de azúcar crudo.
- 13-Fundición (derretido).-Calidad del agua
- 14-Tratamiento derretido.- Temperatura
- 15-Clarificación.-Aereación.-Prods. auxiliares
- 16-Decoloración.- Filtración.- Lavado de la torta
- 17-Filtros trampa (Refiltración)
- 18-Cristalización refinado.- Sistema templeas
- 19-Centrifugación refinado.- Lavado del azúcar
- 20-Mnejo de azúcar.- Secado
- 21-calidad y control del azúcar crudo recibido
- 22-Recuperación
- 23-Balance de energía (térmico)
- 24-Balances de materiales
- 25-Equipo control.- Instrumentación

II.-ANALISIS DEL INFORME DE ABRIL 15/1983

A.- Verificación de datos y balances de pol y sólidos en la fabricación de azúcar crudo.-

Datos: (Caña: 403,723.45 tons. cortas)

	%	Tons. métricas
Caña		366,257.910
pol % caña	12.692	
pol en caña		46,485.453
Extracción jugo		
% caña	88.470	
jugo diluido		324,028.370
pol % jugo diluido	13.010	
pol en jugo diluido		42,156.090
agua mceración		
% caña	19.420	
agua de maceración		71,127.286
bagazo % caña	30.970	
bagazo		113,430.070

Caña + Agua mceración=Jugo diluido+bagazo.

366,257.910+71,127.286=324,028.370+Bagazo

Bagazo = 113,356.820 tons métricas.

Balance de pol.-

	%	Tons. métricas
Caña		366,257.910
pol % caña	12.692	
pol en caña		42,485.453
Jugo diluido		324,028.370
Bagazo		113,430.070
Agua de maceración		71,127.286
Azúcar producido/96°		40,013.027
Azúcar en proceso/96°		440.558
pol % azúcar	96.000	
Azúcar producido y en proceso/96° (pol)		37,826.729

	%	Tons. métricas
pol azúcar producida y en proceso/96°		36,313.604
Cachaza % caña	3.000	
pol en cachaza		210.870
Miel final producida y en proceso		14,650.589
pol % miel final	36.800	
pol en miel final produc. y en proceso		5,391.417
pol % jugo diluido	13.010	
pol en jugo diluido		42,156.090
pol en Bagazo		4,329.363
pol en indeterminadas		240.139

Pérdidas	Determinado	Informe
Bagazo	4,329.363	4,320.377
Miel (prod.y proc.)	5,391.417	5,379.315
Cachaza	210.870	210.870
Indeterminadas	240.139	259.759
Totales	10,171.789	10,170.319
Azúcar/96° (prod.proc)	36,313.664	36,313.664
pol en caña	46,485.453	46,483.984

Balance de sólidos.-

	%	Tons. métricas
Brix del jugo diluido	15.89°	-
Sólidos en jugo diluido		51,488.107
pol en jugo clarificado		41,945.220
Pureza jugo clarificado	83.19	-
Sólidos en jugo clarificado		50,420.988
sólidos en cachaza		1,067.119
Sólidos miel (prod.y proc.)		12,301.269
Brix miel producida	90.79°	
Pureza miel producida	40.53	
Humedad % azúcar/96°	0.50	
Brix % azúcar/96°	99.50	
Pureza azúcar/96°	98.6412	
Sólidos azúcar (prod.y proc)		36,813.891

Balance de sólidos (tons. métricas)

	Determinado
Sólidos en:	
Azúcar/96 (producido y proceso)	36,813.891
Miel final (producida y proceso)	13,301.269
Cachaza	1,067.119
Indeterminados	305.828
Jugo diluido	51,488.107

B.-Verificación del Balance de sólidos. Refinería

Azúcar a refinería: 180.989,640 lbs./pol:97.97°
 184.703,690 lbs./pol:96°

Humedad azúcar crudo: 0.50%

Sólidos % azúcar crudo: 99.50%

Sólidos azúcar a refinería: 180.084,690 lbs.

Toneladas métricas de sólidos: 81,686

Azúcar refinado producido = 129.870,000 lbs.

Azúcar refinado en proceso 577.600 lbs.

130.477,600 lbs.

Humedad azúcar refinado: 0.043 %

Sólidos % azúcar refinado: 99.957 %

Sólidos azúcar refinado: 130.421,490 lbs.

Sólidos azúcar refinado

producido y proceso: 59,159 tons. métricas

Miel final de refinería: 1.784,672 lbs.

810 tons. métricas

Brix miel final:90.78°.

Sólidos en miel final ref. 735 tons. métricas

Pérdidas en: Tons. métricas sólidos

Miel final de refinería 735

Torta de carbón 5

Retorno de mieles, espumas,
 agua dulce y solución del

polvo de estación secado: 18.870

Pérdidas totales refinería 22.527

III.-DESCRIPCION DEL PROCESO DE CRUDO

Descripción del proceso de fabricación de azúcar crudo de acuerdo con la información obtenida y el análisis de la operación de las diferentes etapas de que se constituye.

A.- Clarificación

1.- Estación de lechada de cal:

Operación manual, preparación de una solución de 5°/6° Baumé, bombeada y recirculando el excedente. Se utiliza cal hidratada de calidad variable.

2.- Alcalización:

La cantidad de lechada de cal a 5°/6° Baumé, se regula manualmente de acuerdo con el reporte de laboratorio sobre el pH del jugo en el derrame de los clarificadores. Es necesario instalar un control automático de pH que regule la cantidad de lechada de cal necesaria. En esta etapa se reciben los jugos provenientes de los filtros rotativos al vacío que manejan la cachaza, y la dilución del precipitado (espumas) de los clarificadores de la refinería; este último retorno está controlado manualmente y sujeto a error.

3.- Calentamiento de jugo:

Con vapor generado por el pre-evaporador (No. 1 ó No. 2), se calienta el jugo alcalizado a 215°F, en dos calentadores de 2,500 pies cuadrados de superficie de calefacción cada unidad. La operación es manual. Es necesario instalar una válvula con control termostático para regular la cantidad de vapor de acuerdo con la temperatura.

4.- Clarificadores:

El jugo de los calentadores se recibe en un tanque FLASH para eliminar el exceso de temperatura y velocidad, con el objeto de evitar turbulencia del jugo en el interior del clarificador. El tanque FLASH es de capacidad reducida, teniendo la necesidad de construir un anexo para evi-

tar proyecciones de jugo a la atmósfera. Es necesario - construir un tanque FLASH con capacidad suficiente para soportar la velocidad de molienda y cumpla con su cometido eficientemente.

Se aplica floculante, pero su disolución no es efectiva quedando grumos del producto; su aplicación en el primer compartimiento del clarificador (cámara de floculación), no permite una buena mezcla con el jugo, por lo que su acción no es eficiente. Es necesario hacer una instalación apropiada, aplicando el floculante en solución en las líneas de alimentación a clarificadores, lo más cercano a éstos.

Se encuentra instalado un clarificador tipo Graver de 30 pies de diámetro y 90,000 galones de capacidad, y un segundo clarificador tipo Rapi-Dorr de 20 pies de diámetro y 45,000 galones de capacidad; con este volumen disponible se tiene un alto tiempo de retención del jugo, obteniéndose un jugo clarificado de buena calidad.

5.- Filtros de cachaza:

En esta etapa se cuenta con mayor capacidad que la necesaria para la velocidad de molienda actual. En el filtro # 3 existe solamente un cabezal para la recolección de los jugos, instalado en uno de los extremos del filtro, observándose que en el extremo opuesto falta succión y drenaje para secar la cachaza y eliminar el jugo, teniéndose en esta zona mayor pérdida de sacarosa. Es necesario conectar los colectores de succión de esa zona, a los colectores generales conectados al cabezal.

6.- Evaporación:

Se encuentran instalados dos grupos de evaporación.

No. 1: Con pre-evaporador de 20,000 pies cuadrados de superficie de calefacción y un cuádruple efecto con vasos de cinco mil pies cuadrados cada uno, haciendo un total de 40,000 pies cuadrados de superficie calórica.

No. 2: Con pre-evaporador de 10,000 pies cuadrados de superficie calórica y un cuádruple efecto con vasos de 4,000 pies cuadrados cada uno, hacen un total de 26,000 pies cuadrados de superficie calórica. Con estos dos grupos de tan diferente capacidad, cuando se tiene que hacer limpieza (eliminar la

incrustación) a la superficie de transmisión de calor al pre evaporador No. 1, hay necesidad de disminuir la velocidad de molienda por falta de capacidad en el evaporador No. 2. Es necesario complementar la instalación de extracción de vapores de los dos pre-evaporadores a los dos cuádruples efectos para contar con mayor elasticidad en esta etapa del proceso. Estos dos grupos trabajan independiente y separadamente, el vapor generado por ambos pre-evaporadores es utilizado en el calentamiento de jugo alcalizado y en los tachos de crudo. El grupo de evaporación No. 1, cuenta con bastantes años en operación, los vasos de fundición de fierro tienen juntas en las calandrias, habiendo necesidad de reponerlas periódicamente. Es conveniente programar la sustitución periódica de este equipo por unidades de acero soldadas.

El agua condensada del vapor de los pre-evaporadores se utiliza en alimentación a calderas, el agua condensada de los vapores del cuádruple No. 1, se utiliza en calderas, cuando para éstas hace falta agua de calidad apropiada. El agua con densada del cuádruple efecto No. 2 se utiliza en refinería.

B.- Cristalización

1.-Tachos - Masas cocidas

Tacho masa cocida "A" (No.1)

Volumen de 1,700 pies cúbicos, exclusivamente para masa cocida A, las que estan compuestas de :magma de azúcar C, meladura y miel de retorno de la refinería.

Tacho masa cocida "B" (No.3)

Volumen de 1,085 pies cúbicos, para elaborar masa cocida B, compuesta con magma de azúcar C, meladura y miel A.

Tacho masa cocida "C" (No. 4)

Volumen de 1,085 pies cúbicos, empleándose para elaborar masa cocida C, compuesta de miel A y miel B.

Tacho No. 2

Con volumen de 880 pies cúbicos, se emplea para preparar grano para masas cocidas A y B, con magma de azúcar C y meladura.

Tacho No. 5

Se emplea para cristalizar para cuatro masas cocidas C, y preparar pies para las mismas masas cocidas. Volumen de 926 pies cúbicos.

Es necesario la instalación de equipo para el control de so-

bresaturación y aplicar el sistema de ensemillamiento (seeding system), para los pies de las masas cocidas C.

La temperatura del agua de inyección a los condensadores es mayor que la indicada, afectando la capacidad y eficiencia - de esta etapa del proceso, se ha informado que se cuenta con las partes de repuesto para rehabilitar las bombas de inyección y rechazo al enfriador de agua.

2.-Semilleros:

Semilleros de magma.-

Volumen de 1,330 pies cúbicos, con disolutor anexo de 400 pies cúbicos, para disolver el excedente de azúcar C proveniente de las centrífugas continuas.

Semilleros A-B.-

Con volumen de 1,200 pies cúbicos, se emplea para almacenar a disponibilidad el grano desarrollado para masas cocidas A y B. Semilleros para masa cocida C.-

Dos unidades de 1,200 pies cúbicos cada una, para almacenar - grano para uno o dos piés para masa cocida C, por separado.

3.-Cristalizadores:

Cristalizadores A.-

Dos unidades de 1,364 pies cúbicos cada uno. Su función es recibir del tacho la masa cocida A, para alimentar el mezclador de las centrífugas A-B.

Cristalizadores B.-

Dos unidades de 1,200 pies cúbicos cada uno, reciben la masa cocida B para alimentar el mezclador de las centrífugas A-B.

Cristalizadores C.-

Doce unidades con sistema de enfriamiento tipo Blanchard, números 6,7 y 10 con volumen de 1,310 pies cúbicos cada uno; - números 2,3,4,5,8,9,11,12 y 13, con volumen de 1,134 pies cúbicos cada uno. Volumen total de 14,136 pies cúbicos.

La masa cocida C descarga a los cristalizadores a una temperatura que varía entre 158° y 160°F, después de su ciclo de enfriamiento descarga al mezclador, para ser centrifugado en las centrífugas continuas de masa C, a 120°F.

La temperatura ambiente donde se encuentran instalados estos - cristalizadores no permite un eficiente enfriamiento de la masa cocida, y por consiguiente el agotamiento de la miel es ba-

jo, es necesario que por el corto espacio con que cuenta este ingenio para la instalación de nuevo equipo, analizar los nuevos tipos de cristalizadores para mejorar la pureza de la miel final.

De acuerdo con datos del laboratorio del ingenio, al descargar la masa cocida a cristalizadores tiene un cilón caliente de 47 de pureza, la miel final en la purga de las centrífugas, reporta 40.0 de pureza, que significa un agotamiento bajo de siete puntos; debiendo añadir que aparece grano en la miel final proveniente de las centrífugas continuas.

C.- Centrífugas

1.-Centrífugas A-B.-

Cuatro unidades Western States, automáticas, con dimensiones de 54" x 40", con ciclos de purga de 2 minutos.

2.-Centrífugas C (continuas).-

Tres unidades Western States de 34" x 34°

Dos unidades Western States de 37" x 30°

En el mezclador de estas centrífugas no opera el elemento térmico calentador, por tener las juntas en malas condiciones, por lo tanto no funciona el control de temperatura de la masa cocida. Es necesario prestar especial atención a este punto para lograr la máxima eficiencia en la operación de las centrífugas continuas de masa C.

D.-Presencia de Dextrana

Se observaron cristales de masa cocida C en forma de bastón (alargados), debido a la presencia de dextrana. Las principales causas de la formación de dextrana, son las bajas temperaturas (caña afectada por heladas) y caña con largo tiempo entre el corte y la molienda (caña vieja); en la primera información recibida se consideraba que la presencia de este poliglucosano se debía a caña que aún no tenía su completa madurez, investigaciones posteriores indican que en algunas zonas y con algunas variedades de caña, con largo tiempo entre el corte y la molienda se produce la Dextrana, ocasionando exceso de viscosidad en las mieles, afectando el agotamiento de la miel final y dificultades en la filtración del azúcar crudo en la refinería.

IV.- DESCRIPCION DEL PROCESO DE REFINACION

A.-Recepción de azúcar crudo de otros Ingenios

Se recibe el azúcar crudo en furgones de ferrocarril, que son pesados sin exactitud en las básculas de plataforma donde se pesa la caña. La calidad del azúcar crudo es variable, dependiendo de las condiciones del proceso en los otros ingenios; existen diferencias notables en la polarización del azúcar recibida.

El laboratorio de ingenio Povenir toma muestras de cada furgón de ferrocarril, acumulándolas para llevar a cabo un análisis del azúcar cada 24 horas, de cada ingenio por separado.

La descripción anterior es el control que se lleva del azúcar recibida para refinar.

Es necesario instalar un sistema de pesado con mayor exactitud, parece ser el indicado el sistema de pesado en la banda transportadora de azúcar de otros ingenios, programada por el cuerpo técnico de Ingenio Forvenir. El laboratorio debe tomar cuando menos tres muestras de azúcar de cada furgón durante la descarga, a espacios de tiempo fijados; estas muestras se mezclarán y se tomará una porción que acumulada con otras similares del mismo ingenio, se analizará cada veinticuatro horas.

B.- Afinación

El magma para afinar se prepara con azúcar crudo del propio ingenio, con azúcar crudo de otros ingenios, o bien en forma conjunta, para hacer este magma se utiliza agua dulce del lavado de la torta de los filtros de la refinería y la miel de afinación.

El agua dulce es un material no solo de baja pureza sino contaminada con las impurezas de la torta de los filtros, es necesario sustituirla con agua condensada y continuar empleando la miel de afinación.

En esta etapa del proceso se encuentran instaladas cuatro centrifugas Western States de 36" x 48", que operan con ciclos de dos minutos.

C.- Fundición (Derretido)

En esta etapa se está empleando agua dulce para la disolución del

azúcar afinado, haciendo la misma indicación, eliminar el agua dulce y sustituirla por agua condensada. La densidad del azúcar fundido (derretido) varía entre 27° y 30° Baumé, de acuerdo con la calidad del azúcar crudo que se está manejando, para no afectar los ciclos de filtración.

D.- Tratamiento

En tanques de tratamiento de 2,757 galones, a 180°F, se lleva a cabo el tratamiento del azúcar fundido (derretido), con 6 libras de ácido fosfórico (300 grs./ton. métrica de sólidos), y lechada de cal (5°-6° Baumé), hasta un pH de 7.0, controlado por medio de comparador tipo Taylor, a continuación se adiciona el compuesto de cuaternario de amonio, para absorber materias colorantes.

E.- Productos auxiliares para la clarificación

El compuesto de cuaternario de amonio que se menciona antes, se adiciona en proporción de 300 grs./ton. métrica de sólidos). En la alimentación de los clarificadores Jacobs', se adiciona un compuesto de poliacrilamida en proporción de 7.7 grs./ton. métrica de sólidos; este producto auxiliar es un floculante que dá mayor consistencia al precipitado de fosfato de calcio, facilitando su eliminación. Estos productos han permitido mayor capacidad a esta etapa del proceso. Es necesario contar con el control en la dosificación del floculante, para obtener mayor eficiencia en la clarificación.

F.- Clarificación

Los clarificadores Jacobs' instalados, aunque no son los más indicados cuando se plican los productos auxiliares mencionados, operan eficientemente cuando el flujo de alimentación es el adecuado y en forma constante, la temperatura esta controlada por válvulas termostáticas. Es necesario controlar el flujo de alimentación de cada clarificador de acuerdo con su posición respecto a la estación de bombeo.

G.- Filtración (decoloración)

Se encuentran instalados ocho filtros Sweetland con placas de 36" de diámetro, con superficie de filtración de 970 pies cuadrados cada unidad. Los ciclos de filtración varían de acuerdo con la calidad de azúcar crudo.

Cuando la calidad es mala, los ciclos de filtración son cortos, debiendo desendulzar la torta de los filtros en cada ocasión y propiciand o altas pérdidas de sacarosa en esta etapa del proceso de refinación. De las ocho unidades instaladas, solamente 6 son necesarias.

Se operan alternadamente, dos filtros de características similares.

H.- Tachos

Están instalados tres tachos (números 1-2-3), con volúmenes de 750, 750 y 800 pies cúbicos respectivamente, operan con vapor de escape de 15 libras por pulgada cuadrada. El sistema de temple (masas cocidas), aunque no es el común en refineries, ha proporcionado cierta seguridad de operación, principalmente por el factor humano. La templa la. se elabora con licor refinado y las subsecuentes hasta la No. 6, se elaboran con pié de licor y la miel de la templa anterior; en estas condiciones el operador del tacho siempre cristaliza el mismo material (licor), y obtiene la misma calidad de cristal, facilitándose el centrifugado y el secado del azúcar.

Estos tachos están contruidos de fundición de fierro, y periodicamente deben reponerse las juntas entre la calandria y el cuerpo. Es necesario programar la reposición periódica de la fundición de fierro por acero soldado.

I.- Centrifugas

La estación de centrifugas en esta etapa del proceso, está formada por cinco unidades Western States de 36" x 48", con ciclos de dos minutos por carga. El azúcar es de buena calidad.

J.- Manejo de Azúcar

De la etapa anterior, el azúcar es enviada a tres tolvas que originalmente fueron usadas para mezclar el azúcar de las masas cocidas de diferentes clases del sistema de temple común en refineries, en estas tolvas el azúcar pierde humedad y es transportado al sistema de secado por transportador de gusano de cinta a bierta. Es necesario sustituir este tipo de transportador por -- transportador de banda vibratorio ó gusano de cinta cerrada, para evitar destrucción del cristal.

K.- Secador / Enfriador

Equipo que opera eficientemente. Su capacidad se vé afectada por el gran volumen de polvo proveniente del cristal destruido por los gusanos de cinta abierta, es mayor el volumen de agua utilizado para disolver el exceso de polvo y los retornos de refinera a crudo, significan mayor cantidad de sacarosa deficientemente controlada. El azúcar descargada de esta estación (azúcar seca), igualmente es transportada por gusanos de cinta abierta, con el mismo inconveniente mencionado antes.

L.- Envase

Esta etapa opera eficientemente, verificando periodicamente los pesos de los envases y tomando muestras en forma continua, del azúcar producida (cada templa).

V.-BALANCE DE ENERGIA, PROCESO DE FABRICACION.

A.- Balance térmico.- Fabricación de azúcar crudo

Datos:

3,000 tons. caña métricas/24 hrs.
 (3,307 tons. cortas / 24 hrs.)
 125 tons. caña métricas/hora
 241,158 lbs. jugo/hora (temp.-78.8°F)

Jugo alimentado a evaporación:

Jugo clarificado	241,158 lbs./h.	(16.48°Brix)
Jugo filtrado	36,219 lbs./h.	(10.00°Brix)
Espuma clarif. ref.	12,073 lbs./h.	(8.00°Brix)
	289,450 lbs./h.	15.32°Brix

Calentamiento del jugo alcalizado de 78.8° a 212°F:

30,985 lbs. vapor/h.

Tachos fab.crudo (s/balance) 50,282 lbs. vapor/h.

Presión de vapor de operación:

Pre-evaporador (20,000 pies² sup.cal.: 15 lbs./pg²Primer efecto del cuádruple: 6 lbs./pg²

Operación: Extraccciones de vapor del pre-evaporador
 para calentamiento de jugo y tachos fabrica de crudo.

Condiciones de operación:

	P-lbs./pg ²	T-°F	Calor lat.
Pre-evaporador:calandria	15	250.3	947
Vaso:	6	229.8	959
Efecto 1: calandria	6	229.8	959
Vaso	2	218.5	965
Efecto 2: calandria	2	218.5	965
Vaso	V:3"Hg	206.7	974
Efecto 3: calandria	3"Hg	206.2	974
Vaso	15"Hg	179.1	990

	Vac.;pg.Hg	T- °F	Calor lat.
Efecto 4: calandria	15	179.1	990
Vaso	24	140.6	1013
Evaporación:			
	Btu/h.	lbs./h.	Brix
Pre-evaporador		289,450	15.32°
122,000 lbs. vapor/h.			
122000x0.98x947	113.223,200		
Calentam. pre-evap.			
289450x0.940(229.8-185)			
	12.189,300		
Para evaporación en			
pre-evaporador:	101.033,900		
Calentam. jugo	29.714,500		
Tachos fab. crudo	50.282,300		
Evap. en pre-evaporador			
101.033,900/959		105,353	
Primer efecto Cuadr.	21.037,100	184,097	24.08°
Flash del jugo			
184097x0.912(229.8-218.5)			
	1.897,200		
Para evaporación en			
primer efecto	22.934,300		
Evaporación en pri-			
mer efecto:			
22.934,300/965		23,766	
Segundo efecto Cuadr.	22.934,300	160,331	27.65°
Flash del jugo			
160331x0.906(218.5-206.7)			
	1.714100		
Para evap. 2o.efecto	24.648400		
Evap.en 2o.efecto			
24.648,400/974		25,306	
Tercer efecto del	24.648,400	135,025	32.83°
Cuádruple			

	Btu/h.	lbs./h.	Brix
Tercer efecto del cuadr.	24.648,400	135,025	32.83°
Flah del jugo			
135025x0.880(206.7-179.1)	3.279,500		
Para evap. tercer efecto	27.927,900		
Evap. en tercer efecto			
27.927,900/990		28,210	
Cuarto efecto del cuadr.	27.927,900	106,815	41.50°
Flsh del juho			
106815x0.825(179.1-140.6)	3.392,711		
Para evap. cuarto efecto	31.320,611		
Evap. en cuarto efecto			
31.320.611/1,013		30,918	
		75,897	58.41°

Evaporación: $(58.41-15.32/58.41) \times 100 = 73.77\%$ agua evaporada

$100.00 - 73.77 = 26.23\%$ meladura

Agua evaporada : 213,553 libras por hora

Meladura: 75,897 libras por hora

Jugo: 289,450 libras por hora

Vapor al condensador: 30,918 libras por hora

B.-Balance térmico.- Fabricación de azúcar refinado.

Datos:

Producción de azúcar refinado: 500.00 Tons.cortas/24 h.

1.000,000 lbs./24 hrs.

111.61 lbs. crudo 96°/100 lbs.

de azúcar refinado 1.116,100 lbs./24 hrs.-96°

Humedad % azúcar crudo: 0.50%

Sólidos % azúcar crudo: 99.50%

Azúcar crudo a refinería: 1.116,250 lbs.sols./24 hrs.

Sólidos en licor 1.110,250 lbs./24 horas.

Licor para temple la. 388,680 lbs.sols./24 hrs.

Con datos del balance de materiales, tenemos:
 Total de agua evaporada: 1.194,747 lbs./24 hrs.
 Total de vapor consumido: 1.433,696 lbs./24 hrs.
 59,737 lbs./hora.
 Libras vapor/libra azúcar refinado: 1.43

C.-Balance de materiales.Fabricación refinado:

Templa refinado	lbs.sóls./24 h.	Brix	lbs.mat/24 h
1a.- Licor	388,680	53.56°	726,027
M.Cocida 1a.	388,680	89.06	436,425
Miel 1a.	194,340		
		Agua evaporada	289,602
		Vapor(15 lb/pg ²)-14,480 lb/h	<u>347,522</u>
2a.- Licor	144,368	53.56°	269,544
Miel 1a.	194,340	63.00°	308,476
			578,020
M.Cocida 2a.	338,708	88.45°	378,937
Miel 2a.	169,354		
		Agua evaporada	195,083
		Vpor(15 lb/pg ²)- 9,754 lb/h.	<u>234,100</u>
3a.-Licor	144,368	53.56°	269,544
Miel 2a.	169,354	63.00°	268,815
			538,359
M. Cocida 3a.	313,722	88.47°	354,608
Miel 3a.	156,861		
		Agua evaporada	183,751
		Vapor(15 lb/pg ²)- 9,187 lb/h.	<u>220,501</u>
4a.-Licor	144,368	53.56°	269,544
Miel 3a.	156,861	63.00°	248,986
			518,530
M. Cocida 4a.	301,229	88.41°	340,718
Miel 4a.	150,615		
		Agua evaporada	177,812
		Vapor(15 lb/pg ²)-8,891 lb/h.	<u>213,374</u>

Templa refinado	lbs.sóls./24 h.	Brix	lbs.mat./24 h.
5a.-Licor	144,368	53.56°	269,544
Miel 4a.	150,615	63.00°	239,071
			508,615
M.Cocida 5a.	294,983	88.41°	333,653
Miel 5a.	147,492		
		Agua evaporada	174,962
		Vapor(15 lb/pg ²)- 8,748 lb/h	<u>209,954</u>
6a.- Licor	133,368	53.56°	269,544
Miel 5a.	147,492	63.00°	234,114
			503,658
M.Cocida 6a.	291,860	88.41°	330,121
Miel 6a.	145,930 (Ret.a crudo)		
		Agua evaporada	173,537
		Vapor(15 lb/pg ²)- 8,676 lb/h	<u>208,244</u>

Balance en la fabricación de azúcar refinado, aplicando el sistema común de quince templeas:

Producción azúcar refinado: 500.00 tons. cortas x 24 horas

1.000,000 libras x 24 horas

111.61 libras crudo x 100

libras de refinado: 1.116,100 libras x 24 horas (96°)

Humedad % azúcar crudo: 0.50%

Sólidos % azúcar crudo: 99.50%

Azúcar crudo a refinería: 1.110,520 libras sólidos x 24 horas.

Sólidos en licos: 1.110,520 libras x 24 horas.

Balance:	Libras sólidos x 24 horas	°Brix	Libras material x 24 horas
Templa 1a.			
Licor	1.110,520	53.56	2.073,413
Templa	1.110,520	89.06	1.246,935
		Agua evaporada ;	826,478
Templa 2a.			
Sirope(miel) 1a.	555,260	63.00	881,635
Templa	555,260	88.45	627,767
		Agua evaporada :	253,868
Templa 3a.			
Sirope(miel) 2a.	277,630	63.00	440,683
Templa	277,630	88.41	314,026
		Agua evaporada:	126,657
Templa 4a.			
Sirope(miel) 3a.	138,815	63.00	220,341
Templa	138,815	88.41	157,013
		Agua evaporada:	63,328
Total agua evaporada:	1.270,331 libras por 24 horas		
Vapor consumido:	1.524,397 libras por 24 horas		
Retorno a crudo:	69,408 libras por 24 horas		

Balance General de energía en la planta:

Datos: 125 toneladas de caña, métricas por hora.
 3000 toneladas de caña, métricas por 24 horas.
 3306 tons. de caña, cortas por 24 horas.

Generación vapor calderas: Tres unidades (200 libras por pulgada ²)
 90,000 libras de vapor x hora
 Generación total: 270,000 libras de vapor x hora

Consumo de vapor de 200 libras x pulgada cuadrada:

Generación fuerza (P. eléctrica):	172,800 libras de vapor x hora
Equipo motriz de molinos:	74,900 libras de vapor x hora
Proceso de fabricación:	13,000 libras de vapor por hora
Pérdidas por radiación, etc.	10,000 libras de vapor x hora.
Total del consumo de vapor	270,000 libras de vapor x hora

Producción de vapor de 15 libras x pulgada cuadrada:

Generación fuerza (P. eléctrica):	138,240 libras de vapor x hora
Equipo motriz de molinos:	59,920 libras de vapor x hora
Total de vapor producido (15#)	198,160 libras de vapor x hora.

Consumo de vapor de 15 libras x pulgada cuadrada:

Evaporación:	122,000 libras de vapor x hora
Tachos refinado:	59,740 libras de vapor x hora
Clarificación refinado:	8,000 libras de vapor x hora
Pérdidas (radiación, etc.)	8,420 libras de vapor x hora
Total de vapor consumido (15#):	198,160 libras de vapor por hora.

Observaciones: Las calderas están operando a un 84% de su capacidad de generación.

Las turbinas de los generadores de corriente eléctrica están operando al 70% de su capacidad.

La turbina de la desmenuzadora del molino, opera a 80% de su capacidad.

VI.- BALANCE DE MATERIALES

Fabricación de azúcar crudo:

Datos.-

Caña por hora.- 272,926 libras

Extracción jugo.- 88.47%

Jugo diluido.- 241,458 libras por hora

Sólidos jugo diluido.- 15.89°Brix
38,368 libras/h.

Sólidos de refinera

retornados a crudo.- 6,080 libras/h.

Total sólidos como me-
ladura.- 44,448 libras/h.

Pureza como meladura.- 85.64%

Material	Pureza	Sólidos (Brix)
Jugo diluido	81.87	15.89°
Jugo clarificado	83.19	16.48°
Meladura	84.04	59.53°
Azúcar crudo	98.00	99.50°
Azúcar "C"	84.00	85.00° (magma)
Masa cocida A	85.85	90.98°
Masa cocida B	76.30	92.63°
Masa cocida C	61.01	95.20°
Miel A	67.55	81.91°
Miel B	56.55	83.64°
Miel C (final)	40.53	90.79°
Retorno de refinera	95.70	

Miel A, Miel B y Retorno de refinera, se alimentan a los tachos a 60.0°brix.

Balance:

Base.- 100 libras de sólidos.

Rendimiento general:

$85.64 - 40.53 / 98.00 - 40.53 = 0.7849$ (azúcar) = 78.49%

0.2151 (miel f) = 21.51%

Masa cocida C.-

Rendimiento.- 0.4711 (azúcar C)

0.5289 (miel C)

Sólidos en masa C= 40.670 por 100 lbs. sólidos.

Sólidos en azúcar C= 19.160 por 100 lbs. sólidos

Composición masa cocida C:

Sólidos en miel A = 0.4055 = 16.492/100 lbs. sólidos

Sólidos en miel B = 0.5945 = 24.178/100 lbs. sólidos

Material	Sólidos/100 lbs. sols.	Sólidos(lbs/h.)
Miel A	16.492	7,334
Miel B	24.178	10,751
M. cocida C	40.670	18,085
Azúcar C	19.160	8,520
Miel C	21.510	9,565

Masa Cocida B.-

Rendimiento.- 0.4883 (azúcar B)

0.5117 (miel B)

Sólidos en masa B=47.250 por 100 lbs. sólidos.

Sólidos en azúcar B=23.072 por 100 lbs. sólidos.

Sólidos en azúcar C para masa cocida B =

19.160 x 0.4883 = 9.356 por 100 lbs. sólidos.

Material	Sólidos/100 lbs. sols.	Sólidos(lbs/h.)
Azúcar C	9.356	4,160
Meladura	17.586	7,820
Miel A	20.308	9,031
M. cocida B	47.250	21,011
Azúcar B	23.072	10,260
Miel B	24.178	10,751

Masa cocida A.-

Rendimiento.- 0.6016 (azúcar A)

0.3984 (miel A)

Sólidos azúcar A=78.490-23.072=55.418 sólidos/100 lbs. sólidos.

Sólidos m. cocida A = 92.118 sólidos/100 lbs. sólidos

Sólidos miel A = 36.700 sólidos/100 lbs. sólidos

Material	Sólidos/100 lbs. sól.	Sólidos (lbs/h.)
Azúcar C	9.804	4,360
Meladura	68.641	30,523
Retorno de refinado	13.673	6,080
M.cocida A	92.118	40,963
Azúcar A	55.418	24,463
Miel A	36.700	16,320

Consumo vapor en tachos de fábrica de crudo:

Material	lbs.sólidos/24 h.	Brix	Lbs.material/24 h.
M.Cocida A:			
Azúcar C	104,640	85.00°	123,106
Meladura	732,552	59.53°	1230,559
Retorno de ref.	145,920	60.00°	243,200
			1596,865
M.cocida A	983,112	90.98°	1080,580
		Agua evaporada.-	516,285
		Vapor: 25,814 lbs./h.	619,542
M.Cocida B:			
Azúcar C	99,840	85.00°	117,459
Meladura	187,680	59.53°	315,270
Miel A	216,744	60.00°	361,240
			793,969
M.cocida B	504,264	92.63°	544,385
		Agua evaporada.-	249,584
		Vapor: 12,687 lbs./h.	304,492
M.Cocida C:			
Miel A	176,016	60.00°	293,360
Miel B	258,024	60.00°	430,040
			723,400
M.cocida C	434,040	95.20°	455,924
		Agua evaporada.-	264,476
		Vapor: 13,931 lbs./h.	334,345

VII.-CAPACIDAD EQUIPO INSTALADO

A.- Capacidad del equipo instalado en la fabricación de azúcar crudo, de acuerdo con los datos obtenidos del balance de materiales:

Calentadores de jugo.-

Capacidad teórica: 30 pies cuadrados/Ton. caña métrica/h.

Equipo instalado: Dos unidades de 2500 pies cuadrados de superficie de calefacción, cada unidad.

Capacidad instalada: 166 tons. caña métricas/hora

3984 tons. caña métricas/24 horas

4391 tons. caña cortas/24 horas.

Clarificadores de jugo.-

Capacidad teórica: 0.80 pies cuadrados de superficie de asentamiento por ton. de caña métrica/24 horas.

Equipo instalado: 4,082 pies cuadrados de superficie de asentamiento. Tiempo de retención: 3.5 horas.

Capacidad instalada: 5000 tons. caña métricas/24 horas

5511 tons. caña cortas/ 24 horas.

Filtros de sachaza (rotativos al vacío).-

Capacidad teórica: 0.30 pies cuadrados de superficie de filtración/ton.caña métrica/24 horas.

Equipo instalado: 1206 pies cuadrados de superficie de filtración.

Capacidad instalada: 4020 tons. caña métricas/24 horas.

4430 tons. caña cortas/24 horas.

Evaporación.- (pre-evap. 20000p² y múlt.efecto 20000p²)

Capacidad teórica: 10.30 pies cuadrados de superficie de calefacción/ton.caña métrica/24 horas.

Equipo instalado: 40,000 pies cuadrados (26,000 pies cuadrados en equipo similar, para sustitución)

Capacidad instalada: (con 40,000 pies cuadrados de s.c.)

3883 ton. caña métricas/24 horas

4280 tons. caña cortas/24 horas.

Tachos para masa cocida "A".-

Volumen de masa cocida A: 12,033 pies cúbicos/24 hrs.
 Capacidad del tacho: 1700 pies cúbicos (7.1 templas)
 Actualmente descarga cada 2.4 horas, que corresponde
 a 10 descargas, 17,000 pies cúbicos de mas/24 horas.
 Capacidad instalada: 4000 tons. caña métricas/24 h.
 4410 tons. caña cortas/24 hrs.

Tachos para masa cocida "B".-

Volumen de masa cocida B: 5,917 pies cúbicos/24 hrs.
 Capacidad del tacho: 1085 pies cúbicos (5.45 templas)
 Actualmente descarga cada 3.0 horas, que corresponde
 a 8 descargas de 1085 pies cúbicos c/u., 8680 pies cú-
 de masa/24 horas.
 Capacidad instalada: 4000 tons. caña métricas /24 hrs.
 4410 tons. caña cortas/24 hrs.

Tachos para masa cocida "C".-

Volumen de masa cocida C: 4617 pies cúbicos/24 horas.
 Capacidad del tacho: 1085 pies cúbicos (4.26 templas)
 Actualmente descarga cada 4 horas, que corresponde a
 6 descargas, 6,510 pies cúbicos de masa/24 horas.
 Capacidad instalada: 4000 tons. caña métricas/24 hrs.
 4410 tons. caña cortas/24 hrs.

La capacidad de los tachos en la fabricación de crudo,
 se ve afectada por la temperatura del agua a condensa-
 dores que afecta la temperatura de operación, al con-
 tar con menor vacío y alargando el tiempo de cocimien-
 to de las masas cocidas.

Cristalizadores "C".-

Volumen de masa cocida C: 4617 pies cúbicos/24 horas.
 Volumen-de los cristalizadores:13830 pies cúbicos.
 Con tiempo de retención de 60 horas, se cuenta con una
 capacidad instalada para: 4000 tons. caña métricas/24 h.
 4410 tons. caña cortas/24 hrs.

La localización de los cristalizadores (alta temperatura ambiente) y la poca superficie de enfriamiento en sus elementos, afectan la capacidad de este equipo.

Centrífugas A-B.-

Volumen de masa cocida A-B : 18,000 pies cúbicos/24 hrs.

Con ciclo total de tres minutos, se cuenta con una capacidad instalada de 36,000 pies cúbicos/24 horas, de masa cocida - A-B, doble de capacidad que la necesaria, si operan las cuatro unidades instaladas. Es necesario contar con partes de repuesto y refacciones para mantener un efectivo mantenimiento.

Centrífugas C:-

Volumen de masa cocida C : 4,617 pies cúbicos/24 horas.

Capacidad instalada (operando las cinco unidades); 7,169 pies cúbicos, que significa 55% de mayor capacidad que la necesaria.

La falta de partes y el mantenimiento, afectan la operación y eficiencia en esta etapa del proceso, permitiendo altas - pérdidas de sacarosa en la miel final.

B.-Capacidad del equipo instalado en la fabricación de azúcar refinado, de acuerdo al balance de materiales: (550 TA/24h)

Centrífugas de afinación.-

Las cuatro unidades instaladas tienen una capacidad para manejar 40,320 pies cúbicos de magma en 24 horas, las necesidades son de 33,000 pies cúbicos en 24 horas, por lo que existe capacidad para 22% más.

Tratamiento del azúcar fundido (derretido):-

El volumen del derretido es de 12,570 galones por hora, con los tanques para tratamiento que se están usando, existe - un tiempo de retención de 25 minutos, para la reacción de - los productos empleados (ac.fosfórico-cal); tiempo que se -

considera apropiado.

Clarificación.-

Con las unidades en operación se cuenta con buen tiempo de retención de 38 minutos; aunque la capacidad normal para cada clarificador se este tipo es de 75 tons. de azúcar por 24 horas; la adición de productos auxiliares ha incrementado esta capacidad en un 66%, por lo que se encuentran dos unidades similares fuera de operación por no ser necesarias.

Filtración (Decoloración).-

En esta etapa se observa la buena calidad del licor clarificado, incrementándose la capacidad de los filtros y teniendo dos unidades fuera de operación, por lo que se cuenta con una capacidad mayor en 33%.

Tachos.-

Volumen de masa refinado: 22,175 pies cúbicos/24 hrs.

Equipo instalado: 2300 pies cúbicos .

Descargando una templa cada dos horas: 27,600 pies cúbicos por 24 horas; dando una capacidad de 560 tons. de azúcar/24 hrs.

La capacidad de los tachos de refinado se ve afectada por el mal estado en que se encuentran las juntas entre la calandria y el vaso, las que serán sustituidas durante el periodo próximo de reparación.

Centrífugas.-

Volumen de masa cocida : 22,175 pies cúbicos/ 24 hrs.

Equipo instalado para manejar 40,320 pies cúbicos/ 24 hrs.

Capacidad suficiente para 600 tons. azúcar/24 hrs.

Secado.-

La capacidad teórica de diseño indica 550 tons, de azúcar por 24 horas, con una humedad de 2.0%

Servicios.-

La capacidad del equipo de evaporación y tachos está afectada por la temperatura del agua que alimenta los condensadores al vacío, ésta es de mayor temperatura y se hace sentir negativamente sobre la eficiencia de operación del equipo.

MEJORAR LA OPERACION DE LA REFINERIA DE AZUCAR DE
CAÑA EN INGENIO PORVENIR
SI/DOM/82/801/11-01/31.7.C.
REPUBLICA DOMINICANA

VIII.-

Reporte técnico: Incrementar eficiencia proceso

Con el fin de lograr los objetivos del proyecto para mejorar la operación del proceso de refinación de azúcar de ingenio Porvenir, en República Dominicana, aumentando su eficiencia en la recuperación, se llevó a cabo lo siguiente:

Análisis de equipo y operación en el proceso de fabricación de azúcar - crudo, abarcando todas las etapas; encontrándose alcalización manual y sin agitación, con el pH controlado de acuerdo con reportes del laboratorio; la variación del pH afecta la calidad del jugo clarificado.

Insuficiente capacidad de recepción del tanque FLASH, ocasionando proyecciones de jugo a la atmósfera por exceso de temperatura y/o velocidad; la adición de floculante para la clarificación de jugo es defectuosa en las condiciones en que se está aplicando.

El equipo de clarificación tiene una capacidad superior a las necesidades de molienda, contando con un tiempo de retención de jugo de tres y media horas (el tiempo normal de retención es de 45 minutos). Ésto puede provocar inversiones de sacarosa.

El volumen y consistencia de lacachaza necesita mayor porosidad para que al ser filtrada exista mayor agotamiento, hay necesidad de mayor cantidad de bagacillo, que actúa como ayuda filtro. El filtro rotativo número tres, tiene una sección sin succión y drenaje de jugo, ocasionando pérdidas de sacarosa no reportadas.

El sistema número uno de evaporación con superficie calórica de 40,000 pies cuadrados de superficie calórica, tiene capacidad en exceso; el sistema número dos, con 26,000 pies cuadrados de superficie calórica - tiene falta de capacidad para la velocidad de molienda actual, debiendo disminuir la molienda cuando se hace limpieza al sistema de evaporación número uno.

La falta de indicadores (manómetros, vacuómetros y termómetros), no per-

mite conocer las condiciones de operación en evaporación, tachos de crudo y tachos de refinado. A corto plazo es conveniente complementar la interconexión de los pre-evaporadores con los cuádruples erectos, a largo plazo debe programarse la sustitución del pre-evaporador número 2, por una celda de la misma superficie calórica que el pre-evaporador No. 1.

Los técnicos del ingenio tienen programado para el próximo periodo, instalar indicador de sobresaturación para granular en masas cocidas C, este equipo les proporcionará uniformidad en el grano.

Los cristalizadores de masa C, tienen el elemento enfriador en mal estado, no cuentan con termómetros para conocer su temperatura y su localización evita que baje la temperatura de la masa cocida, es tan deficiente la operación que sin contar con calentamiento en el mezclador de centrífugas continuas para masa C, ésta se alimenta a 125°F, debiendo centrifugarse a una temperatura entre 113° y 115°F, para evitar que se disuelva grano; en estas condiciones no es posible disminuir el azúcar perdida en la miel final.

De las dos estaciones de centrífugas instaladas en la fabricación de azúcar crudo, siempre se encuentra alguna fuera de operación, por falta de mantenimiento o partes de repuesto.

A continuación se procedió al análisis del proceso de refinación; el cual no operaba por falta de carbón activado para la decoloración del licor. Una vez iniciada su operación, se encontró usando agua dulce del lavado de la torta de los filtros de la refinería, el tratamiento del azúcar derretido a temperatura variable, sin control de flujo en la alimentación de los clarificadores de licor y la dosificación del floculante aplicada en forma manual. Una gran destrucción de cristal de azúcar por el tipo de transportadores usados, y por consiguiente un gran volumen de retornos de la refinería, sin un control efectivo.

En los tachos de refinado se opera con un sistema que permite al operador cristalizar siempre con el mismo tipo de material, obteniendo la misma calidad de cristal; este sistema no es el indicado, pero por las circunstancias mencionadas en ingenio Porvenir ha dado resultados.

Las bombas de agua de inyección a los condensadores, aunque tienen capacidad suficiente, en las condiciones en que se encuentran provocan una reducción en la capacidad de operación de las estaciones de evaporación y cristalización.

De acuerdo con el balance de materiales existe mayor capacidad que la necesaria para la molienda actual, la falta de mantenimiento, refacciones y partes de repuesto la reducen considerablemente.

De acuerdo con el balance de energía, existe excedente de vapor, la eficiencia de generación de las calderas está afectada por la tierra que viene con la caña y que pasa con el bagazo combustible, además de la mala calidad del bagazo de otros ingenios, con exceso de humedad por las lluvias.

El laboratorio carece de control del azúcar recibido de otros ingenios, y del control de peso de la totalidad de los retornos de la refinería. Carece del dato de agua de maceración en los molinos, debiendo calcularla por diferencia de Brix, y ajustando el volumen de bagazo, influyendo en las pérdidas de azúcar.

De las anteriores observaciones se obtienen las conclusiones y recomendaciones que se mencionan a continuación y que fueron discutidas con el Lic. Fabio Caminero, Gerente de Producción Fabril; el Lic. Lázaro Fernández, Supervisor General de Refinería y Controles de Laboratorio, funcionarios del Consejo Estatal del Azúcar; Ing. Miguel Mejía, Director del Departamento de Proyectos y Estudios Especiales, y principal contraparte de este proyecto. Lic. Manuel Rodríguez Fernández, Ing. Ariel Graciano, Sr. Luis Manuel Alvarez González; Administrador, Superintendente General de factoría y Superintendente de fabricación, respectivamente, de Ingenio Porvenir.

Aquellas recomendaciones que ha sido factible poner en práctica de inmediato, ya se encuentran operando con resultados positivos; otras serán implementadas en el próximo periodo y otras quedan a mediano o largo plazo como se hace notar en ellas, y dependiendo de las decisiones del Consejo Estatal del Azúcar de República Dominicana.

De acuerdo con los datos de fabricación de azúcar refinado, a continuación se presentan los rendimientos: libras de azúcar crudo (96°) por libra de azúcar refinado:

Fecha	Rendimiento	Rendim. a la fecha	Observaciones
III/15/83	111.47	111.58	
III/31/83	112.04	111.64	Baja calidad azúcar
IV/30/83	112.35	111.67	Presencia Dextrana
V/15/83	136.07	112.05	Presencia Dextrana
V/31/83	112.68	112.11	Presencia Dextrana, se ponen en práctica las recomendaciones.

IX-CONCLUSIONES. RECOMENDACIONES.

El laboratorio del ingenio debe dejar de calcular por diferencia de Brix, el peso del agua de maceración, ya que en esta forma influye directamente sobre el peso del bagazo, ignorando las pérdidas de azúcar. Debe instalarse un medidor-integrador para que el laboratorio sepa por diferencia el peso del agua agregada al molino, en esa forma solamente se maneja una incógnita en la igualdad básica.

El jugo al alcalizarse en el tanque receptor de la báscula, se hará a un pH entre 6.7 y 6.8, recibiendo la lechada de cal de la válvula controladora de pH, suficiente para subir y mantenerlo en 7.0, esta válvula de control de adicción de lechada, puede ser de 1 pulgada de diámetro.

Como los fosfatos en el jugo vienen en una forma integrada, sí es necesaria la agitación del jugo con la lechada de cal, en el tanque que alimenta las bombas a calentadores.

En la actualidad la temperatura del jugo al salir de los calentadores, depende de la presión de vapor de escape, esta temperatura debe mantenerse en 215°F; será necesaria una válvula de mariposa de 14" de diámetro, con control termostático.

El tanque Flash debe aumentarse en su capacidad de recepción, construyéndolo de ocho pies de diámetro y diez pies de altura, con cono invertido en el fondo; del cabezal del fondo salen las dos tuberías para alimentación del jugo a los clarificadores; las líneas de alimentación del floculante deben conectarse a esas tuberías, lo más cercano al cuerpo del clarificador.

El floculante en base a 2 p.p.m. (2 miligramos por litro), debe empezar a prepararse en un tanque de 200 a 400 litros de capacidad, con agitación mecánica y agua caliente, de este tanque se pasa a otro de mayor volumen(1000 litros), con conexiones de agua caliente y barboteador de vapor, de donde se bombeará dosificándolo y recibiendo el retorno del excedente

El filtro No. 3 de cachaza, tiene cabezal de recolección de jugo solamente en un extremo del tambor, la sección opuesta se observa carente de succión y drenaje, la pol % cachaza en esta sección es dos veces que la de la sección cercana al cabezal, existiendo pérdidas de azúcar, por esta razón. Conectar la succión de la sección sin drenaje, con tubería de 3/4" de diámetro, al grupo de colectores del cabezal.

De acuerdo con las observaciones hechas de la consistencia de la cachaza a la salida de los clarificadores y el espesor de la torta en los filtros, debe aumentarse en un 30% la captación de bagacillo en el conductor de bagazo, para mejorar la filtrabilidad.

Es conveniente contar con determinada elasticidad en el departamento de evaporación, por lo que es recomendable interconectar los dos pre- evaporadores con los dos cuádruples efectos. Es conveniente conocer las condiciones de operación del equipo, deben instalarse indicadores de presión, vacío y temperatura en cada uno de los cuerpos de evaporación, tachos de crudo y refinado.

Es factible que el efecto de la dextrana (granos en forma alargada) sea disminuida con el ensemillamiento, al no dejar que esta materia afecte el grano al cristalizar por choque, el indicador de sobresaturación en el tacho que granula paramasas cocidas C, es de gran importancia.

Es de gran importancia la rehabilitación de las bombas de agua de inyección a condensadores y rechazo al enfriador, para contar con agua de mas baja temperatura, mientras tanto se decide por perforar un pozo profundo o adquirir torres de enfriamiento.

El poco espacio con que se cuenta en el ingenio, el sitio inadecuado donde estan actualmente instalados los cristalizadores de C, amerita un análisis a fondo de los nuevos tipos de cristalizadores que puedan dar resultados óptimos en el agotamiento de la miel final (actualmente hay cristalizadores verticales, continuos, al vacío) que pueden ser la solución para ingenio Porvenir.

Estando en la miel final las pérdidas de mas consideración, es conveniente prestar especial atención a la estación de las centrífugas continuas de C, reparando o sustituyendo el elemento térmico del mezclador, por una unidad que ofrezca seguridad en operación y buenos resultados, operando el control de temperatura a 113°-115°F para contar con una centrifugación eficiente, disminuyendo o eliminando el grano que aparece en la miel final.

Con resultados satisfactorios se sustituyó el agua dulce por agua condensada en el magma de afinación y en la fundición (derretido) del azúcar afinado; los ciclos de filtración han mejorado y se han mantenido.

El flujo en los clarificadores de la refinería es de gran importancia para el control de temperatura y la calidad del licor, actualmente se estan manejando las válvulas de alimentación, se recomien-

de colocar placa de orificio de 2 pulgadas de diámetro entre la válvula y el clarificador.

Para que los productos químicos reaccionen entre sí, es necesaria temperatura constante y apropiada, es conveniente instalar controles de temperatura (mantener a 130°F), en los tanques de tratamiento de licor en la refinería.

El incremento de capacidad obtenido por la adición de productos auxiliares en esta etapa (clarificación y filtración), debe continuarse aprovechando, por lo que es indispensable rehabilitar el equipo de dosificación del floculante para la clarificación.

Con los indicadores de sobresaturación en los tanques de refinado, el operador siguiendo las instrucciones, puede sembrar cualquier material perteneciente a la misma calidad de cristal, en esta forma se puede volver a implantar el sistema común en refinerías (15 templeas), mezclando cuatro templeas de primera con una templea cuarta, dos templeas de primera con cada templea de tercera, el azúcar de las templeas de segunda no necesita mezcla. La recuperación con este sistema se incrementa, consumiendo menos libras de vapor por libra de azúcar.

Por el tipo de transportadores de cinta abierta se está destruyendo gran cantidad de cristal de azúcar, incrementándose los retornos de refinería a crudo al aumentar la cantidad de polvo disuelto en la estación de secado, deben sustituirse este tipo de transportadores por transportadores de banda vibratorios (desplazamiento), o gusanos de cinta cerrada.

La miel de la última templea de refinado y la miel de afinación están controladas por báscula,, el agua dulce, la solución de polvo de azúcar y las espumas (precipitado) de los clarificadores de la refinería, son controlados volumétricamente por tanques, por lo que no se tiene precisión en el dato. Se debe localizar el sitio donde retornar estos materiales en la misma refinería, o de lo contrario se deben pesar para tener una contabilidad confiable en la refinación de azúcar.

El azúcar crudo de ingenio forveir se controla por medio de báscula, no así el azúcar que se recibe de otros ingenios; Se obtendrá mejor control al llevar a cabo el proyecto de los técnicos del ingenio al instalar un control de peso en la banda transportadora que maneja el azúcar recibido.

Para evitar variaciones en el tratamiento, clarificación y filtración del proceso de refinación, es conveniente se establezca la recepción de azúcar de otros ingenios, con polarización no menor de 98.5%

Incremento en la recuperación y capacidad de la refinería:

Recepción de azúcar crudo del propio ingenio y de otros ingenios, con polarización no menor de 98.5%.

Control del peso del azúcar crudo recibida de otros ingenios.

Eliminar material con impurezas en la fundición (derretido) del azúcar afinado. Ya se eliminó en esta etapa el uso del agua dulce del lavado de la torta de los filtros.

Control del peso de los materiales que retornan de refinería. Se modificó la línea para agregar la solución del polvo de la estación de secado, al tanque de fundición (derretido), eliminando el retorno de este material a crudo.

Agitación y control de temperatura en tanques de tratamiento. Verificación de pH y densidad.

Control de flujo en la alimentación a los clarificadores. (Para aumentar la capacidad, operar las seis unidades).

Control en la dosificación de floculante para clarificación.

Mejorar la aereación del licor tratado.

Control de temperatura en clarificadores

Para aumentar capacidad, operar las ocho unidades de filtración.

Con el sistema de ensemillamiento, implantar el sistema indicado para refinerías (15 templas).

Sustituir los gusanos transportadores de azúcar, instalados actualmente.

Con buen mantenimiento y todo el equipo en operación eficiente, la refinería estará en condiciones de producir 550 toneladas de azúcar en 24 horas, con buena recuperación.

Recomendaciones:

- 1.- Instalar medidor-integrador para el agua de maceración de molinos. Actualmente se calcula por diferencia entre Brix.
- 2.- Instalar control de pH, que actúe la válvula de adición de lechada de cal; evitando fluctuaciones que afectan a la clarificación.
- 3.- Instalar agitación en el tanque que alimenta a las bombas a calentadores, para que exista mejor reacción entre los fosfatos del jugo y la lechada de cal.
- 4.- Válvula de control de temperatura en los calentadores de jugo alcalizado.
- 5.- Incrementar capacidad de recepción y eliminación del exceso de temperatura en el tanque FLASH de clarificación.
- 6.- Instalación de equipo para dosificación del floculante que se adiciona a los clarificadores de jugo.
- 7.- Modificación de las líneas de succión de jugo del filtro No.3 de cachaza.
- 8.- Incrementar en un 30 por ciento el área de captación de bagacillo para la filtración de la cachaza.
- 9.- Complementar la instalación de extracción de pre-evaporadores a los dos cuádruples efectos.
- 10.- Instalar manómetros, vacuómetros y termómetros en las calandrias y vasos del sistema de evaporación, para conocer las condiciones de operación.
- 11.- Programar la sustitución periódica de los cuerpos del cuádruple efecto No. 1, por acero.
- 12.- Control de sobresaturación para usar el ensemillamiento (seeding system) en el grano de las masas cocidas C.
- 13.- Instalar manómetros, vacuómetros y termómetros en los tachos de crudo, para conocer las condiciones de operación.
- 14.- Rehabilitar las bombas de inyección a condensadores y de rechazo al enfriador, para contar con agua de menor temperatura.
- 15.- Analizar los nuevos tipos de cristalizadores para masa cocida C, para que no haya problema de instalación por el espacio disponible, y mejorar la pureza de la miel final, disminuyendo pérdidas de azúcar.

- 16.- Sustituir el elemento térmico del mezclador de masa C, para operar el control de temperatura de la masa, buscando - las mejores condiciones en la alimentación de las centrífugas continuas evitando el grano que pasa a la miel final.
- 17.- Eliminar en el magma de afinación y en la fundición (derretido) del azúcar crudo, el agua dulce del lavado de la torta de los filtros de refinería, sustituyéndola por agua condensada.
- 18.- Instalar placas de orificio para controlar el flujo de alimentación de los clarificadores de la refinería.
- 19.- Instalar control de temperatura en los tanques de tratamiento de refinería.
- 20.- Rehabilitar el equipo de dosificación del compuesto de poli-acrilamida a los clarificadores de refinería.
- 21.- Controles de sobresaturación en tachos de refinado, para instituir el sistema de ensemillamiento (seeding system), obtener la misma calidad de cristal, y aplicar el sistema común de 15 templeas, usando las tolvas de liga.
- 22.- Sustituir los transportadores de gusano de cinta en la refinería, por transportadores de banda vibratoria o gusanos de cinta cerrada.
- 23.- Control por pesado preciso del agua dulce y las espumas (precipitado de los clarificadores), que se retornan de la refinería a crudo.

Por ser de vital importancia se pone énfasis en el control del campo, para moler caña recién cortada, evitando en lo posible el tiempo prolongado entre el corte de la caña y la molienda.

Estas recomendaciones fueron discutidas con funcionarios del Consejo Estatal del Azúcar y personal técnico del Ingenio, discutiendo cada una de ellas, e indicando los resultados positivos de su aplicación.

Aplicación de las recomendaciones para lograr los objetivos del proyecto:
El ingenio Porvenir ha elaborado su plan de inversiones, sobre el cual se fijarán prioridades:

A corto plazo, próximo periodo de reparación (tiempo muerto).-

Sistema de pesado de azúcar crudo recibido, en el conductor de banda.

Sustitución juntas de las calandrias de tachos de refinado.

A mediano plazo (1984).-

Sustituir desmenuzadora (crusher), en el tandem de molinos

Respecto a la aplicación de las recomendaciones establecidas en este trabajo, se establecen las siguientes prioridades.-

Aplicación inmediata.-

Eliminación del agua dulce del derretido de azúcar afinada.

Aplicación a corto plazo, próximo periodo de reparación (tiempo muerto).-

Medidor-integrador para agua de maceración de molinos.

Agitación en tanque de jugo alcalizado (alimentación a bombas calentadores).

Modificación del tanque Flash. Ampliación.

Equipo de dosificación para floculante de jugo.

Líneas de succión del filtro para cachaza No. 3.

Interconexión de pre- evaporadores con cuádruples efectos.

Manómetros, vacuómetros y termómetros en evaporación y tachos.

Indicador de sobresaturación para masa cocida C.

Rehabilitación de bombas de agua de inyección a condensadores y rechazo.

Sustituir elemento térmico a mezclador C.- Rehabilitar controles.

Placas de orificio para regular flujo en alimentación clarificadores refino.

Equipo dosificación para floculante en clarificación refinado.

Sustitución de transportadores de azúcar refinado.

Control de peso de materiales que se retornan de refinería a crudo.

Aplicación a mediano plazo (1984).-

Control pH para jugo alcalizado

Control de temperatura en los calentadores de jugo

Incremento de 30% en área de captación de bagacillo para Filtros Cachaza.

Seleccionar el más apropiado y mejor cristalizador para masa cocida C.

Control de temperatura para tanques de tratamiento en refinería.

Indicadores de sobresaturación para tachos de refinado.

Aplicación a largo plazo.-

Sustitución periódica de los cuerpos del cuádruple efecto No. 1, y Tachos de refinado.

MEJORAR LA OPERACION DE LA REFINERIA DE
AZUCAR DE CAÑA EN INGENIO PORVENIR

SI/DOM/82/801/11-01/31.7.C.

REPUBLICA DOMINICANA

Reporte Técnico: Incrementar eficiencia proceso

ANEXOS:

- 1.- Antecedentes del Proyecto (CEA).
- 2.- Resumen del Simposium sobre Dextrana. Florida EE.UU. (1982)

Nombre del Estudio

Determinación del valor de las pérdidas de azúcar crudo en la Refinería del Ingenio Porvenir (Informe preliminar para discusión).

1. Antecedentes

1.01 Recientemente en sesiones de trabajo sostenidas en INAZUCAR se tuvo ocasión de discutir y conocer el nivel y estructura de costos de producción para los azúcares crudo y refino dentro del Consorcio Vicini y en la Gulf and Western Corporation.

1.02 En el caso de la Refinería del Ingenio Porvenir se constató, conforme a la información proporcionada por el Ing. Lima del Central Romana, que nuestros coeficientes de conversión crudo-refino, se encuentran muy por encima de los estándares normales de fabricación.

1.03 En condiciones óptimas, las grandes refinerías americanas consiguen tasas de 100 libras de refino por cada 106.5 libras de azúcar crudo de 96°. La Refinería de Azúcar de Romana requiere normalmente alrededor de 109 a 110 libras de azúcar crudo para fabricar un quintal de refino. Nuestra Refinería del Ingenio Porvenir, para fabricar la misma cantidad de refino, consume un promedio de 122 libras de azúcar crudo base 96°; lo que representa una pérdida del 10 por ciento en materia prima. Aunque es cierto que la operación de la Refinería por encima de su capacidad (para satisfacer las necesidades de refino del país) afecta su eficiencia, por otro lado las estadísticas de producción de los últimos años demuestran que la operación de la refinería no ha sido satisfactoria aún en niveles más bajos de producción que los actuales.

2. Objetivos

2.04 Este informe pretende estimar el costo para la empresa de las disfunciones en el proceso de refinación del azúcar crudo y motivar la identificación de alternativas de solución de índole técnico, comercial y económico, que puedan traducirse al más breve plazo, en medidas correctivas y en inversiones dirigidas a mejorar las condiciones operacionales de la Refinería.

3. Estimación de las Pérdidas

3.05 A partir del consumo de azúcar crudo reportado en los Estados Financieros, se determinaron los factores de conversión crudo-refino para las últimas 5 zafas y asumiendo una razón de 110 libras de azúcar crudo de 96° de polarización para producir un quintal de refino, se calcularon unas pérdidas globales de azúcar crudo, durante el período 1975-81, ascendentes a 65 mil ton. cortas, que valoradas a los precios de ex-

portación percibidos por el CEA, se determinó un costo de oportunidad de RD\$ 23.8 millones. (Véase cuadro anexo).

4. Conclusiones

4.06 El valor acumulado de las pérdidas de azúcar crudo en las últimas 5 zafras, aún considerando los bajos precios en el mercado de exportación, supera las inversiones que requeriría la instalación de una nueva refinería de azúcar. Por otra parte, si se considera que en la zafra pasada el Ingenio Porvenir experimentó pérdidas de RD\$11.47 millones por el mercadeo del azúcar refinado por debajo de sus costos de producción, se concluye que esta situación amerita ser evaluada por las más altas autoridades de la empresa. En consecuencia, se requiere emprender estudios técnicos y preparar un programa de inversiones dirigido ya sea a modernizar o mejorar la Refinería de Porvenir y/o ampliar su capacidad operacional.

4.07 Para abordar el problema se pueden discutir las siguientes opciones:

a. Integrar un grupo de técnicos de la Gerencia de Producción Fabril, del Ingenio Porvenir y del Departamento de Proyectos para que investigue, estudie y evalúe diferentes soluciones técnicas destinadas a mejorar la eficiencia operacional de la Refinería.

b. Contratar los servicios de consultores con los propósitos señalados en el párrafo anterior.

AHH/vsg

PREPARADO POR

DEPARTAMENTO DE PROYECTOS Y EST. ESPECIALES
División de Estudios Económicos

D E X T R A N A

La Dextrana es un polisacárido bacteriano similar al almidón; es un poliglucosano y por lo tanto está constituido por unidades estructurales de glucosa. Inicialmente llamó la atención en la industria del azúcar de remolacha como un subproducto indeseable, que se desarrollaba con frecuencia en los jugos azucarados y obstruía los filtros. Su notable parecido con la dextrina y su alta rotación óptica la condujo a denominar dextranos a estos materiales hidrófilos.

La dextrana se forma por la acción del "Leuconostoc Mesenteroides". La mayor parte de los desinfectantes con la excepción de la formalina, no son muy eficaces, debido a que el "Leuconostoc" envuelto por una jalea de dextrana, es muy resistente no solo al calor sino también a la acción química. El "Leuconostoc" reside normalmente en toda clase de órganos vegetales en descomposición; durante su crecimiento forma una enzima exocelular que polimeriza la parte de glucosa del azúcar de caña, quedando libre la parte de fructosa de la sacarosa.

Abril 4/1983.

DEXTRANA EN EL PROCESO DEL AZUCAR DE CAÑA

Un gran número de substancias han sido implicadas en la cristalización del azúcar; aunque la dextrana ha logrado mayor importancia en los últimos años, los iones inorgánicos (especialmente el potasio) y polisacáridos que no son dextrana pueden afectar la solubilidad de la sacarosa, la cristalización, la forma y la pureza de los cristales.

En gran parte de los países productores de caña de azúcar, ya no se puede contar con caña fresca, cortada y limpiada a mano; anteriormente se menospreciaban los niveles de paja u hojarasca de alrededor del tres por ciento, actualmente se acepta hasta un 10%, porcentaje que incluye una dosis generosa de sales provenientes de la tierra que viene con la caña.

Además de los problemas con el deterioro de la caña y la clarificación, el suelo tiene grandes cantidades de potasio que aumenta la solubilidad de la sacarosa y reduce su recuperación. El grupo de polisacáridos estructurales, denominados comunmente "gomas", incluye los pentosanos, pentohexosanos, hemicelulosa y pectinas, pueden ser mínimos en concentración si se limpia la caña adecuadamente y se elimina el cogollo. La fisiología moderna sugiere que las moléculas del polisacárido estructural dominante: Celulosa, se mantengan juntas por medio del enlace con el hidrógeno, y que los grupos de aproximadamente 40 moléculas de fibras celulosas se mantengan unidas por un complejo de pento-hexosan y hemicelulosa.

Hay otros polisacáridos, productos metabólicos de crecimiento bacterial: El Levan, polímero de fructosa producido por el "Bacillus Subtilis" y "Bacillus cereus", se da mas bien en el ingenio que en el campo; La Dextrana, el polímero de glucosa, producido por el "Leuconostoc Mesenteroides", se da tanto en el campo como en el ingenio. El "Leuconostoc" puede invadir el tejido de almacenamiento de la caña

de azúcar antes de la cosecha. Las pruebas realizadas en Marruecos su girieron que el "Leuconostoc" entraba en las rajaduras pronunciadas de crecimiento del tallo, en niveles detectables. La caña parada sin dañar está libre de contaminación interna con "Leuconostoc". La quema de la caña elimina la superficie protectora, provocando de esta forma - las grietas en la corteza; el jugo brinda un festín para el "Leuconostoc". En el otro extremo de la escala de temperatura, el congelamiento de los tallos produce resultados similares. Las dos medidas prácticas para reducir los niveles de dextrana en la caña cosechada son prevenir las rajaduras y garantizar un rápido transporte y procesamiento de la caña cortada.

La ocurrencia del grano de aguja usualmente en masas cocidas de baja calidad, no es un fenómeno nuevo, pero su importancia en la industria del azúcar de caña aumentó con la aparición de las "combinadas cañeras".

Las soluciones disponibles puestas en vigor donde se tienen que emplear combinadas son: Una cuidadosa atención del mantenimiento de los equipos, y el transporte y manipulación rápida de la caña. La solución -- real sería una cosechadora que combinara la capacidad de tonelaje de la combinada cañera (sin corte en trozos), la flexibilidad de la cosechadora soldier y la economía de la cortadora V.

La dextrana desempeña un papel en el alargamiento del cristal; en el pasado representó un problema para los productores de azúcar crudo, en la actualidad está empezando a preocuparse la industria refinadora.

Resulta de gran importancia, tanto para los productores de azúcar crudo, como para los refinadores que la determinación que se adopte sea específica y que sus resultados sean significativos. Desafortunadamente, el método de espíritu para determinar la dextrana adoptado tentativamente por ICLIMSA, carece de estos requerimientos, y su uso indiscriminado puede provocar grandes confusiones. Cuando se analizan muestras contaminadas con "Leuconostoc", se obtienen resultados satisfactorios con este

método; sin embargo el mismo no es específico, ya que se registran como dextrana otros polisacáridos insolubles en un 50 por ciento de alcohol acuoso cuando se analizan por medio de este método. Se sabe que la -- adición de dextrana a una solución pura de sacarosa produce solamente un grado limitado de alargamiento del cristal, para obtener el alarga-- miento extremo encontrado en los productos del ingenio azucarero, parece que es necesario otra impureza o algún cambio en las soluciones físi-- cas de la solución de sacarosa. Claramente, queda mucho por hacer an-- tes de que se pueda encontrar una respuesta satisfactoria al alargamien-- to del cristal, mientras tanto sería de gran ayuda un método más especí-- fico para la determinación de la dextrana producido por las especies -- "Leuconostoc", para eliminar la confusión.

La calidad del azúcar crudo es una de las preocupaciones mas importan-- tes del refinador, cuando la calidad es pobre se obtiene menor recupera-- ción, lo cual a su vez provoca un aumento en los costos de refinación; una de las mas serias deficiencias que afecta directamente a la produc-- ción, es la baja filtrabilidad, debido principalmente al alto contenido de dextrana en el jugo de caña y por consiguiente en el azúcar crudo.

En varios casos donde la filtrabilidad disminuyó cuando se procesaba -- azúcar crudo, se concluyó que el problema estaba relacionado con el con-- tenido de dextrana en el azúcar. Se informó que al empezar a utilizar cosechadoras mecánicas, este problema ocurría mas frecuentemente; cuan-- do fuertes lluvias obligaban al personal en el campo a dejar la caña -- por mayor período antes de enviarla al ingenio, este problema era mucho mas evidente. Dado que las cosechadoras cortan los troncos de la caña en un número de pedazos, los microorganismos que provocan la formación de la dextrana tienen mas superficie para atacar.

Durante períodos de tiempo, cuando la dextrana estaba en exceso en el azúcar crudo que se estaba procesando, se comenzó a notar la presencia de un cristal alargado con una baja pureza. Se han realizado grandes esfuerzos para desarrollar un método rápido y confiable para la determi-- nación de la dextrana, esto es muy necesario, al igual que se debe conu-- cer mucho más acerca de este problema.

la cristalización parece relativamente ineficaz para disminuir el nivel de la dextrana en los productos cristalinos, lo que significa que puede existir en niveles importantes tanto en los productos líquidos como granulados. Se han realizado estudios sobre la reducción de la dextrana en los procesos de refinación, y se ha llegado a la conclusión que no son efectivos para eliminar esta impureza; solamente aquellos que tengan una filtración fina parecen tener algún efecto significativo, de esta forma, solamente la carbonatación tiene algún efecto limitado.

Las dextranas son esencialmente una cadena recta de polímeros de (1-6) unidades de glucosa unidas, con uniones de (1-4) y (1-3) formadas por la acción de los mesenteroides de "Leuconostoc" y la sacarosa. La caña vieja y ciertos problemas durante la cosecha provocan un aumento en el contenido de dextrana en el azúcar crudo; por esta razón es necesario un método rápido, específico y preciso para determinar la dextrana, tanto en los azúcares crudos como en el jugo de la caña. Aparentemente, se han publicado solamente tres métodos para poder detectar la dextrana - ninguno de los cuales es específico - y dos métodos para los -- polisacáridos totales.

Método CSR para determinar Dextrana en Azúcar Crudo.

El método CSR. (Cane Sugar Refining Research Project Inc.) usa la precipitación del alcohol después de la eliminación de la fécula, la proteína y la ceniza, no es específico, pero no constituye un problema real para el refinador, debido a que cualquier polisacárido que obstaculice el proceso actúa como la dextrana. En este procedimiento, la solución que se está probando se filtra con ayuda filtro antes de agregarle el alcohol; por consiguiente, se pierde el material con un alto peso molecular.

Análisis de la Dextrana en el Azúcar.- Método de Enzima.

Este método es probablemente el más específico y usa la enzima de dextranasa, la cual debe estar completamente libre de otras enzimas que dividen al polisacárido, como la amilasa, para prevenir que la fécula se pueda convertir en un obstáculo. Este tipo de enzima purificada no se encuentra fácilmente disponible.

la dextrana es específica para uniones (1-6) y no romperá otros enlaces, como la dextrana tienen enlaces (1-3) y (1-4), la dextranasa debe romper la molécula de dextrana en cierta medida, pero la enzima no lo romperá en unidades individuales de glucosa. Este método es largo y consume mucho tiempo como para emplearlo como un método de control en el ingenio para el jugo de caña o el azúcar crudo.

Técnica de Enzima para la detección de la dextrana en el jugo de caña u el pronóstico de los aumentos en la viscosidad.

Este método se creó principalmente para detectar la presencia de dextrana en los productos del azúcar de caña, se basa en la medición de la solución antes y después del tratamiento con la enzima. En este procedimiento, el peso molecular se debe conocer para que el "método sea cuantitativo". Por lo tanto, el método no es aconsejable para los análisis de control del ingenio.

Método de la capa fina para la determinación de la Dextrana.-

Este método da un estimado crudo del polisacárido total y no es recomendable como un método de control en el ingenio.

Método de CSRRPI (Cane Sugar Refining Research Project Inc.) para calcular los polisacáridos solubles en el azúcar.

{ Una prueba rápida para los polisacáridos totales }.

Introducción. - Este procedimiento determina los polisacáridos solubles totales; o sea, la dextrana, la fécula, arabinolactanes y cualquier otro polisacárido soluble en azúcar. Los polisacáridos solubles representan una especial preocupación para el refinador, debido a que permanecen en solución a todo lo largo del proceso. El procedimiento se basa en la precipitación por alcohol, de los polisacáridos de una solución azucarada; los polisacáridos precipitados se filtran, y el filtro se lava con alcohol de 80 por ciento en volumen hasta que quede libre de azúcar. Los polisacáridos se disuelven fuera del filtro por tratamiento en caliente en ácido sulfúrico al 1% en volumen. La solución de polisacáridos obtenida se ajusta al volumen definitivo, se filtra, y se determinan colorimétricamente los miligramos de polisacáridos por mililitro de solución.

Aparatos y Materiales:

1. Filtro Milipore- un soporte del filtro milipore de 300 ml en un fondo de vidrio derretido.
2. Filtro Milipore-un papel filtro tipo LS-Teflón, de 47 mm de diámetro y un tamaño de poro de 5 micrones.
3. Filtro-ayuda analítico celite.
4. Frascos volumétricos con capacidad de 200 y 250 ml.
5. Frascos Erlenmeyer de 250 ml.
6. Embudos de varilla corta de 70 mm de diámetro.
7. Papel filtro sin ceniza, 12.5 centímetros de diámetro.

Las soluciones necesarias incluyen:

1. Acido sulfúrico al 1%. - Disolver 5 ml. de ácido sulfúrico concen-

trado en 495 ml. de agua desionizada.

2. Solución de fenol al 5%. - Cinco gramos de fenol en un frasco de 100 ml. y agregar agua desionizada hasta la marca. - Agitar hasta disolución completa.
3. Alcohol 80%. - Medir 400 ml. de etanol puro en un frasco de 500 ml., agregar 100 ml. de agua y agitar.

Preparación de los Polisacáridos.

Disolver 100 g. del azúcar que se va a analizar en 150 ml. de agua desionizada y ajustar el volumen a 250 ml. en frasco volumétrico, reposar 30 minutos.

Precipitación de los Polisacáridos.

Tomar 10 ml. de la solución con una pipeta y colocar en un vaso de precipitados, agregar 0.5 g. de filtro-ayuda analítico celite, agitar y -- agregar 40 ml. de etanol puro. Filtrar la solución con succión en un filtro Milipore utilizando un papel filtro tipo LS Teflón de 47 mm. de diámetro y un tamaño de poro de 5 micrones; el filtro se lava con 150 ml. del alcohol al 80% para eliminar los azúcares, el alcohol se debe aplicar cuidadosamente hacia abajo en las paredes interiores del embudo en porciones de 20-25 ml.

Tratamiento de los Polisacáridos.

Transferir en forma cuantitativa el filtro-ayuda y el papel filtro a un vaso de precipitados de 400 ml. y agregar 150 ml. de solución de ácido sulfúrico al 1%, hervir la mezcla durante cinco minutos, elimine el

filtro de papel y enjuéguelo con agua, recibéndola en el vaso de precipitados. Cuantitativamente transferir el contenido del vaso a un frasco de 200 ml, enfriar a la temperatura ambiente y diluir hasta la marca con agua desionizada. El volumen del filtro ayuda es insignificante. Filtrar la solución a través de un papel filtro Whatman No. 42 por gravedad, desechando los primeros 10 a 15 ml. del filtrado. Los siguientes 10 a 15 ml. se pueden usar para la determinación. No es necesario filtrar la solución completa.

Desarrollo del Color.

Agregar con pipeta, 2 ml. de la solución de polisacárido en un tubo de ensayo de 20 mm. x 150 mm, agregar 1 ml. de solución acuosa de fenol al 5%, 10 ml. de ácido sulfúrico concentrado de una sola vez, de una pipeta con abertura grande. Después que la solución se ha enfriado a la temperatura ambiente (30 minutos), se lee el color en el espectrofotómetro en 485 nm, contra un blanco preparado de la misma forma que la muestra, con la excepción que se usan 2 ml. de agua en lugar de la solución de polisacárido. Las determinaciones del color y los blancos se deben hacer por duplicado; si el porcentaje de transmisión en los duplicados varía en más de un 2%, ambas deben repetirse. Los mg. de glucosa por ml. de solución que corresponde a la lectura del color se determina entonces partiendo de la curva estándar. Tome el 90% del valor de la glucosa para convertirlo al valor de polisacárido.

Preparación de la Curva Estándar.

Colocar 100 mg. de glucosa pura en un frasco volumétrico de 1,000 ml. y llenarlo hasta la marca con agua dionizada.

Para cada punto de la curva, diluya esta solución madre como se muestra en la tabla:

<u>Ml. Solución Madre</u>	<u>Diluir hasta</u>	<u>Mg. Glucosa/ml.</u>
10	100 ml.	0.01
20	100 ml.	0.02
30	100 ml.	0.03
40	100 ml.	0.04
50	100 ml.	0.05
60	100 ml.	0.06
70	100 ml.	0.07
80	100 ml.	0.08
90	100 ml.	0.09
100	100 ml.	0.10

Colocar 2 ml. de cada solución en un tubo de ensayo de 20X 150 mm, y - agregar 1 ml. de solución acuosa de fenol al 5% en cada tubo. Añadir 10 ml. de ácido sulfúrico concentrado de una sola vez con una pipeta de abertura grande. Cuando las soluciones se han enfriado a temperatura ambiente, se lee el color en un espectrofotómetro en 4185 nm, contra un blanco preparado de la misma forma, con la excepción de que se emplean 2 ml. de agua en lugar de la solución de glucosa. Las lecturas del color se grafican. Si el color se lee como por ciento de transmisión, se debe graficar en papel semilogarítmico de un ciclo. Si el color se lee como densidad óptica los valores se grafican en papel cuadrado. - La curva se usa para determinar los polisacáridos que corresponden a la medida de color en una solución desconocida.

Interferencias y Fuentes de Errores.-

La reacción de la acción sulfúrico-fenol es extremadamente sensitiva a todo el material carbohidrato incluyendo la celulosa y la fécula. Se debe de tomar todo tipo de precaución para asegurarse de que todos los aparatos de cristal estén libres de partículas de polvo, pedazos de tejidos, etc., que puedan provocar resultados erróneos. Todos los utensilios de cristal se deben de lavar con agua desionizada inmediatamente antes de usarlos. La solución de fenol al 5% se debe preparar fresca aproximadamente cada diez días. Es importante que se siga cada paso del procedimiento, incluyendo el uso del papel de filtro especificado.

Los filtros Teflón Milipores se pueden usar durante varias veces hasta que los mismos estén tupidos o estén rotos.

En este método los polisacáridos se precipitan con la solución de alcohol, todos aquellos que se filtran, y se lavan libre de azúcar. Los polisacáridos precipitados son parcialmente hidrolizados antes de agregar los reactivos que forman el color, se incluyen los polisacáridos con un alto peso molecular. La reacción de color fenol-ácido sulfúrico se ha reconocido como un método confiable para los carbohidratos.

El método es fácil de ejecutar, y es rápido. El mismo se debe adaptar bien para el trabajo de control en el ingenio. Los problemas posibles se basan en el orden no específico de precipitación de los diferentes polisacáridos, y en la necesidad de un comportamiento preciso y reproductible del procedimiento.

*zame.



