

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



Anteproyecto para Ampliación de la Refinería del Ingenio Independencia, Martínez de la Torre, Veracruz

TESIS

Que para obtener el Título de

INGENIERO QUIMICO

presenta

Arturo Vallón Rojas

MEXICO, D. F.

1977



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Tesis 1977
M. 5
FECHA
REC 394



QUÍMICA

A mis Padres
y hermana

A mí esposa
e hijos

Jurado asignado originalmente según el tema:

Presidente: Profesor HECTOR M. LOPEZ HERRERA.

Vocal: Profesor RUDI P. STIVALET CORRAL.

Secretario: Profesor JOSE LUIS PADILLA DE ALBA.

1er. Suplente: Profesor GUILLERMO ALCAYDE LACORTE.

2o Suplente: Profesor RAFAEL GARCIA NAVA.

Sitio donde se desarrolló el tema:

INGENIO INDEPENDENCIA, MARTINEZ DE LA TORRE, VERACRUZ.

Nombre completo y firma del sustentante:

ARTURO VALLON ROJAS.

Nombre completo y firma del asesor del tema:

I. Q. HECTOR MANUEL LOPEZ HERRERA.

AGRADECIMIENTO

Agradezco las facilidades otorgadas para el desarrollo de este trabajo al personal del Ingenio Independencia, S. A., de Martínez de la Torre, Veracruz.

I N D I C E

	Pág.
INTRODUCCION	7
CAPITULO 1 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA ELABORACION DE AZUCAR REFINADA EN EL INGENIO INDEPENDENCIA PARA 4,000 TONELADAS DE MOLIENDA DIARIA	10
1.1 Fundición y Tratamiento de Azúcar Crudo	
1.2 Filtración	
1.3 Decoloración	
1.4 Cristalización y Centrifugación	
1.5 Secado y Envase	
CAPITULO 2 CONTROL DEL LABORATORIO QUIMICO E INFORMES DE LA REFINERIA	48
2.1 Técnicas y Métodos que observa el Laboratorio Químico en el proceso de obtención de Azúcar Refinada	
CAPITULO 3 ANTEPROYECTO Y CALCULO DEL EQUIPO EN LA REFINERIA PARA UNA MOLIENDA DE 7,000 TONELADAS DE CAÑA POR DIA	63
3.1 Datos Básicos de Diseño	
3.2 Balance de Sólidos	
3.3 Cálculo del Equipo a Instalar	
3.4 Planos de Diseño	
CAPITULO 4 COSTO DEL EQUIPO A INSTALAR EN LA REFINERIA MODIFICADA	98
CAPITULO 5 CONCLUSIONES	101
BIBLIOGRAFIA	103

INTRODUCCION

El Ingenio Independencia, ubicado en Martínez de la Torre; Veracruz, se construyó en 1947, con equipo adquirido de un Ingenio de Puerto Rico que había sido desmantelado después de 20 años de servicio, es decir, que la maquinaria tiene, a la fecha, 49 años de servicio.

En el año de 1956, para incrementar la producción de azúcar y para moler el incremento de tonelaje, la empresa adquirió el Ingenio Amatlán del Estado de Jalisco, rehabilitándolo y montándolo en Misantla, Veracruz a 10 kilómetros del Ingenio Independencia, denominándolo Unidad Libertad.

Diferentes fallas técnico-administrativas al entrar en operación la Unidad Libertad, llevaron a la empresa a una situación económica insostenible y las pérdidas acumuladas a la terminación de la Zafra 1969/1970, ascendían a 145 millones de pesos.

Las causas principales del desequilibrio económico eran las siguientes: aumento desproporcionado de los costos de operación de ambas unidades; personal excesivo; descenso de rendimientos agrícolas e industriales; plan de molienda mal programado con iniciación en Diciembre y terminación en Agosto y falta total de planeación de siembras en el campo, que originó se tuvieran que liquidar cañas en pie.

Así, la empresa tomó la decisión de cerrar la Unidad Libertad y ampliar y rehabilitar el Ingenio Independencia. El cierre de Libertad fue posible mediante la garantía que Independencia industrializará toda la caña aprovechable en la zona de abastecimiento.

Se fijó como superficie a cultivar 11,000 hectáreas y se calculó que la producción sería de 610,000 toneladas de caña de acuerdo a los rendimientos agrícolas que se estaban obteniendo de 65.96 toneladas por hectárea pudiendo llegar a obtenerse 80 toneladas por hectárea.

La situación actual del campo presenta los siguientes aspectos:

1—) Por Decreto Presidencial, la zona de abasto será integrada por 12,000 hectáreas.

2—) Actualmente existen sembradas 12,500 hectáreas, debido a las agrupaciones cañeras. Además actualmente presionan para que se les autoricen 2,000 hectáreas más de nuevas siembras y para que se incremente la fertilización, de tal modo que con el aumento de producción agrícola que se obtenga, se colocará al Ingenio Independencia en la imposibilidad de industrializarla totalmente y reabrirá la Unidad Libertad.

3—) Se prosigue en el campo con la sustitución de la variedad POJ-2868 por la B-4362; la NCo-310 y algunas variedades mexicanas.

Por lo tanto se obtendrá un aumento gradual de tonelaje de caña ya que en la Zafra 1974/1975 se obtuvieron 648,500 toneladas, teniéndose que liquidar 61,350 toneladas en pie, debido a las condiciones físicas de deterioro y lo obsoleto del equipo del Ingenio, colocando a la fábrica en una situación cada vez más difícil para la realización de las Zafras futuras dentro de los límites de economía y eficiencia necesarios, ya que dicho equipo será sometido a un régimen de trabajo más intenso para moler en promedio 3,600 toneladas diarias y no 4,000 toneladas, capacidad diseñada, pese a las erogaciones extraordinarias que se están haciendo para reforzar el equipo en la actual reparación. Es importante señalar que para aprovechar la capacidad máxima de fábrica y poder cumplir con el contrato de moler toda la caña de esta zona, los molinos están trabajando a 117.5% de su capacidad en la extracción de sacarosa.

De acuerdo a lo expresado anteriormente y de los estudios que se han hecho para proyectos de ampliación, el punto de equilibrio se lograría con una capacidad de fábrica de 7,000 a 7,500 toneladas de molienda diaria. Estos datos se han recopilado de opiniones tanto de técnicos como de obreros que laboran en este Ingenio, así como los trabajos realizados por la Operadora Nacional de Ingenios, S. A. (ONISA).

De estas bases partí para formular un anteproyecto de ampliación exclusivamente de la Refinería de este Ingenio, para una molienda de 7,000 toneladas diarias, tratando de iniciar una serie de trabajos que tendrán que realizarse en esta zona para el aprovechamiento de toda la materia prima y para obtener un producto básico de primera necesidad de consumo mundial, y que en nuestro país de acuerdo a sus zonas tropicales y subtropicales se obtiene, con el esfuerzo de los agricultores y del Gobierno Federal, llenando un renglón importante del consumo nacional y de exportación.

CAPITULO 1

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA ELABORACION DE AZUCAR REFINADA EN EL INGENIO INDEPENDENCIA PARA 4,000 TONELADAS DE MOLIENDA DIARIA

Antes de proceder a desarrollar el diagrama de Flujo para la elaboración de azúcar refinada en el Ingenio Independencia, debemos señalar las características del **"azúcar crudo"** que debe poseer para su refinación; ya que durante los últimos años ha sido reconocida la importancia que tienen las especificaciones Físicas y Químicas de los azúcares crudos aparte de su polarización para el proceso de refinación.

Las cualidades primarias que debe reunir el **"azúcar crudo"** o **"mascabado"**, han sido computadas y especificadas como normas por la Secretaría de Industria y Comercio. Tales normas son:

Polarización	96.5 min.
Humedad	0.87 máx.
Cenizas	0.45 máx.

Además de las características antes mencionadas se desea que el **"azúcar crudo"** reúna las siguientes:

1—) Que **"lave"** bien, es decir, que rinda en la centrífuga la cantidad máxima de azúcar lavado de alta pureza, con mínima cantidad de **"agua de lavado"** obteniendo así una cantidad pequeña de **"jarabe afino"** o **"agua de lavado"**.

2—) Que trabaje bien en el departamento de clarificación.

3—) Que su color sea tal que se pueda decolorar fácilmente con carbón durante la filtración.

4—) Que la relación de ceniza a azúcar invertido sea baja, ya que tales azúcares permiten rendimientos mayores de azúcar granulado. Además que la ceniza contenga poco contenido en Sulfatos, para evitar la incrustación de los tubos de evaporadores y asegurar que los jarabes finales no sean turbios.

5—) Que se obtenga un grano de tamaño uniforme, duro y consistente.

Aunque casi todos los refinadores estarán de acuerdo con la declaración de características deseables antes formuladas, resultaría difícil lograr un acuerdo sobre los métodos que se deben usar para obtener dichas características. Pero existe un criterio, que si un azúcar cumple las especificaciones en cuanto a color, grano y filtrabilidad, cumplirá la mayoría de las demás consideraciones automática y simultáneamente.

La Refinería con que cuenta el Ingenio Independencia está diseñada para la producción de 400 toneladas diarias, es decir, la base y criterio para su diseño fue que la capacidad de molienda del Ingenio es de 4,000 toneladas diarias y si se obtenía un 10% de conversión de molienda, se tendrían 400 toneladas diarias de azúcar refinada. Pero el Ingenio no llega a moler a su capacidad total y sumando a esto que no se obtiene el 10% de conversión, se observa que el equipo de refinería no trabaja a su máxima eficiencia de diseño, por lo tanto podemos decir que se tiene actualmente Refinería sobrada. El diagrama de flujo de esta Refinería, se presenta en el plano anexo.

De lo anteriormente dicho podemos concluir, que el proceso de refinación de azúcar consiste en: A) La eliminación de impurezas sólidas que no se lograron quitar durante la Clarificación del guarapo crudo. B) La disminución del color de las mieles y C) La disminución de la humedad y de las cenizas.

El azúcar **"mascabado"** o azúcar **"A"** que se obtiene de las

cuatro Centrífugas es transportado a la Tolva de azúcar "**mascabado**" cuya capacidad es de 3.5 toneladas, por un transportador de hélice para su proceso de refinación, principiando con la fundición de ésta.

1.1—) FUNDICION Y TRATAMIENTO DE AZUCAR CRUDO.

La primera etapa en la refinación de azúcar en cualquier Ingenio, es la disolución del azúcar crudo, ésta se hace mezclando el azúcar crudo con agua caliente de condensados, hasta obtener una miel de densidad de 60° Brix.

El azúcar crudo se disuelve en aproximadamente la mitad de su peso en agua, en dos tanques dotados con un sistema de agitación de aspas mezcladoras. Al tanque donde se lleva la disolución se le denomina tanque "**refundidor**" o "**disolutor**". Después el azúcar disuelto pasa al otro tanque de iguales características al cual se le denomina tanque de "**afinación**", ya que es aquí donde se ajusta la densidad que se desea que lleve dicha solución. El volumen de los tanques es de 4,945 litros. Además a los tanques se les aplica vapor de escape por medio de serpentines perforados para ayudar la disolución. La temperatura a la que se eleva la miel es de 60°C. No debe ser menor, pues aumenta la viscosidad de la miel y dificulta la Clarificación, ni mayor, pues puede ocasionarse pérdidas de sacarosa. La forma de éstos tanques es cilíndrica.

En esta operación deben vigilarse principalmente dos cosas: 1) Que las aguas de disolución estén libres de impurezas y 2) Que la densidad de la miel sea uniforme, por lo que debe medirse periódicamente, además de vigilar el sistema de agitación.

Una vez obtenido el azúcar fundido, es bombeado, pero antes se hace pasar por un filtro llamado "**pichancha**" en el cual quedan adheridos materiales tales como bagazo o tierra, que dañan al impulsor de la bomba y obteniéndose un mal funcionamiento de ésta. El azúcar fundido se bombea hasta un tanque llamado tanque "**colchón**" que se encuentra en la parte superior de los

tanques de fundido, para su posterior tratamiento. El volumen del **"tanque colchón"** es de 15,950 litros.

TRATAMIENTO DE AZUCAR CRUDO.

El licor fundido tiene algunas materias insolubles tales como bagacillo, arcilla, suspensiones finas y dispersoides, y también gomas, pectinas y otros coloides verdaderos que no fueron extraídos por la Clarificación en el Ingenio o fueron formados en el proceso posterior de fabricación. El licor fundido es ácido. Por lo tanto para extraer todas las impurezas antes mencionadas en la Refinería, se llevan a cabo dos tipos de tratamiento: A) Una **"Defecación"**; que consiste el tratamiento con ciertas sustancias y B) Lograr una solución adecuada para la Clarificación o Filtración.

En la Defecación se utiliza Acido Fosfórico y Lechada de Cal, mezclándose con el licor y formando un precipitado con éste. A esta operación se le llama también **"Fosfatación"**.

La Fosfatación o Defecación se lleva a cabo en la Refinería en cuatro tanques circulares de fondos cónicos, cuyo volumen total es de 15,208 litros es decir, de 3,802 litros c/u, dotados de agitación mecánica y de serpentines de vapor, pero los serpentines no se usan pues se pierde una cantidad considerable de sacarosa, ya que la carbonizan.

La Fosfatación se lleva a cabo en forma intermitente. Debe añadirse primero el Acido Fosfórico e inmediatamente después la Lechada de Cal a una densidad de 15° Brix. El Acido se agrega cuando el tanque se encuentra arriba de la mitad de su capacidad, pues si se hace cuando hay poco fundido en el tanque, el pH descende tanto que se pierde sacarosa misma que no se puede recuperar. Generalmente se adicionan de 500-600 ml. de Acido Fosfórico. El Anhídrido Fosfórico que éste contiene de 50-55%, reacciona con las impurezas metálicas presentes iniciándose la Floculación. La cantidad de Anhídrido Fosfórico que se requiere varía con el grado y tipo de impurezas del fundido. La Cal que

se adiciona es hidratada, llevándola a una densidad apropiada para su manejo, es preparada la Lechada en tanques especiales cuyo volumen es de 4,969 litros. La Caí que se adiciona contiene el 75% de Oxido de Calcio.

Al añadirse la Lechada, poco tiempo después que el Acido, primero se neutralizan los Acidos Orgánicos existentes en el azúcar, posteriormente el Oxido de Calcio y el Anhídrido Fosfórico se combinan formando Fosfatos Tricálcicos en forma de flóculos, que aprisionan la mayor parte de las impurezas del fundido. Después de ser agregados ambos reactivos, la agitación no debe ser excesiva, pues pueden dividirse los flóculos, lo que dificultaría la Clarificación y la Filtración. Tampoco debe paralizarse la agitación, pues los flóculos se separarían antes de que el compuesto llegue a los Clarificadores. Durante la Fosfatación el pH del fundido tratado debe mantenerse entre 7.2-7.6. Tenemos pues que la Fosfatación descrita anteriormente es el paso previo para la Clarificación.

Lo que ocurre en el proceso de Clarificación es lo siguiente: A) El fundido tratado se inyecta aireado, B) El fundido se hace pasar por 5 Clarificadores en donde los flóculos, ayudados por las burbujas, ascienden a la superficie, y el líquido claro se queda abajo, saliendo por tubos de altura regulable y mandándolos a cuatro tanques de paso para su posterior filtración. C) El precipitado de Fosfatos se deposita en otro tanque para su tratamiento posterior, y el fundido que sale de los Clarificadores se le denomina licor "**clarificado**".

La forma de airear el fundido tratado, es dejando entrar aire por el lado de succión, ya que el fundido se bombea por bombas centrífugas. La aireación debe ser excesiva y el tamaño de las burbujas deben ser finas. La temperatura del fundido propia para la aireación deberá ser de 60°C.

Después el licor aireado se hace pasar por un calentador donde le eleva la temperatura hasta 95°C; ya que se ha hecho una modificación debido al desperfecto de los Clarificadores JACOBS. El desperfecto que tienen los Clarificadores son los canales lon-

gitudinales en forma de U que servían de envolventes de vapor y mantenían el flujo lineal del chorro de licor. En lugar de los canales quedó una cámara de vapor, que mantiene la temperatura constante a lo largo del recorrido del licor a través del Clarificador.

El licor tratado, aireado y calentado fluye a presión a una temperatura de 95°C a través de los 5 Clarificadores JACOBS, y entra a éstos por un extremo posterior y sale por las tuberías situadas en el cuerpo, y las natas formadas pasan al canal de lodos que llega hasta los tanques de alcalizado de guarapo. La alimentación del fundido a los Clarificadores, es continua y uniforme, se hace teniendo un tanque donde el fundido tratado se encuentra a un nivel constante. Para ésto, el equipo deberá estar bien nivelado, la densidad del clarificado deberá ser de 60° Brix y mantenerse uniforme para evitar turbulencias en la masa del líquido.

La Clarificación en el área de Refinería es al revés que la Clarificación de los guarapos, pues el fundido tiene una gran densidad, mayor que la de los flóculos, por lo que éstos tienden a ascender, ayudados por las burbujas de aire que en el calentamiento, provoca una dilatación de burbuja, incrementando su fuerza ascendente.

El pH del Clarificado se encuentra entre 6.8-7.2, es más bajo que en el tratamiento por Fosfatación, aproximadamente 5 décimas, debido a la eliminación del precipitado de Fosfato.

Un buen trabajo de Clarificación traerá como resultado que los Clarificados salgan con menos cenizas CaSO_4 , CaPO_4 , etc.), y que se logre una disminución de color, aproximadamente un 25% como mínimo, facilitando el trabajo en los filtros y un ahorro de carbón en la decoloración.

El tratamiento del fundido con Acido Fosfórico y Lechada de Cal, y su clarificación por flotación en Clarificadores Espumadores, recibe el nombre de "**Sistema Williamson**".

Las espumas de los Clarificadores llamados también "**lodos o natas**" son extraídas por aletas rotativas que corren a lo largo de los Clarificadores. La eliminación de natas es por intervalos, aunque se corre el riesgo que se puede formar una capa gruesa, (que puede ser fuente de infección), pero se hace una eliminación periódica de la capa de nata (intervalos de 8 horas). Una vez extraídas las natas, se mandan a un colector, se les añade agua y se envían a un tanque de paso donde se bombea al tanque alcalizado de guarapo.

Las capacidades de los tanques de licores por los que pasa durante el proceso anterior, los resumimos de la manera siguiente:

Tanque de Fundido Tratado	Vol.: 2,921 L.
Tanque de Fundido Tratado y Aireado	Vol.: 3,288 L.
Tanque de Cachaza	Vol.: 3,029 L.
Tanque de Licor Claro	Vol.: 6,182 L.

1.2) FILTRACION

Los licores que han sido defecados y clarificados contienen aún cantidades considerables de impurezas disueltas y coloidales, que no pueden eliminarse más que por Filtración y acción de adsorbentes (decoloración).

La Filtración en este Ingenio se lleva a cabo en 5 Auto-Filtros o Filtros a presión; de los cuales tenemos filtros de láminas estacionarias y rotativas. En general en los filtros de láminas, el elemento filtrante lo constituye una serie de marcos metálicos que llevan inserto un tamiz de respaldo; sobre los cuales se coloca un paño estirado de nylon. El conjunto de placas está encerrado en una coraza de metal que puede soportar presiones operativas hasta 60 lb. (4 atmósferas). Cada placa tiene una mirilla colocada en el exterior para observar si la filtración es correcta. Se usan además materiales de auxilio inertes a la filtra-

ción, como la tierra diatomea, que consiste en una forma porosa del sílice casi puro que es esencial para la operación, ya que arrastra gran cantidad de impurezas.

La tierra diatomea que se utiliza es (Dicalite 503) con pequeñas cantidades de P_2O_5 (Pentóxido de Fósforo). Esta se disuelve con agua en tanques mezcladores y después se le envía a atravesar la tela mediante la presión de una bomba. La tela retiene la torta y permite que el líquido la atraviese, una vez que el agua sale limpia de los filtros-ayuda, se pone en operación el filtro. La precapa del filtro ayuda está adherida en los marcos.

Los 5 autofiltros que se tienen, 2 son de láminas estacionarias y 3 son de láminas rotativas. Los autofiltros "SWEETLAND" son de láminas estacionarias y los elementos filtrantes consisten de 72 placas, colocadas a 5 centímetros una de otra, el diámetro de éstas es de 90 centímetros y de espesor de 1 centímetro; están dotados de una salida en la parte superior que está, conectada a una tubería de salida situada al extremo del filtro. Un tubo de cristal de salida dotado de válvula macho, sirve para comprobar si se ha roto alguna tela. La válvula macho sirve para cerrar el flujo del elemento si ha ocurrido esto. El cuerpo horizontal y circular del filtro se hace en dos partes, y se abre o se cierra por medio de fuerza hidráulica; ver fig. (1.1).

Tienen un dispositivo de lavado, operado mecánicamente, que tiene una tobera situada directamente arriba de cada lámina. Se lava la torta cuando las presiones del filtro llegan al máximo de 60 lb. Las presiones operativas son de 30-40 lb. durante un ciclo de 1 hora aproximadamente, y manejan un volumen de licor de 2,213 L. El diámetro del filtro es de 96 centímetros y el largo de 3.68 M.

Los otros 3 filtros son autofiltros "SUCHAR 22" de láminas rotativas; es decir que los 36 elementos filtrantes verticales y rotatorios están montados sobre un eje giratorio al que se entrega el licor filtrado. Las láminas y el eje giran lentamente, mientras que el líquido a presión se filtra a través de ellos. Cada lámina posee su propia mirilla de cristal y válvula de cierre.

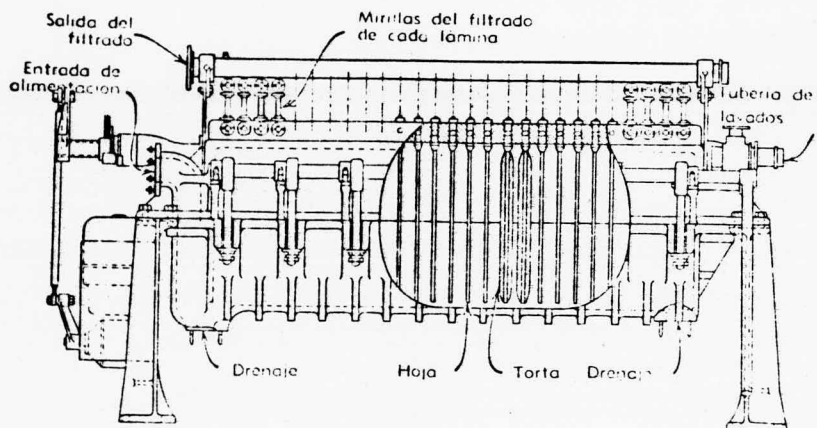


FIG. 1.1 AUTOFILTRO "SWEETLAND"

La ventaja de la lámina rotativa es que la torta se acumula más uniformemente y el lavado es más positivo, porque los chorros de lavado no tienen que cubrir todo el diámetro de las láminas, pero para lograr ésto, el cuerpo del filtro tiene que estar lleno antes que comience el flujo, mediante la instalación ascendente de filtrado a nivel superior que el de la parte de arriba de las láminas. Para cambiar láminas, el filtro se abre por una puerta situada en un costado opuesto al extremo de trabajo. Estos poseen un área de filtración de 900 ft², y manejan un volumen de licor de 4,847 L. El espacio entre placas es de 5 centímetros, el largo de placas de 1.34 M. ancho 94 centímetros y espesor de 1 centímetro. La longitud de los filtros es de 2.94 M. y con un diámetro de 1.94 M. ver la fig. (1.2).

Además en los Ingenios se lleva a cabo una segunda filtración en autofiltros destinados para ella, se les conoce como filtros **"trampa"**.

El licor aún lleva consigo impurezas que no fueron extraídas en la primera filtración. Los 3 filtros cilíndricos-verticales que se utilizan, sirven como rectificadores porque absorben la cantidad pequeña de impurezas disueltas que lleva el licor filtrado y así, obtener un licor trampeado que no dificulte el proceso de decoloración con carbón.

Los filtros industriales tienen 20 tamices circulares como elementos filtrantes. El largo de las placas es de 1.09 M., ancho 77 cm. y de espesor 1 cm. El flujo que maneja cada filtro es de 1,897 L.

Una vez que la precapa o filtro ayuda ha sido agotada, elevándose la presión en el autofiltro, la torta se somete a un lavado. El lavado de las tortas de la primera filtración, que lleva retenida gran cantidad de sacarosa se hace en el Ingenio disolviéndolas en agua caliente y se filtra en 3 filtros industriales de iguales características que los filtros **"trampa"**, pero a estos filtros se les denomina filtros **"pechuga"**. La cantidad de sacarosa que es recu-

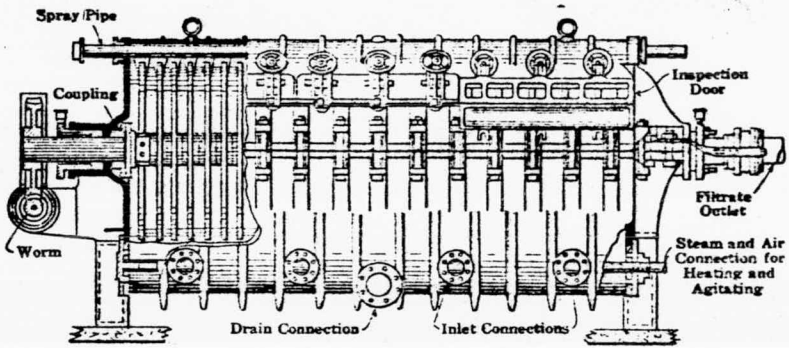


FIG. 1.2 AUTOFILTRO "SUCHARD"

perada por medio de éstos, se envía al fundido y sus tortas se desechan.

Las tortas de los filtros **"trampa"** también son lavadas en los filtros **"pechuga"**, siguiendo el mismo proceso. También debe vigilarse la presión a que trabajan los Autofiltros, tan pronto llegue a su máxima presión se considera que está agotado, por lo que se debe dejar de operar para su lavado.

La densidad del Licor a través de las diferentes etapas del proceso del filtrado es de 60° Brix, y la temperatura se debe mantener a su nivel más alto posible para facilitar su manejo; ya que con las mieles frías son más viscosas, la temperatura oscila entre 65 y 70°C.

Una vez obtenido el licor filtrado, libre de impurezas disueltas, aún contiene gran cantidad de suspensión coloidal que **únicamente puede extraerse por medio de adsorbentes** en el proceso de Decoloración.

Los 2 tanques para la mezcla de Dicalite con agua, son de forma cilíndrica, cuyo volumen es de 6,257 L., la cantidad de Celite que se ocupa para formar la precapa en los tamices es de 1.5 sacos, o sea 60 Kg. para cada filtro. Los tanques de lavado de Autofiltros son 2 cuyos volúmenes son de 4,181 y 5,086 L., también de forma cilíndrica.

El tanque de Licor filtrado que va para la Decoloración de éste es de forma rectangular cuyo volumen es de 8,963 L. Todos son de hierro fundido El tanque de Licor **"trampeado"** es de forma rectangular y su volumen es de 5,952 L.

1.3) DECOLORACION

El Licor filtrado y **"trampeado"** contiene gran cantidad de impurezas coloidales que imparten un color al filtrado, la única forma de extraer dichas impurezas es por medio de contacto entre el licor de azúcar y el carbón granular depositado en 15 columnas o cisternas, con las que cuenta la Refinería de éste Inge,

nio, ver fig. (1.3). Es decir una operación de cama fija donde el licor fluye a presión por las camas estacionarias de absorbente.

De las 15 columnas las 4 primeras son las más grandes; y tienen un flujo de licor de 9,312 L/hr y 8.6 Tons. de carbón granular. Las otras 11 columnas restantes tienen un flujo de licor promedio de 6,915 L/hr y 5.8 Tons. de carbón granular.

Las cisternas son de acero de tapas y fondos cónicos. Los fondos de la sección cónica son desmontables, por lo que la cisterna es totalmente autodescargante y requiere poca mano de obra para extraer el carbón. El carbón descansa en una placa perforada cubierta con un tamiz de metal y con un paño filtrante. El fondo de la cisterna es de 5 cm.

El licor de azúcar filtrado se suministra por medio de bombeo de los tanques situados abajo de las columnas, pero antes de pasar a las cisternas se envía a dos pequeños cambiadores de calor, donde elevan su temperatura entre 80 y 85°C. El licor al entrar a la cisterna golpea en una mampara, que consiste en una placa perforada para que el licor no golpee fuertemente al carbón y forme canalización. El licor que fluye a través de las cisternas se recoge en las galerías de licores, que está situada unos centímetros más abajo de las tapas de las cisternas. Esta galería consiste en una serie de canales conectados con los tanques correspondientes y tienen dispositivos para dirigir el afluente de las diversas cisternas a cualesquiera de los canales.

Cuando las mieles filtradas por la cisterna salen con un color muy alto y se tiene una presión elevada de 40 lb., ya que la presión de trabajo de las columnas es de 20-30 lb., se considera que el carbón está agotado, es decir, está saturado y ha perdido poder decolorante; por lo tanto el carbón se somete a un proceso de **"regeneración"** o **"revivificación"**, con lo cual, cada columna tiene ciertas operaciones de acuerdo con cierto itinerario de tiempo; es decir, cada cisterna tiene su horario de ciclo, desde que el carbón tiene que revivificarse sacándolo de las columnas y pasarlo a los hornos para su regeneración.

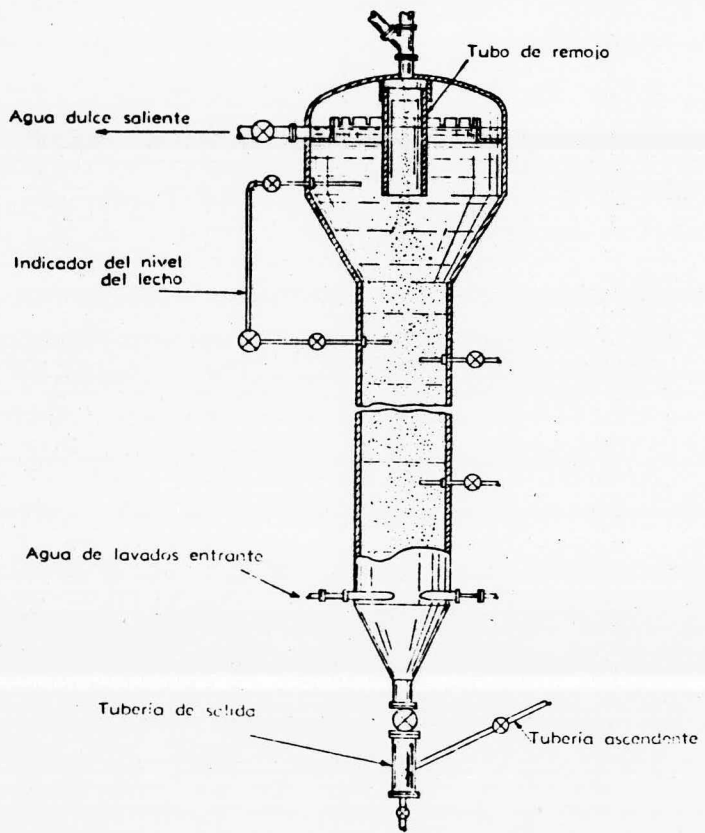


FIG. 1.3 COLUMNAS DE DECOLORACION.

Cuando el carbón está agotado al final del ciclo del licor, éste se somete al **"Desendulzamiento"**; el licor de azúcar que queda en el carbón se desplaza hacia abajo con agua caliente, los primeros líquidos que salen tienen todavía una alta pureza, y los que tienen una densidad de 45° Brix, se les envía junto con las mieles decoloradas.

Para esta operación se bombea agua caliente a muy baja velocidad de flujo, para que con poca agua se logre desendulzar el carbón. El agua es menos densa que el licor, y el flujo que se desea constituye un desplazamiento del pistón, si el frente del agua avanza con lentitud, la difusión del azúcar que contienen los poros del carbón, y la que está entre las superficies de contacto, procederá a la misma velocidad que avance dicho frente y así se producirá poca mezcla del agua con el licor de azúcar. Por este motivo, la velocidad del flujo durante el desendulzamiento se suele reducir hasta la mitad o hasta la tercera parte.

Se continúa bombeando agua a baja velocidad de flujo, hasta que las aguas dulces que salen tengan un grado Brix de cero. Como el carbón granular que se utiliza tiene la desventaja que no adsorbe ninguna ceniza, tampoco las desorbe ya que éstas a una baja densidad empiezan a desorber, obteniendo aguas dulces de alta pureza. A este proceso se le llama **"lavado"**.

Antes de hacer pasar el carbón a los hornos para revivificarlo, es sacado de las cisternas por manejo hidráulico, que consiste en hacer una suspensión de carbón en agua (100 lb/2 gals. de agua), para depositarlo en las 2 tolvas para drenar el agua y posteriormente conducirlo al horno.

Antes de que el carbón se deposite en las tolvas pasa por un tamiz de una Saranda vibratoria para desechar los polvos y partículas fracturadas del carbón. Estas partículas tienen efecto adverso sobre la velocidad del flujo y desendulzamiento del carbón. La densidad del carbón en servicio oscila entre 0.96-1.04 Kg./L., y la del carbón de desecho es de 1.28 Kg./L. (80 lb/ft³). La aplicación del carbón nuevo se hace por lotes adicionándolo

a la columna antes de ser horneado y tiene una densidad de 0.64 Kg./L. (40 lb./ft³).

Operación de los Hornos.

La revivificación del carbón comienza generalmente con el "lavado", sin embargo, parte de la materia orgánica queda fuertemente adsorbida que nunca se podrá eliminar con un lavado solo. Para destruir la materia orgánica adsorbida y devolverle su capacidad de amortiguación alcalina, el carbón granular se calienta en hornos a temperaturas elevadas.

La falta de capacidad para amortiguación alcalina del carbón granulado (baja el pH de los licores), se contrarresta aplicando una pequeña cantidad de magnésita (MgO), es de baja solubilidad y se hidrata lentamente suministrando iones OH para mantener un pH seguro, antes de que entre al horno.

El carbón granular se regenera en un horno rotativo de 1.066 m de diámetro interior (3.5 ft) y 7.72 m. de longitud (25 ft), con forro de ladrillo refractario de 9.16 cm. de espesor (4") Este horno gira a 4 r.p.m., y tiene una capacidad de revivificación de 400 Kg./hr., o sea, una cisterna de 1,000 ft³ en dos días. El horno se prende por medio de gas y después que se regula la entrada de aire, se cambia la alimentación a diesel que es el combustible con el cual trabaja. Los primeros 2 m. (7 ft) del extremo de la alimentación del horno están equipados con alzas, similares a las de un granulador, para facilitar el secado del carbón antes de que llegue a la zona caliente. Para la disminución de la llama y la temperatura se usan gases recirculados y vapor. El carbón granular necesita mayor calor que los demás carbones que se utilizan, por ésto, el carbón al ser descargado del horno, sale a 426°C aproximadamente, a través de una tubería de descarga que pasa debajo del nivel de agua de un tanque. El flujo de agua hacia el tanque (32 L/min), enfría el carbón hasta dejarlo a 38°C (100°F), además suministra el agua para transportar el carbón por medio de una bomba a las cisternas.

Asentamiento.

El carbón revivificado, se bombea a las cisternas, el propósito de esta operación es el de llenar la cisterna en forma tal que las partículas de carbón de diferentes tamaños quedan uniformemente distribuidas por toda la masa. La segregación por tamaños de las partículas puede crear regiones que opongan mayor resistencia al flujo en las zonas donde se hayan acumulado partículas más finas. Esto producirá un flujo que no será uniforme, o la canalización. Las zonas que reciban mayor cantidad de licor se agotarán rápidamente, para ésto, la cisterna tiene una mampara de distribución de licor, produciendo un mayor ciclo de licor y menor flujo de agua dulce durante el desendulzamiento. El tiempo que se requiere para la operación de asentamiento varía, pero suele ser del orden de 5-6 horas.

Ciclo de Licor.

Consiste en el comportamiento de contacto entre carbón y licor. El licor, al moverse, pasa sobre las partículas estacionarias de carbón y debido a que las tasas de adsorción son finitas, no se produce estado de equilibrio en ningún punto. Sin embargo, a lo largo de la columna se crea una diferencia progresiva de concentración. La difusión también es factor, y la curva de la concentración sufre variaciones debido a éste y otros factores; por lo tanto los cambios de concentración que sufre el efluente son graduables.

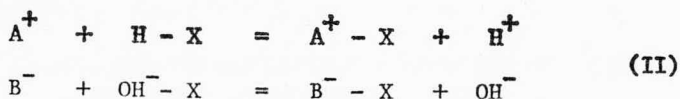
Los licores se envían al carbón a una densidad de 60° Brix; a densidades mayores la extracción de color es más difícil. Los licores de baja pureza tienen mayor viscosidad y se filtran en el carbón granular a una densidad inferior (50-55° Brix). Las temperaturas de operación son de 80-85°C, el pH de los licores es de 7.5; aunque los primeros licores que salen del carbón tienen un pH entre 8-9.

El pH del efluente del carbón es muy sensible a la temperatura máxima de rehorneado y a la naturaleza de las impurezas que quedan en el carbón cuando se envían a los hornos.

Las reacciones del carbón granular con el licor son fundamentalmente muy complejas, pero en general la acción comprende la adsorción y permutación de iones. En la adsorción, un compuesto AB actúa con el adsorbente X de la siguiente forma:



Aquí, AB no se disocia o está presente como compuesto complejo que se disocia muy poco. En la permutación de iones con el adsorbente, el compuesto AB se disocia en el licor, y las especies de signo opuesto actúan en sitios diferentes aparentemente del adsorbente; el cambio resultante del catión y anión se representa:



Generalmente la decoloración es la función más esencial del tratamiento con carbón granular, la extracción de color es de un 99% al comienzo del ciclo y disminuye hasta un 90% después de 22-24 días de servicio, a una presión de trabajo de 20-35 lb., al llegar a este nivel de extracción, la presión sube teniéndose que revivificarse, cerrándose el ciclo. El volumen del tanque de licor decolorado es de 9,043 L.

1.4) CRISTALIZACION Y CENTRIFUGACION.

Ya decolorado el licor, sale de las cisternas o columnas de percolación con el nombre de licor "**percolado**", pasando a la tanquería de Tachos. La función del Tacho es la producción de cristales satisfactorios de azúcar a partir del licor que se alimenta. Las cualidades deseables del azúcar refinado están sujetas a la influencia del diseño de los Tachos y en la forma que se operan.

La alimentación de licor a altas densidades disminuyen el consumo de vapor, y la duración del ciclo, pero hacen que el control de las operaciones sea más delicada, implica el peligro de la producción de conglomerados y falso grano.

Para la Cristalización de azúcar refinada, el Ingenio Independencia cuenta con dos Tachos tipo Calandria, que trabajan con vapor de escape, de las mismas características y capacidades, ver fig. (1.4). Los accesorios con que cuentan estos Tachos son los siguientes:

1) Una gran válvula de descarga situada al fondo, con un diámetro de la octava parte del diámetro del Tacho.

2) Un Separador en el extremo superior del Tacho, situado en el Domo o cúpula del recipiente. El Separador frena la velocidad de los vapores y disminuye el arrastre de gotas del licor.

3) Un condensador de chorro múltiple, con toberas para esprear el agua fría que se le abastece para condensar los vapores y mantener el vacío.

4) Una columna barométrica para hacer vacío en el Tacho.

5) Tubería de salida de gases incondensables.

6) Válvula para sacar vacío conectada al cuerpo del Tacho, el vacío se descarga antes de descargar la Templá.

7) Mirillas de observación donde se observa el progreso de la Templá, una sonda para tomar muestras de la masa-cocida, un manómetro de vacío, un termómetro y un manómetro de presión de vapor.

El operador del Tacho ("Puntista o Tachero"), puede variar la temperatura de la masa en ebullición mediante el aumento o disminución de la inyección del agua al condensador.

Los Tachos de Calandria son evaporadores de simple efecto,

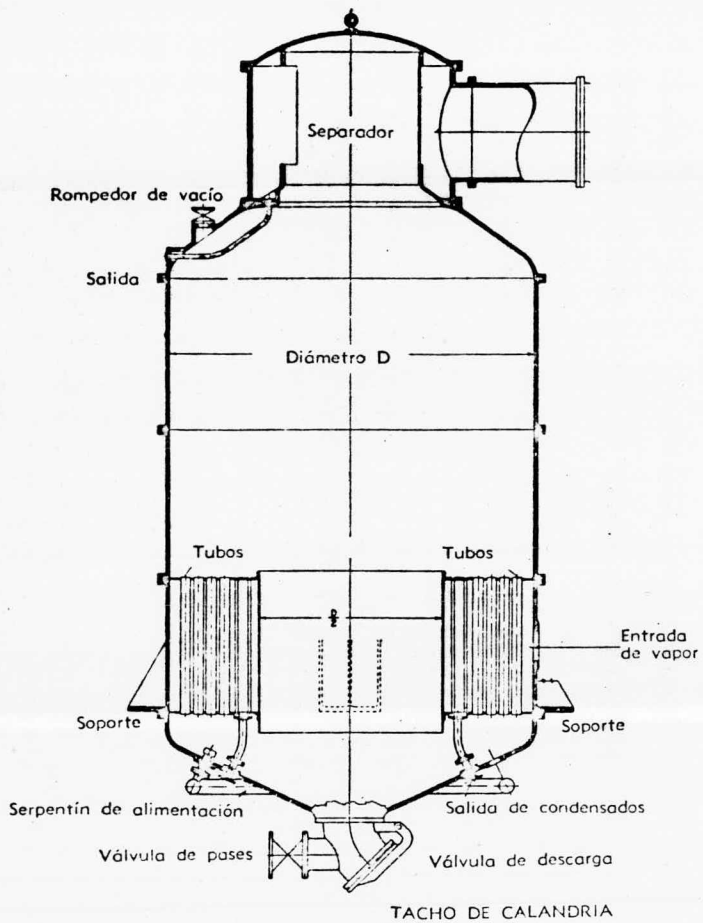


FIG. 1.4 TACHO TIPO CALANDRIA

de diseño especial, dotados de tubos cortos de 10.16 cm. (4") de diámetro y de 1.20 m. de longitud (48"), llamados fluxes y cuenta con 36 de ellos.

Las características de los Tachos son la circulación y la temperatura en la operación de éstos, se puede calcular la velocidad con que se mueve la masa cocida a través de los tubos de la calandria, así como su temperatura. Se puede decir que, para que ocurra ebullición en los tubos del Tacho, tienen que existir temperaturas que correspondan a las del vacío disminuido por la presión hidrostática, ejercida por el peso de la masa cocida superpuesta en el punto que se esté observando, hay que adicionar el efecto del aumento del punto de ebullición, a la pureza y densidad de la masa cocida que contenga el Tacho.

De lo anteriormente expresado obtenemos una orientación acerca de la "**circulación natural**" que se tienen en los Tachos al vacío. Cuando el nivel de la templa es bajo, la circulación es inducida por la formación de burbujas de vapor en los tubos de la calandria. Esto reduce el peso del contenido en los tubos en comparación del contenido de la columna equilibrante, contenida en el tubo central que no tiene burbujas. La diferencia de gravedades específicas de éstas columnas produce un flujo hacia arriba en los tubos y hacia abajo en el tubo central, ver fig. (1.5).

Mientras la masa cocida sale de los tubos de la calandria en dirección ascendente, contiene muchos puntos que están a diferentes temperaturas. A medida que la masa asciende, cuando éstos puntos llegan a un nivel donde el vacío corresponde al punto de ebullición, se producen en ellos un flash con liberación de una burbuja de vapor. Este desplazamiento produce un ajuste repentino de posición, que permite que el vapor liberado entre en contacto con alguna parte más fría de la masa-cocida; y en este momento ocurre la condensación de dicho vapor.

Este procedimiento se repite muchas veces durante la trayectoria ascendente de la masa, con lo que gradualmente se logra la disminución de la temperatura de los puntos calientes mediante la transferencia de su calor a los puntos fríos, llegando a un

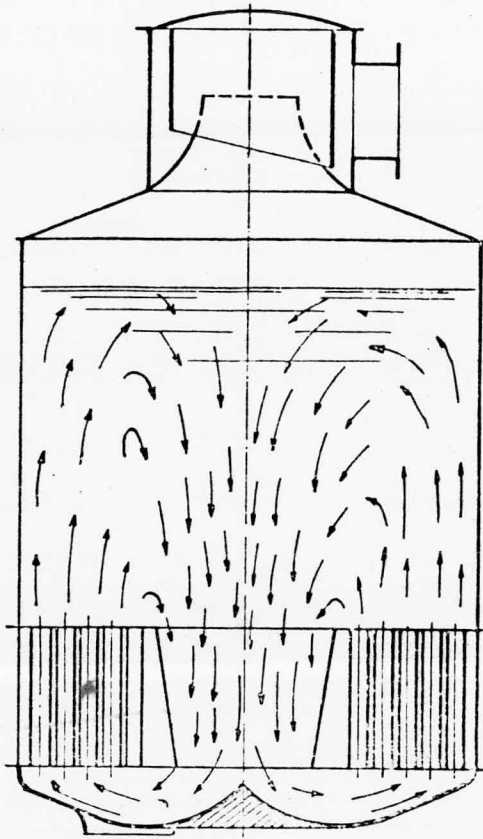


FIG. 1.5 TACHO CON CIRCULACION NATURAL

promedio que es indicado en el termómetro del Tacho. Este promedio existe uniformemente al nivel en el cual la ebullición procede sin interrupción; el nivel está limitado a una zona situado cerca de la superficie de ebullición de la masa-cocida que contiene el Tacho. Esta es la fuerza que produce la "**circulación natural**".

Existen dos peligros; el primero que exista una temperatura local alta, con lo que aumentará la coloración. El otro, es que se llegue a un punto de insaturación, en el cual, el azúcar puede redisolverse.

Para el control de Tachos en la cristalización de azúcar refinada, se toma la **Sobresaturación del licor como elemento de control**. Ya que en una solución no se forman, crecen, ni depositan cristales a menos que esté sobresaturada, es decir, que la solución contenga más sólidos que los que el agua podría disolver a determinada temperatura. Por lo tanto el grado de sobresaturación se puede dividir en tres fases:

1.) La primera, o "**METAESTABLE**", comprende una zona de concentración en la cual los cristales que existen aumentan su tamaño, pero no se forman cristales nuevos.

2.) La segunda fase, o "**Intermedia**", dentro de la cual crecen los cristales existentes y se forman cristales nuevos.

3.) Finalmente, se entra en la zona "**Lábil**", en la cual se forman cristales casi espontáneamente sin presencia de otros.

Para determinar el **punto de Saturación** del licor que se está concentrando en los Tachos, se colocan cristales de azúcar con aristas agudas en una sonda y se someten a la acción del licor. Tan pronto como se determine por uso del microscopio que el licor ha dejado de redondear las aristas de los cristales se ha logrado el punto de saturación.

Para determinar la **línea Metaestable** habiendo una Templa en el Tacho, se aumenta la concentración de dicha Templa hasta

que aparezcan nuevos núcleos. La **línea Lábil** constituye la demarcación de la Intermedia, se obtiene un punto de esta línea al fabricar grano según el método antiguo de "dejarlo que se forme". Tan pronto como comiencen a aparecer los núcleos microscopios se ha entrado en la zona Lábil.

Estos datos se utilizan en la rutina normal de la cocción de azúcar. Hay que "**semillar**" (cebar) los Tachos mientras la concentración esté en la zona Metaestable. Después que se haya logrado grano, la masa-cocida tiene que mantenerse en esta zona hasta el final de la templa. Si se deja que la concentración baje, se disolverán los cristales, si se deja sobrepasar esta zona, habrá formación de falso grano. Al hacer grano por "choque", se hace que la concentración entre a la zona intermedia para la formación de granos nuevos; después que se han obtenido núcleos suficientes, hay que llevar la Templa de nuevo a la zona Metaestable.

En el proceso de cristalización de azúcar refinada; el primer paso es la fabricación del grano. La forma de obtener grano en este Ingenio es por "**Semillamiento por Choque**" (cebado). Consiste en hacer que el licor se concentre hasta un punto superior al de Saturación, después se introduce de 0.5-1.0 Kg. de polvo de azúcar aproximadamente, depende de la calidad de material con que se trabaja.

Este polvo no sirve de núcleo al grano, sino constituye un choque a la solución sobresaturada, mediante el cual se induce la formación de grano nuevo más rápido. El choque se debe aplicar tan pronto como se haya pasado el punto de saturación, lo que significa que se debe hacer cuando la solución está en la zona Metaestable.

La velocidad de adsorción de azúcar de cualquier cristal es proporcional a su superficie, que varía según el cuadrado de su dimensión lineal, mientras que el volumen varía según el cubo de esta dimensión. Por lo tanto, la superficie de un cristal en comparación con su peso es inversamente proporcional a su tamaño, ésto nos indica que mientras menores sean los cristales, mayor será la superficie de crecimiento. Esto corrige las irregularidades

de los cristales iniciales, que los pequeños crecen más rápidos que los grandes.

La irregularidad del grano de la templa final se puede deber a:

- 1.) Un aumento repentino de vacío.
- 2.) Una evaporación rápida.
- 3.) Se haya filtrado aire por la válvula de descarga.
- 4.) La admisión de alimentación fría al tacho caliente mientras la templa sube.

Junto con el choque se admite una cantidad mínima de aire para evitar alteraciones del equilibrio de temperatura. Cuando después de algunos minutos, comience a formarse grano, habrá que decidir cuándo detener dicha formación, lo que se hará por examen de la muestra tomada por la sonda y vista por una lupa, y un "**tachero**" experimentado.

Si no se practica el "**semillamiento**" de tachos, es fácil pasarse de medidas cuando se frena la formación de grano, mediante el aumento de la temperatura del tacho o por dilución del grano, la masa cocida cae a punto inferior al de saturación y todo el grano queda disuelto, por lo que hay que comenzar de nuevo. Aunque no quede destruido todo el grano, puede quedar parte destruido de él, y así se tendrá cantidad insuficiente, y se necesitarán núcleos adicionales para compensar la pérdida.

Si la concentración se lleva a un punto demasiado alto, se formará falso grano y habrá que disolverlo por dilución, generalmente con agua. Aún antes que aparezca el falso grano, puede ocurrir la formación de conglomerados.

Estas agrupaciones de cristales son inconvenientes, porque se alojan impurezas en las rendijas, que evitan el lavado debido y rinden un producto malo, de elevada coloración y baja filtra-

bilidad. Los conglomerados bajan la calidad de azúcar refinada y hacen que sea más difícil de secar éstos azúcares en los granuladores.

- 1.) Los conglomerados se forman con mayor facilidad a purezas altas.
- 2.) Al seleccionar azúcares finos para el semillamiento, si éstos están conglomerados, el producto final también lo estará ya que los conglomerados nunca quedan destruidos.
- 3.) La conglomeración se lleva a cabo en el límite superior de la zona metaestable, precisamente antes de formación de falso-grano.

Los finos que se destinan al semillamiento se deben fabricar por molienda de un azúcar grueso bien formado. Los pedazos que esta molienda producirá, no estarán conglomerados y vuelven a formar cristales perfectos rápidamente, debido a las fuerzas físicas que obligan a la formación de formas cristalinas definidas, por esto, los finos que así se fabriquen para el semillamiento crecerán más rápidamente que el azúcar pulverizado extraído del colector de polvo del granulador.

Después que se ha logrado obtener grano, el paso más importante y difícil es hacer que esta masa se junte, ya que no existen suficientes superficies de cristal para absorber la sacarosa tan pronto como la evaporación lo hace disponible, porque los granos pequeños están muy separados; existe una situación crítica.

Para ésto, el vacío se debe mantener uniforme, y restringir la evaporación de acuerdo con la **capacidad de crecimiento de los cristales**. No es aconsejable aumentar el volumen de la templa hasta que los cristales hayan crecido lo suficiente para llenar los espacios ocupados por el licor; al ocurrir ésto, se dice que la masa está apretada. Bajo estas condiciones la velocidad de crecimiento de los cristales es mayor. Cuando el volumen de la

templa ha llegado a ocupar la capacidad plena del Tacho, se efectúa la concentración final, cerrando la alimentación y dejando que progrese la evaporación hasta un Brix necesario.

Al bajar la templa al mezclador, queda masa-cocida adherida en el interior del tacho después de la descarga tiene que ser eliminada antes del comienzo de la siguiente templa, ya que los cristales adheridos pueden alterar las operaciones de formación de grano. La eliminación se hace adicionando vapor "**barridos**" para calentamiento y disolución de éste.

Otro factor es la tendencia de que los tachos trabajen a menor temperatura, debido a que así se produce menos inversión y menos coloración, generalmente la temperatura que trabajan los Tachos es de 60°C. A temperaturas altas, la viscosidad es menor y la cristalización es más sencilla, pero con el semillamiento total para la formación de grano, éstas desventajas desaparecen.

Es necesario señalar las ligas que se hacen en las templeas que se obtienen aquí en los Tachos, ya que se obtienen tres tipos de templeas, denominadas de primera, de segunda y de tercera. La templa de primera, es hecha con la alimentación de licor "**percolado**"; al pasar por las centrífugas, la purga de ésta (sirope) se almacena, una vez que se obtiene suficiente material, se procede a hacer una templa de éste, obtenemos templa de segunda, al igual que la anterior con la purga de segunda se hace la templa de tercera.

La liga que se hace es que la templa de segunda y más aún la de tercera tienen un color mayor debido a que baja la pureza de las mieles. Por eso se hace una liga con todos éstos de la siguiente manera para que el color no baje la calidad de la azúcar refinada; la templa de segunda se mezcla con dos de primera, la templa de tercera se mezcla con dos de primera. En ocasiones cuando el material tiene una pureza alta se hacen templeas de cuarta éstas se mezclan con tres de primera. La purga sobrante o "**run-off**" como se le denomina lleva una pureza bastante baja que no es aconsejable obtener templa de aquí, es retornada al

tanque de "meladura"; siguiendo el mismo procedimiento para obtener azúcar mascabado.

Los separadores que tienen los Tachos son de forma cilíndrica y se encuentran colocados antes de la salida de los vapores en el domo del Tacho, los separadores están fijos al recipiente, evitando la pérdida de sacarosa por el arrastre de las corrientes rápidas de evaporación. El vapor choca con el separador y le cambia su dirección, haciendo que las gotitas del líquido portadas por el vapor se desvíen saliéndose de la línea de movimiento de los vapores. Si al hacerlo chocan con alguna superficie mojada, se pueden recuperar y devolver al Tacho.

Los condensadores con los que cuentan los Tachos son del tipo de "**chorros múltiples**" o "**multiplét**"; que son aquellos que condensan los vapores del Tacho, por medio de agua que se alimenta a sus toberas respectivas para su esparcido. Se puede considerar al condensador como un calentador, cuya función es la de subir la temperatura del agua hasta aproximarla lo más que se pueda a la temperatura del vapor que se condensa. La diferencia entre la temperatura del vapor y la del agua caliente se llama **diferencia terminal**; cuando esta equivale a cero, se tiene una eficiencia de 100%.

CENTRIFUGACION

Las masas-cocidas que salen de los Tachos, se depositan en un mezclador, que es un recipiente en forma de canal dotado de brazos giratorios cuyo movimiento evita el asentamiento de los cristales. Los cristales de la masa-cocida son separados del licor que los rodea por medio de fuerza centrífuga en una serie de 4 máquinas llamadas **Centrífugas Semiautomáticas**, ver fig. (1.6).

Una centrífuga consta de un tambor perforado o "canasto", dispuesto de tal forma que puede girar en un eje vertical llamado "huso, flecha o eje". El canasto gira dentro de un envoltorio metálico que recoge el "sírope" (purga de azúcar refinada), expulsada por la fuerza centrífuga. Los costados verticales del ca-

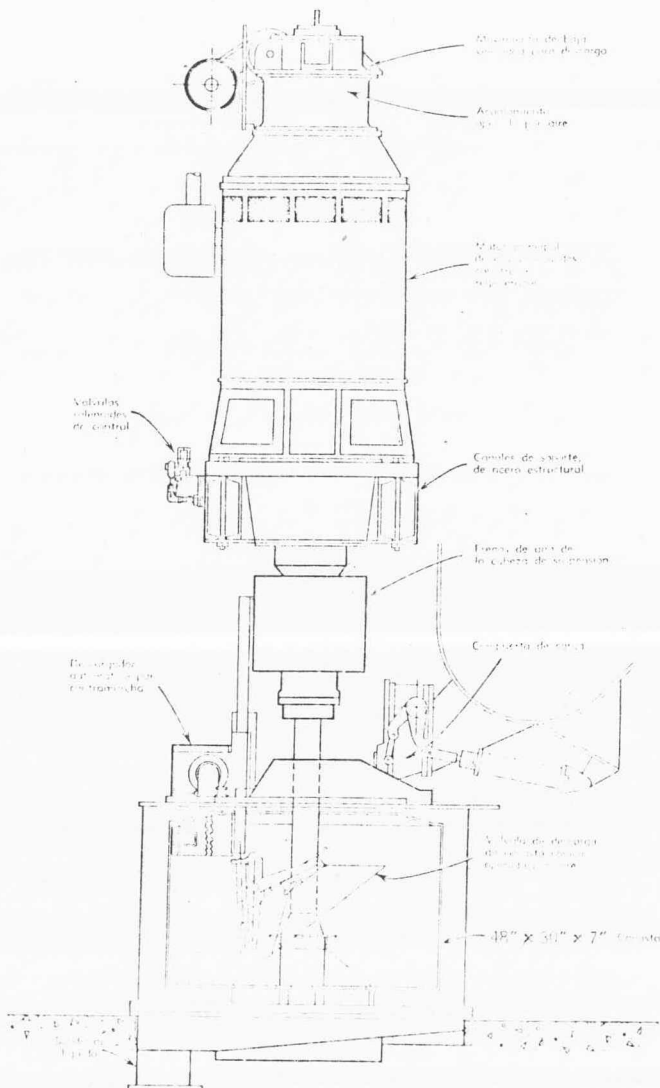


FIG. 1.6 CENTRIFUGAS SEMIAUTOMATICAS

nasto tienen muchas perforaciones, y en su interior se colocan varios forros. El primer forro, el que queda precisamente dentro del metal del canasto es una malla de alambre de bronce, con unas diez mallas por pulgada, y dentro de éste va una lámina perforada de bronce a la que le llaman "tela". La malla permite el drenaje más rápido del sírope. La batería de éstas máquinas tienen su propio mezclador y cada una de ellas recibe su carga por su propia válvula o "compuerta", situada al fondo del mezclador.

La operación de dichas máquinas consiste primero en arrancarlas, se carga inmediatamente por su compuerta y la masa-cocida sube dentro del canasto por la acción de la fuerza centrífuga generada por la rotación.

La masa-cocida se distribuye por todo el forro perforado, el sírope sale hacia el envolvente y los cristales quedan retenidos. El centrifugado continúa hasta que los cristales quedan libres de sírope, lo cual, se puede eliminar mayor cantidad de sírope si se rocía la pared con una cantidad medida de agua. La descarga del azúcar es parte del ciclo compuesto por la carga, la purga y el lavado, y se efectúa con la abertura de la válvula de descarga de azúcar llamada "cono o campana", situada al fondo de la máquina, la descarga se hace por la acción de "arados" introducidos en la máquina mientras ésta gira lentamente en sentido inverso al de su rotación, el azúcar se descarga a un transportador de hélice o sinfín que pasa debajo de la hilera de máquinas que lo transporta a la tolva para su secado posterior.

El tamaño y capacidad de las centrífugas semiautomáticas que se tienen son de diámetro de 76 cm (30") y profundidad de 1.20 m (48"). Las velocidades que desarrollan las máquinas son de 1,200 rpm. y centrifugan aproximadamente 100 Tons/día de masa-cocida. Cada máquina consta de motores eléctricos individuales de 25 HP en posición vertical, aunque son más costosos se ahorra disminución de mano de obra y de mantenimiento que con otro equipo similar.

La aplicación de agua de lavado en estas instalaciones, como cantidad y su período de aplicación, se controlan con dispositivos precisos (controles neumáticos de aire), que regulan la dirección y tiempo del chorro de agua para lograr el lavado uniforme de la pared de azúcar. En la refinería se controla más de cerca la calidad del agua de lavado que se filtra para eliminar toda materia en suspensión, manchas de óxido, e impurezas por el estilo, con agua caliente a 80-85°C. Todo depende de la calidad del material con que se trabaje.

Existen reglas para el buen trabajo de las centrífugas. Una de ellas es un grano de tamaño uniforme para obtener una buena purga de alta pureza, un trabajo deficiente en Tachos que produzca conglomerados y falso grano, creara problemas en cualquier tipo de operación de Centrífugas, y pueden producir masacocida cuya purga será imposible. Por lo tanto el ciclo total o tiempo total que requiere cada máquina para ejecutar sus operaciones, variará de acuerdo con el material que se purgue. El tanque de purga de refino tiene un vol. de 2,445 L.

El mantenimiento de limpieza de las telas de la centrífuga por la aplicación de lavados, y la comprobación de posibles roturas en las telas para evitar que pasen los cristales de azúcar al sírope, son las precauciones más generales que se llevan a cabo.

1.5 SECADO Y ENVASE

La función del manejo de azúcar es la siguiente:

- 1—) Secado del azúcar.
- 2—) Envase del azúcar.
- 3—) Estiba para su almacenamiento, y
- 4—) Embarque, ésta área es la última dentro del proceso.

Es necesario conocer las características que debe poseer el azúcar centrifugado, para evitar problemas en su manejo, de

las cuales se pueden resumir las siguientes: A) Su adecuada conservación, B) Evitar pérdidas de polarización y peso, C) Granos duros y uniformes sin conglomerados, y D) Humedad adecuada. Es importante, que el azúcar tenga índices de humedad que estén dentro de los límites de seguridad. Si el azúcar que sale de las Centrífugas está muy húmedo, se presentarán atascamientos en los transportadores y elevadores.

Todo el azúcar que se produce contiene cierta cantidad de agua o humedad, proveniente del agua de lavado de las Centrífugas o de la película delgada de miel que cubre la superficie de los cristales de azúcar. El porcentaje de humedad que contiene el azúcar en este Ingenio es del 1%, y es necesario reducirla debido a los efectos de la humedad sobre la conservación del azúcar. Tales efectos son: baja la polarización, baja de peso, formación de terrones y más posibilidades de descomposición del azúcar por ataque de microorganismos, principalmente hongos.

El azúcar centrifugado con las características antes mencionadas, es transportado por un transportador de hélice o sínfin, que consisten en cintas metálicas o hélices espirales que giran en un canal de sección parabólica, más bien en forma de U, éstos rompe muy poco los cristales siempre que la sección de la canal no quede llena de azúcar más que hasta la tercera parte de su nivel.

Los transportadores de hélice descargan el azúcar a un elevador de canjilones, que a su vez descargan a una tolva distribuidora situada arriba de los Secadores o Granuladores que son dos con los que cuenta la refinería. El Granulador Hersey que es horizontal y el Buthner que es vertical.

El Secador **Hersey** tipo **Roto-Louvre**, llamado **Granulador**, porque separa los cristales entre sí, se compone de un solo tambor de aproximadamente 2 x 8.5 m. es decir 6 ft. de diámetro por 25 ft. de largo, ligeramente inclinado hacia el extremo de descarga, ver fig. (1.7), que gira sobre rodillos. Este

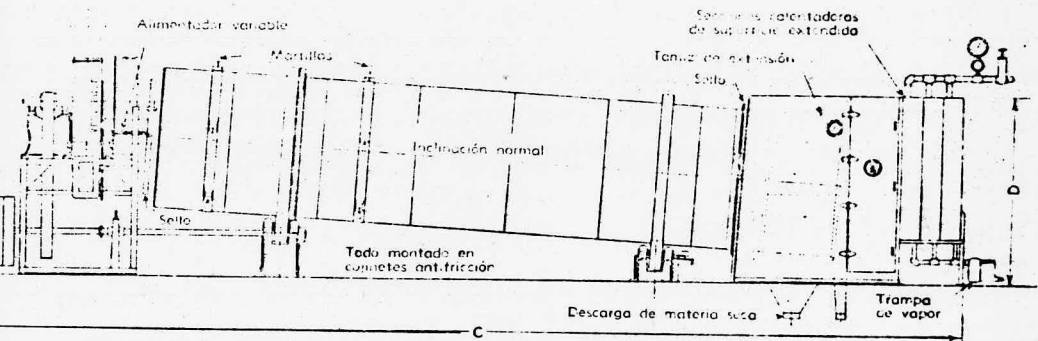


FIG. 1.7 SECADOR "HERSEY".

Granulador sirve como secador, enfriador y granulador a la vez; además el aire caliente y el azúcar se mueven en el mismo sentido, lo que trae consigo que el azúcar se pone en contacto con el aire caliente cuando tiene su mayor temperatura.

En su interior tiene una serie de entrepaños estrechos cuyo borde interior es dentado, estando el borde exterior de los entrepaños fijo al interior del tambor. Dichos entrepaños están colocados en sentido longitudinal, y sirven para levantar el azúcar y dejarlo caer, permitiendo que el aire caliente lo atravesase a medida que gira el tambor. El aire se calienta en 3 radiadores y grupos de tuberías situadas en el extremo de descarga del tambor, y se hace pasar a través de los elementos calentadores y el Granulador por medio de un ventilador de succión, que a su vez extrae el polvillo del azúcar. El ángulo de incinación varía, aumenta cuando el azúcar está secándose bien, para que ocurran menos caídas durante el paso de los cristales, mientras que para azúcares de grano fino o mala calidad de desecación, el ángulo disminuye. Así se produce azúcar seco libre de rasguños, éste Granulador tiene una capacidad de secado de 150 Tons./día.

El otro secador es el **Buthner**, llamado también secador tipo "**Bandeja**", se comienza por una predesecación que se efectúa en un tambor pequeño, seguida por la desecación final y enfriamiento en una serie de bandejas horizontales giratorias, sobre las cuales el azúcar se seca con aire caliente. El azúcar se hace pasar de una bandeja a otra por medio de raspaderas flexibles.

La tolva distribuidora alimenta a éste secador por el mismo sistema de transportadores de sinfín y después por medio de un elevador de canjilones alimenta a otra tolva pequeña que tiene éste secador. La predesecación en el tambor pequeño se efectúa de la misma manera que en el Granulador Hersey. El azúcar al salir de éste, sale a una temperatura de 90°C., pasando al secador vertical (Buthner), que funciona de igual manera que el Granulador, entrando el aire por medio de un ventilador

a presión dentro del cuerpo y éste choca con el radiador que se encuentra en la parte inferior, secando con el aire caliente el azúcar que pasa a través de las bandejas horizontales giratorias. Además cuenta con un ventilador para ayudar a la salida del aire para la colección de polvos finos en sus respectivos separadores ciclónicos (Rotoclone). El azúcar sale a 40°C., y su capacidad de desecación es de 250 Tons./día.

Los cristales finos que extraen los ventiladores del Granulador Hersey y del Buthner se atrapan en separadores ciclónicos para su recolección; pero existen cristales demasiados finos para ser atrapados de ésta forma. Estos cristales se hacen pasar por colectores de polvo del tipo húmedo como el Rotoclone que se tienen en ésta Refinería. El ventilador del Rotoclone, gira a 1,000 rpm.; un chorro de agua corriente choca contra la tapa cónica del eje del ventilador, dispersándose una ducha fina en dirección al aire cargado de polvo, que entra por el costado de caja del ventilador. Determinados prelimpiadores centrífugos húmedos permiten lograr la recolección de partículas secas, o reducir la carga sobre el Rotoclone mismo, según se desee. La eficiencia de extracción de polvo es superior a 95%, y el agua endulzada que se obtiene es más concentrada que la que logran otros colectores húmedos. Hay que tener cuidado para evitar la deterioración bacterica del agua endulzada, limpiando con vapor todas las partes de los Separadores para mantenerlos limpios y estériles. Las aguas dulces van al tanque de espumas para ser bombeadas posteriormente al tanque de alcalización.

El azúcar seco de ambos secadores pasan a una serie de tamices que lo clasifican según el tamaño de sus cristales, extraen los terrones y los polvos más finos, y entregan los productos a la tolva de envase mediante elevadores de canjilones.

Los tamices trabajan por medio de vibraciones producidas mecánicamente, y consisten en marcos planos inclinados 45° respecto a la horizontal, el azúcar desciende por éstos marcos, mientras la superficie tamizadora vibra, éstas vibraciones hacen que los cristales pasen a través de las mallas. Que aquí por

medio de transportadores de canjilones sube el azúcar tamizada a la tolva de azúcar seca, cuya capacidad es de 180,760 Kg.

ENVASE

Después de pasar por la zaranda vibratoria y depositada en la tolva de azúcar seca, el paso siguiente consiste en pesarla y envasarla.

Es necesario tener una cuidadosa vigilancia de peso. Ya que es elemental pesar todos los productos elaborados en el Ingenio directamente, y con el mínimo de errores. Si se pesa con un error de 0.5% de diferencia por ejemplo, las pérdidas para el Ingenio son considerables, además dan un error en la cantidad real de producción.

La regulación de las básculas debe realizarse periódicamente y ajustarse según la báscula de comprobación o verificación del peso. Las básculas de azúcar se componen generalmente de un mecanismo doble de pesado automático, que se opera mecánicamente, se encuentran a la salida del paralelepípedo de la tolva, son tres de éstos, pero únicamente funcionan dos, la otra es de repuesto.

Las básculas están calibradas para dar pesadas exactas de 50 Kg. por carga. Estas básculas están provistas de totalizadores y contadores eléctricos de registro. El azúcar pesada se descarga directamente al saco; ya pesado el azúcar se checa en otra báscula calibrada a 50 Kg., se checan casi todos los sacos. Después de verificar el peso del azúcar se conduce a la máquina cosedora.

La máquina cosedora está montada en un mecanismo sincronizado de costura y transporte del saco, el saco se cierra con hilo de algodón. Los sacos quedan listos para ser conducidos al almacén, donde son estibados, o para embarcarse directamente. Todo esto se efectúa con parrillas movidas por montacargas, que transportan 20 sacos y por elevadores de banda y conductores.

ESTIBA Y ALMACENAMIENTO DE AZUCAR

Se entiende por "**estiba**", a la colocación ordenada y adecuada de los sacos de azúcar. Se estiban en forma de pirámide cuadrangular, "amarrando o tejiendo" los sacos, para evitar que se caigan cuando se colocan a cierta altura. Normalmente, se considera una altura hasta de 30 sacos como buena, aunque a veces se necesita subir mucho más por necesidades de almacenamiento emergente.

El almacén debe mantenerse limpio y seco. Debe procurarse que haya una buena circulación entre las estibas y que éstas sean seguras. Debe dejarse un pasillo entre la estiba y las paredes. El almacén de azúcar refinada es de mampostería, con techos herméticos y buen piso de madera (hormigón). Además un procedimiento general para circulación del aire entre las estibas.

En la superficie de todos los cristales de azúcar refinada se encuentra una capa de licor, y el espesor de la capa o película variará de acuerdo a la pureza del cristal. Esta película es de importancia primordial en los problemas de almacenaje, ya que participa activamente en la adhesión, es decir, en la formación de aterronamiento, como en la deterioración del azúcar. Si la película posee una presión superior de vapor a la atmosférica que la rodea, perderá moléculas de agua, ocurrirá una sobresaturación y se producirá cristalización para volver a obtener el equilibrio. Esta cristalización tiende a adherir los cristales con que se produce el aterronamiento.

CAPITULO 2

CONTROL DEL LABORATORIO QUIMICO E INFORMES DE LA REFINERIA

2.1) Técnicas y Métodos que observa el Laboratorio Químico en el Proceso de obtención de Azúcar Refinada.

El informe técnico de Refinería necesita relativamente pocas cifras: El análisis de azúcar fundido, licor clarificado o defecado y licor "percolado". Dichos análisis consisten en la determinación de densidad o grado Brix de cada uno de éstos, así como su polarización, pureza, azúcar invertido o glucosa y pH. En el departamento de Tachos el análisis que se hace a las masas de 1ª, 2ª y 3ª es exclusivamente su densidad o grado Brix, y a las purgas solamente, a las de 4ª se analiza su grado Brix, Polarización y Pureza. Los análisis se hacen en el Laboratorio dos veces al día.

El control rutinario de la Refinería depende mayormente de determinaciones de Pureza aparente de los materiales que se hallan en las diversas etapas del proceso. El número de análisis de pureza es tan enorme durante las 24 horas del día que lo realizan hombres entrenados y dedicados exclusivamente a éstos análisis. El trabajo de los filtros de carbón animal y el de los Tachos se controlan enteramente con base en las Purezas aparentes. Por ello se necesita un número determinado de Químicos auxiliares que trabajan por turnos.

Es decir, el control de las operaciones de la fábrica en la mayoría de los Ingenios desde la molienda hasta el producto

final se basa en la determinación de grado Brix y Polarización, debido a la sencillez de las cifras básicas y la facilidad con que se determinan. Además con el entrenamiento de los Químicos auxiliares, reportan cifras de sacarosa aunque es más complejo, llevando ambas cifras, el control corriente y cotidiano dependerá siempre de la relación de Brix y Pol.

El control Químico y Técnico del Ingenio azucarero puede tener los fines siguientes:

1—) Guiar las operaciones en el proceso para asegurar que se obtendrán los mejores resultados prácticos.

2—) Proporcionar cifras que indiquen la magnitud de las pérdidas que ocurran en la fábrica, y ayuden a localizar tales pérdidas.

3—) Acumular datos que permitan que el trabajo de la fábrica durante un período sea comparable con el de otros períodos, sean éstos días, semanas, meses o zafras.

El primero de éstos fines implica un control rutinario, sobre la marcha, por métodos sencillos y rápidos. La segunda exige el uso de métodos cuya precisión sea tal que no den resultados engañosos, los resultados no son precisos más que el punto de vista comparativo o indicativos que satisfaga a la administración. Para la tercera finalidad, cuya meta es la comparación entre grupos de Ingenios o con cifras comparables en el plano internacional.

El químico de un Ingenio corresponde al auditor del departamento de contabilidad. Le carga al superintendente la sacarosa (Pol.) que entra en la fábrica en materia prima, y le acredita la que sale en los productos, subproductos y pérdidas. Es también el químico estadístico de la fábrica. Informa la cantidad de materia prima, el análisis de los materiales en proceso de fabricación y el de los productos y subproductos.

Para el control del Ingenio, las muestras tienen que ser

representativas, y su integridad debe quedar de toda duda. Los aparatos utilizados y los métodos se adaptan al trabajo que se ejecute para obtener la exactitud máxima obtenible. El químico debe juzgar, basándose en el equipo del Ingenio, cuales trabajos de control puede omitir sin disminuir la eficiencia de la fábrica.

Es tan importante que el control Químico sea completo, y estén bien ordenados los registros del Laboratorio para que las cuentas financieras de los diversos departamentos sean completas y precisas.

Los métodos que se utilizan en el Laboratorio Químico así como los aparatos y equipo empleado lo describiremos a continuación.

Determinación del Brix o Densidad

El término de densidad o Brix, que se utiliza en la industria azucarera como sinónimo de peso específico, a pesar que su uso no es correcto desde el punto de vista científico. La densidad es la masa por unidad de volumen, expresada en gr./ml. referidos a agua de 4°C., siendo ésta temperatura del agua la de su máxima densidad.

Los instrumentos que se utilizan para medir la densidad son: 1) El Areómetro, 2) La Balanza Westphal, y 3) El Picnómetro. De éstos el más común y fácil de manejar es el Areómetro, ver fig. (2.1). La escala de medición que utilizan es el grado Brix, ideado por Balling y recalculada por Brix en 1854. El Brix constituye por lo tanto el porcentaje de sacarosa por peso que contiene una solución de azúcar puro. Se acostumbra a considerar el Brix como el porcentaje de sólidos o total de éstos disueltos en un líquido, aunque esto no es cierto más que en soluciones de azúcar puro. La mayoría de los Areómetros Brix modernos, están calibrados de tal forma que su lectura en agua destilada a 20°C. es cero, pero en países tropicales se usa como norma la temperatura de 27.5°C. Los Areómetros contienen)

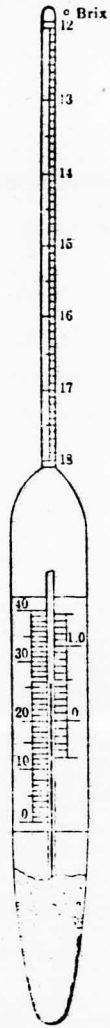


FIG. 2.1 AEROMETRO BRIX

O BRIXOMETRO

termómetro y escala para corrección por temperatura. Este tipo de Areómetro tiene la ventaja que la temperatura es aquella a la cual se toma el Brix y no hay necesidad de referirse a las tablas. El diámetro del tallo del instrumento es escaso, y la gama no debe de cubrir arriba de 10° con graduaciones de décimas.

El método que se lleva a cabo en el laboratorio consiste en llevar la muestra a "cuarta dilución". Se toma una parte equis de la muestra y se le adiciona por peso 3 porciones iguales de agua, se mezcla bien la solución de azúcar hasta extraer las burbujas de aire que se tienen en la superficie. Entonces el Areómetro que se mantiene a una temperatura dada en agua destilada, se seca, se introduce en probetas de cobre utilizadas exclusivamente para éste fin, haciéndolo flotar, bajándolo cuidadosamente hasta que el tallo queda humedecido 2-3 mm. más arriba que el punto donde queda el nivel del líquido cuando el Areómetro queda inmóvil en la solución. Es necesario dejarlo tiempo suficiente en la solución para que logre la misma temperatura que la solución, entonces se lee la graduación que marca el nivel del líquido, no la que marca el menisco, ya que varía de acuerdo a la viscosidad. El tallo no debe tocar los lados del cilindro de la bureta en el momento de tomar la lectura, para que el trabajo sea preciso la temperatura debe estar cerca de la norma de 27.5°C. , que es con la cual se trabaja en éste Ingenio, utilizando los Areómetros correspondientes.

Medición de Polarización

Al igual que se midió el grado Brix a cuarta dilución para todas las etapas que el proceso lo requiere, se mide la Polarización, basándose en el principio de la Polarimetría o Sacarimetría, que nos enuncia lo siguiente: La luz corriente tal como la luz solar o cualquier luz que proceda de cualquier fuente de radiación, vibra en todas las direcciones y en ángulo recto a la dirección de propagación de la luz; por lo tanto un rayo de luz corriente está compuesto de vibraciones que ocurren en una cantidad infinita de planos. Por diversos dispositivos ópticos,

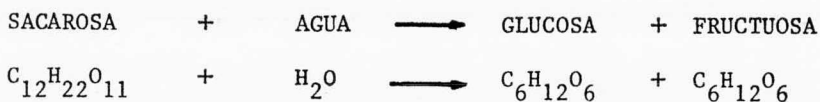
se logra que un rayo de luz vibre en un solo plano, entonces se dice que se obtiene luz polarizada en un plano, y el plano en que vibra se llama plano de Polarización.

Las soluciones de sacarosa y la de otros azúcares, tienen el poder de hacer girar el plano de Polarización. El ángulo a través de cual gira el plano de Polarización se mide por instrumentos ópticos adecuados, y la medida de ésta rotación es la que se emplea en los análisis azucareros. Aquí en el Ingenio Independencia, se miden en un Polarímetro las soluciones de azúcar para obtener el ángulo de desviación, consecuentemente, la concentración de azúcar.

En los análisis se considera únicamente los 3 azúcares que interesan al Químico. La sacarosa gira el plano de Polarización hacia la derecha, por lo que se le denomina azúcar dextrógiro. La Destrosa también gira el plano hacia la derecha. La Levulosa gira el plano hacia la izquierda, y es un azúcar levógiro.

Cuando se pasa un rayo de luz polarizada a través de una solución de cualquier azúcar, la rotación varía de acuerdo con la solución, la longitud de la columna, la naturaleza de la luz y la temperatura. Si se utiliza una longitud fija de columna y una temperatura, un peso, un volumen y fuente de luz estandar, se logra que la rotación sea función de la concentración del azúcar en solución. La medida de rotación en el Polarímetro del ingenio bajo las condiciones anteriores, nos determina la concentración del azúcar existente, es decir, los 3 azúcares.

La sacarosa se hidroliza con facilidad en soluciones ácidas a velocidades que aumentan con el aumento de temperatura y la disminución del pH. con la liberación de Glucosa y Fructosa, llamada también Dextrosa y Levulosa.



La polarización del rayo se logra pasándolo a través de un prisma de Nicol. Al pasar un rayo de luz por éste prisma, queda separado, formando dos rayos de luz polarizada, un rayo corriente que se refleja en la goma de bálsamo (que pega en dos partes iguales al prisma), sale del prisma, y un rayo extraordinario, que pasa a través del Polariscopio.

La escala del Sacarímetro de éste Ingenio ver fig. (2.2), se encuentra dividida en tal forma que si se disuelve en agua cierto peso de sacarosa pura, se diluye a un volumen fijo bajo condiciones estandar de temperatura y longitud del tubo, la lectura será de 100° . El peso que se necesita para dar ésta lectura, se le denomina "peso normal", por eso bajo las condiciones fijas antes mencionadas, dará el porcentaje de sacarosa contenida siempre que no existan otras materias que posean actividad óptica, pero para el trabajo del laboratorio se considera que la lectura representa el porcentaje de azúcar que contiene el material examinado, por lo tanto a ésta lectura se le llama Polarización.

Las muestras a las cuales se les determina su Polarización se preparan a una determinada concentración, libres de color y turbiedad para poder transmitir la luz.

De las muestras que se llevan a cuarta dilución para obtener el Brix, se toma una parte de éstas, se defeca con Subacetato de Plomo seco, se mezcla la solución con agitación uniforme y se vierte sobre el papel filtrante. El contenido de la mezcla se vierte todo de una vez sobre el papel, se desechan las primeras partes del filtrado hasta obtener un filtrado claro que se pueda leer con facilidad en el Polarímetro. La cantidad de Subacetato de Plomo varía de acuerdo al material, pero generalmente se adiciona 1 gr. como medida.

Los tubos de observación del Polarímetro han sufrido muchos cambios. Los cambios se han efectuado para llenar con facilidad el tubo, evitar roturas y disminución de reflejos en las paredes. El tubo de observación con tubulura lateral es con el cual se hacen los análisis en el laboratorio; éste es conveniente

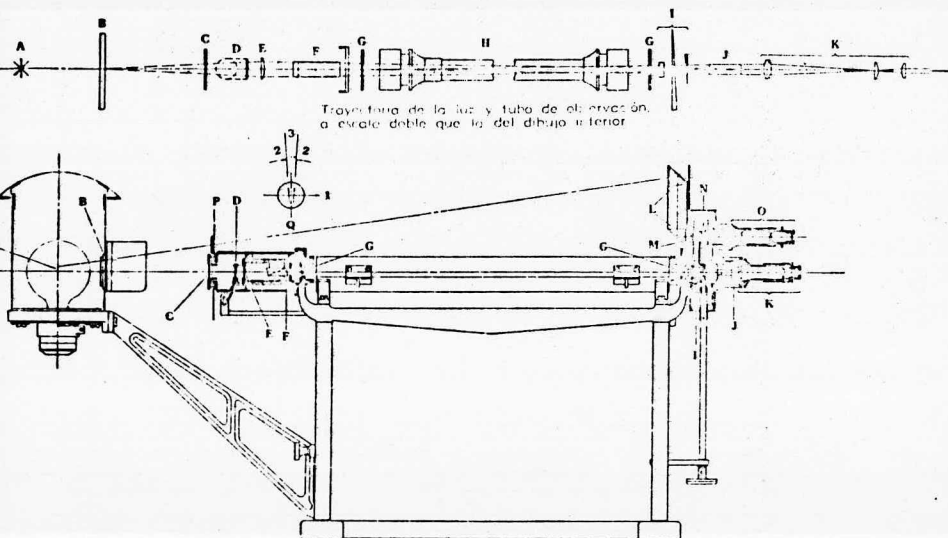


FIG. 2.2 SACARIMETRO

para los análisis azucareros, pocas veces se separan las tapas del cristal y disminuye el error por compresión de las tapas, se limpian frecuentemente con ácido acético diluido.

Los azúcares reductores que poseen actividad óptica tienen la propiedad importante que es la Mutarrotación. Que consiste en un cambio rápido de su poder polarizador, y el cambio se va haciendo más gradual hasta que la polarización alcanza un equilibrio. El cambio de poder giratorio constante se acelera si se aumenta la temperatura.

Determinación de Azúcares Reductores

El método químico para la determinación de azúcares reductores (Dextrosa, Levulosa) y otros azúcares llamados reductores que se lleva a cabo en el laboratorio, es de reducir a óxido cuproso el cobre en estado cúprico en soluciones alcalinas. Bajo determinadas condiciones, la cantidad de cobre que se reduce está en proporción a la cantidad de azúcares reductores presentes.

Fehling elaboró por primera vez, los detalles del método por reducción de cobre en la forma que se usa en la actualidad, pero la solución de cobre y tartrato que él recomendó, resulta ser inestable. Soxhlet, recomendó que se guardaran por separado las dos soluciones y se combinaran cantidades iguales de ellas al momento de hacer el análisis.

No se puede usar Subacetato de Plomo seco como defecante, porque nos precipita parte de los azúcares reductores (Levulosa).

El reactivo de Fehling que consiste de dos soluciones separadas A y B, las cuales se mezclan volúmenes iguales antes de hacer el análisis, son preparadas: A) **Solución de Sulfato de Cobre**. Se disuelven 34.639 gr. de Sulfato de Cobre pentahidratado ($\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$) en agua aforando hasta 500 ml, después se filtra a través de un asbesto preparado. B) **Solución de Tartrato Alca-**

lino. Se disuelven 173 gr. de sales de Rochelle (Tartrato Sódico Potásico) y 50 gr. de Hidróxido Sódico en agua hasta un aforo de 500 ml., se deja reposar dos días y se filtra en un asbesto preparado. Si se usan reactivos puros no es necesario la filtración en la preparación de las soluciones.

Para los análisis de cada muestra de licor fundido, defecado y percolado, se hace de la manera siguiente: Se pesan 100 gr. de la muestra en la balanza, y se aforan a 100 ml. con agua destilada en un matraz "cachacero", se titulan en solución de Felhing. Se toman 2.5 ml. de solución A y 2.5 de solución B, se aforan con agua destilada a 50 ml. y se calienta ésta solución adicionando de 3-5 gotas de indicador Azul de Metileno, cuando comienza a hervir se adicionan 10 ml. del material que se va a determinar y después se adiciona gota a gota hasta obtener una coloración rojo ladrillo.

La solución de Sulfato de Cobre tiene un factor que nos sirve para obtener por cálculo el % de azúcares reductores. Este varía de acuerdo al volumen que se tome: para 2.5 equivale a 0.0305 y para 5 ml. equivale a 0.0500.

$$\% \text{ Azúcares Reductores} = \frac{\text{Factor}}{\text{Gasto (Tit.)}} \times 100$$

Cálculo de Pureza

La "Pureza" en el Ingenio se calcula con el Brix y la polarización, ya que en éstos cálculos se basa el funcionamiento del Ingenio como enunciamos al principio, ya que son los cálculos más sencillos y reúnen las características para el control en el proceso.

La pureza se obtiene a partir de que se obtiene el Brix a cuarta dilución por peso con agua. Una vez obtenido el Brix, se obtiene un factor de corrección de las cuartas diluciones, que se define de la manera siguiente: "Factores de pureza para

utilizar con la defecación con Plomo Seco". Son tablas que nos dan un factor, que multiplicado por la polarización nos da directamente la pureza de los materiales examinados.

Cálculo de Sacarosa

Este análisis requiere un poco de más cálculo, aunque no es complicado, ya que para control del proceso se usa más la pureza que el contenido de Sacarosa, debido a que es más práctica de calcular. El cálculo de Sacarosa se lleva a cabo aquí como estadística, aunque algunos Ingenios se basan en ella como control de proceso.

Una vez obtenido el grado Brix a cuarta dilución, se multiplica por cuatro y se obtiene el Brix corregido, éste a su vez se multiplica por la pureza y se obtiene el % de Sacarosa.

Medición del pH

El perfeccionamiento del electrodo de vidrio logró simplificar las mediciones del pH (Acidez o Alcalinidad), a tal punto que el método electrométrico se ha generalizado. El control automático del pH en las clarificaciones del Ingenio y Refinería constituye parte esencial de todos los procedimientos modernos, y ha simplificado mucho el problema del control de las reacciones.

El control del pH es de importancia en la industria azucarera, ya que nos indica el índice de la "intensidad" de acidez o alcalinidad. Como el poder para lograr inversión de Sacarosa que posee un ácido es función directa del grado de disociación, es decir, de la cantidad de iones hidrógeno que tiene en solución no se puede subrayar demasiado la importancia que posee ésta ventaja.

El modelo que se tiene en el Ingenio es como se muestra en la fig. (2.3). Tiene indicaciones de lectura tanto en milivoltios como en décimas de pH. Además éste modelo tiene com-

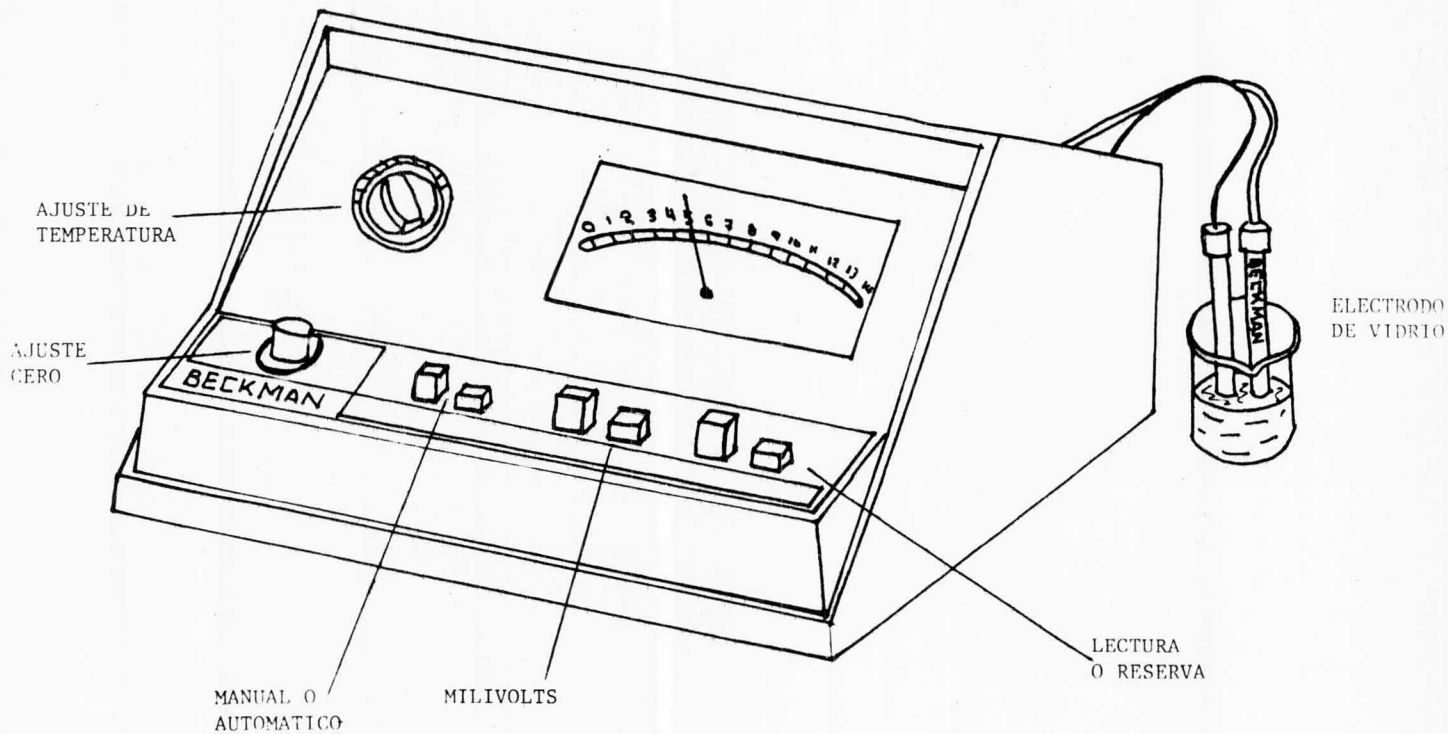


FIG. 2.3 pHMETRO.

pensador de temperatura manual, con ajustes de 0-100°C., compensación de variación del voltaje en la línea. Posee caja de metal a prueba de polvo, que excluyen la humedad. Tiene indicaciones que describen su uso correcto paso a paso, contiene provisión para un portasolución al lado del instrumento, en el cual se sumerge el electrodo al hacer la determinación, el electrodo sube y baja por medio de una varilla, tiene electrodos cortos para usar con muestras pequeñas.

El ensamblaje de electrodos se debe comprobar dos veces al día con una solución tampón de pH:O, el fabricante proporciona la solución junto con el aparato. El ensamblaje de electrodos se enjuaga con la solución a analizar y después se sumerge en ella a profundidad suficiente para cubrir los bulbos de los electrodos. El compensador de la temperatura se ajusta a la temperatura de la solución y se lee el pH.

Análisis de Azúcar Refinada

No se práctica, generalmente el análisis de Azúcar Refinada, porque el producto es de pureza tan alta que sus impurezas existen en magnitudes pequeñas. La mayoría de los análisis rutinarios son de naturaleza física y se llevan a cabo para mantener el producto dentro de las normas de comercio (S.I.C.). Los análisis que se determinan al Azúcar Refinada son generalmente: Color, Cenizas, Humedad y Polarización.

Análisis de Color

Tanto vendedor como cliente exigen que los azúcares refinados posean el color óptimo, por lo tanto el control de la Refinería, gira en la producción de azúcares que contengan poco color. La pureza no se basa estrictamente en el color, pero si el color es inferior al normal es de dudosa calidad. Ya que el color está definido dentro de los tecnólogos azucareros como cantidad de impurezas que causan un aspecto visual.

La base de la especificación del color del azúcar será la ab-

sorción de radiación visible por parte de la solución. Para esto se utilizan instrumentos fotoeléctricos. El Fotocolorímetro "Lumetrón" que se tiene en el laboratorio es el que nos determina el color de acuerdo con las normas de comercio. Compara la solución a analizar con una norma de color. Primero se equilibra el Fotocolorímetro con la solución patrón que es óxido de magnesio (MgO) a 100°, después se hace la comparación con la muestra, dando una lectura de radiación que se corrige dando un valor de acuerdo con las normas de la S.I.C., que no debe excederse de 0.06.

Determinación de Cenizas

El método para la determinación de cenizas que se utiliza es por incineración con ácido sulfúrico concentrado, llamado "Ceniza Sulfatada" (gravimétrica), éste método mide más precisamente el contenido real de cenizas, aunque no nos proporciona la medida absoluta de las sales (electrolitos) que existen en el producto.

Este método consiste en pesar 5 gr. en un platillo de platino tarado la muestra, se le adiciona 1.5 ml. de ácido sulfúrico conc. se calienta suavemente hasta que la muestra quede carbonizada, y no rebase el crisol, se coloca 3 horas en horno de mufla a 500-550°C. (color rojo apagado) y se incinera hasta que todo el carbono se haya quemado. Se saca el crisol, se enfría y se añaden de 6-8 gotas de ácido, y entonces se calienta hasta 750°C. durante 15 min. para asegurar que se ha convertido a sulfatos todo el material, menos el hierro y aluminio que se descomponen en óxidos. Se saca el platillo, se deja al desecador hasta tomar la temperatura ambiente, y se pesa. Este peso no debe ser mayor de 0.040 gr. como lo marca las normas de la S.I.C.

$$\% \text{ de Sulfato (gravimétrica)} = \frac{\text{Peso Ceniza encontrado}}{\text{Peso de la Muestra}} \times 100$$

Determinación de Humedad

Se determina por diferencia de peso, de la manera siguiente: Se pesan 10 gr. de azúcar en cápsula de aluminio pulida tarada, se coloca en una estufa a 110°C . durante 6 horas, se saca, se enfría en el desecador a temperatura ambiente, y por diferencia de peso obtenemos el resultado, que no debe ser mayor de 0.040 gr. como norma.

Determinación de la Polarización

La determinación de la polarización del azúcar refinada se obtiene, pesando 26 gr. de muestra en la balanza analítica, y se pasa a un matraz de 100 ml., se añade suficiente cantidad de agua para disolverla, aproximadamente 50 ml. Después se afora hasta 100 ml. con agua destilada, se pasa a un tubo estandar y se polariza directamente, obteniendo el % de sacarosa por lectura directa. Se corrige por aumento o disminución de temperatura (20°C .) con 0.03° ventzke. El % de Sacarosa mínimo debe ser de 99.90%.

CAPITULO 3

ANTEPROYECTO Y CALCULO DEL EQUIPO EN LA REFINERIA PARA UNA MOLIENDA DE 7,000 TONS. DE CAÑA POR DIA

3.1) DATOS BASICOS DE DISEÑO

Purezas — Consideradas

Meladura	85.0 Pza.
Azúcar "A"	98.0 Pza.
Azúcar "B"	94.0 Pza.
Azúcar "C"	86.0 Pza.
Run-off Refinado	84.5 Pza.
Templa "A"	87.0 Pza.
Miel "A"	70.0 Pza.
Miel "C"	32.0 Pza.

°Brix — Considerados

Jugo Mezclado	14.5
Meladura	60.0
Templa "A"	93.0
Templa "B"	94.0
Templa "C"	98.0
Miel "A"	60.00

Azúcar "A"	99.2
Azúcar "B"	98.0
Azúcar "C"	98.0
Licor Fundido	65.0
Run-off Refinado	60.0
Extracción del Jugo Diluido	94.0%
Molienda	7000 Tons./día

3.2) BALANCE DE SOLIDOS

Para éste balance, las impurezas eliminadas en adsorción se hicieron variar en un rango de 115-120 lb./hr., de modo que los sólidos disueltos a Templas de Refinería tuvieran una pureza de 99.38%.

Esta pureza se obtuvo del modo siguiente: "El Azúcar A" que entra a fundición tiene una Pza. de 98.0; en la clarificación la Pza. aumenta a 99.2 y la capacidad de adsorción del carbón de las columnas es de 15.0 lbs. de impurezas por cada 100 lb. de carbón, lo que en nuestro caso significa un aumento de 0.18 de pureza, por lo que la pureza de licor decolorado a Templas es de 99.38.

También se fijaron las aguas dulces de filtración de las "tortas" a 10°Brix y de las columnas de carbón se fijaron a 20°Brix.

En las columnas de decoloración con carbón granular se calculó primero, el número de columnas que manejaría el licor clarificado para obtener ésta pureza, resultando ser de 17 columnas, tomando un promedio de dichas columnas, ya que las 15 existentes son de diferente tamaño, y como se encuentran en buen estado operatorio, se operarán para el proyecto en estudio.

Para el cálculo de la cantidad de "granza" se fijo, por ex-

perencia de otros Ingenios, como un 4.0% del azúcar seco y las aguas dulces para el fundido de "granza" se calculó de modo que la "granza fundida tuviera 70°Brix."

CALCULOS

Molienda: 7,000 Tons./diarias.

Extracción del jugo mezclado: 94.0%.

$$\text{Cantidad de jugo mezclado: } \frac{7,000 \times 1000 \times 0.94 \times 2.2}{24}$$

$$= 603,166.6 \frac{\text{lb.}}{\text{hr.}}$$

$$\text{°Brix del jugo mezclado} = 14.5$$

$$\text{Sólidos en jugo mezclado} = 603,166.0 \times 14.5 : 87,459.15 \text{ lb./hr.}$$

Sólidos en jugo mezclado = Sólidos en Meladura

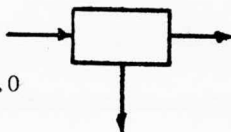
$$\text{Cantidad de Meladura a } 60^\circ\text{Brix} = 87,459.15 / 0.60 = 145,765.25 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Cantidad de agua por evaporar} = 603,166.6 - 145,765.25 = 457,401.35 \text{ lb./hr.}$$

Cantidad de Azúcar "A".

Meladura

87,459.15
lb/hr Pza. 85.0



Miel final

Pza. 32.0

Azúcar "A"
Pza. 98.0

87,459.15 lb/hr

32 85 98

$$\frac{\text{Miel Final}}{87,459.15} = \frac{98 - 85.0}{98 - 32.0} = 0.1969 = 19.66\%$$

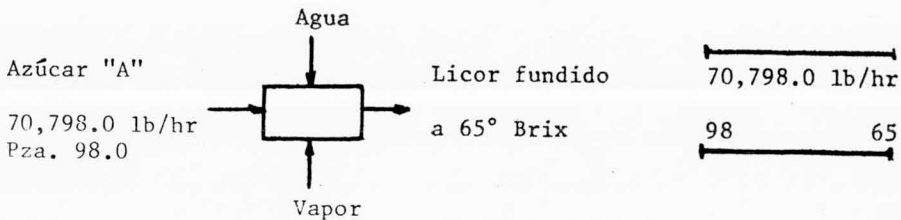
$$\text{Miel Final} = 0.1969 \times 87,459.15 = 17,226.7 \text{ lb./hr.}$$

$$\frac{\text{Azúcar "A"}}{87,459.15} = \frac{85.0 - 32.0}{98.0 - 32.0} = 0.803 = 80.3\%$$

$$\text{Azúcar "A"} = 0.803 \times 87,459.15 = 70,232.3 \text{ lb./hr. de sólidos en Azúcar "A".}$$

$$\text{Azúcar "A" a } 99.2^\circ \text{Brix} = 70,232.3 / .992 = 70,798.6 \text{ lb./hr (32.181 Tons./hr.)}$$

Azúcar fundido.



$$\text{Cantidad de Licor Fundido a } 65^\circ \text{Brix} = 70,798.6 / 0.65 = 108,920.9 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Cantidad de Agua} = 108,920.9 - 70,798.6 = 38,122.3 \text{ lb./hr.}$$

$$108,920.9 \text{ lb./hr.} \times \frac{\text{ft}^3}{1.3 \times 62.45 \text{ lb.}} \times 7.48 \text{ Gals./ft}^3 \times \frac{1 \text{ hora}}{60 \text{ min.}} = \text{GPM}$$

$$108,920.9 / 81.12 \times 7.48 / 60 = 167,39 \text{ GPM (49.509 Tons./hr.)}$$

Tratamiento Químico. (Adición de Acido Fosfórico y Lechada de Cal)

La adición de reactivos, generalmente no afecta el volumen del Licor Fundido, debido a las cantidades pequeñas que se agregan a una enorme cantidad de volumen a tratar. Lyle-Oliver, nos dice que para cálculo de diseño, éstas cantidades de reactivos no se toman en cuenta.

Azúcar "A" = 70,232.3 lb./hr. de sólidos con una Pza = 98.0

Sacarosa en Azúcar "A" = $70,232.3 \times 2/98 = 1,433.3$ lb./hr.
= $70,232.3 - 1,433.3 = 68,798.7$ lb./hr.

Sólidos en Licor Fundido = $70,232.3 + 38,122.3$ (agua)
= $108,354.6$ lb./hr.

En el "Manual de Caña de Azúcar" de Spencer - Willford nos dice lo siguiente: la cantidad de reactivos que se necesitan para una cantidad dada de Licor Fundido.

175 lb. de $P_2O_5/10^6$ lb. de fundido.

460 lb. de $CaO/10^6$ lb. de fundido.

55% de P_2O_5 en H_3PO_4 al 85% (Baikow, pág. 267)

$$P_2O_5 = \frac{175 \text{ lb.}}{10^6} \times 108,354.6 = 18.96 \text{ lb./hr.}$$

$$H_3PO_4 \text{ al } 85\% = \frac{18.96}{0.55} = 34.47 \text{ lb./hr.}$$

$$H_3PO_4 \text{ al } 50\% = 34.47 \times \frac{85}{50} = 58.6 \text{ lb./hr. a una densidad de } 82.93$$

Lechada de Cal: 6°Bé

$$\text{CaO} = \frac{460 \text{ lb. de CaO}}{10^{\circ} \text{ lb. de F.}} \times \frac{1}{0.8} \times 108,354.6 = 74.76 \text{ lb./hr.}$$

de CaO al 80%

$$\% \text{ en Peso a } 6^{\circ}\text{Bé} = 0.0536$$

$$\text{Lechada de Cal} = \frac{74.76}{0.0536} = 1,394.7 \text{ lb./hr. (0.634 Tons./hr.)}$$

$$\text{Lechada de Cal} = \frac{1,394.7 \times 0.1246}{82.93} = 2.67 \text{ GPM (160.2 gph)}$$

$$\text{H}_3\text{PO}_4 = \frac{58.6 \times 0.1246}{82.93} = 0.88 \text{ GPM (2.11 GPH)}$$

Aire (Aireación)

$$\text{Fundido} = \frac{108,354.6 \times 0.12466}{82.93} = 167.68 \text{ GPM}$$

Del catálogo se tomó el siguiente dato: Aire = 0.75 — 1.5 ft³/100 Galones de Licor Fundido, se toma el valor más grande.

$$\text{Aire} = \frac{1.5 \text{ ft}^3}{100 \text{ Gal.}} \times 167.58 \times 60 = 150.82 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

Densidad del Aire a 0 psig y a 30°C = 0.0736 lb./ft³

$$\text{Aire} = \frac{150.82 \times 7.48}{60} = 18.80 \text{ GPM}$$

Aire: $0.0736 \times 150.82 = 11.10 \text{ lb./hr.}$

Por lo tanto el volumen total del Licor aireado será:

$$108,354.6 + 58.6 + 1,394.7 + 11.10 = 109,810 \text{ lb./hr.}$$

(49.913 Tons./hr.)

Licor Fundido = 167.39 GPM

Licor Aireado = 168.77 GPM

Como podemos observar la diferencia en volumen del Licor Fundido inicial y a través del proceso recorrido hasta Aireación, no es significativa.

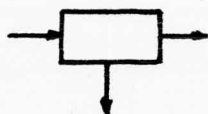
Clarificación

En éste paso la Pza. del Licor Clarificante llega a 99.2 y por lo tanto se tomarán la misma cantidad de sólidos que entran a Azúcar Fundido; no se aumentan los retornos de aguas dulces de Filtración y de Columnas de Decoloración.

Clarificación.

Sólidos azúcar A
70,232.3 lb/hr

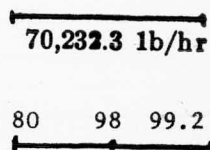
Pza. 98.0



Licor claro

Pza. 99.2

Espumas
Pza. 80.0



$$\frac{\text{Licor Claro}}{70,232.3} = \frac{98.0 - 80.0}{99.2 - 80.0} = 65,842.5 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Espumas: } 70,232.3 - 65,842.5 = 4,389.8 \text{ lb./hr.}$$

Sólidos disueltos en Espumas considerados como retornos de Refinería:

$$S.D. = 4,389.8 \times 0.992 = 4,354.68 \text{ lb./hr. a } 99.2^\circ\text{Brix.}$$

$$\text{Brix del Licor Clarificado} = \frac{70,232.3}{108,920.9} \times 100 = 64.48$$

Filtración (Aguas Dulces de Filtración)

Peso de filtro ayuda o Peso de la torta: $80.5 \text{ lb./ft}^3 \times 64 \text{ ft}^3 = 5,152 \text{ lb.}$

Capacidad de torta por ciclo para filtros de $1,200 \text{ ft}^2 = 64 \text{ ft}^3$.

Licor en la torta: $5,152 \times 0.75 = 3,864 \text{ lb. a } 64.48^\circ\text{Brix.}$

Este licor en flujo continuo considerando ciclos de filtración de 10 hrs. en (3) filtros será:

Licor: $3,864 \text{ lb./10 hr.} \times 3 \text{ filtros} = 1,159 \text{ lb./hr.}$

Si se considera que las aguas dulces del lavado de torta salen de 10°Brix :

$$\text{A.D. } 1,159 \times \frac{64.48}{10} = 7,474.5 \text{ lb./hr.}$$

Sólidos disueltos: $7,474.5 \times 0.1 = 747.45 \text{ lb./hr.}$

Las aguas dulces se emplean para fundición de Azúcar "A".

Decoloración.

Aquí la Pza. del Licor sube a 99.38, por lo tanto los sólidos disueltos en el Licor a Decoloración será:

$$70,232.3 - (4,354.68 + 747.45) = 65,130.17 \text{ lb./hr.}$$

Sacarosa: $65,130.17 \times 0.992 = 64,609.12 \text{ lb./hr.}$

Impurezas: $65,130.17 - 64,609.12 = 521.04$ lb./hr.

Las impurezas eliminadas en la Decoloración serán:

$$\frac{521.04}{100-99.2} = \frac{\text{Impurezas}}{99.38-99.2}$$

Impurezas: $521.04 (0.18/0.8) = 117.23$ lb./hr. se encuentran entre el rango.

Para el cálculo de sólidos en aguas dulces de Columnas de Decoloración, se hizo de acuerdo al aumento de (2) Columnas de las (15) ya existentes para el manejo de ese flujo, tomando en cuenta que (2) Columnas estarán en servicio.

De las (15) Columnas que se tienen, (4) tienen una capacidad de 8,600 Kg. de carbón granular y (11) con una capacidad de 5,800 Kg. Por lo tanto las (2) Columnas que se adicionan tendrán una capacidad de 8,600 Kg. de aquí hacemos un promedio general de capacidad de todas las Columnas.

Columnas:

$$6 \times 8,600 \text{ Kg.} \times \frac{2.2 \text{ lb.}}{1 \text{ Kg.}} = 113,520.0 \text{ lb.}$$

$$11 \times 5,800 \text{ Kg.} \times \frac{2.2 \text{ lb.}}{1 \text{ Kg.}} = 140,360.0 \text{ lb.}$$

Volumen total de Carbón = 253,880.0 lb.

Volumen promedio por Columna = $253,880/17 = 14,934.0$ lb. (717.93 ft³).

El flujo de Licor de las Columnas es de 0.5 GPM/², éste dato lo proporciona el fabricante. Por lo tanto el flujo que tendremos será:

$$0.5 \frac{\text{Gal.}}{\text{min. ft}^2} \times \frac{\text{ft}^3}{7.48 \text{ Gal.}} \times 63.6 \text{ ft}^2 \times \frac{60 \text{ min.}}{1 \text{ hora}} = 255 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

En cada Columna existen 14,934.0 lb. de carbón. La capacidad de adsorción del carbón es de 15 lb. de Impurezas/100 lb. de carbón. Si se desea obtener un aumento de Pza. en las Columnas de 0.18 con 15 Columnas operando, las Impurezas adsorbidas en el carbón serán:

$$\frac{15 \text{ lb. Impurezas}}{100 \text{ lb. de carbón}} \times 14,934 \frac{\text{lb. de carbón}}{\text{columna}} \times 15 \text{ Columnas}$$

$$= 33,691.5 \frac{\text{lb. Imp.}}{\text{ciclo}}$$

$$\text{Duración de Ciclo: } \frac{33,691.5 \text{ lb.}}{117.23 \text{ lb./hr.}} = 287.39 \text{ hr.} = 12 \text{ días.}$$

Para las aguas dulces de Columnas se considera que el Licor que queda entre el Carbón al final del Ciclo con 64.48°Brix, va a ser lavado con agua, produciendo Aguas Dulces a 20°Brix. El carbón ocupa un 75% de volumen de la Columna y el Licor entre el carbón agotado significa un 90%.

$$\text{Volumen del Carbón: } 717.93 \times 0.75 = 538.4 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volumen del Licor: } 538.4 \times 0.9 = 484.60 \text{ ft}^3$$

$$\text{Peso del Licor: } 484.60 \times 80.5 = 39,010.3 \text{ lb.}$$

$$\text{Densidad del Carbón Agotado} = 80.5 \text{ lb./ft}^3$$

$$\text{Aguas Dulces: } \frac{39,010.3 \times 0.85}{287.39} \times 15 = 1,730.68 \text{ lb./hr.}$$

Sólidos disueltos en Aguas Dulces: $1,730.68 \times 0.6448 = 1,115.94$ lb./hr.

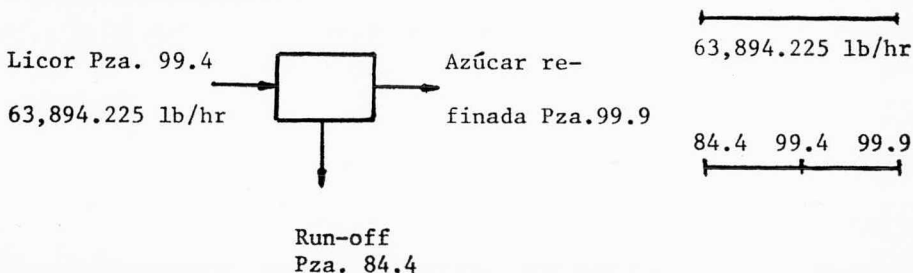
Aguas Dulces a 20°Brix: $1,115.94 \times 64.48/20 = 3,597.80$ lb./hr.

Agua: $3,597.80 - 1,730.68 = 1,867.12$ lb./hr.

Las Aguas Dulces se ocupan para fundir "Granza" y para el fundido.

Balace de Templas

Licor a Templas: $65,130.17 - (120 + 1,115.94)$
 $= 63,894.225$ lb./hr.

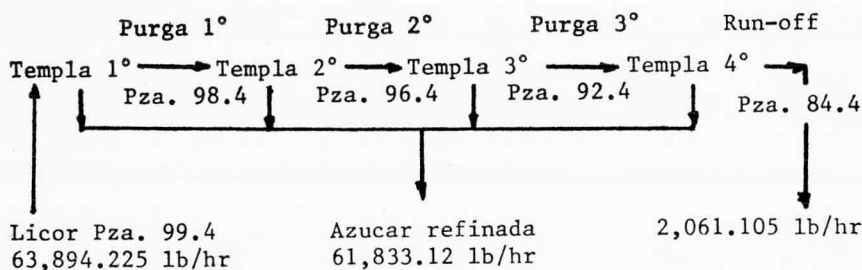


Azúcar Refinada: $63,894.22 \times \frac{99.4 - 84.4}{99.9 - 84.4} = 61,833.12$

lb./hr.

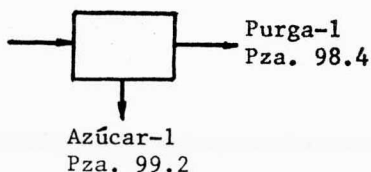
Purga o Run-off: $63,894.22 - 61,833.12 = 2,061.10$ lb./hr.

Para el balace de Templas se consideró una caída de Pza. de aproximadamente 1, 2, 4, y 8 en Templa de 1°, 2°, 3° y 4° respectivamente.



Templa 1°

63,894.225
lb/hr



63,894.225 lb/hr

98.4 99.4 99.9

$$\frac{\text{Azúcar} - 1}{63,894.225} = \frac{99.4 - 98.4}{99.9 - 98.4} = 0.666 \times 63,894.225$$

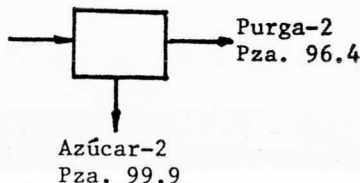
$$= 42,596.149 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Azúcar} - 1 = 42,596.149 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Purga} - 1 = 63,894.225 - 42,596.149 = 21,298.076 \text{ lb./hr.}$$

Templa de 2°

21,298.076
lb/hr



21,298.076 lb/hr

96.4 98.4 99.9

$$\frac{\text{Azúcar} - 2}{21,298.076} = \frac{98.4 - 96.4}{99.9 - 96.4} = 0.57142 \times 21,298.076$$

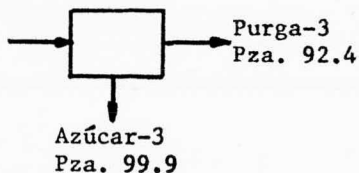
$$= 12,170.329 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Azúcar} - 2 = 12,170.329 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Purga} - 2 = 21,298.076 - 12,170.329 = 9,127.747 \text{ lb./hr.}$$

Templa de 3°

9,127.747
lb/hr



9,127.747 lb/hr

92.4 96.4 99.9

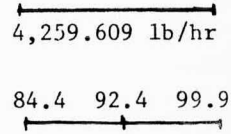
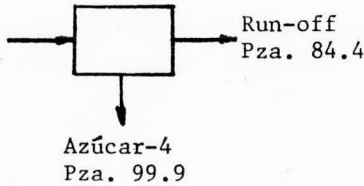
$$\text{Azúcar} - 3 = 9,1273.747 \times \frac{96.4 - 92.4}{99.9 - 92.4} = 4,868.131 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Azúcar} - 3 = 4,868.131 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Purga} - 3 = 9,127.747 - 4,868.131 = 4,259.609 \text{ lb./hr.}$$

Templa de 4°

4,259.609
lb/hr



$$\text{Azúcar} - 4 = 4,259.609 \times \frac{92.4 - 84.4}{99.9 - 84.4} = 2,198.507 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Azúcar} - 4 = 2,198.507 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Purga} - 4 = 4,259.609 - 2,198.507 = 2,061.102 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Azúcar Refinada total} = 42,596.149 + 12,170.329 + 4,868.131 + 2,198.507 :$$

$$\text{Azúcar Refinada total: } 61,833.12 \text{ lb./hr.}$$

Secado de Azúcar

Para el Secado de Azúcar Refinada tome datos del Baikow, pág. (340) que dice lo siguiente:

Aire caliente para secado = 14 — 18 ft³/lb. de Azúcar

Temperatura de entrada del Aire = 220 — 270°F.

Temperatura de salida del aire = 113 — 125°F.

Temperatura del Azúcar a la salida del Secador = 125 —
150°F.

Aire para enfriamiento de Azúcar = 5 — 8 ft³/lb. de Azúcar

Temperatura del Azúcar a la salida del enfriador = 110 —
130°F.

Los cálculos para el Secado del Azúcar para el anteproyecto formulado serán los siguientes:

$$\begin{aligned} \text{Aire caliente} &= 18 \text{ ft}^3/\text{lb.} \times 63,378.94 \text{ lb./hr.} \times \frac{1 \text{ hora}}{60 \text{ min.}} \\ &= 19,013.68 \text{ ft}^3/\text{min.} \end{aligned}$$

Humedad en Azúcar seca = 0.04%

Azúcar Húmeda: contiene el: 2.5%

$$\begin{aligned} \text{Azúcar Húmeda: } &61,833.12 \times 0.025 = 1,545.82 \text{ lb./hr.} \\ &+ 61,833.12 = 63,378.94 \text{ lb./hr.} \end{aligned}$$

Azúcar con 2.5% de Humedad: 63,378.94 lb./hr.

Cantidad de agua: 1,545.82 lb./hr.

$$x \text{ (Agua en azúcar seca)} = \frac{1,545.82}{2.5} = \frac{x}{0.04}$$

$$x = \frac{1,545.82 \times 0.04}{2.5} = 24.73 \text{ lb./hr.}$$

Sólidos en Azúcar = 61,833.12 lb./hr.

Azúcar Seca: 61,833.12 + 24.73 = 61,857.85 lb./hr.

Granza = 61,857.85 x 0.04 = 2,474.31 lb./hr.

Azúcar Refinada = $61,857.85 - 2474.31 = 59,383.54$ lb./hr.

Aire de Enfriamiento = $8 \text{ ft}^3/\text{lb. de azúcar} \times 61,857.85 \times \frac{1 \text{ hora}}{60 \text{ min.}}$
= 8,247.71

Aire de Enfriamiento = 8,247.71 $\text{ft}^3/\text{min.}$

3.3) Cálculo del Equipo a Instalar

La Refinería del Ingenio Independencia se describe en el diagrama de flujo correspondiente y puede considerarse como una ampliación de la Refinería actual. Ya que se ocuparan todos aquellos equipos que se encuentren en buenas condiciones o se aumentarán aquellos en el cual el proceso lo requiera.

Se desea también emplear todos los equipos modernos y automáticos que se obtienen en la actualidad, para utilizar menor personal del ya existente en la actualidad.

El cálculo del equipo tendrá un 10% de seguridad a partir de su máxima capacidad. No todo el equipo tiene todas sus especificaciones completas, ya que los distribuidores o proveedores nos señalan exclusivamente el equipo que maneja tal cantidad de flujo, y la información acerca de la instrumentación y construcción no nos la dan.

Para el cálculo del equipo a instalar, principiaremos a partir de la cantidad de azúcar "A" que se obtiene de las Centrífugas, que es de 70,798 lb./hr. (32,181 Kg.) a 99.2°Brix.

Fundición de Azúcar "A" a 65°Brix.

Se ocuparán 2 tanques fundidores, tipo cilíndrico vertical con fondo cónico a 30°, con capacidad de los dos tanques de 10 m³, de 2.5 m. de diámetro por 2.25 m. de altura, construidos en acero al carbón. Uno de los tanques estará equipado con un

juego de calentadores formados por 5 inyectores de vapor, contruidos de bronce. El otro tanque estará equipado con un serpentín de calentamiento para ajuste de temperatura construido de cobre. Ambos tanques tendrán agitador tipo propela, impulsor y flecha de acero inoxidable, accionados con motor de 5 HP.

Dos bombas para manejo de Licor fundido, con sello mecánico, con una capacidad de 250 GPM, accionada con motor eléctrico de 25 HP. Todo el equipo mencionado anteriormente se encuentra en existencia en el Ingenio.

Además se ocupan 3 Cribas coladoras de licor fundido marca Sweco, con las siguientes dimensiones. Diámetro 1.53 m., altura 0.80 m., equipadas con motor de 7.5 HP.

Las bombas Centrífugas antes mencionadas trabajan a 1750 rpm., con impulsor cerrado y carcaza bipartida. Un tanque de presión constante para tener una cantidad de flujo a tratamiento químico exacto. El tanque es de forma cilíndrica vertical y tapa plana de 1.45 m. de diámetro por 2.44 m. en el lado recto con capacidad de 3,875 L.

Tratamiento Químico

En éste paso del proceso se necesita un tanque de dilución de Acido Fosfórico con una capacidad de 1500 L., con su agitador tipo propela a 1750 rpm, accionado con motor eléctrico de 5 HP la flecha y la propela del impulsor son de acero inoxidable. Dos bombas de adición de Acido Fosfórico, con interiores de acero inoxidable accionada por un motor de 5 HP a 3400 rpm.

Dos tanques disolutores contínuos de forma cilíndrica vertical con tapas esféricas, con capacidad de 760 P., con sus respectivos agitadores a 1600 rpm. y motor de 5 HP. Un tanque de adición de Acido Fosfórico tipo cónico con capacidad de 475 L.

Un tanque de adición de Sacarato tipo cónico, con una

capacidad de 1,020 L. Dos tanques de preparación de Sacarato con una capacidad de 3,785 L., con sus respectivos agitadores. Dos bombas para manejo de Sacarato tipo industrial, accionada con motor eléctrico de 5 HP.

Aireación

Aquí se necesitará un tanque de Aireación rectangular con fondo cónico y tapa plana, con una capacidad de 25,000 L., con su agitador tipo propela a 1750 rpm. accionado con motor eléctrico de 5 HP.

Dos bombas para recirculación del Licor tipo Centrífuga, con impulsor cerrado y una capacidad de 200 GPM, a 1750 rpm. accionada con motor eléctrico de 25 HP.

Tres eductores de aire marca Elliot de 3 pulgadas de diámetro por 70 cm. de largo. Dos bombas para manejo de licor tratado, de las mismas características que las bombas de recirculación.

Clarificación

Se necesitan dos (2) calentadores de licor tratado tipo co-
raza y tubos, cuya superficie de calentamiento es de 93 m². En la carcaza: vapor 25 psig. Por los tubos: Jugo. Diámetro de carcaza: 95 cm. Longitud de tubos: 1.05 m.

De los Clarificadores por Espumación que se necesitarán, se seleccionó la celda de flotación tipo **Sucrest**, porque tiene mayor capacidad unitaria que otras celdas, disminuye el número de equipos, costos de mano de obra civil, instalación, supervisión y mantenimiento. Por lo tanto la celda Sucrest tiene una capacidad de 5,000 Tons. de caña/unidad.

Si molem 7,000 Tons./día, se necesitarán dos celdas, pero como existe la necesidad de limpiar periódicamente una de éstas unidades, se ocuparán tres unidades.



Además se necesitará un tanque receptor de licor clarificado con una capacidad de 23,000 L. y dos bombas para manejo del licor con una capacidad de 400 GPM, accionada con motor eléctrico de 25 HP.

Filtración

El volumen del licor a Filtración es de 70,232.6 lb./hr. de sólidos, pero hay que restarle 4,354.6 lb./hr. de sólidos que arrastran las espumas en la clarificación, teniendo como volumen real que entra a filtración de 65,878 lb./hr. de sólidos (157.01 GPM) o (9,420.5 GHM).

La instalación actual cuenta con (3) filtros "Suchar" de 900 ft² c/u y (2) filtros "sweetland" de 1,000 ft² c/u.

Si consideramos el aumento de (1) filtro "Sweetland" y teniendo en cuenta que una unidad siempre estará en limpieza; la capacidad quedará como sigue:

Area de filtración de Filtros "Suchar"	2,700 ft ²
Area de filtración de Filtros "Sweetland"	3,000 ft ²
	5,700

Pero tomando en cuenta que una unidad siempre estará en limpieza, la capacidad será de 4,700 ft².

Considerando que en ésta filtración se obtienen 2 Gals./hr. ft², y si el volumen del licor a filtración es de 9,420.5 GPH, el área requerida sería de: $9420.5/2 : 4,710 \text{ ft}^2$.

Para la segunda filtración (Pechugas) se cuenta con (6) filtros "Industrial" de 360 ft² c/u, por consiguiente el área de filtración de Filtros "Industrial" es de 2,160 ft². Considerando que en la segunda filtración se obtienen 4.5 Gals./hr. ft², el área requerida será: $9,420.5/4.5 : 2,093.4 \text{ ft}^2$.

De las observaciones anteriores puede concluirse que ésta estación de filtración quedará capacitada para la producción indicada.

También debe incluirse: (1) tanque de filtro ayuda de 6,000 L. con su agitador. (2) Bombas para dosificación del filtro ayuda con una capacidad de 250 GPM y una presión de descarga de 50 psig. de carcasa bipartida, accionada con motor eléctrico de 15 HP.

Un tanque receptor de aguas dulces de filtros y columnas con una capacidad de 23,000 L. (2) Bombas para manejo de aguas dulces con capacidad de 200 GPM, accionadas con motor eléctrico de 25 HP.

(1) Tanque de "pechuga" con una capacidad de 11,500 L.
(2) Bomba para manejo de "pechugas" a filtros, tipo Centrífuga, con una capacidad de 400 GPM.

(1) Tanque de licor filtrado con capacidad de 23,000 L. y
(2) Bombas de transferencia de licor filtrado.

Decoloración

El volumen del licor a columnas es de: 157 GPM.

La instalación actual es como sigue:

(4) Columnas de 6 ft de diámetro por 20 ft de altura:
28.26 ft².

(11) Columnas de 5 ft de diámetro por 20 ft de altura:
19.62 ft².

Pero como adicionamos (2) columnas más de 6 ft de diámetro x 20 ft de altura obtenemos la siguiente área:

$$6 \times 28.26 + 11 \times 19.62 = 385.38 \text{ ft}^2.$$

por lo tanto el área total de columnas es: 385.38 ft².

Considerando un gasto de 0.5 Gals./min. se tiene un flujo de: $385.38 \times 0.5 = 192.69$ Gals./min.

Tomando en cuenta que habrá una columna en proceso de llenado y otra en proceso de descarga, el número de columnas en operación quedará como sigue:

Area de columnas en operación: $6 \times 28.26 + 9 \times 19.62 = 346.14$ ft².

Gasto total: $346.14 \times 0.5 = 173.07$ Gals./min.

El cálculo anterior considera (2) columnas de 5 ft de diámetro fuera de operación.

Para el cálculo de (2) columnas de 6 ft de diámetro fuera de operación tenemos:

Area de columnas en operación: $4 \times 28.26 + 11 \times 19.26 = 328.86$ ft².

Gasto total: $328.86 \times 0.5 = 164.43$ Gals./min.

Por lo tanto, el diseño anterior formulado está capacitado para la producción proyectada.

Antes de entrar a las columnas el licor filtrado pasa por (2) cambiadores de calor, los cuales se encuentran en buenas condiciones de operación y sus capacidades satisfacen al proyecto formulado. Su superficie de calentamiento es de 4.7 m² con los siguientes datos:

Corazas: vapor a 25 psig; Tubos: licor de 65 — 95°C.; diámetro de la coraza 16"; longitud 9 ft; tubos 1.5" BWG 16. Además se necesita un tanque de licor decolorado con capacidad de 23,000 L.

Regeneración de Carbón Agotado

El flujo de carbón a regeneración debe ser aproximadamente de 400 Kg./hr., con 45% de humedad ocupando el horno existente en éste Ingenio.

Peso del carbón: V. carbón x Densidad (26 lb./ft³).

Peso del carbón: 717.93 x 0.8 x 26 = 14,934 lbs.

$$\text{Impurezas adsorbidas: } 14,934 \times \frac{15 \text{ lb. Impurezas}}{100 \text{ lb. carbón}} = 2,240 \text{ lbs.}$$

Peso del carbón agotado: 14,934 + 2,240 = 17,174 lbs. por columna.

Flujo máximo de carbón agotado: 400 Kg./hr. x 2.2 lb./Kg. x 0.55 : 484 lb./hr.

$$\text{Tiempo de Regeneración: } \frac{17,174 \text{ lb.}}{484} = \frac{35.483 \text{ hr.}}{24} = 1.478 \text{ días.}$$

Se considera un tiempo de regeneración de dos días por columna para obtener un flujo de carbón agotado con 45% de humedad al horno, algo menor que el flujo máximo.

$$\text{Carbón agotado: } \frac{17,174 \text{ lbs.}}{48 \text{ hr.}} = 357.79 \text{ lb./hr.}$$

En el Manual de Caña de Azúcar de Spencer - Wilford, nos dice que se ocupan 2 galones de agua por cada lb. de carbón para conducirlo de las columnas a las tolvas para su drenaje. Por lo tanto el agua necesaria para transportar el carbón será:

$$\frac{2 \text{ Gals.}}{\text{lb.}} \times 357.79 \text{ lb./hr.} \times \frac{1 \text{ hr.}}{60 \text{ min.}} = 11.92 \text{ GPM} \times 500 = 5,960 \text{ lb./hr.}$$

Suspensión del carbón agotado: 5,960 + 357.79 = 6,317.79 lb./hr. (9.69 GPM).

El carbón regenerado va a hacer el carbón agotado sin las impurezas menos el 5% que se pierde durante la regeneración. Por lo tanto la cantidad de carbón regenerado será:

$$\text{C. R.: } \frac{14.934 \times 0.95}{48} = 295.56 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Carbón Nuevo: } \frac{14,934 \times 0.05}{48} = 15.55 \text{ lb./hr.}$$

$$\text{Agua para transporte de Carbón Nuevo: } \frac{15.55 \times 2 \text{ Gals.}}{60}$$

$$= 0.518 \text{ GPM (259.2 lb./hr.)}$$

Agua de Enfriamiento

$$\text{Calor del Carbón Regenerado: } 295.56 \times 0.25 (1800-100) \\ = 125,613 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{Agua de Enfriamiento: } \frac{125,613}{(100-80)} = 6,280.6 \text{ lb./hr. (9.63 GPM)}$$

Suspensión del Carbón Regenerado a columna será:

$$295.56 + 6,280.6 + 15.55 + 295.2 = 6,850.9 \text{ lb./hr.} \\ (10.51 \text{ GPM})$$

$$\text{Retorno de agua de Carbón Regenerado: } \frac{6,280.6 + 259.2}{500}$$

$$= 13 \text{ GPM.}$$

Se puede concluir, que el horno que se encuentra en la Refinería actualmente, está capacitado para la regeneración de las 17 columnas de carbón que se van a emplear. La regeneración se lleva a cabo a 426°C., es decir a 800°F aproximadamente.

Para el manejo del carbón el equipo que se necesitará es:

(1) Bomba Booster de agua, tipo Centrífuga con una capacidad de 760 Lts./min. accionada con motor eléctrico de 15 HP.

(1) Colador Vibratorio de carbón (zaranda) para su tamizado, accionada con motor eléctrico de 7.5 HP.

(1) Colador Vibratorio para arrastres de carbón de aflojado de columnas.

(2) Columnas de escurrimiento tipo cilíndrico vertical, con capacidad de 22,500 Lts.

(1) Banda alimentadora de carbón al horno de longitud de 10 mts.

(1) Horno Barttlet Show para carbón, automatizado con tanque receptor, tipo rotatorio cilíndrico con ladrillo refractario de 6", accionado con motor de 5 HP, incluye chimenea de 30.5 cm. de diámetro y 15 mts. de altura.

(1) Soplador de aire al horno.

(1) Tanque de apagado de carbón, con (2) bombas de transferencia de carbón regenerado a columnas.

(2) Bombas de licor a tanquería de Tachos, tipo Centrífuga con capacidad de 300 GPM.

(2) Bombas para transferencia de licor agotado, tipo Centrífugas, con impulsor cerrado, tapa e impulsor recubiertos con Neopreno con capacidad a manejar de 5 Tons. de carbón cada 90 min.

(2) Bombas para diesel rotatorias con capacidad de 10 GPM a una cerca de 200 ft.

Cálculo de la Cristalización de Azúcar Refinada.

Como innovación en el proceso seguido en México, se utilizará un concentrador de licor decolorado del tipo evaporador de película descendente que permite la alimentación a los Tachos del licor decolorado a 65°Brix, lo que permite un ahorro en el número de unidades de Cristalización.

Otra innovación es el empleo de Tachos de alta retención, de calandria anular, diseñados para retenciones de más de 60% de azúcar por Planta, permitiendo acortar los ciclos de agotamiento a cuatro Plantas primeras, dos segundas y una tercera, en lugar de ocho primeras, cuatro segundas, dos terceras y una cuarta, como en Tachos normales.

Los Tachos dispondrán además, de un sistema de control de densidad para la alimentación de purgas, para obtener mayor regularidad en el desarrollo de Plantas.

El evaporador de película descendente consiste: en un evaporador de simple efecto, con una superficie de calentamiento de 150 m², los tubos son de cobre BWG 16 de 6.1 m. de largo, el diámetro de la carcasa es de 90 cm. y el del cuerpo de 2.5 m. La capacidad de evaporación garantizada es de 7,000 Kg./hr. y la capacidad máxima es de 10,000 Kg./hr.

Cálculo de Tachos

Cantidad de sólidos en Plantas de Refinado: 119,801.65 lb./hr.

	Planta	Azúcar	Mieles
1ª	63,894.22	31,947.11	31,947.11
2ª	31,947.11	15,973.55	15,973.55
3ª	15,973.55	7,986.77	7,986.77
4ª	7,986.77	3,993.38	3,993.38
	<u>119,801.65 lb./hr.</u>	<u>59,900.81 lb./hr.</u>	<u>59,900.81 lb./hr.</u>

El rendimiento en Templas de Refinado es del: 50%.

Cantidad de sólidos en Templa de Refinado: 119,801.65 lb./hr.

Sólidos a 90°Brix: 77.85 lb. sol./ft³.

Cantidad de Templa de Refinado: $119,801.65/77.85 = 1538.83$ ft³/hr.

Volumen de la Templa de Refinado por día: $1538.83 \times 24 = 36,932.12$ ft³.

Por lo tanto se necesitarán dos Tachos de alta densidad de una capacidad de 1300 ft² o de 42.5 m², contruidos de acero al carbón, por lo tanto manejan 2500 ft³ de masa de Refinado c/u.

(1) Tacho de 2500 ft³ maneja el 50% del volumen o sea 18,466 ft³.

(1) Tacho de 2500 ft³ maneja el 50% del volumen o sea 18,466 ft³.

Número de Templas de un Tacho de 2500 ft³ = $18,466/2500 = 8$.

Número de Templas de un Tacho de 2500 ft³ = $18,466/2500 = 8$.

Tiempo disponible: $24/8 = 3$ horas.

El tiempo necesario para la Templa de Refinado es de 3 horas, y con éstos dos Tachos queda capacitado éste departamento para la producción propuesta. No se incluyen los accesorios de los Tachos, pero sí se incluyen los tanques para las purgas.

Cálculo de Centrífugas

El volumen de Templa de Refinado por día: 36,932.12 ft³, considerando el uso de Centrífugas "Roberts Western States", automáticas, con capacidad unitaria de 14 ft³ por carga se obtiene:

Número de cargas: $36,932.12/14 = 2,638$

Tiempo disponible para una Centrífuga: $22 \times 60/2638 = 0.50$ min.

Considerando que el ciclo para éste tipo de Templas será de 3.5 min. se tiene:

Número de máquinas: $3.5/0.50 = 7$

Se utilizarán (7) máquinas Centrífugas de iguales características, tomando como tiempo efectivo de trabajo de 22 horas.

Secado y Envase de Azúcar Refinada

El equipo que se utiliza para el secado de azúcar es:

(2) Transportadores para Azúcar húmeda Refinada, con capacidad de 50 Tons./hr. cada unidad.

(2) Elevadores de cangilones con capacidad de 50 Tons./hr. cada unidad.

(2) Transportadores alimentadores a tolvas de liga con capacidad de 50 Tons./hr. cada unidad, tipo vibratorio de frecuencia natural.

(3) Tolvas de liga tipo rectangular de fondo cónico con capacidad de 47 m³.

(1) Transportador a secador con capacidad de 30 Tons./hr.

(1) Secador de azúcar tipo rotatorio con tolvas rectangulares y fondo cónico. La tolva alimentadora tiene una altura total de 7.32 m.; la tolva de descarga tiene una altura total de 3.82 m. Incluye además (2) transportadores de gusano, uno en la alimentación al secador y un receptor a la tolva de descarga. El secador tiene (2) sopladores que son uno de aire frío y uno de aire caliente, además un extractor de finos tipos Rotoclón. El secador tiene las siguientes dimensiones: diámetro 2.75 m. y longitud 12.5 m.; se incluye también un banco de Radiadores.

(1) Elevador de cangilones para azúcar seca refinada con capacidad de 30 Tons./hr.

(1) Tolva de azúcar seca tipo rectangular con fondo cónico con capacidad de 513 m³.

(1) Báscula para azúcar final con un sistema para ensacar "Man-

tro-Parsons", para recibir, pesar, descargar, contar y totalizar sacos de azúcar blanco; con capacidad de 50 Kg. por descarga. Exactitud 0.1%. Velocidad: 6-8 sacos/báscula y tablero de control.

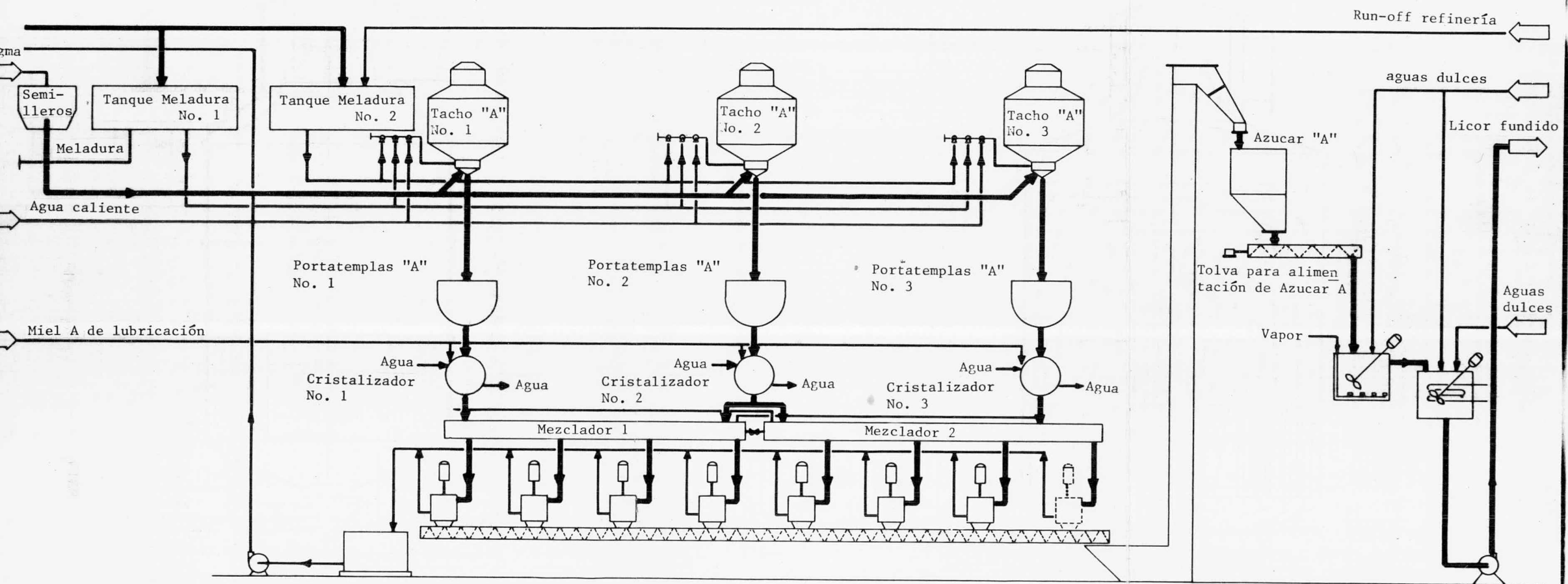
(1) Transportador de sacos de 50 Kg. tipo rodillos planos con una capacidad de 750 sacos/hr.

(1) Máquina cosedora de sacos, incluye: una banda transportadora de 12" y dos iniciadores de costura y cortador automático.

(1) Tanque fundidor de granza tipo cilíndrico vertical con capacidad de 3,800 L., incluyendo su agitador de propela y dos bombas de granza fundida de 50 GPM de impulsor cerrado.

(1) Bodega de azúcar que incluye: (1) sistema para estibar sacos de la ensacadora al almacén compuesto por: (3) transportadores estacionarios, (2) cargadores flexibles, (2) estibadores, (1) elevador portátil, (1) estibador de altura hasta 40 sacos y (6) transportadores portátiles.

3.4 — PLANOS DE DISEÑO



Bombas para Tanque de Centrifugas "A" Transportador de gusano "A" Centrifugas "A" Nos. 5,6, Elevador de Transporta Tanques fun Bombas 1 y
 Purgas "A", Purgas "A" Nos. 1, 2, 3 y4 "A" Nos. 7 y 8 Canjilones para dor de Azu didores de 2 de licor
 1 y 2 car "A" a Azucar ly2 fundido a
 Tanques fun didores cribas

DIAGRAMA DE PROCESO
 TEMPLA "A" Y FUNDIDORES
 INGENIO INDEPENDENCIA S.A.
 TESIS: ARTURO VALLON ROJAS

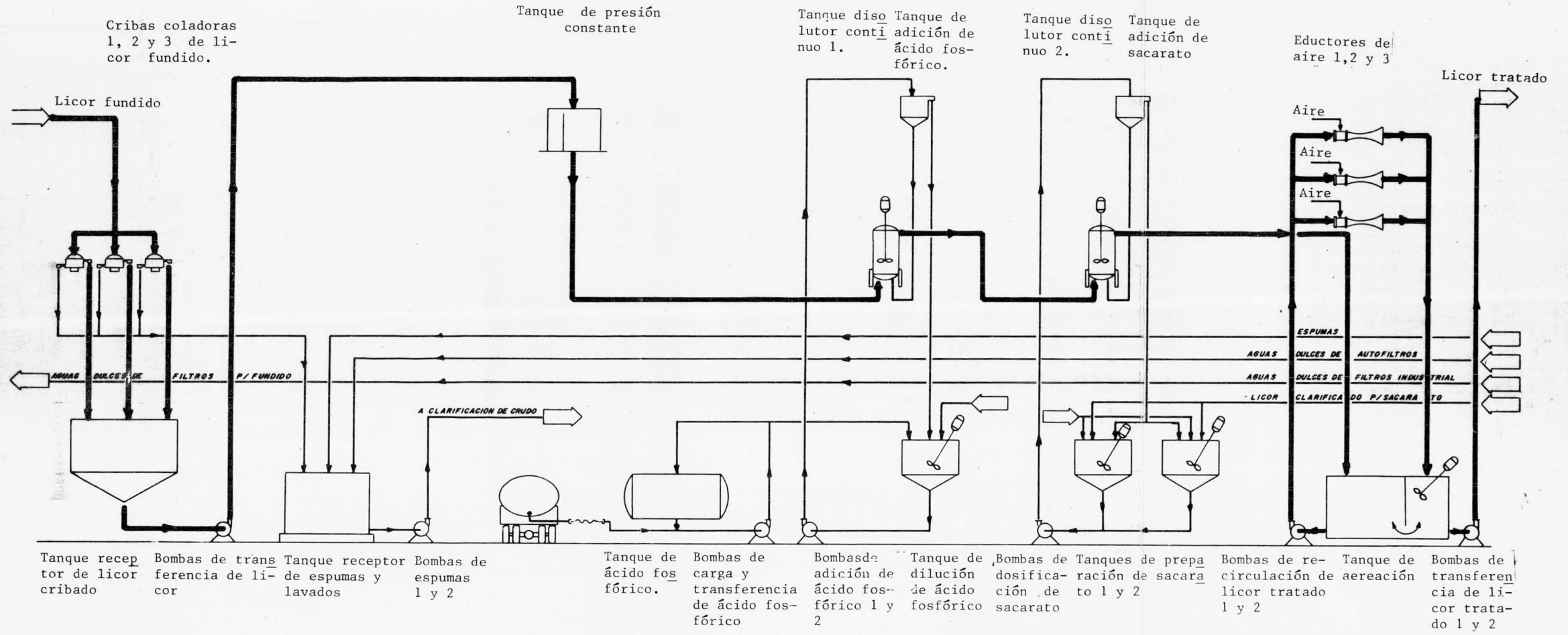
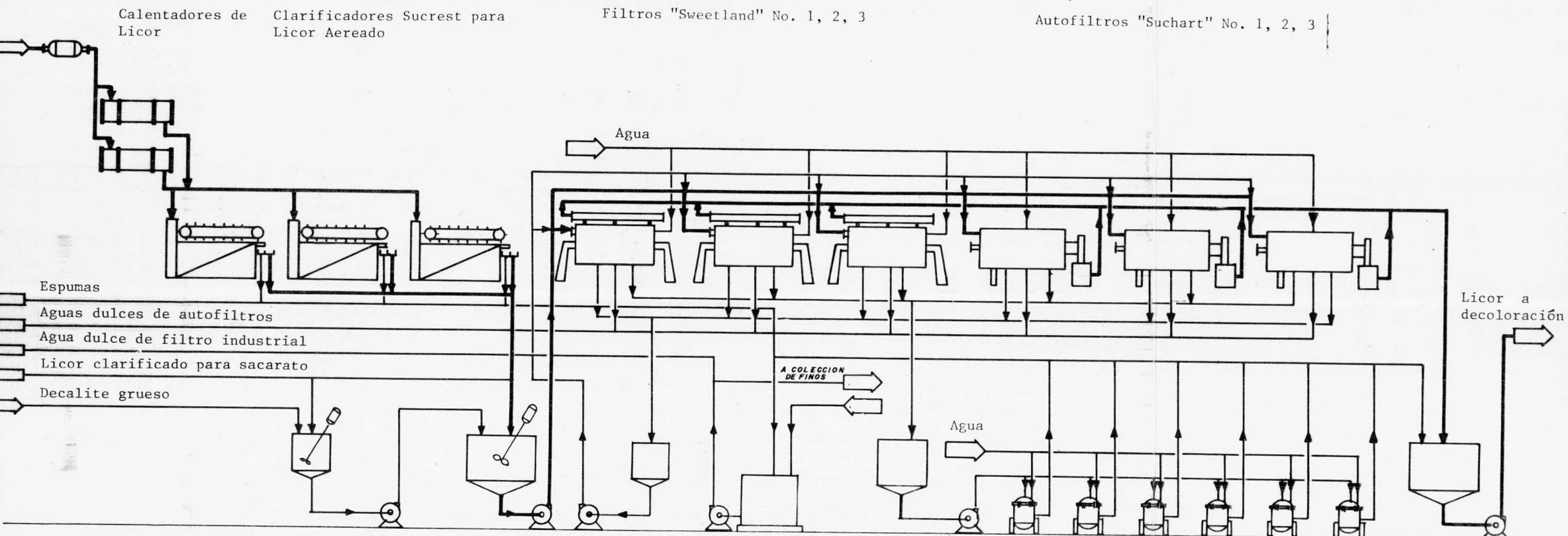


DIAGRAMA DE PROCESO

ADICION DE REACTIVOS Y AREACION

INGENIO INDEPENDENCIA S.A.

TESIS: ARTURO VALLON ROJAS



Tanque de ayuda-filtro Bombas de dosificación de ayuda filtro, 1 y 2 Tanque Receptor de licor Clarificado. Bombas de licor clarificado 1 y 2

Tanques para precapa 1 y 2 Bombas para precapa 1 y 2

Tanque Receptor de aguas dulces de filtros y columnas. Bombas de agua dulces de filtros 1 y 2

Tanque de Pechugas Bombas de Pechugas a filtros industriales

Filtros Industrial No. 1, 2, 3, 4, 5, 6

Tanque de licor filtrado. Bombas de Transferencia de licor filtrado

DIAGRAMA DE PROCESO
 CLARIFICACION Y FILTRACION
 INGENIO INDEPENDENCIA S.A.
 TESIS: ARTURO VALLON ROJAS

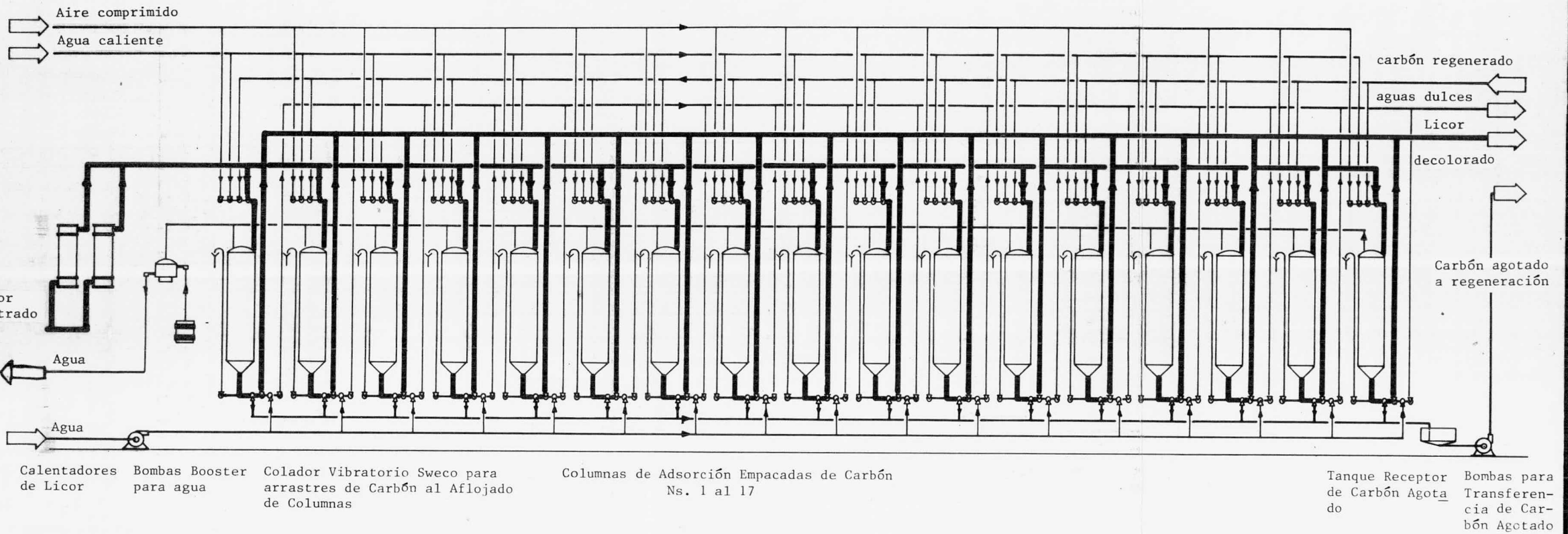
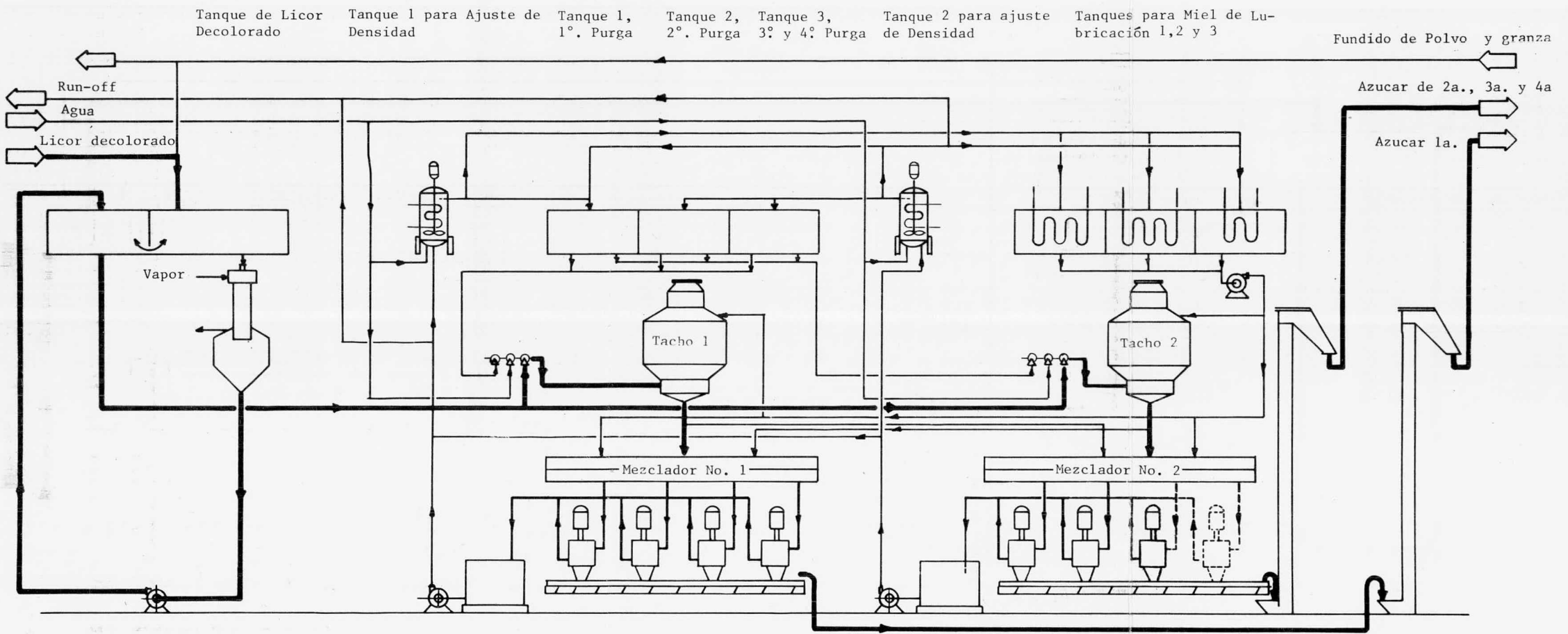


DIAGRAMA DE PROCESO
 DECOLORIZACION
 INGENIO INDEPENDENCIA S.A.
 TESIS: ARTURO VALLON ROJAS



Evaporador de Película Descendente

Bombas del evaporador

Bombas de purgas 1 y 2

Tanque 1 de Miel purgada 2, 3 y 4

Centrífugas 1, 2, 3 y 4

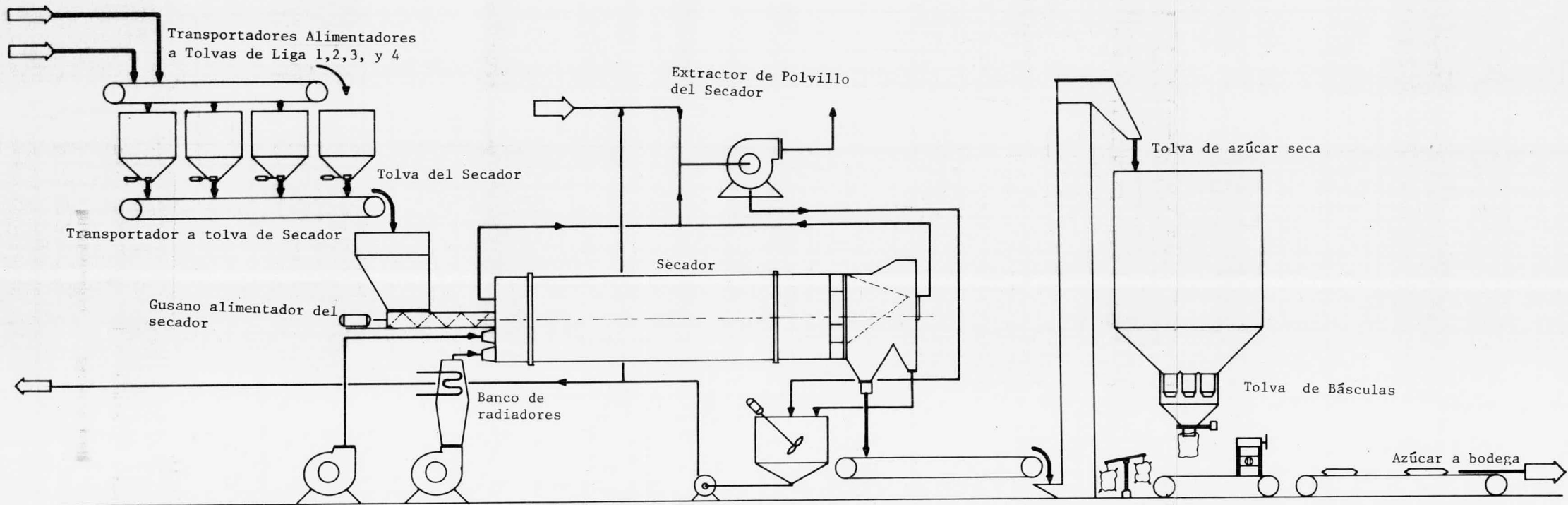
Transportador de azucar refinada 1.

Bombas de Purgas 3 y 4

Tanque 2 de miel Purgada

Centrífugas 5, 6, 7 y 8. Transportador de Azucar Refinada 2

DIAGRAMA DE PROCESO
 CRISTALIZACION DE REFINADO
 INGENIO INDEPENDENCIA S.A.
 TESIS: ARTURO VALLON ROJAS



Alimentadores vibrato
rios 1,2,3
y 4

Soplador de
Aire frío
al Secador

Soplador de
Aire Caliente
al Secador

Bombas de
Granza Fundi
da 1 y 2

Tanque Fun
didor de
Granza

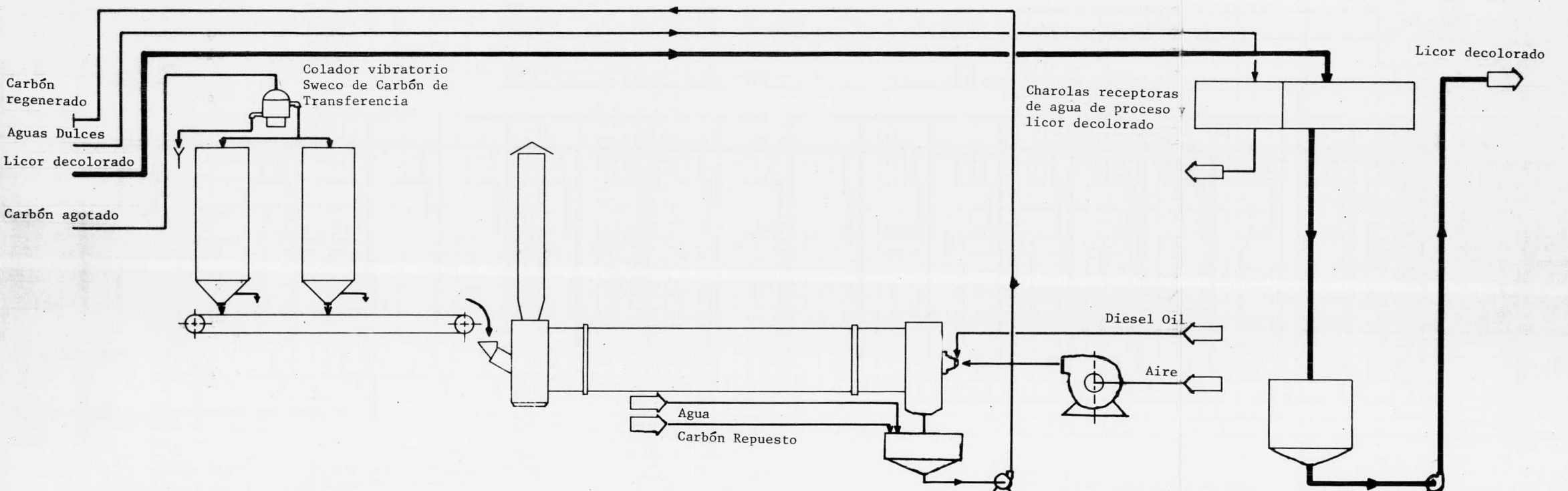
Transportador de Azu
car Seca

Elevador
de Azúcar final 1,2,y 3

Básculas de Azúcar
final 1,2,y 3

Transportador de
Sacos

DIAGRAMA DE PROCESO
SECADO Y ENVASE
INGENIO INDEPENDENCIA S.A.
TESIS: ARTURO VALLON ROJAS



Columna de Escurrimiento No. 1 Columna de Escurrimiento No. 2 Banda alimentadora Horno para regeneración de carbón activado Tanque para Apagado de Carbón Bombas para transferencia de Carbón regenerado a Columnas Soplador de Aire al decolorado Tanque de licor decolorado Bombas de Licor a Tanque-rías de Tachos 1 y 2

DIAGRAMA DE PROCESO
 MANEJO DE CARBON
 INGENIO INDEPENDENCIA S.A.
 TESIS: ARTURO VALLON ROJAS

CAPITULO 4

COSTO DEL EQUIPO A INSTALAR EN LA REFINERIA MODIFICADA

En el anteproyecto de ampliación de la Refinería del Ingenio Independencia, como he mencionado anteriormente, se ocuparán todos aquellos equipos que se encuentren en condiciones óptimas de funcionamiento; por lo tanto se señalará, el costo del equipo que se necesitará para éste proyecto de ampliación.

Los costos del equipo que se presentan fueron obtenidos del catálogo de costos de la Comisión Nacional de la Industria Azucarera, así como de Bufete Industrial Diseños y Proyectos, S. A. Tales costos estuvieron vigentes hasta el año de 1975. Los costos actuales, debido a la situación del sistema monetario por la que atraviesa el país, no he podido obtener una información exacta de dichos costos; por lo tanto utilicé los costos de 1975.

TABLA 4.1 COSTO DE REFINERIA

REFINERIA	Equipo Requerido	Utilizable del Ingenio	Costo en millares de pesos
1.—Clarificador "Sucrest"	3	—	498.9
2.—Filtros "Sweetland"	3	2	558.2
3.—Calentadores de Licor Tratado	2	—	38.8

REFINERIA	Equipo Reque- rido	Utilizable del Ingenio	Costo en millares de pesos
4.—Tachos de 1300 ft ²	2	—	1,034.6
5.—Centrífugas de 30" x 48"	6	—	3,282.3
6.—Monoriel para autofiltros	lote	—	4.9
7.—Bombas	lote	—	506.2
8.—Tanquería y Accesorios	lote	—	1,625.7
9.—Coladores Vibratorios	5	2	256.8
10.—Eductores de Aire	3	2	8.2
11.—Auto Filtros "Suchar"	—	—	—
12.—Filtros "Industrial"	6	6	—
13.—Calentadores de Licor Filtrado	2	2	—
14.—Columnas de Carbón	17	15	216.7
15.—Horno para reactivado de carbón	1	1	—
16.—Mezcladores	2	—	424.7
17.—Calentador para Centrífugas	1	1	—
18.—Transportador	2	—	210.7
19.—Evaporador de Película descendente	1	—	554.8
20.—Condensadores Barométricos	3	—	127.4
TOTAL			9,348.9

TABLA 4.2 MANEJO DE AZUCAR

MANEJO DE AZUCAR	Equipo Reque- rido	Utilizable del Ingenio	Costo en millares de pesos
1.—Elevador de 12.50 m.	3	—	398.5
2.—Tolvas	6	—	1,009.9
3.—Granero Secador	1	—	450.0
4.—Básculas Automáticas	3	—	1,165.5
5.—Transportadores de Azúcar	8	—	629.0
6.—Máquina Cosedora	1	—	80.2
7.—Transportador de sacos	1	—	133.5
8.—Tanque fund. de granza c/agitador	1	—	54.7
9.—Bombas de granza fundida	2	—	6.1
10.—Sistema giratorio de envase	1	—	438.6
11.—Edificio con capacidad de 20% prod. de azúcar	1	—	2,014.7
TOTAL			6,380.7

El costo total del equipo a instalar en la Refinería modifi-
cada es de \$ 15,729,600 pesos.

CAPITULO 5

CONCLUSIONES

Es imperativo tomar una resolución respecto a la ampliación del Ingenio Independencia, ya que la fábrica actual por el estado de sus instalaciones, no será capaz de industrializar la caña moledera que se dispondrá en la zafra 76/77.

El problema de la falta de capacidad de la fábrica, que se presentará en la zafra 76/77, aumentará en las zafras siguientes, por la presión que existe en el campo para incrementar las áreas de cultivo y la intensificación de aplicación de fertilizantes, factores que darán como resultado toneladas crecientes de cañas que deberán industrializarse.

Los costos actuales de operación, hacen que el costo de producción de azúcar a nivel de planta, sea superior al precio de venta; ésto se debe a la obsolescencia de los equipos actuales. Esta situación solo se puede remediar, mediante la sustitución radical de los equipos y la modificación de los sistemas de trabajo, lo cual únicamente se podrá lograr con la ampliación de la capacidad de Ingenio y una mayor automatización.

A partir de diversos estudios económicos se podría obtener una estructura financiera, con la cual, colocaría al Ingenio en una situación económicamente auto-suficiente, y además la situación de los productores de caña, mejorará sensiblemente al obtenerse mejores rendimientos tanto de caña por hectárea y de azúcar por tonelada de caña molida.

Es importante tener presente que ya se tienen contraídos

promisos por valor de más de cincuenta millones de pesos. Esta inversión permanece actualmente improductiva, por estar almacenados los equipos requeridos corriendo el peligro de dañarse, se recomienda su utilización inmediata.

Además adoptando una estructura financiera, el Ingenio obtendrá suficientes ganancias, para sostenerse y disponer de reservas para la sustitución de los equipos a medida que vaya siendo necesario.

El anteproyecto de ampliación de la Refinería que he formulado, puede considerarse como una contribución a la resolución de los problemas que están latentes en la región. Por lo tanto, se considera que la ampliación deberá realizarse, pues únicamente mediante una fábrica nueva podrá solucionarse la situación de agitación que impera en el Ingenio Independencia, tanto en fábrica como en el campo.

BIBLIOGRAFIA

- 1.—Browne, Charles Albert.—Análisis y Pruebas de Azúcar Refinada.
- 2.—Baikow, R. T.—Principles of Sugar Technology.
- 3.—Banco de México, S. A.—Departamento de Investigaciones Industriales. La Industria Azucarera en México.
- 4.—Edson, Hobert.—Manufactura y Refinamiento de caña de Azúcar.
- 5.—Hugot, Emile.—Handbook of Cane Sugar Engineering.
- 6.—Honig, Pieter.—Technolgy for Suger Refinery workers.
- 7.—Lyle, Oliver.—Principles of Sugar Technology.
- 8.—Linares Turrent, E.—Estudio sobre el sistema de Decoloración de Azúcar, con Carbón Animal. (TESIS)
- 9.—Plews, R. W.—Analytical metods used in Sugar Refinery.
- 10.—Spencer, Guilford L.—Manual del Azúcar de Caña.
- 11.—Schalit, Michael.—Azúcar - Manufactura y Refinamiento.