

U N I V E R S I D A D I B E R O A M E R I C A N A

INCORPORADA A LA U.N.A.M.

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS

TESIS PROFESIONAL
ALFONSO PIEDRAS ROS

MEXICO, D. F.
1965

11006



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central

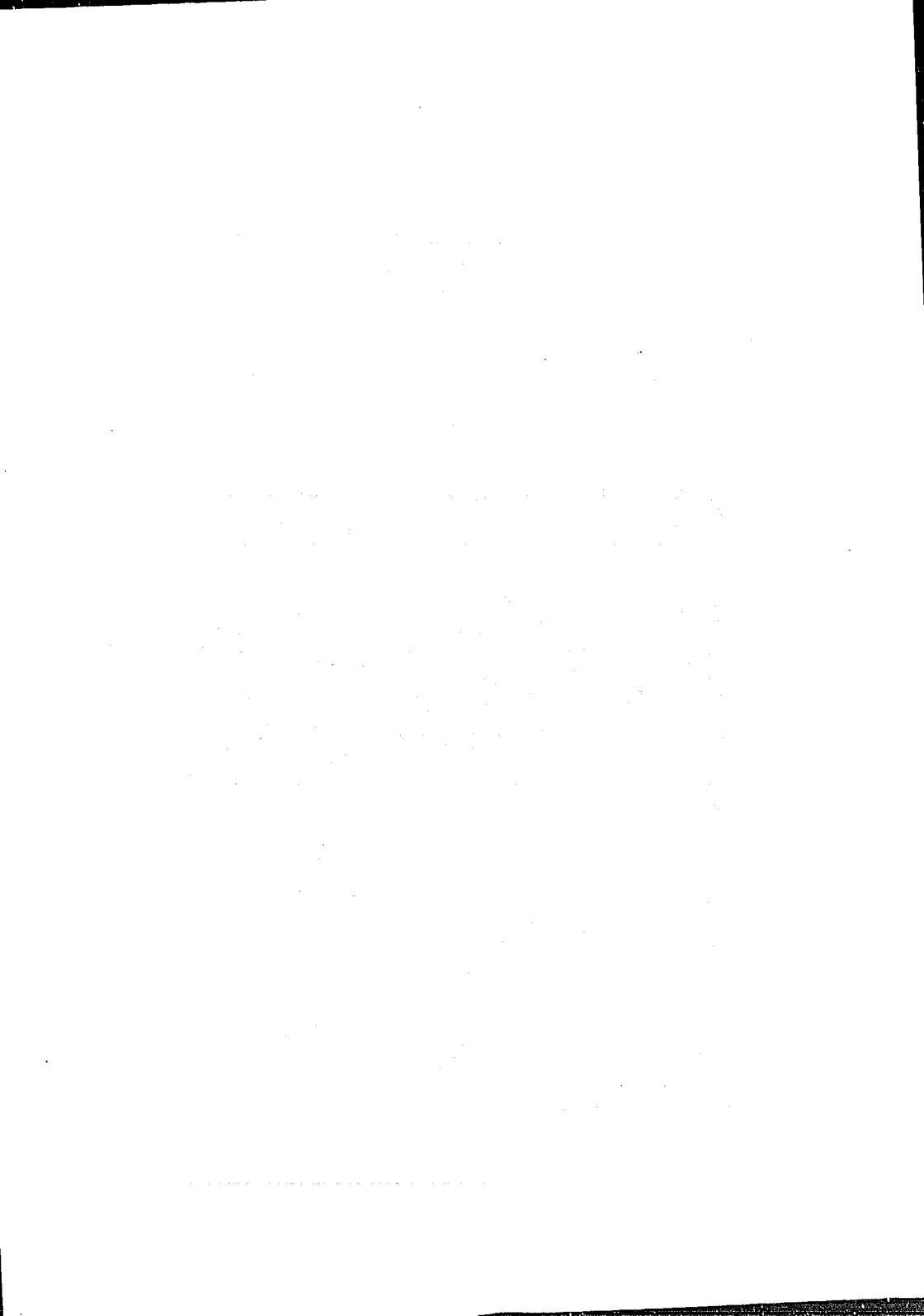


UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

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.



UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA
INCORPORADA A LA U.N.A.M.
ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS

Anteproyecto Técnico Económico
de una Fábrica de Azúcar Cruda
que procesará 1600 Toneladas
de caña diarias.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A:
ALFONSO PIEDRAS ROS

MEXICO, D. F.
1965

HONORABLE JURADO

Sr. Ing. Quim.	Constantino Alvarez M.
Sr. Ing. Quim.	Hector M. López H.
Sr. Ing. Quim.	José Luis Costero
Sr. Ing. Quim.	Héctor Ferral
Sr. Ing. Quim.	Ernesto Espejel
Sr. Ing. Quim.	Ernesto Garcia L.
Sr. Ing. Quim.	Rubén Lemus.

A mis padres:

Sr. Alfonso Piedras P.

Sra. Guadalupe R. de P.

Con amor y agradecimiento

**A mis hermanos:
Con Cariño**

**A mi abuelita
Con respeto**

A mis tios:
Sr. Francisco Ros LL.
Sra. Isolina S. de R.
Con Gracitud

CONTENIDO

Introducción

Capítulo I .- Descripción del proceso.

Capítulo II .- Cálculo del equipo mecánico.

Capítulo III .- Cálculo de calentadores, evaporadores, condensadores, tachos, cristalizadores, calderas, secador y tanques necesarios.

Capítulo IV .- Cálculos económicos.

Conclusiones.

INTRODUCCION

La industria azucarera es sin lugar a dudas una de las más florecientes del país y por la misma razón una de las más seguras para hacer una inversión tan fuerte como lo es la creación de una central azucarera.

El presente estudio pretende dar una idea de lo que puede significar en cuanto a capacidad de equipo, costo de instalación del mismo, costos de producción y administración la creación de la tal central azucarera.

Por lo tanto el enfoque de este trabajo está más bien dirigido hacia el aspecto económico de un ingenio azucarero, tomando en consideración como un antecedente necesario los datos de capacidad de equipo y variables de operación y por medio de ellos llegar a la determinación del valor de la inversión fija necesaria así como de los costos de producción, efectuándose por último el balance económico.

Para poder llevar a cabo lo anterior, y basándose en los datos del ingenio San Cristóbal, fué necesario extrapolar dichos datos de fabricación de aquellas inmensas instalaciones a una capacidad menor, introduciendo las mejoras que se han creído pertinentes y pudiéndose dar -

así una idea más exacta de la inversión necesaria sobre todo en lo que se refiere a costo de equipo.

No se pretende en absoluto que este trabajo sea un estudio exhaustivo de lo que es la industria azucarera en todos y cada uno de sus diversos aspectos aún cuando si se ha tratado de establecer los principios más modernos y económicos.

CAPITULO I

El proceso de fabricación de azúcar de caña se puede describir en términos generales en la siguiente forma:

La caña es alimentada al conductor por medio de la grúa y la mesa alimentadora, para ser conducida al departamento de molienda que consiste en una desmenuzadora y tres molinos, departamento en el cual se le extrae el jugo a la caña utilizando el siguiente sistema de imbibición: se agrega agua al bagazo entre el primero y segundo molinos así como también entre el segundo y tercer molinos; se agrega jugo diluído a la caña entre la desmenuzadora y el primer molino.

En el presente trabajo se incluye la idea de una innovación propuesta en el ingenio San Cristóbal para el departamento de molienda y que se explica oportunamente al tratar dicho departamento.

El jugo extraído o guarapo es recogido en unos depósitos instalados en la parte inferior de los molinos y desmenuzadora llamados pachaquiles y en los cuales es separado del bagacillo. El guarapo es de aquí bombeado hacia los calentadores para pasar posteriormente a alcalización y sulfitación de donde es enviado hacia clarificador y filtro.

El jugo en este punto del proceso ya se encuentra bastante puro y es necesario concentrarlo para lo cual se envía al departamento de

evaporación que consiste en un cuádruple efecto operado con vapor de escape. Al salir de este departamento la meladura se encuentra a una concentración de 68° Brix, y es enviada a los tanques de almacenamiento de los cuales y según las necesidades de fabricación se bombea a los tachos, pasando posteriormente a cristalizadoras y centrífugas para separar el azúcar del licor madre residual, terminándose por fin la elaboración en el departamento de secado.

El arreglo y lineamientos generales siguen los principios tradicionales señalados por HUGOT y los que ha proporcionado la experiencia en el ingenio San Cristóbal, previendo en general la resolución de los siguientes factores:

- a. Dificultad de supervisión en la fábrica.
- b. Las longitudes excesivas de cables, tuberías de agua, de jugo y de vapor.
- c. Desarreglo de máquinas el cual va siempre en detrimento del mantenimiento y la buena operación.

Por lo anterior es necesario tomar en cuenta en el diseño de la fábrica los siguientes puntos:

1. Los molinos y las calderas colocados en línea recta que el mismo conductor tome el bagazo del último molino y lo distribuya a los hornos.
2. Las calderas cerca de la planta eléctrica para evitar hasta donde sea posible las pérdidas por fricción en las tuberías de vapor.

3. Por la misma razón anterior la planta eléctrica debe es tar situada lo más cerca posible de los departamentos de evaporación y ta chos.

4. Es muy importante que los calentadores se instalen lo - más cerca posible de los evaporadores, máxime cuando el vapor de calen ta miento procede de extracciones de los vasos del múltiple efecto.

5. Los tachos, cristalizadoras y centrífugas se deben ins - talar tomando en consideración la recirculación de mieles y los lavados.

De lo anterior se deduce que es conveniente tener en cuenta que algunos departamentos de la fábrica necesitan estar localizados den - tro de ella pero en su periferia, como son: el departamento de molinos pa ra la conveniente alimentación de caña, el departamento de calderas para eliminar fácil y rápidamente las cenizas y el exceso de bagazo, los fil - - tros OLIVER para la eliminación de cachaza, y el tanque de almacena - - miento de agua de condensados fuera del edificio pero cerca del departa - - mento de calderas.

3. Por la misma razón anterior la planta eléctrica debe estar situada lo más cerca posible de los departamentos de evaporación y tachos.

4. Es muy importante que los calentadores se instalen lo más cerca posible de los evaporadores, máxime cuando el vapor de calentamiento procede de extracciones de los vasos del múltiple efecto.

5. Los tachos, cristalizadoras y centrífugas se deben ins-talar tomando en consideración la recirculación de mieles y los lavados.

De lo anterior se deduce que es conveniente tener en cuenta que algunos departamentos de la fábrica necesitan estar localizados den-tro de ella pero en su periferia, como son: el departamento de molinos para la conveniente alimentación de caña, el departamento de calderas para eliminar fácil y rápidamente las cenizas y el exceso de bagazo, los fil-tros OLIVER para la eliminación de cachaza, y el tanque de almacena-miento de agua de condensados fuera del edificio pero cerca del departa-mento de calderas.

CAPITULO II

BASES PARA EL CALCULO DEL EQUIPO

Se tomaron como base para el cálculo del equipo datos promedios de las últimas zafras del ingenio San Cristóbal debido a que en la presente instalación se proyecta utilizar los mismos tipos de caña y métodos de fabricación

Días de zafra	190 días
Molienda diaria	1 600 ton.
Molienda por hora	66.7 ton.
Tiempo perdido en % de tiempo total	10 %
Molienda por zafra	273 600 ton.
Rendimiento	11 %
Azúcar producida por zafra	30 096 ton.
Brix del jugo de la desmenuzadora	18.5°
Brix del jugo mezclado	11.5°
Temperatura del jugo	30.0°C
Pureza aparente de la meladura	82.0
Pureza aparenta de la miel final	40.0
Presión del vapor vivo	225 psig

Presión del vapor de escape	20 psig
Temperatura de sobrecalentamiento	285.0°C
Temperatura del vapor de escape	126.0°C
Sistema de dos templeas	
Clarificación simple	
Electrificación parcial	

En el presente capítulo se calculará el equipo mecánico siguiente: conductor de caña horizontal, conductor de caña inclinado, mesa alimentadora, cuchillas cañeras, nivelador de caña, conductor de bagazo, conductor oscilatorio, elevador de azúcar, desmenuzadora y molinos de caña.

CONDUCTOR DE CAÑA

Es este el medio usado para transportar la caña del patio de descarga hacia la parte superior de la desmenuzadora en el departamento de molienda. Es una especie de tablero movedizo constituido por tablas de acero fijas en una banda que gira continuamente entre dos poleas colocadas en los extremos del conductor. Consta este generalmente de dos partes, una de las cuales se encuentra colocada en forma horizontal y la otra inclinada a 15° con respecto a la horizontal.

La velocidad del conductor no se puede fijar de una manera absoluta debido a que en ella influyen diversos factores, adoptándose en este caso un valor igual a la mitad de la velocidad periférica de los molinos.

nos, es decir una velocidad de cuatro y medio metros por minuto.

El movimiento lo proporcionan motores eléctricos acoplados a reductores de velocidad y por medio de coples flexibles de éstos a las poleas del conductor.

Cálculos

v_m = velocidad promedio de los molinos = 9 m/min.

S = velocidad del conductor = 4.5 m/min = 14.8 ft/min.

L = longitud del conductor = 21.3 m.l. = 70 ft.

T = molienda por hora = 66.7 ton. métricas = 147 ton. cortas.

L' = constante = 150

W = peso del conductor = 12 x 2 L (en libras)

$$P = \frac{0.05 (L + L') (T + 0.3 W S)}{990}$$

$$P = \frac{0.05 (70 + 150) (147 + 0.03 \times 17 \times 2 \times 70 \times 14.8)}{990} = 13.5 \text{ H.P.}$$

Longitud del conductor inclinado = 30.4 m. l. = 100 ft.

z = diferencia de niveles entre los dos extremos del conductor.

z = 7.9 m. l. = 26 ft.

P' = potencia necesaria para el conductor inclinado.

$$P' = P + \frac{T z}{990}$$

$$P' = \frac{0.05 (100 + 150) (147 + 0.03 \times 17 \times 2 \times 100 \times 14.8) + 147 \times 26}{990}$$

P' = 25 H.P.

Fierro estructural para la instalación de los conductores.

Vigueta de	15"	7 m.l.	448 kg.	\$ 1 433.60
Vigueta de	8"	88 m.l.	2 410 kg.	\$ 7 712.00
Vigueta de	4"	75 m.l.	860 kg.	\$ 2 752.00
Canal de	6"	123 m.l.	1 520 kg.	\$ 4 864.00
Angular de	4" x 3" x 3/8"	150 m.l.	1 894 kg.	\$ 4 640.30
Angular de	3" x 3/8"	145 m.l.	1 554 kg.	\$ 3 807.30
Angular de	2-1/2" x 3/8"	75 m.l.	658 kg.	\$ 1 612.10
Solera de	3" x 1/2"	220 m. ²	22 440 kg.	\$ 71 808.00
Placa de	3/8"	320 m. ²	<u>24 800 kg.</u>	<u>\$ 79 360.00</u>
Total			56 584 kg.	\$177 989.30
Soldadura	56 584 x \$ 10.70 x 0.05			\$ 30 272.45
Mano de obra	56 584 x \$ 1.20			<u>\$ 67 900.80</u>
Total				\$ 98 173.25

Un conductor de caña de 70 ft de largo por 4 ft de ancho con sprokets, cadenas de transmisión y conducción, reductor de velocidad, coples flexibles, flechas, duelas de acero, chumaceras, collarines, cuñas y motor eléctrico de 15 H.P. con sus controles.

Precio del conductor LAB planta \$261 000.00

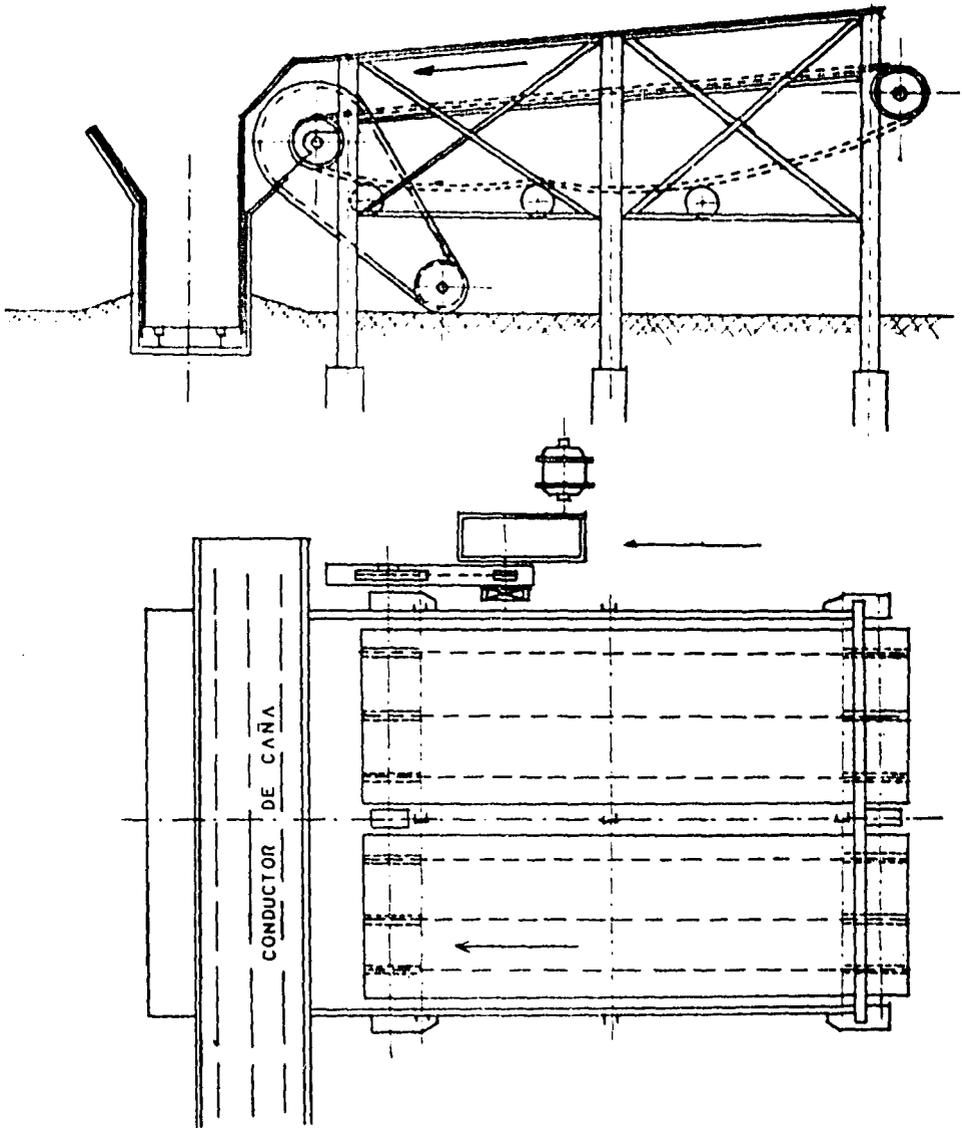
Un conductor de caña de 100 ft de largo por 4 ft de ancho - con sproketa, cadenas de transmisión y conducción, reductor de velocidad, cople flexibles, flechas, duelas de acero, chumaceras, collarines, cuñas y motor eléctrico de 25 H.P. con sus controles.

Precio del conductor LAB planta	\$ 326 000.00
Precio total de conductores y fierro estructural	\$ 863 162.55
PRECIO TOTAL ADOPTADO	\$ 864 000.00

MESA ALIMENTADORA DE CAÑA

Existen varios motivos por los cuales es necesaria la instalación de una mesa alimentadora de caña, y de los cuales el más frecuente puede ser una sobrecarga en las cuchillas por las descargas de los paquetes de caña, que puede llegar a motivar una desarticulación del motor-eléctrico. Otro motivo puede ser la irregularidad en la descarga de los paquetes de caña que redundan en una descontinuidad de carga en el conductor y por lo tanto en una alimentación de caña deficiente a la desmenuzadora.

Por lo anterior se comprende que la función de la mesa alimentadora es la de mantener sobre el conductor una carga uniforme y constante de caña.



MESA
ALIMENTADORA
LATERAL PARA CAÑA
MOTOR ELECTRICO 20 HP

Consiste la mesa alimentadora en una plataforma rectangular colocada perpendicularmente al conductor de caña y movida por un motor eléctrico independiente que funciona intermitentemente de acuerdo con las necesidades de alimentación de caña del conductor.

Fierro estructural necesario para la instalación de la mesa.

Vigueta de	8"	21 m.l.	664 kg.	\$ 2 124.80
Vigueta de	6"	10 m.l.	230 kg.	\$ 736.00
Vigueta de	4"	3 m.l.	35 kg.	\$ 112.00
Angular de	6" x 1/2"	6 m.l.	175 kg.	\$ 428.75
Angular de	6"x4" x 1/2"	6 m.l.	145 kg.	\$ 355.25
Angular de	4"x3" x 1/2"	4 m.l.	66 kg.	\$ 161.70
Angular de	3" x 1/2"	31 m.l.	435 kg.	\$ 1 065.75
Placa de	3/8	34 m. ²	<u>2 620 kg.</u>	<u>\$ 6 419.00</u>
Total			4 370 kg.	\$ 11 403.25
Soldadura	4 370 x \$ 10.70 x 0.05			\$ 2 337.95
Mano de obra	4 370 x \$ 1.20			<u>\$ 5 244.00</u>
Total				\$ 7 581.95

Una mesa alimentadora lateral de 14 ft por 30 ft compuesta de reductor de velocidad con acople a motor eléctrico de 20 H.P. montados en su base, flechas, coples, cuñas, chumaceras y cadenas de transmisión y conducción.

CUCHILLAS CAÑERAS

Desde un punto de vista muy general se puede decir que las cuchillas cañeras no son indispensables. Sin embargo su instalación es muy conveniente y su inversión se paga por si sola en un tiempo relativamente corto.

Su principal función es la de aumentar grandemente la eficiencia de alimentación de caña a la desmenuzadora, ya que las cañas largas por su superficie tersa y cerosa resbalan fácilmente en la línea tangencial que forman los dos cilindros o mazas de la desmenuzadora y que constituye el único punto de contacto entre la caña y el molino a la entrada del mismo. Las ventajas que proporcionan se pueden resumir en los dos puntos siguientes:

1. Aumentar grandemente la densidad de la caña duplicando casi su valor, lo que se refleja favorablemente en la capacidad total de los molinos.
2. Favorecen la extracción de jugo debido a que cortan la caña en tramos más cortos y rompen la corteza.

Debido a que en la presente fábrica se contará únicamente con tres molinos se instalarán dos juegos de cuchillas cañeras movidas por turbinas de vapor de 280 H.P. cada uno.

Características de las cuchillas.

Movimiento: turbinas de 280 H.P.

p = paso de las cuchillas = 22 mm

L = ancho del conductor = 1 220 mm

N = número de hojas en el segundo juego

N' = número de hojas en el primer juego

$$n = \frac{L}{p} - 1 = \frac{1\ 220}{22} - 1 = 54 \text{ hojas}$$

$$N' = 2/3 (N) = 2/3 \times 54 = 36 \text{ hojas}$$

Primer juego de cuchillas; 36 hojas de 29" x 6" x 5/8"

Segundo juego 54 hojas de 29" x 6" x 5/8"

Precio de las cuchillas LAB planta \$ 432 000.00

NIVELADOR DE CAÑA

Es común que se confunda el nivelador de caña con el primer juego de cuchillas que al cortar las cañas tiende a nivelarlas.

Consiste el nivelador en un eje colocado transversalmente - sobre el conductor en el cual van colocados unos brazos curvos del fondo - del mismo.

La potencia del motor que se instalará es de aproximadamente la quinta parte de la capacidad de molienda por hora, o sea un motor - eléctrico de 15 H. P.

CON DUCTOR DE BAGAZO

El objeto del conductor de bagazo es la distribución del mismo a los hornos que se encuentran situados en el departamento de calderas así como también conducir el bagazo al departamento de almacenamiento.

Su construcción es bastante parecida a la del conductor de caña variando únicamente en su superficie, ya que no está constituido por tabillas metálicas como aquel, sino por rastrillos debido a la naturaleza del material que transporta.

En este caso se instalará un conductor del mismo ancho que la longitud de las mazas de los molinos o sea 4 ft para aprovechar por completo la superficie de descarga de los mismos. El primer tramo del conductor se encuentra constituido por una sección horizontal seguida por otra inclinada a 45° con respecto a la horizontal y que constituye lo que se ha dado en llamar elevador de bagazo, con una longitud de veinticinco pies. Por último el conductor principal que se encuentra a un nivel superior que el de los hornos de las calderas y a todo lo largo de éstos, cubriendo una longitud total de 100 pies.

Fierro estructural para la instalación del conductor.

Vigueta de	8"	132 m.l.	3 614 kg.	\$ 11 564.80
Canal de	12"	246 m.l.	7 550 kg.	\$ 24 160.00
Canal de	10"	33 m.l.	750 Kg.	\$ 2 400.00
Canal de	8"	63 m.l.	1 080 kg.	\$ 3 456.00
Canal de	4"	6 m.l.	49 kg.	\$ 156.80
Angular de	3" x 5/16"	200 m.l.	1 800 kg.	\$ 4 410.00
Placa de	1/4"	109 m. ²	<u>5 450 kg.</u>	<u>\$ 13 352.50</u>
Total			20 293 kg.	\$ 59 500.10

Soldadura	20 293 x \$ 10.70 x 0.05	\$ 10 856.75
Mano de obra	20 293 x \$ 1.20	<u>\$ 24 351.60</u>
Total		\$ 35 208.35
Costo total de la estructura		\$ 94 708.45
Precio del conductor LAB planta		\$170 000.00
Costo total de conductor y estructura		\$264 708.45
Costo total adoptado LAB planta sin instalar		\$265 000.00

TRANSPORTE DE AZUCAR

Después de que el azúcar es descargado de las máquinas -
centrífugas se hace necesario transportarlo de este punto al departamento
de secado. Para tal objeto se usarán dos conductores oscilatorios, ambos
de setenta pies de longitud (dos mil ciento treinta y cinco centímetros), -
uno para primer azúcar con sección de cinco pies por dos pies (ciento cin-
cuenta y tres por sesenta y uno centímetros) y otro para segundo azúcar -
de tres pies por un pie (noventa y dos por treinta y uno centímetros).

Debido a que el secador se encuentra a un nivel superior -
que el del punto en que los conductores depositan el azúcar se hace nece-
sario el empleo de un elevador. En este caso se empleará un elevador pa-
ra azúcar de cuarenta pies de altura (trece metros) constituido por una -
banda que gira continuamente y sobre la cual van montados ochenta canji-
lones para azúcar de ocho por cinco pulgadas (veinte por trece centíme- -
tros).

Precio de los conductores LAB planta sin instalar	\$ 94 000.00
Precio del elevador LAB planta sin instalar	\$ 162 000.00

DEPARTAMENTO DE MOLIENDA

Es quizás el de más importancia en una fábrica de azúcar, ya que de su eficiencia de extracción del jugo de la caña depende el rendimiento total o sea la cantidad de azúcar obtenida por tonelada de caña.

En el presente trabajo se incluyen dos alternativas de la disposición del equipo de molienda. Consiste la primera de ellas en el uso de la desmenuzadora tradicional FULTON de dos cilindros o mazas seguida por una batería de molinos constituida por tres de estas unidades con tres mazas cada uno. La segunda alternativa se indica posteriormente.

Se utilizará el siguiente sistema de imbibición: añadir agua al bagazo entre el primero y segundo molinos y entre el segundo y el tercer molinos, y añadir jugo diluido entre la desmenuzadora y el primer molino.

Los molinos a instalarse serán de marca FARREL y los conductores intermedios entre molino y molino serán del tipo de rastillos.

Longitud de las mazas de molinos y desmenuzadora = 48" = 1.220 m.

Diámetro de las mazas de molinos y desmenuzadora = 27" = 0.686 m.

Revoluciones promedio de los molinos = 4.2 rpm.

Revoluciones promedio de la desmenuzadora = 5.5 rpm.

Presión hidráulica total de la desmenuzadora = 300 ton.

Fibra en caña = 15%

Número total de mazas en los molinos = 9 mazas

Cálculos

T = potencia de la turbina de los molinos en H. P. /T.C.H.

$$T = 0.3 f (N)^{0.45}$$

$$T = 0.3 \times 15 \times (9)^{0.45} = 12.3 \text{ H.P. /T.C.H.}$$

$$\text{Potencia} = 12.3 \times 66.7 = 820 \text{ H.P.}$$

Debido a que se instalarán mandos combinados, es decir - que la turbina proporcionará el movimiento a los tres molinos por medio de reductores de velocidad, se le agregará un 10 % del valor calculado.

$$\text{Potencia de la turbina de los molinos} = 900 \text{ H.P.}$$

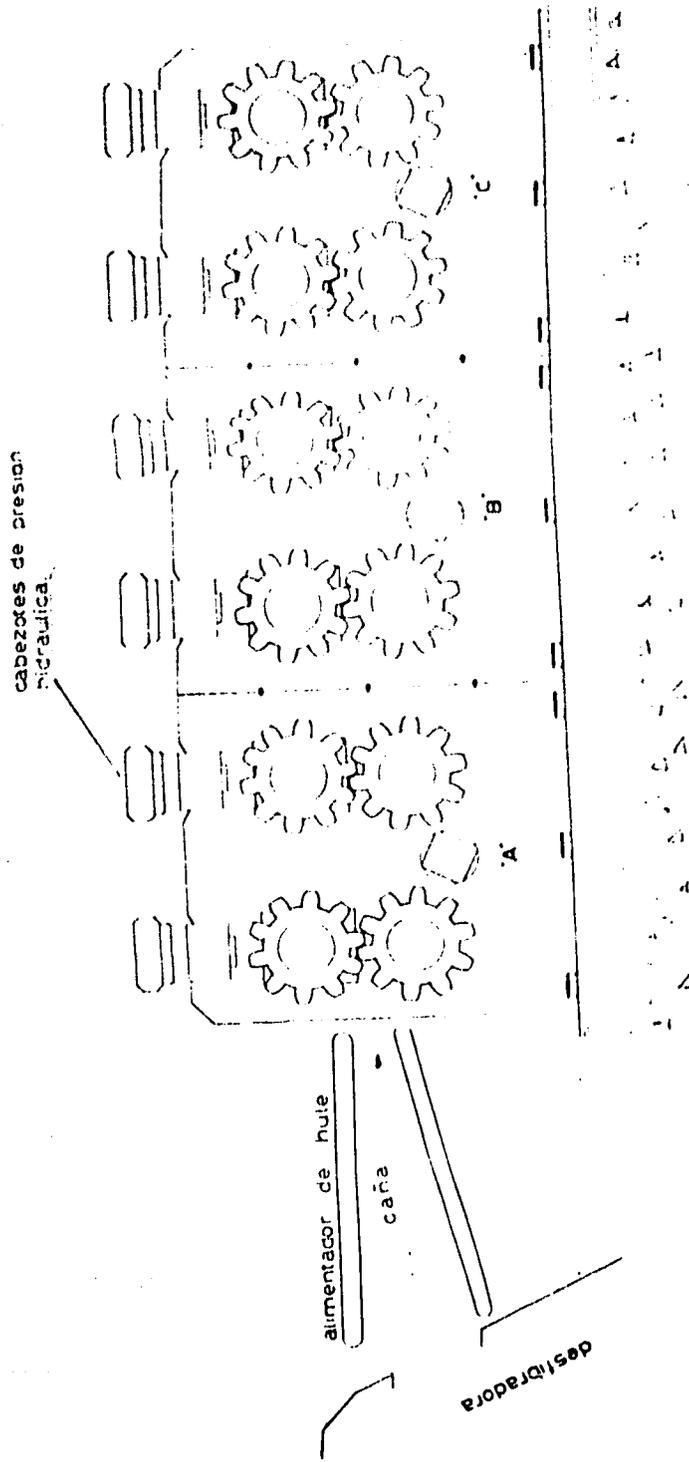
T' = potencia de la turbina de la desmenuzadora en H. P.

$$T' = 0.13 P n D$$

$$T' = 0.13 \times 300 \times 5.5 \times 0.686 = 147 \text{ H.P.}$$

$$\text{Potencia de la turbina de la desmenuzadora} = 150 \text{ H.P.}$$

TANDEM DE MOIENDA UNIFICADO
3 BLOQUES DE 4 MAZAS C/U



Como se indicó anteriormente se incluye en el presente trabajo la idea de una modificación completa al tradicional departamento de molienda. Consiste esencialmente esta innovación en unificar en un solo bloque el conjunto de desmenuzadora y molinos, estando formado este bloque por elementos o vírgenes individuales del molino desmenuzador de cuatro mazas.

El departamento de molienda completo consistiría en una desfibradora seguida por un alimentador de hule para alimentación de caña forzada al bloque unificado de molienda, disminuyendo la inclinación de la línea de centros de las mazas de 30° a 60° para que el bagazo se descargue a la misma altura de alimentación de la caña, o sea que la alimentación de caña quedaría en un plano completamente horizontal.

CAPITULO III

TRATAMIENTO DEL JUGO Y CLARIFICACION

El jugo mezclado obtenido en el departamento de molienda - es enviado a la báscula pesadora, de la cual pasa a los dos primeros calentadores, enviándose a continuación a la temperatura de ochenta grados centígrados a los tanques de alcalización y sulfitación para ser tratado, pasando posteriormente al último calentador del cual sale a cien grados centígrados aproximadamente para pasar al clarificador en el cual se separa en dos porciones constituídas por jugo claro y precipitado, siendo enviado este último al filtro rotatorio para separar la cachaza de los jugos remanentes. El jugo claro es enviado al departamento de evaporación para que ahí sea progresivamente concentrado del primero al último cuerpo, obteniéndose así la meladura que es posteriormente tratada en los tachos.

En el presente caso se efectuará la operación de clarificación en forma continua, es decir en un clarificador tipo RAPI-DORR debido a las ventajas que se obtienen sobre una operación intermitente operada en decantadores comunes.

El clarificador RAPI-DORR que se instalará consiste esencialmente en un tanque cilíndrico vertical dividido en varios compartimien

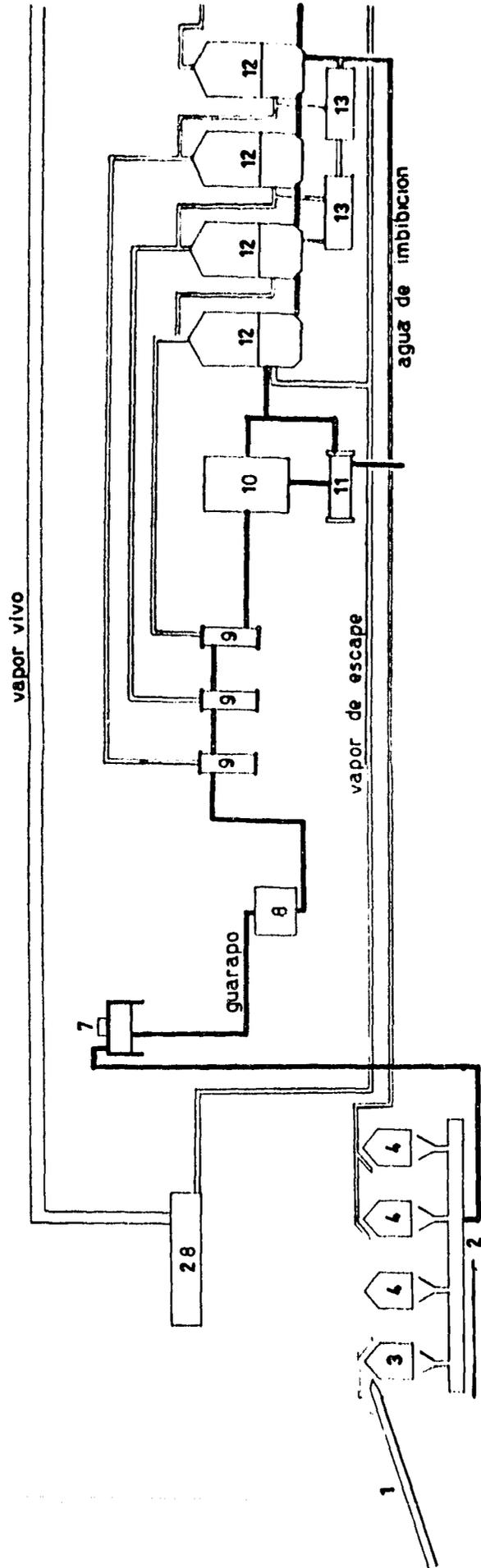
tos que multiplican la superficie de decantación por medio de discos.

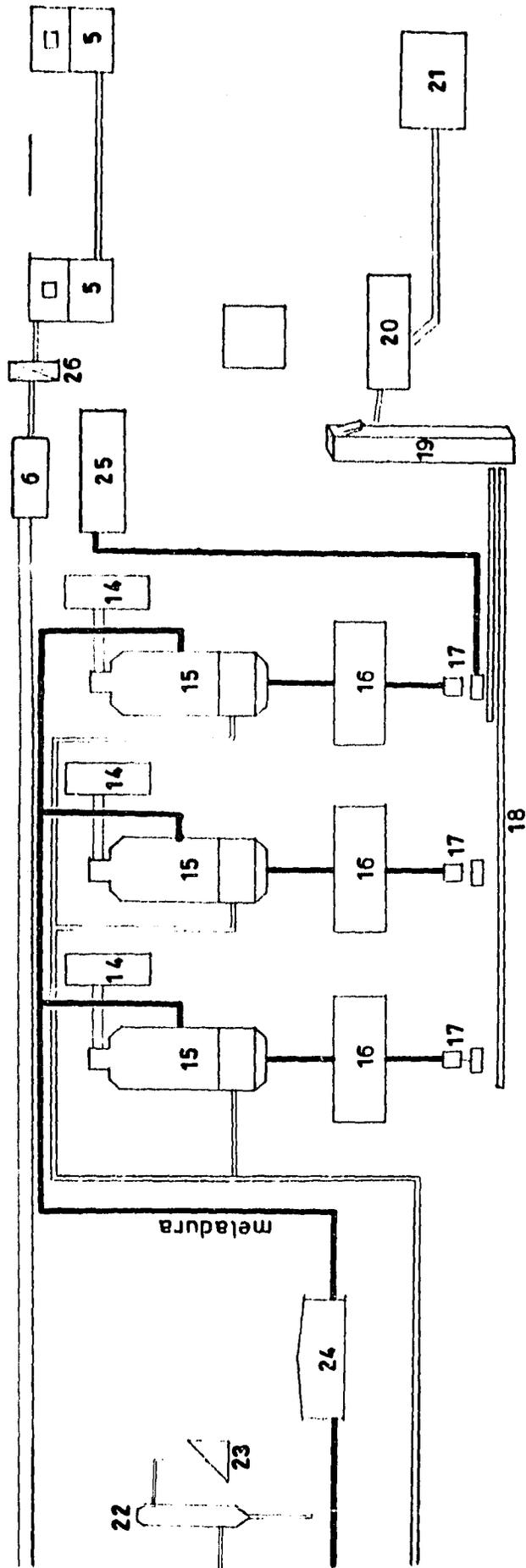
Tiene un eje o tubo central que gira lentamente, y sobre el cual van fijadas unas láminas raspadoras que barren completamente la superficie de cada uno de los compartimientos. El jugo que se va a decantar entra por la parte superior del aparato hacia un compartimiento primero llamado de floculación y en el cual la espuma que sobrenada es arrastrada por el raspador hacia un canal lateral de evacuación.

El jugo va descendiendo hacia todos y cada uno de los compartimientos por el tubo central, y la cachaza que se deposita en los discos de cada compartimiento desciende por un espacio anular en el tubo central hacia la parte inferior del aparato, punto del cual son elevados por una bomba hacia un depósito cercano a la caja de jugos, para pasar posteriormente al departamento de filtración.

Tomando en consideración las condiciones de operación de la presente instalación, el volumen de jugo por manejar, y utilizando el sistema de clarificación simple será suficiente con un aparato clarificador RAPI-DORR de cuatro compartimientos y de veinticuatro pies de diámetro (setecientos treinta y dos centímetros).

Precio del tanque para alcalizar. Instalado	\$ 70 000.00
Precio del sulfitador (con horno de azufre). Instalado	\$ 240 000.00
Precio del clarificador RAPI-DORR sin instalar	<u>\$ 450 000.00</u>
Total	\$ 760 000.00





NOMENCLATURA DEL DIAGRAMA

1. CONDUCTOR DE CAÑA
2. PACHAQUIL
3. DESMENUZADORA
4. MOLINOS
5. CALDERAS
6. DESOBRECALENTADOR
7. BASCULA DE GUARAPO
8. TRATAMIENTO DEL GUARAPO
9. CALENTADORES
10. CLARIFICADOR
11. FILTRO
12. CUADRUPLE EFECTO
13. TANQUES DE EXPANSION
14. CONDENSADORES DE LOS TACHOS
15. TACHOS
16. CRISTALIZADORES
17. CENTRIFUGAS
18. CONDUCTOR DE AZUCAR
19. ELEVADOR DE AZUCAR
20. SECADOR DE AZUCAR
21. ENVASE
22. CONDENSADOR DEL CUADRUPLE EFECTO
23. BOMBA DE VACIO
24. TANQUE DE MELADURA
25. TANQUE DE MIEL FINAL
26. VALVULA REDUCTORA DE PRESION

CALENTAMIENTO DEL JUGO

El procedimiento de defecación requiere el calentamiento del jugo por tratar para obtener mejores resultados, debido a lo cual se ha ce necesaria la instalación de un juego de calentadores operados con vapor de extracciones de los cuerpos del cuádruple efecto.

Disposición del vapor

Extracción del primer cuerpo calentará el jugo de 80°C a 102°C.

Extracción del segundo cuerpo calentará el jugo de 65°C a 80°C.

Extracción del tercer cuerpo calentará el jugo de 30°C a 65°C.

	Temperatura	Calor latente
Primer cuerpo	112°C = 234°F	531 kcal/kg.
Segundo cuerpo	94°C = 201°F	543 kcal/kg.
Tercer cuerpo	80°C = 176°F	551 kcal/kg.

Determinación de las cantidades de vapor necesarias

$$c = 1.000 - 0.006 B = 1.000 - 0.006 \times 14 = 0.916 \text{ kcal/kg-}^\circ\text{C}$$

$$P_1 = \frac{78\,700 \times 0.916}{531 \times 0.95} (102 - 80) = 3\,090 \text{ kg/hr.}$$

$$P_2 = \frac{78\,700 \times 0.916}{543 \times 0.95} (80 - 65) = 3\,060 \text{ kg/hr.}$$

$$P_3 = \frac{78\,700 \times 0.916}{551 \times 0.95} (65 - 30) = 4\,730 \text{ kg/hr.}$$

Nomenclatura utilizada en los cálculos

B = cantidad de jugo por calentar

Q = flujo de calor

- P = cantidad de vapor necesaria
- T = temperatura del vapor que calienta
- T_1 = diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo frío
- T_2 = diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo caliente
- t_1 = temperatura del jugo frío
- t_2 = temperatura del jugo caliente
- H = temperatura media logarítmica
- W = temperatura promedio del jugo
- t_w = temperatura en la pared del tubo
- a_t' = área de flujo por tubo
- a_t = área de flujo total
- G_t = masa velocidad del jugo
- u_n = viscosidad del jugo a n grados de temperatura
- Re = número de Reynolds
- J_h = factor para transferencia de calor
- K_n = conductividad térmica a n grados de temperatura
- c = calor específico del jugo
- h_i = coeficiente de transferencia de calor en el interior de los tubos
- h_{i0} = coeficiente de transferencia de calor del interior hacia el exterior de los tubos
- h_o = coeficiente de transferencia de calor en el exterior de los tubos
- μ = relación de viscosidades
- DI = diámetro interior de los tubos

- DE = diámetro exterior de los tubos
- U_1 = coeficiente de transferencia de calor sin considerar las incrustaciones
- U_d = coeficiente total de transferencia de calor usado para el diseño
- R_d = factor o coeficiente de incrustaciones
- A = superficie total del calentador
- s = superficie del tubo por unidad de longitud
- L = longitud de los tubos
- N = número de tubos
- n = número de pasos
- D = diámetro de la envolvente
- d = diámetro de los tubos

Cálculo del primer calentador

$$B = 78\,700 \text{ kg./hr} = 173\,000 \text{ lb./hr.}$$

$$c = 0.916 \text{ btu/lb-}^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 86^\circ\text{F} = 30^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 149^\circ\text{F} = 65^\circ\text{C}$$

$$Q = 173\,000 \times 0.916 (149 - 86) = 9\,950\,000 \text{ BTU/hr} = 2\,500\,000 \text{ kcal/hr}$$

$$P = 10\,400 \text{ lb/hr} = 4\,730 \text{ kg/hr}$$

$$T = 176^\circ\text{F} = 80^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 176 - 149 = 27^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 176 - 86 = 90^\circ\text{F}$$

$$H = \frac{90 - 27}{\ln(90/27)} = 52.50^\circ\text{F}$$

$$W = \frac{149 + 86}{2} = 118.5^{\circ}\text{F}$$

$$a_t' = 0.985 \text{ in}^2 = 6.3 \text{ cm}^2$$

$$a_t = \frac{0.985 \text{ N}}{144 \text{ n}} = \frac{185 \times 0.985}{144 \times 4} = 0.320 \text{ ft}^2 = 297 \text{ cm}^2$$

$$G_t = \frac{173 \ 000}{0.320} = 540 \ 000 \text{ lb/hr-ft}^2 = 2 \ 640 \ 000 \text{ kg/hr-m}^2$$

$$u_{118.5} = 2.42 \times 1.22 = 2.95 \text{ lb/ft-hr} = 0.0122 \text{ g/cm-seg}$$

$$DI = 1.12 \text{ in} = 0.0935 \text{ ft} = 2.88 \text{ cm.}$$

$$Re = \frac{540 \ 000 \times 0.0935}{2.95} = 17 \ 100$$

$$J_h = 60$$

$$K_{118.5} = 0.334 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-(}^{\circ}\text{F/ft)} = 0.497 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-(}^{\circ}\text{C/m)}$$

$$\left(\frac{c \ u}{K}\right)^{1/3} = \left(\frac{0.916 \times 2.95}{0.334}\right)^{1/3} = 2.01$$

$$\frac{h_i}{z} = J_h \left(\frac{K}{DI}\right) \left(\frac{c \ u}{K}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{z} = 60 \left(\frac{0.3340}{0.0935}\right) \times 2.01 = 432 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^{\circ}\text{F} = 2 \ 110 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^{\circ}\text{C}$$

$$\frac{DI}{DE} = \frac{1.12}{1.25} = 0.897$$

$$\frac{h_i}{z} = 432 \times 0.897 = 388 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^{\circ}\text{F} = 1 \ 890 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^{\circ}\text{C}$$

$$h_e = 1 \ 500 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^{\circ}\text{F} = 7 \ 330 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^{\circ}\text{C}$$

$$t_w = W + \frac{1 \ 500}{1 \ 500 + 388} (T - W)$$

$$t_w = 118.5 + 0.795 (176 - 118.5) = 164.2^{\circ}\text{F} = 73.3^{\circ}\text{C}$$

$$u_{164.2} = 2.42 \times 0.8 = 1.94 \text{ lb/ft-hr} = 0.008 \text{ g/cm-seg}$$

$$z = \left(\frac{2.95}{1.94}\right)^{0.14} = 1.060$$

$$h_{i1} = 1.060 \times 388 = 412 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^{\circ}\text{F} = 2 \ 010 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^{\circ}\text{C}$$

$$U_1 = \frac{1 \ 500 \times 412}{1 \ 500 + 412} = 324 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^{\circ}\text{F} = 1 \ 582 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^{\circ}\text{C}$$

$$s = 0.3271 \text{ ft}^2\text{/ft de longitud}$$

$$L = 20 \text{ ft} = 6.08 \text{ m}$$

$$d = 1.25 \text{ in} = 3.175 \text{ cm}$$

$$D = 27 \text{ in} = 68.5 \text{ cm}$$

$$N = 185 \text{ tubos}$$

$$n = 4 \text{ pasos}$$

$$A = 0.3271 \times 20 \times 185 = 1\,210 \text{ ft}^2 = 113 \text{ m}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{H A}$$

$$U_d = \frac{9\,950\,000}{52.5 \times 1\,210} = 156 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F} = 762 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$R_d = (U_1 - U_d)/U_1 \times U_d$$

$$R_d = \frac{324 - 156}{324 \times 156} = 0.00332 \text{ hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F/BTU} = 0.00068 \text{ hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C/kcal}$$

El factor o coeficiente de incrustaciones para este tipo de calentadores se consideró de $0.0032 \text{ hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F/BTU}$ para un funcionamiento eficiente de los mismos, por lo cual el resultante de los cálculos anteriores se encuentra dentro de los márgenes de seguridad para garantizar la serviabilidad del calentador.

Debido a las consideraciones anteriores se instalará un calentador de un mil doscientos diez pies cuadrados de superficie con ciento-ochenta y cinco tubos 16 BWG de una pulgada y un cuarto de diámetro por veinte pies de longitud montados en paso triangular de una pulgada y nueve-dieciseis. La envolvente será de veintidós pulgada de diámetro.

Cálculo del segundo calentador

Los cálculos que se omiten tienen el mismo valor que el con
siderado en el primer calentador.

$$t_1 = 149^{\circ}\text{F} = 65^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 176^{\circ}\text{F} = 80^{\circ}\text{C}$$

$$Q = 173\,000 \times 0.916 (176 - 149) = 4\,300\,000 \text{ BTU/hr} = 1\,082\,000 \text{ kcal/hr}$$

$$P = 4\,530 \text{ lb/hr} = 2\,060 \text{ kg/hr}$$

$$T = 201^{\circ}\text{F} = 94^{\circ}\text{C}$$

$$T_1 = 201 - 176 = 25^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 201 - 149 = 52^{\circ}\text{F}$$

$$H = \frac{52 - 25}{\ln(52/25)} = 37^{\circ}\text{F}$$

$$W = \frac{176 + 149}{2} = 167.5^{\circ}\text{F}$$

$$a_t = \frac{125 \times 0.985}{144 \times 2} = 0.418 \text{ ft}^2 = 389 \text{ cm}^2$$

$$G_t = \frac{173\,000}{0.418} = 413\,000 \text{ lb/hr-ft}^2 = 2\,020\,000 \text{ kg/hr-m}^2$$

$$u_{167.5} = 2.42 \times 0.78 = 1.89 \text{ lb/ft-hr} = 0.0078 \text{ g/cm-seg}$$

$$\text{Re} = \frac{413\,000 \times 0.0935}{1.89} = 20\,400$$

$$J_h = 69$$

$$K_{167.5} = 0.354 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-(}^{\circ}\text{F/ft)} = 0.528 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-(}^{\circ}\text{C/m)}$$

$$\left(\frac{c u}{K}\right)^{1/3} = \left(\frac{0.916 \times 1.89}{0.354}\right)^{1/3} = 1.70$$

$$\frac{h_i}{z} = 69 \left(\frac{0.3540}{0.0995}\right) \times 1.70 = 445 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^{\circ}\text{F} = 2\,170 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^{\circ}\text{C}$$

$$\frac{h_{ic}}{z} = 445 \times 0.897 = 400 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{C} = 1\,950 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$t_w = 167.5 + \frac{1\,500}{1\,500 \downarrow 400} (201 - 167.5) = 194^\circ\text{F} = 90^\circ\text{C}$$

$$u_{194} = 2.42 \times 0.62 = 1.50 \text{ lb/ft-hr} = 0.0062 \text{ g/cm-seg}$$

$$z = \frac{(1.89)^{0.14}}{1.50} = 1.033$$

$$h_{ic} = 1.033 \times 400 = 413 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F} = 2\,015 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$U_1 = \frac{1\,500 \times 413}{1\,500 \uparrow 413} = 324 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F} = 1\,582 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$D = 23 \text{ in} = 58.4 \text{ cm}$$

$$N = 125 \text{ tubos}$$

$$n = 2 \text{ pasos}$$

$$A = 0.3271 \times 20 \times 125 = 820 \text{ ft}^2 = 74 \text{ m}^2$$

$$U_d = \frac{4\,300\,000}{37 \times 820} = 142 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F} = 693 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$R_d = \frac{324 - 142}{324 \times 142} = 0.00396 \text{ hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F/BTU} = 0.00081 \text{ hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C/kcal}$$

Se instalará un calentador de 820 ft² con 125 tubos 16 BWG - de 1-1/4" por 20 pies de longitud montados en paso triangular.

Cálculo del tercer calentador

Los cálculos que se omiten tienen el mismo valor considerado en el primero y segundo calentadores.

$$t_1 = 176^\circ\text{F} = 80^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 215^\circ\text{F} = 102^\circ\text{C}$$

$$Q = 173\,000 \times 0.916 (215 - 176) = 6\,200\,000 \text{ BTU/hr} = 1\,560\,000$$

kcal/hr

$$P = 6\,800 \text{ lb/hr} = 3\,090 \text{ kg/hr}$$

$$T = 234^\circ\text{F} = 112^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 234 - 215 = 19^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 234 - 176 = 58^\circ\text{F}$$

$$H = \frac{58 - 19}{\ln(58/19)} = 35^\circ\text{F}$$

$$W = \frac{215 + 176}{2} = 195.5^\circ\text{F}$$

$$a_t = \frac{155 \times 0.985}{144 \times 4} = 0.266 \text{ ft}^2 = 238 \text{ cm}^2$$

$$G_t = \frac{173\,000}{0.266} = 650\,000 \text{ lb/hr-ft}^2 = 3\,170\,000 \text{ kg/hr-m}^2$$

$$u_{195.5} = 2.42 \times 0.62 = 1.50 \text{ lb/ft-hr} = 0.0062 \text{ g/cm-sec}$$

$$Re = \frac{650\,000 \times 0.0935}{1.50} = 40\,500$$

$$J_h = 134$$

$$K_{195.5} = 0.367 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F/ft} = 0.548 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C/m}$$

$$\left(\frac{c \cdot u}{K}\right)^{1/3} = \left(\frac{0.916 \times 1.50}{0.367}\right)^{1/3} = 1.553$$

$$\frac{h_1}{z} = 134 \left(\frac{0.3670}{0.0935}\right) \times 1.553 = 817 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F} = 3\,985 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$\frac{h_{1c}}{z} = 817 \times 0.897 = 730 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F} = 3\,500 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$t_w = 195.5 + \frac{1\,500}{1\,500 + 730} (234 - 195.5) = 221.5^\circ\text{F}$$

$$u_{221.5} = 2.42 \times 0.48 = 1.16 \text{ lb/ft-hr} = 0.0048 \text{ g/cm-sec}$$

$$z = \left(\frac{1.50}{1.16}\right)^{0.14} = 1.0367$$

$$h_{ie} = 1.0367 \times 730 = 755 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F} = 3\ 690 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$U_l = \frac{1\ 500 \times 755}{1\ 500 + 755} = 502 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F} = 2\ 450 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$D = 25 \text{ in} = 63.5 \text{ cm}$$

$$N = 155 \text{ tubos}$$

$$n = 4 \text{ pasos}$$

$$A = 0.3271 \times 20 \times 155 = 1\ 020 \text{ ft}^2 = 95 \text{ m}^2$$

$$U_d = \frac{6\ 200\ 000}{35 \times 1\ 020} = 174 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F} = 850 \text{ kcal/hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C}$$

$$R_d = \frac{502 - 176}{502 \times 176} = 0.00375 \text{ hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F/BTU} = 0.000768 \text{ hr-m}^2\text{-}^\circ\text{C/kcal}$$

Se instalará un calentador de 1 020 ft² con 155 tubos 16 BWC de 1-1/4" por 20 pies de longitud montados en paso triangular.

Fierro estructural para el primer calentador

Placa de	1"	9 m ²	1 845 kg.	\$ 4 520.25
Placa de	5/8"	4 m ²	512 Kg.	\$ 1 254.40
Placa de	3/8"	20 m ²	1 540 kg.	\$ 3 771.00
Placa de	1/4"	7 m ²	360 kg.	\$ 882.00
Vigueta de	8"	10 m.l.	<u>272 kg.</u>	<u>\$ 670.00</u>
Total			5 529 kg.	\$ 11 000.05

Fierro estructural para el segundo calentador

Placa de	1"	4 m ²	820 kg.	\$ 2 009.00
Placa de	5/8"	2 m ²	256 kg.	\$ 627.20

Placa de	3/8"	10 m ²	768 kg.	\$ 1 881.60
Placa de	1/4"	4 m ²	205 kg.	\$ 502.25
Vigueta de	8"	5 m.l.	<u>136 kg.</u>	<u>\$ 435.20</u>
Total			2 185 kg.	\$ 5 455.25

Fierro estructural para el tercer calentador

Placa de	1"	7 m ²	1 440 kg.	\$ 3 528.00
Placa de	5/8"	3 m ²	384 kg.	\$ 940.80
Placa de	3/8"	19 m ²	1 450 kg.	\$ 3 552.50
Placa de	1/4"	6 m ²	308 kg.	\$ 754.60
Vigueta de	8"	9 m.l.	<u>244 kg.</u>	<u>\$ 780.80</u>
Total			3 826 kg.	\$ 9 556.70

Total del fierro estructural para los tres calentadores \$ 26 312.00

Peso total del fierro estructural = 11 540 kg.

Soldadura	11 540 x \$ 10.70 x 0.05	\$ 6 173.90
Mano de obra	11 540 x \$ 1.20	\$ 13 848.00
Tubos 16 BWG de 1-1/4" x 20 ft	465 x \$ 148.00	\$ 68 820.00
Barrenos de 1-5/32"	465 x 2 x \$ 3.00	<u>\$ 2 790.00</u>
Total		\$ 91 631.90
Costo total de los tres calentadores		\$117 943.90

Fierro estructural necesario para la construcción de la estructura que soportará los calentadores y los cuerpos del múltiple efecto del departamento de evaporación.

Vigueta de	15"	89 m.l.	8 010 kg.	\$ 25 632.00
Canal de	12"	241 m.l.	7 392 kg.	\$ 23 654.40
Placa de	1/2"	74 m ²	<u>7 560 kg.</u>	<u>\$ 18 522.00</u>
Total			22 962 kg.	\$ 67 808.00
Soldadura	22 962 x	\$ 10.70 x	0.05	\$ 12 283.60
Mano de obra	22 962 x	\$ 1.20		<u>\$ 27 554.40</u>
Total				\$ 39 838.00
Total de la estructura				\$ 107 646.40
Total del departamento de calentamiento				<u>\$ 225 590.30</u>
TOTAL ADOPTADO				\$ 226 000.00

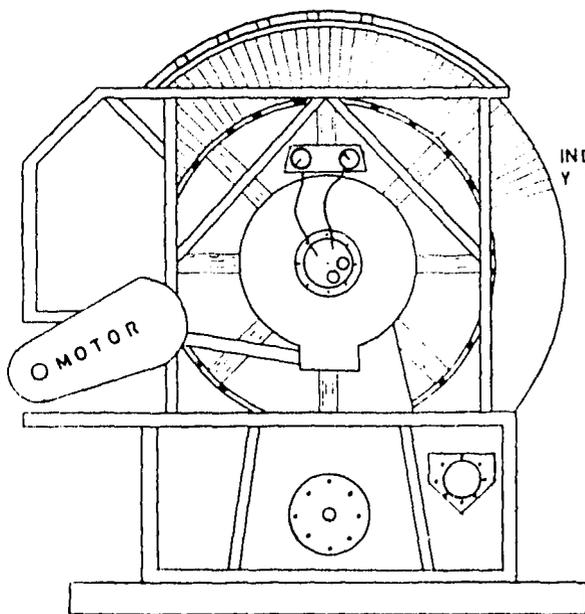
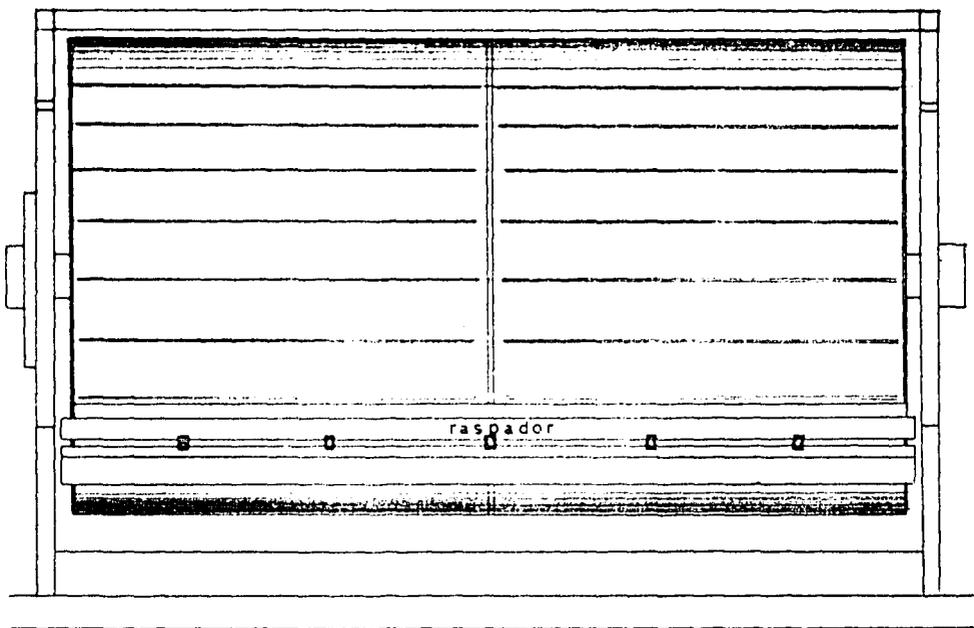
FILTRACION

A continuación del departamento de clarificación los jugos - claros son enviados directamente a los evaporadores del múltiple efecto, - mientras que la cachaza se envía al departamento de filtración para sepa - rar el jugo que aún contiene de las sales insolubles y el bagacillo fino que - se arrastró. Para lograr una buena filtración es necesario llevar a cabo - esta operación a ochenta grados de temperatura si es posible, ya que con - esto se aumenta la filtrabilidad de los jugos al descender su viscosidad.

Existen en el mercado diversos tipos de filtros, pero hay - una marcada tendencia universal hacia el filtro rotatorio al vacío OLIVER - que es el que se usará en la presente instalación.

Consiste el filtro OLIVER en un tambor cilíndrico horizontal que gira alrededor de un eje central, y una sección del cual se encuentra su mergida en el líquido por filtrar. La periferia del tambor rotatorio es la - que se utiliza como superficie filtrante y la cual se encuen tra dividida en - 24 sectores circulares del 15° cada uno y comunicados por medio de un tu - bo a la central de vacío al través de un distribuidor situado en uno de los - extremos del eje y que tiene tres departamentos diferentes: que son los si - guientes:

1. En comunicación con la atmósfera
2. En comunicación con un vacío moderado
3. En comunicación con un alto vacío



INDICADORES DE ALTO
Y BAJO VACIO.

FILTRO
ROTATORIO

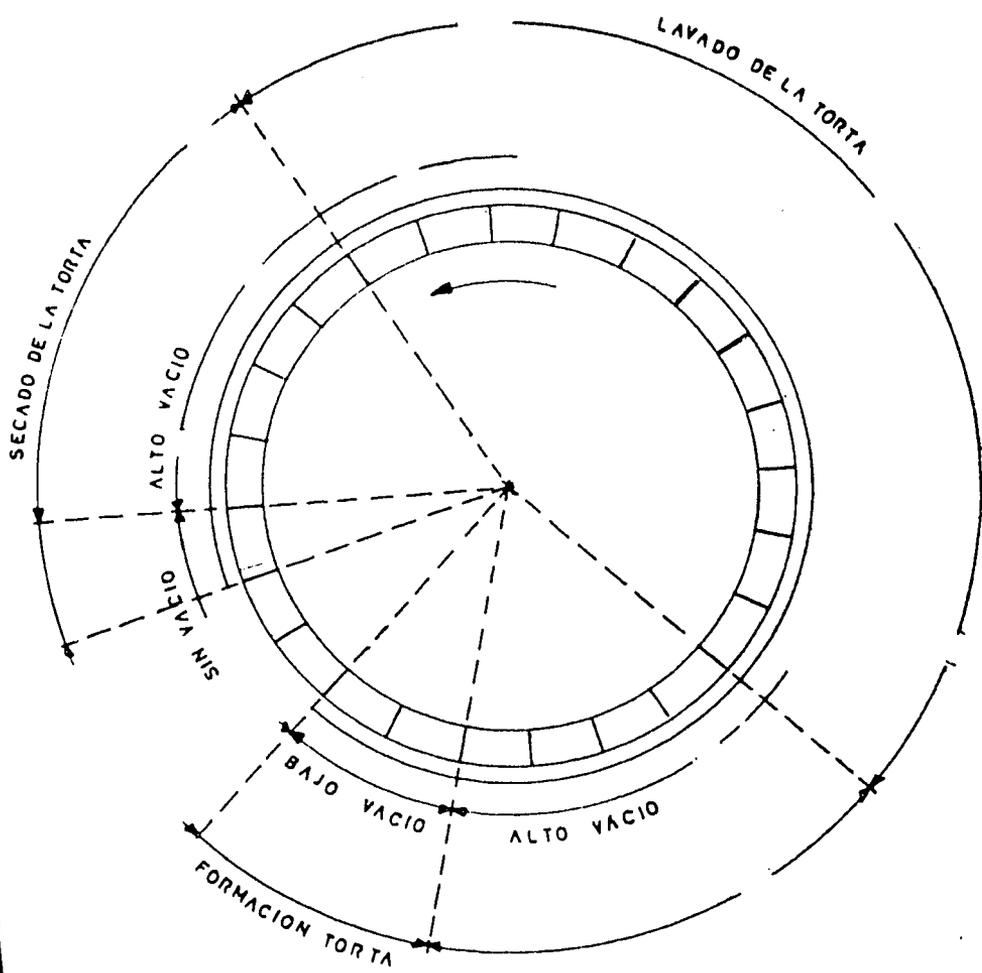


DIAGRAMA DE FUNCIONAMIENTO DEL FILTRO

La primera sección que se pone en contacto con el jugo es la de bajo vacío que aspira el líquido al través de los pequeños orificios de la tela filtrante, los cuales se empiezan a tapar debido a el bagacillo y a las materias en suspensión por lo cual este primer filtrado es imperfecto y se le llama filtrado turbio depositándose en un recipiente especial. Continúa girando el filtro y entra en función el alto vacío que aspira mayor cantidad de líquido y que tiene mayor volumen filtrante debido a la torta formada anteriormente, por lo cual el filtrado obtenido es más puro que el anterior.

En la siguiente sección y ya fuera del líquido viene el lavado de la torta de cachaza mediante aspersores, iniciándose a continuación el secado de la misma por aspiración del agua de aspersión y recogándose por último la torta por medio de un raspador especial de hule que barre la superficie filtrante conduciendo la torta a un transportador de gusano.

El filtro está constituido además de lo descrito por una pequeña bomba de vacío que modifica el mismo por medio de dos reguladores de membrana; la bomba se acciona por motor eléctrico. Según las necesidades de fabricación de la presente instalación será necesario un filtro OLIVER de dieciséis pies de largo por ocho pies de diámetro con una superficie filtrante de tres mil setecientos cuarenta decímetros cuadrados.

EVAPORACION

En las operaciones efectuadas con anterioridad a la evaporación se obtuvo un jugo claro que no es sino azúcar disuelta junto con ciertas impurezas.

La concentración de dicho jugo se efectuará en dos pasos los cuales se llevan a cabo en dos departamentos contiguos, el primero de los cuales es el departamento de evaporación seguido por el departamento de cocimientos o tachos. En el departamento de evaporación se lleva a cabo una concentración limitada de jugo claro hasta un brix de 68°, continuándose en el departamento de cocimientos. El producto obtenido a el final de la evaporación recibe el nombre de meladura.

Bases que se tomaron en cuenta para proyectar el departamento de evaporación:

Cuatro efectos o cuerpos de evaporación.

Circulación del primero al último cuerpo en paralelo.

Extracción de condensados: En el primer cuerpo utilizando una trampa de vapor, en los cuerpos subsiguientes por medio de vasos de expansión aprovechando la auto-evaporación.

Aguas de condensación; las del primer cuerpo a calderas, las del segundo a faltantes y las de los restantes a el tanque de agua caliente.

Alimentación de jugo: de fondo a fondo de los cuerpos por medio de circulación chapman o tipo embudo.

Antecedentes

Molienda por hora	66.7 ton.
Peso del jugo mezclado	1 180.0 Kg. /T. C.
Brix del jugo mezclado	11.5°
Brix de la meladura	68.0°

Vapor de escape para calentar el primer cuerpo	2.436 kg. /cm ²
Temperatura del vapor de escape	126.0°C
Extracción de vapor del primer cuerpo	3 090.0 kg. /hr.
Extracción de vapor del segundo cuerpo	2 060.0 kg. /hr.
Extracción de vapor del tercer cuerpo	4 730.0 kg. /hr.

Las presiones absolutas se consideran tomando en cuenta la presión atmosférica al nivel del mar, ya que los terrenos en los cuales se piensa construir la fábrica se encuentran a una altura de seis metros sobre el nivel del mar, lo cual introduce una variación despreciable en los valores de las condiciones estándar.

Caídas de presión establecidas.

Vapor de escape	2.436 kg. /cm ²
Primer cuerpo	1.560 kg. /cm ²
Segundo cuerpo	0.830 kg. /cm ²
Tercer cuerpo	0.480 kg. /cm ²
Cuarto cuerpo	0.160 kg. /cm ²

Las elevaciones del punto de ebullición de las soluciones azucaradas (E. P. E.) se obtuvieron en las tablas 58 y 59 del manual azucarero de E. HUGOT.

	PRESION	TEMPERATURA	E. P. E.
Primer cuerpo	1.560 kg. /cm ²	112°C	1.5°C
Segundo cuerpo	0.830 kg. /cm ²	94°C	2.1°C
Tercer cuerpo	0.480 kg. /cm ²	80°C	3.0°C

Cuarto cuerpo 0.160 kg./cm² 55°C 7.0°C

De los datos anteriores se puede deducir la siguiente tabla:

	VAPOR	E. P. E.	JUGO	CAIDA
Primer cuerpo	112°C	1.5°C	113.5°C	12.5°C
Segundo cuerpo	94°C	2.1°C	96.1°C	15.9°C
Tercer cuerpo	80°C	3.0°C	83.0°C	11.0°C
Cuarto cuerpo	55°C	7.0°C	62.0°C	18.0°C
Caída de temperatura total				57.4°C

E = evaporación total

$$E = 66.7 \times 1\ 180 \times \left(1 - \frac{11.5}{68.0}\right) = 65\ 500 \text{ kg./hr}$$

Balace de calor en el múltiple efecto.

P = cantidad de vapor de escape que entra a la calandria del primer cuerpo del múltiple efecto.

$$P = 23\ 600 \text{ kg./hr (supuesto)}$$

Primer cuerpo:

kcal/hr.

Vapor	23 600 x 521	= 12 300 000 -
Jugo	78 700 (113.5 - 96.1) x 0.916	= 947 000 -
Vapor al tercer calentador		= 1 560 000 -
Total		= 9 793 000 -

$$\text{Evaporación} = \frac{9\ 793\ 000}{531} = 18\ 300 \text{ kg./hr}$$

Segundo cuerpo:

$$\text{Calor del primer vapor} = 9\ 793\ 000 -$$

Flash del jugo	60 400 (113.5 - 96.1) x 0.910	= 9 793 000 -
Vapor al segundo calentador		= 1 082 000 -
Total		= 9 667 000 -

$$\text{Evaporación} = \frac{9\,667\,000}{543} = 17\,700 \text{ kg./hr.}$$

Tercer cuerpo:

Calor del segundo vapor		= 9 667 000 -
Flash del jugo	42 700 (96.1 - 83.0) x 0.880	= 474 000 -
Flash en tanque de expansión (18 300 - 3 090) (112 - 94)		= 264 000 -
Vapor al primer calentador		= 2 500 000 -
Total		= 7 915 000 -

$$\text{Evaporación} = \frac{7\,915\,000}{551} = 14\,100 \text{ kg./hr}$$

Cuarto cuerpo:

Calor del tercer vapor		= 7 915 000 -
Flash del jugo	28 600 (83.0 - 62.0) x 0.820	= 492 000 -
Flash en tanque de expansión 30 850 (94 - 80)		= 431 000 -
Total		= 8 838 000 -

$$\text{Evaporación} = \frac{8\,838\,000}{566} = 15\,400 \text{ kg./hr}$$

$$E = 18\,300 - 17\,700 - 14\,100 - 15\,400 = 65\,500 \text{ kg./hr.}$$

Cálculo de las concentraciones o brix promedio.

$$B_n = B_0 \frac{C}{C - (\text{suma } q_{n-1}) - q_n}$$

B_n = brix a la salida del cuerpo n .

B_0 = brix del jugo antes de entrar al primer cuerpo.

q_n = evaporación del cuerpo n

$$B_1 = \frac{11.5 \times 78\ 700}{78\ 700 - 18\ 300} = 15.00$$

$$\bar{B}_1 = \frac{11.50 + 15.00}{2} = 13.25$$

$$B_2 = \frac{11.5 \times 78\ 700}{60\ 400 - 17\ 700} = 21.20$$

$$\bar{B}_2 = \frac{15.00 + 21.20}{2} = 18.10$$

$$B_3 = \frac{11.5 \times 78\ 700}{42\ 700 - 14\ 100} = 31.60$$

$$\bar{B}_3 = \frac{21.20 + 31.60}{2} = 26.40$$

$$B_4 = \frac{11.5 \times 78\ 700}{28\ 600 - 15\ 400} = 68.00$$

$$\bar{B}_4 = \frac{31.60 + 68.00}{2} = 49.80$$

Cálculo de los coeficientes de evaporación específicos.

$$C_n = 0.0007 (100 - \bar{B}_n) (T_v - 54)$$

C_n = coeficiente de evaporación específico.

T_v = temperatura del vapor que calienta la calandria.

$$C_1 = 0.0007 (100 - 13.25) (126 - 54) = 4.370 \text{ kg./cm}^2\text{-hr-}^\circ\text{C}$$

$$C_2 = 0.0007 (100 - 18.10) (112 - 54) = 3.325 \quad "$$

$$C_3 = 0.0007 (100 - 26.40) (94 - 54) = 2.060 \quad "$$

$$C_4 = 0.0007 (100 - 49.80) (80 - 54) = 0.913 \quad "$$

Primer cálculo de las superficies de calentamiento.

$$S_n = \frac{Q}{C_n \times \text{calda real}}$$

$$S_1 = \frac{18\ 300}{12.50 \times 4.370} = 335 \text{ m}^2$$

$$S_2 = \frac{17\ 700}{15.90 \times 3.325} = 335 \text{ m}^2$$

$$S_3 = \frac{14\ 100}{11.00 \times 2.060} = 622\ m^2$$

$$S_4 = \frac{15\ 400}{18.00 \times 0.913} = 937\ m^2$$

Cálculo de las capacidades de evaporación.

$$t_1 = \frac{18\ 300}{4.370} = 4\ 190$$

$$t_2 = \frac{17\ 700}{3.325} = 5\ 320$$

$$t_3 = \frac{14\ 100}{2.060} = 6\ 850$$

$$t_4 = \frac{15\ 400}{0.913} = 16\ 880$$

Cálculo de los coeficientes de recurrencia.

$$r_4 = \left(\frac{t_3}{2\ t_4} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$r_4 = \left(\frac{6\ 850}{2 \times 16\ 880} \right)^{\frac{1}{2}} = 0.450$$

$$r_3 = \frac{(1 + 1/r_4)^{\frac{1}{2}}\ t_2^{\frac{1}{2}}}{(2\ t_3 + 2\ t_4 r_4)^{\frac{1}{2}}}$$

$$r_3 = \frac{(1 + 1/0.450)^{\frac{1}{2}}\ 5\ 320^{\frac{1}{2}}}{(2\ 6\ 850 + 2 \times 16\ 880 \times 0.450)^{\frac{1}{2}}} = 0.770$$

$$r_2 = (1 + 1/r_3 + 1/r_3 r_4)^{\frac{1}{2}}\ t_1^{\frac{1}{2}} \times (t_2 + t_3 r_3 + t_4 r_4 r_3)^{-\frac{1}{2}}\ 2^{-\frac{1}{2}}$$

$$r_2 = (2 + 1.30 + 2.89)^{\frac{1}{2}}\ 4\ 190^{\frac{1}{2}} \times (5\ 320 + 5\ 270 + 5\ 850)^{-\frac{1}{2}}\ 2^{-\frac{1}{2}}$$

$$r_2 = 0.812$$

$$r_1 = 1 + \frac{1}{0.812} + \frac{1}{0.812 \times 0.770} + \frac{1}{0.812 \times 0.770 \times 0.450}$$

$$r_1 = 7.380$$

Cálculo de las nuevas caídas de temperatura.

Caída total de temperatura = 57.400 °C

L_n = caída de temperaturas en el cuerpo n .

$$L_1 = \frac{57.400}{7.380} = 7.770 \text{ °C}$$

$$L_2 = \frac{7.770}{0.812} = 9.570 \text{ °C}$$

$$L_3 = \frac{9.570}{0.770} = 12.430 \text{ °C}$$

$$L_4 = \frac{12.430}{0.450} = 27.630 \text{ °C}$$

Corrección de las caídas de temperatura.

$$L_1 = 7.770 + 0.300 = 8.070 \text{ °C}$$

$$L_2 = 9.570 + 0.200 = 9.770 \text{ °C}$$

$$L_3 = 12.430 - 0.000 = 12.430 \text{ °C}$$

$$L_4 = 27.630 - 0.500 = 27.130 \text{ °C}$$

Debido a la gran diferencia que existe entre estas nuevas caídas de temperatura y las anotadas en el principio de los cálculos, se hace necesario reconsiderar las temperaturas del vapor y del jugo.

	VAPOR	E. P. E.	JUGO	NUEVA CAIDA
Vapor de escape	126.00			
Primer cuerpo	116.43	1.50	117.93	8.07
Segundo cuerpo	104.56	2.10	106.66	9.77
Tercer cuerpo	89.13	3.00	92.13	12.43

Cuarto cuerpo	55.00	7.00	62.00	27.13
---------------	-------	------	-------	-------

Segundo balance de calor en el múltiple efecto.

P = 24 100 kg./hr (supuesto)

Primer cuerpo:

		kcal/hr.
Vapor de escape	24 100 x 521	= 12 550 000 -
Jugo diluído	78 700 (117.93 - 102.00) x 0.916	= 1 150 000 -
Vapor al tercer calentador		= 1 560 000 -
Total		= 9 840 000 -

Evaporación = $\frac{9\ 840\ 000}{528}$ = 18 600 kg./hr

Segundo cuerpo:

Calor del primer vapor		= 9 840 000 -
Flash del jugo	60 100 (117.93 - 106.66) x 0.910	= 615 000 -
Vapor al segundo calentador		= 1 082 000 -
Total		= 9 373 000 -

Evaporación = $\frac{9\ 373\ 000}{536}$ = 17 500 kg./hr

Tercer cuerpo:

Calor del segundo vapor		= 9 373 000 -
Flash del jugo	42 600 (106.66 - 92.13) x 0.880	= 544 000 -
Flash en tanque exp.	(18 600 - 3 160) (116.43 - 104.56)	= 184 000 -
Vapor al primer calentador		= 2 500 000 -
Total		= 7 601 000 -

$$\text{Evaporación} = \frac{7\,601\,000}{545} = 13\,900 \text{ kg./hr}$$

Cuarto cuerpo:

Calor del tercer vapor		= 7 601 000 -
Flash del jugo	28 000 (92.13 - 62.00) x 0.820	= 708 000 -
Flash en tanque de expansión	30 815 (104.56 - 89.13)	= 474 000 -
Total		= 8 785 000 -

$$\text{Evaporación} = \frac{8\,785\,000}{566} = 15\,500 \text{ kg./hr}$$

Cálculo de las concentraciones o brix promedio.

$$B_1 = \frac{11.5 \times 78\,700}{78\,700 - 18\,600} = 15.10 \quad \bar{B}_1 = \frac{11.50 + 15.10}{2} = 13.30$$

$$B_2 = \frac{11.5 \times 78\,700}{60\,100 - 17\,500} = 21.20 \quad \bar{B}_2 = \frac{15.10 + 21.20}{2} = 18.15$$

$$B_3 = \frac{11.5 \times 78\,700}{42\,600 - 13\,900} = 31.50 \quad \bar{B}_3 = \frac{21.20 + 31.50}{2} = 26.35$$

$$B_4 = \frac{11.5 \times 78\,700}{28\,700 - 15\,500} = 68.00 \quad \bar{B}_4 = \frac{31.50 + 68.00}{2} = 49.75$$

Cálculo de los coeficientes de evaporación específicos.

$$C_1 = 0.0007 (100 - 13.30) (126 - 54) = 4.370 \text{ kg./m}^2\text{-hr-}^\circ\text{C}$$

$$C_2 = 0.0007 (100 - 26.35) (104.56 - 54) = 3.580 \text{ kg./m}^2\text{-hr-}^\circ\text{C}$$

$$C_3 = 0.0007 (100 - 26.35) (104.56 - 54) = 2.610 \text{ kg./m}^2\text{-hr-}^\circ\text{C}$$

$$C_4 = 0.0007 (100 - 49.75) (89.13 - 54) = 1.235 \text{ kg./m}^2\text{-hr-}^\circ\text{C}$$

Segundo cálculo de las superficies de calentamiento.

$$S_1 = \frac{18\,600}{8.07 \times 4.370} = 527 \text{ m}^2.$$

$$S_2 = \frac{17\ 500}{9.77 \times 3.580} = 502\ m^2.$$

$$S_3 = \frac{13\ 900}{12.43 \times 2.610} = 428\ m^2.$$

$$S_4 = \frac{15\ 500}{27.13 \times 1.235} = 463\ m^2.$$

Por concepto de seguridad se adoptara como superficie para cada uno de los cuerpos la de quinceenta sesenta metros cuadrados tomando en consideración el problema de la temperatura.

Resumen del cuadruple efecto.

	PRIMERO	SEGUNDO	TERCERO	CUARTO
Presión en calandria kg./cm ² abs.	2,436	1,798	1,214	0,692
Temp. del vapor en calandria °C	126,00	116,43	104,56	89,13
Temp. del jugo °C	117,93	106,66	92,13	62,00
Presión del vapor kg./cm ² abs.	1,798	1,214	0,692	0,160
Calor latente kcal/kg.	528	536	545	566
Entrada de jugo kg./hr	78 700	60 100	42 600	28 700
Salida de jugo kg./hr.	60 100	42 600	28 700	13 200
Evaporación	18 600	17 500	13 900	15 500

Hierro estructural necesario para los cuatro cuerpos.

Placa de	1"	100 m ²	22 000 kg.	\$ 53 900,00
Placa de	3/4"	340 m ²	54 500 kg.	\$ 133 525,00
Placa de	1/2"	180 m ²	18 250 kg.	\$ 44 712,50
Placa de	3/8"	70 m ²	5 380 kg.	\$ 13 181,00

Placa de	1/4"	29 m ²	1 495 kg.	\$ 3 662.75
Total			101 625 kg.	\$ 248 981.25
Soldadura		101 625 x \$ 10.70 x 0.05		\$ 54 369.40
Mano de obra		101 625 x \$ 1.20		\$ 121 950.00
Barreros de 1"-13/32		\$ 3.00 x 2 x 9 478		\$ 56 868.00
Equipo manual				\$ 200 000.00
Total				\$ 433 187.40

Calculo del número de tubos en cada cuerpo.

Se instalarán tubos de 1 1/8" de diámetro cortados de fluxos de veinte pies de longitud en la siguiente forma:

Primer cuerpo	tubos de 1"-3/8" x 9'-4" = 0,035 m x 2,85 m
Segundo cuerpo	tubos de 1"-3/8" x 8'-4" = 0,035 m x 2,54 m
Tercer cuerpo	tubos de 1"-3/8" x 7'-4" = 0,035 m x 2,23 m
Cuarto cuerpo	tubos de 1"-3/8" x 5'-4" = 0,035 m x 1,74 m

	SUPERFICIE POR TUBO	NUMERO DE TUBOS
Primer cuerpo	3,1416 x 0,035 x 2,75 = 0,3024 m ²	1 850
Segundo cuerpo	3,1416 x 0,035 x 2,44 = 0,2684 m ²	2 124
Tercer cuerpo	3,1416 x 0,035 x 2,13 = 0,2343 m ²	2 394
Cuarto cuerpo	3,1416 x 0,035 x 1,64 = 0,1803 m ²	3 110

Tomando en consideracion que se cuenta con fluxos de veinte pies de longitud de los cuales se cortarán los tubos para los distintos cuerpos, serán necesarios tres mil ochocientos cincuenta y cinco fluxos.

Fluxes	3 855 x \$ 155.00	\$ 597 525.00
Costo total del cuádruple efecto		\$ 1 279 693.65
Costo total adoptado sin instalar LAB planta		\$ 1 280 000.00

COCIMIENTOS

Es el departamento de cocimientos aquel en el cual se concentra la meladura hasta obtener las masas cocidas. En el presente caso se -- utilizara el sistema de dos templeas en los cocimientos, o sea primera masa cocida (P.M.C.) y segunda masa cocida (S.M.C.), operando en la siguiente forma:

Una primera masa cocida constituida por un pie de templea de meladura con retorno de primeras mieles (P.M.); una segunda masa cocida formada por un pie de templea de meladura y segundas mieles (S.M.), llegando hasta un agotamiento de miel final con pureza aparente de cuarenta.

Calculos.

Meladura.	P.M.C.	pureza aparente	= 82
Primera masa cocida.	P.M.C.	" "	= 75
Segunda masa cocida.	S.M.C.	" "	= 60
Primera miel.	P. M.	" "	= 62
Segunda miel.	S. M.	" "	= 55
Miel final.	M.F.	" "	= 40
Primer azúcar.	P. A.	" "	= 97
Segundo azúcar.	S. A.	" "	= 94

Primera templa.

$$(75 - 62) / (82 - 62) = 65 \% \text{ de M.}$$

$$35.0 \% \text{ de P.M.}$$

$$\frac{75 - 55}{97 - 55} \times 100 = 47.6 \% \text{ de P.A.}$$

$$100 - (47.6 - 35.0) = 17.4\% \text{ de S.M.}$$

Segunda templa.

$$\frac{60 - 55}{82 - 55} \times 100 = 18.5 \% \text{ de M.}$$

$$81.5\% \text{ de S.M.}$$

$$\frac{60 - 40}{94 - 40} \times 100 = 37.0 \% \text{ de S. A.}$$

$$63.0 \% \text{ de M.F.}$$

$$\text{Meladura requerida para S.M.C.} = (117.4 \times 18.5) / 81.5 = 3.95$$

$$\text{S.M.C. producida} = 3.95 / 0.185 = 21.3$$

$$\frac{100 - 21.30}{65 - 3.95} = 1.76 \text{ partes de M.C. / parte de M.}$$

$$\text{Cantidad de meladura} = (78\ 700 - 65\ 500) (68/96) = 9350 \text{ kg./hr}$$

$$\text{Producción de M.C.} = 1.76 \times 9\ 350 = 16\ 456 \text{ kg./hr}$$

$$\text{P.M.C.} = 13\ 576 \text{ kg./hr} = 9\ 367 \text{ lt/hr} = 331 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$\text{S.M.C.} = 2\ 880 \text{ kg./hr} = 1\ 959 \text{ lt/hr} = 70 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$\text{P.M.} = 4\ 759 \text{ kg./hr}$$

$$\text{S.M.} = 2\ 347 \text{ kg./hr}$$

$$\text{M.F.} = 1\ 815 \text{ kg./hr}$$

$$\text{P.A.} = 6\ 470 \text{ kg./hr}$$

S. A. = 1 065 kg./hr

Cantidad de meladura para P.M.C. = 8 817 kg./hr

Cantidad de meladura para S.M.C. = 533 kg./hr

Tiempo promedio de cocimiento para primera templa = 6 hrs.

Tiempo promedio de cocimiento para segunda templa = 13 hrs.

Volumen de tachos para primera templa = 1 986 ft³ = 56 204 lts.

Volumen de tachos para segunda templa = 910 ft³ = 25 753 lts.

Tomando en consideración lo anterior se instalarán para primera templa dos tachos de mil cien pies cúbicos cada uno (treinta y un mil - ciento cincuenta y dos litros), y para segunda templa un tacho de mil cien - pies cúbicos.

Relación superficie entre volumen para P.M.C. = 6 m²/m³

Relación superficie entre volumen para S.M.C. = 5 m²/m³

Superficie por tacho para P.M.C. = 6 x 31.152 = 187 m²

Superficie por tacho para S.M.C. = 5 x 31.152 = 156 m²

Tubos de 4" x 3'-10" = 0.1016 m. x 1.1668 m.

Superficie por tubo = 3.1416 x 0.1016 x 1.0668 = 0.3405 m²

Número total de tubos para tachos de P.M.C. = (187 x 2)/0.3405 = 1 100

Número total de tubos para tachos de S.M.C. = 156/0.3405 = 460 tubos

Los tubos para las calandrias de los tachos se cortarán de -- fluxes de diez pies de longitud por lo que serán necesarios setecientos ochen ta fluxes para cortar los tubos de tres pies y diez pulgadas de longitud.

Fierro estructural necesario para los tachos.

Vigueta de	6"	3 m.l.	56 kg.	\$ 179.10
Placa de	1"	84 m ²	17 220 kg.	\$ 42 189.00
Placa de	5/8"	321 m ²	41 088 kg.	\$ 100 665.60
Placa de	3/8"	120 m ²	9 204 kg.	\$ 22 549.80
Angular de	3" x 1/4"	23 m.l.	168 kg.	\$ 416.70
Solera de	3" x 1/2"	20 m.l.	608 kg.	\$ 1 489.60
Total			68 344 kg.	\$ 167 489.80
Soldadura	68 344 x \$ 10.70 x 0.05			\$ 36 564.05
Mano de obra	68 344 x \$ 1.20			\$ 82 012.80
Fluxes	780 x \$ 1 010.40			\$ 788 112.00
Barrenos de 4"-1/32	\$ 14.00 x 2 x 1 560			\$ 43 680.00
Equipo adicional	\$ 60 000.00 x 3			\$ 180 000.00
Total				\$ 1 130 368.85
Costo total de los tachos				\$ 1 297 858.65
Total adoptado sin instalar LAB planta				\$ 1 300 000.00

CRISTALIZACION

Tiene por objeto provocar la depositación de nuevos cristales por acción de los ya existentes al salir de los tachos.

Debido a la alta viscosidad del licor madre y a la gran sobresaturación no sería posible obtener una cristalización completa si se dejara la masa cocida en reposo, por lo que es necesario mantenerla en continuo movimiento para cambiar la posición relativa de los cristales y disminuir -

poco a poco su temperatura provocando así la depositación de nuevos cristales.

En la presente instalación se utilizarán cristalizadores tipo - WERKSPOOR con enfriamiento por agua que circula en el interior de discos fijos sobre un eje central que se encuentra en continuo movimiento.

Cálculos.

T_1 = temperatura de entrada de la masa cocida al cristalizador.

T_2 = temperatura de salida de la masa cocida del cristalizador.

T_3 = temperatura de salida del agua del cristalizador.

T_4 = temperatura de entrada del agua al cristalizador.

K = coeficiente de transferencia de calor.

c = calor específico de la masa cocida.

a = coeficiente de dilución.

R = volumen de la masa cocida.

S = superficie de los discos del cristalizador.

d = densidad de la masa cocida.

F = relación entre superficie y volumen del cristalizador.

T_1 = 75 °C

T_2 = 39 °C

T_3 = 49 °C

T_4 = 30 °C

c = 0.44 kcal/kg. -°C

a = 1.20

$$d = 1.47 \text{ kg./lt}$$

Cristalizadores para primera masa cocida.

$$K = 55.2 \text{ kcal/m}^2\text{-hr-}^\circ\text{C}$$

$$R = 9\,367 \text{ lt/hr}$$

$$F = 5.25 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$S = A \frac{R d c}{K} \frac{T_1 - T_2}{(T_1 - T_3) - (T_2 - T_4)} \ln \frac{T_1 - T_3}{(T_2 - T_4)}$$

$$S = 1.20 \frac{9\,367 \times 1.47 \times 0.44}{55.20} \frac{75 - 39}{(75 - 49) - (39 - 30)} \ln \left(\frac{75 - 49}{39 - 30} \right)$$

$$S = 298 \text{ m}^2$$

V = volumen total de cristalización

$$V = \frac{298.00}{5.25} = 56.75 \text{ m}^3 = 2\,000 \text{ ft}^3$$

Cristalizadores para segunda masa cocida.

$$K = 17.1 \text{ kcal/m}^2\text{-hr-}^\circ\text{C}$$

$$R = 1\,959 \text{ lt/hr}$$

$$F = 1.31 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$S = 1.20 \frac{1\,959 \times 1.47 \times 0.44}{17.10} \frac{75 - 49}{(75 - 49) - (39 - 30)} \ln \left(\frac{75 - 49}{39 - 30} \right)$$

$$S = 200 \text{ m}^2$$

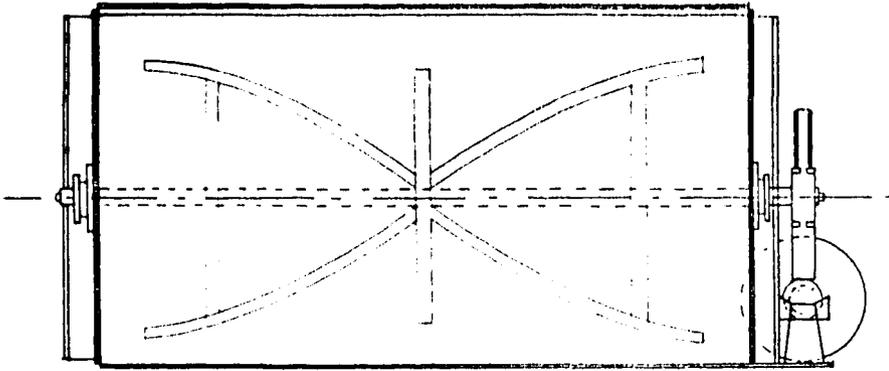
$$V = \frac{200.00}{1.31} = 152 \text{ m}^3 = 5\,380 \text{ ft}^3$$

A = cantidad de agua total necesaria para los cristalizadores.

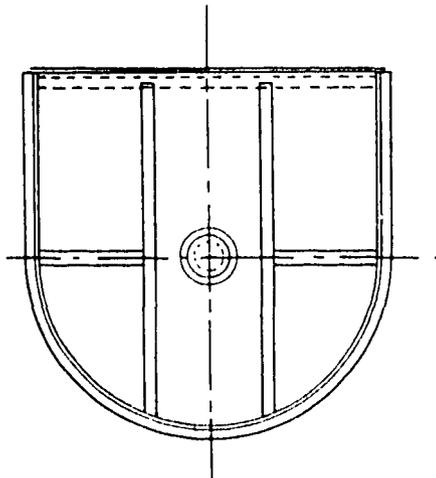
$$A = 1.20 \times 1.47 \times 0.44 \times (9\,367 + 1\,959) \frac{75 - 49}{49 - 30} = 16\,800 \text{ lt/hr}$$

Tomando en consideración los volúmenes de cristalización cal-

culados se instalarán dos cristalizadores tipo WERKSPOOR con capacidad - de mil cien pies cúbicos cada uno (31 152 litros cada uno) para la cristaliza ción de la primera masa y cocida, y cinco cristalizadores tipo WERSKS--- POOR con capacidad de mil cien pies cúbicos cada uno para la cristalización de la segunda masa cocida.



CORTE LONGITUDINAL



SECCION TRANSVERSAL

CRISTALIZADOR

CAPACIDAD 1100 FT³
MOTOR ELECTRICO 5 HP

Equipo necesario para el movimiento de los cristalizadores.

Corona	7 x \$ 10,234.00	\$ 71,638.00
Sinfín	7 x \$ 1,178.10	\$ 8,246.70
Reductor de velocidad	7 x \$ 10,195.00	\$ 71,365.00
Motor de 5 H.P.	7 x \$ 3,300.00	<u>\$ 23,100.00</u>
Total		\$ 174,349.70

Cristalizadores para primera masa	2 x \$ 240,000.00	\$ 480,000.00
Cristalizadores para segunda masa	5 x \$ 59,700.00	<u>\$ 298,500.00</u>
Total		\$ 778,500.00

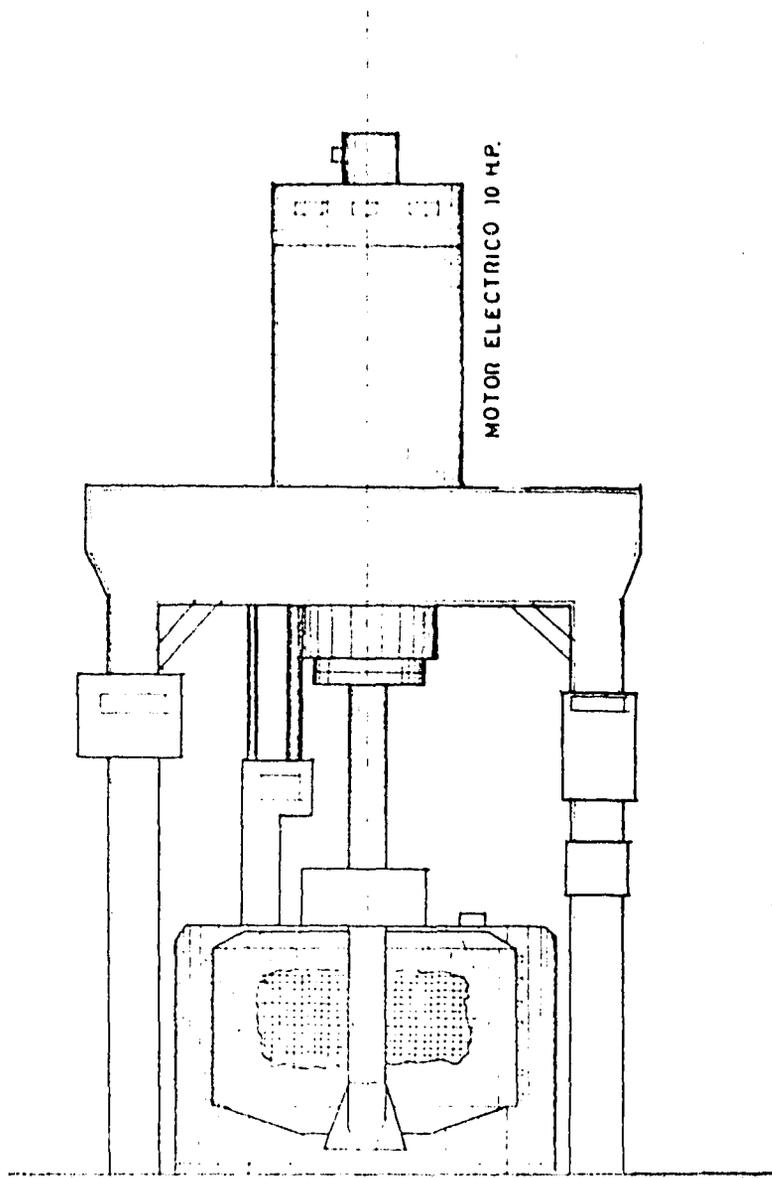
Estructura para tachos cristalizadores y centrífugas.

Viguera de	12"	100 m.l.	4,732 kg.	\$ 15,142.40
Canal de	12"	560 m.l.	17,253 kg.	\$ 55,209.60
Placa de	3/4"	242 m ²	37,123 kg.	\$ 90,951.35
Placa de	1/2"	400 m ²	40,800 kg.	<u>\$ 99,960.00</u>
Total			90,908 kg.	\$ 261,263.35

Soldadura	99,908 x \$ 10.70 x 0.05	\$ 53,450.80
Mano de obra	99,908 x \$ 1.20	<u>\$ 119,889.60</u>
Total de la estructura		\$ 434,603.75

Costo total de los cristalizadores y estructura \$ 1,387,453.45

Costo total adoptado sin instalar LAB planta \$ 1,390,000.00



MOTOR ELECTRICO 10 HP.

CENTRIFUGA
DIAM. CANASTA 40"
ALT. CANASTA 24"

CENTRIFUGADO.

La última operación conducente a la obtención de azúcar es el centrifugado de los cristales obtenidos en la operación anterior para separarlos de las mieles incristalizables o mieles finales. Esta operación se efectúa en unos aparatos especiales que reciben el nombre de centrífugas.

Constan esencialmente las centrífugas de una canasta cilíndrica vertical fija a un eje central rotatorio también vertical, y en la cual se deposita la masa cocida por tratar.

La superficie de la canasta se encuentra multiperforada por orificios que permiten el paso de las mieles que se recogen en una envoltura exterior, mientras que el azúcar es retenido en la parte interior de la canasta formando una pared sobre la superficie de la misma.

En la centrifugación de las primeras masas cocidas se purga el azúcar con vapor por medio de una válvula automática después de lo cual se lava con agua, motivos por los cuales en las centrífugas de primera templa se instalan tuberías de agua y vapor.

En la presente fábrica se instalarán seis máquinas centrífugas marca WESTERN STATES con dimensiones en la canasta de cuarenta pulgadas de diámetro por veinticuatro pulgadas de altura, semi-automáticas y accionadas por motor eléctrico.

Precio de las centrífugas LAB planta

\$ 1.184,000.00

CONDENSADOR PARA EL CUADRUPLE EFECTO.

De qué parte de los cuerpos del departamento de evaporación trabajarán a una presión inferior a la atmosférica, y por necesidades del mismo tipo en los tachos de cocimiento se hace necesaria la instalación de condensadores en ambos departamentos.

Existen varias dificultades derivadas del uso de un vacío central, sobre todo en los tachos de cocimiento, ya que cuando empieza la concentración de la meladura la evaporación es muy rápida y se condensa mucho mayor cantidad de vapor que el normal lo cual puede llegar a ocasionar un descenso brusco en el vacío.

Si lo anterior ocurre simultáneamente en dos tachos el problema se hace evidentemente más serio debido a que estos cambios llegan a afectar los cocimientos, para cuyo buen resultado es necesario mantener un vacío uniforme. Una solución parcial de este problema sería la instalación de una válvula reguladora de vacío en cada uno de los tachos.

El mejor método para solucionar el problema anterior consiste en la instalación de condensadores individuales en cada uno de los tachos de cocimiento, para que se pueda modificar el vacío en cada uno de ellos según sus propias necesidades.

Cálculo del condensador.

Se instalará un condensador barométrico de aire seco y a contra-corriente alimentado con agua fría a la temperatura de 10°C.

Q = cantidad de vapor que se va a condensar.

Q = 15.5 ton./hr

S = sección transversal del condensador.

S = 0.15 Q

S = 0.15 x 15.5 = 2.320 m²

D = diámetro del condensador.

D = $\left(\frac{2.320}{0.785}\right)^{1/2}$ = 1.720 m.l.

P = gasto de vapor.

P = $\frac{15.500}{3.600}$ = 4.300 kg./seg.

Densidad del vapor = 0.100 kg./m³

Volumen de vapor = $\frac{4.300}{0.100}$ = 43 m³/seg

Velocidad del vapor = 50 m.l./seg

Sección del tubo de vapor = $\frac{43.000}{50.000}$ = 0.860 m².

Diámetro del tubo de vapor = $\left(\frac{0.860}{0.785}\right)^{1/2}$ = 1.046 m.l.

t_v = temperatura del vapor = 55°C.

t₁ = temperatura del agua fría = 30°C

t₂ = temperatura del agua caliente.

t₂ = t_v - 0.12 (t_v - t₁)

t₂ = 55 - 0.12 (55 - 30) = 52°C

W = cantidad de agua fría necesaria.

p = presión absoluta en el condensador correspondiente al vacío.

p = 0.160 kg./cm² (vacío de 64 cm de Hg referidos a 76)

L = calor total del vapor a la presión p = 620.4 kcal/kg

$$W = \frac{L - t_2}{t_2 - t_1}$$

$$W = \frac{620.4 - 52}{52 - 30} = 25.84 \text{ kg. de agua/kg. de vapor condensado.}$$

$$\frac{25.84 \times 15.500}{3.000} = 111 \text{ kg. /seg de agua de enfriamiento.}$$

$$q = 111 \text{ kg./seg}$$

$$h = \text{altura del agua fría a la entrada del condensador} = 40 \text{ dm}$$

$$g = \text{aceleración de la gravedad} = 98 \text{ dm. seg}^{-2}$$

v = velocidad del agua fría en el tubo de entrada.

$$v = (2 g h)^{1/2}$$

$$v = (2 \times 98 \times 40)^{1/2} = 44 \text{ dm/seg}$$

D' = diámetro de la tubería de agua de enfriamiento.

$$D' = \left(\frac{4 \times 111}{3.1416 \times 44} \right)^{1/2} = 1.79 \text{ dm} = 0.179 \text{ m.l.}$$

Se construirá un condensador barométrico de aire seco y a contra-corriente con un diámetro de 1.720 m.l. y una altura de 3.000 m.l. con tubería de entrada de vapor de 1.046 m.l. y tubería de entrada de agua fría de diámetro 0.179 m.l.

Cálculo de la bomba de vacío.

Para calcular la bomba de vacío que se instalará es necesario en primer lugar tomar en consideración el volumen de aire que se debe extraer del condensador y que se calcula en la siguiente forma:

a_1	=	aire contenido en el vapor de calentamiento	10 g/ton.
a_2	=	aire presente en el jugo	300 g/ton.
a_3	=	aire que entra con el agua fría	40 g/ton.
a_4	=	aire que entra por las fugas	3,000 g/ton.

$$a_1 = 10 \times 24.1 = 241 \text{ g/hr}$$

$$a_2 = 300 \times 78.7 = 23,600 \text{ g/hr}$$

$$a_3 = 40 \times 15.5 \times 25.84 = 16,000 \text{ g/hr}$$

$$a_4 = 3,000 \times 15.5 = \underline{46,500} \text{ g/hr}$$

$$\text{Total} = 86,341 \text{ g/hr}$$

P_a = presión del aire saturado a la salida del condensador.

P_v = presión de vapor correspondiente a t_1 .

$$P_v = 0.043 \text{ kg./cm}^2 \text{ abs.}$$

P = presión correspondiente a el vacío.

$$P_a = P - P_v$$

$$P_a = 0.160 - 0.043 = 0.117 \text{ kg./cm}^2 \text{ abs.}$$

V_s = volumen estándar = 22.4 l/g. mol

T_1 = temperatura estándar = 273°K

P_s = presión estándar = 1.033 kg./cm² abs.

V = volumen de aire por extraerse a 30°C y 0.117 kg./cm² abs.

$$V = V_s \left(\frac{P_s}{P_a} \right) \left(\frac{T_1}{T_s} \right)$$

$$V = 22.4 \left(\frac{1.033}{0.117} \right) \left(\frac{273}{303} \right) = 220 \text{ lt g. mol}$$

$$\frac{220 \times 86.341}{29} = 650.00 \text{ lt/hr}$$

J = cantidad de vapor que sale con el aire saturado.

$$J = 650.000 \left(\frac{0.043}{0.117} \right) = 240.000 \text{ lt/hr de vapor}$$

$$\text{Volumen total} = 650.000 + 240.000 = 890.000 \text{ lt/hr}$$

Al volumen de aire anterior se le aplicará un coeficiente de seguridad de 20% y se considerará una eficiencia volumétrica de 70%.

$$V' = \frac{890.000 \times 1.20}{0.70} = 1.530.000 \text{ lt/hr} = 900 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

Precio del condensador LAB planta sin instalar \$ 15,000.00

Precio de la bomba de vacío sin instalar LAB planta \$ 45,000.00

CONDENSADORES PARA LOS TACHOS DE COCIMIENTO.

Como ya se dijo anteriormente y debido a los problemas que ocasiona la instalación de un equipo de vacío central que condensa conjuntamente los vapores del último cuerpo del múltiple efecto y los de cada uno de los tachos de cocimiento, se instalarán condensadores individuales en cada uno de estos últimos.

Debido a la economía que representa la no necesidad de instalación de bomba de vacío en los condensadores de chorro se emplearán este tipo de aparatos como elementos individuales en cada uno de los tachos de cocimiento.

$$\text{Agua original de la meladura} = 13.200 \left(1 - \frac{08}{96} \right) = 3,870 \text{ kg./hr}$$

Agua añadida durante el proceso = 2,000 kg./hr

Cantidad de vapor al condensador para cada tacho aprox. = 2,000 kg./hr

Vacío = 23 pulgadas de Hg referidas a 29.92

p = presión abs. correspondiente al vacío = 0.239 kg./cm²

Temperatura del vapor = 64°C

t_1 = temperatura del agua fría = 30°C

t_2 = temperatura del agua caliente = 41°C

L = calor total del vapor a la presión p . = 561 kcal/kg.

$W = \frac{561 - 41}{41 - 30} = 47.3$ kg. de agua/kg. de vapor condensado.

Cantidad de agua por tacho = 47.3 x 2,000 = 94,600 kg./hr

DEPARTAMENTO DE CALDERAS.

En algunos casos la caña de azúcar produce el bagazo suficiente para obtener la cantidad de vapor necesaria en el funcionamiento de la fábrica. En otros casos más comunes el bagazo producido no es suficiente para obtener la cantidad de vapor requerida en fabricación.

En el presente caso se instalarán calderas de tubos rectos - BABCOCK & WILCOX con hornos para bagazo y quemadores especiales para petróleo. Los cálculos se harán a partir de un balance de vapor tomando en consideración lo siguiente:

Bases para el cálculo.

Trabajo de la fábrica

66.7 T.C.H.

Fibra de la caña	15.0 %
Cantidad de bagazo	22.6 T.B.H.
Exceso de aire en los hornos	50.0 %
Presión de las calderas	16.8 kg/cm ² abs.
Temperatura de sobrecalentamiento del vapor vivo	285.0 °C
Temperatura de los gases en la chimenea	306.0 °C
Temperatura del agua de alimentación	90.0 °C
Vapor tomado del primer cuerpo	47.4 kg/T.C.H.
Vapor tomado del segundo cuerpo	32.0 kg/T.C.H.
Vapor tomado del tercer cuerpo	71.0 kg/T.C.H.
Sólidos no quemados (a)	0.99
Radiación (b)	0.95
Combustión mala (c)	0.95
Humedad del bagazo	50.0 %

Cálculos.

V.C.N. = valor calorífico neto del bagazo.

q = pérdida de calor sensible de los gases.

M = calor transmitido al vapor por el bagazo quemado.

w = humedad del bagazo.

m = relación entre el peso de aire empleado y peso de aire necesario.

t = temperatura de los gases en la chimenea.

V.C.N. = 4,250 - 4850 w

$$V.C.N. = 4,250 - 4,850 \times 0.5 = 1,825 \text{ kcal/kg de bagazo}$$

$$q = t (1 - w) \frac{1.4 m (1 - w) + 0.5 - 0.12 (1 - w)}{(1 - w)}$$

$$q = 306 \times 0.5 \frac{1.4 \times 1.5 \times 0.5 + 0.5 - 0.12 \times 0.5}{0.5} = 456 \text{ kcal/kg bagazo.}$$

$$M = (V.C.N. - q) abc$$

$$M = (1,825 - 456) 0.99 \times 0.95 \times 0.95 = 1,223 \text{ kcal/kg de bagazo}$$

G = cantidad de valor necesario para obtener vapor a 16.8 kg/cm² abs. de presión y 285°C de temperatura.

L = calor total del vapor saturado a 16.8 kg/cm² abs.

L = 667.4 kcal/kg de vapor.

t' = temperatura de saturación = 206°C

h = calor sensible del agua de alimentación = 90 kcal/kg de vapor prod.

c' = calor específico medio del vapor = 0.597 kcal/°C-kg de vapor.

$$G = L + c' (T - t') - h$$

T = temperatura de sobrecalentamiento = 285°C

$$G = 667.4 + 0.597 (285 - 206) - 90$$

G = 624.6 kcal/kg de vapor.

$$\text{Cantidad de vapor} = \frac{1,223.0}{624.6} = 1.97 \text{ kg de vapor/kg de bagazo.}$$

$$\text{Cantidad de bagazo} = \frac{22.6 \times 1,000}{66.7} = 340 \text{ kg de bagazo/T.C.H.}$$

$$1.97 \times 340 = 670 \text{ kg de vapor/T.C.H.}$$

Vapor consumido por los motores.

Cuchillas	560 H.P.
Desmenuzadora	150 H.P.
Molinos	900 H.P.
Turbo-generador	2.770 H.P.
Total	4.380 H.P.

Considerando una eficiencia en los motores de 70% se tiene un consumo de vapor de 9.03 kg. por H.P., por lo cual:

$$\text{Consumo de vapor vivo} = \frac{4.380 \times 9.03}{66.7} = 593 \text{ kg./T.C.H.}$$

El vapor vivo utilizado se recupera en forma de vapor de escape deduciendo un 10% de pérdidas, o sea aproximadamente 60 kg./T.C.H.
Cantidad de vapor de escape disponible = 593 - 60 = 533 kg./T.C.H.

Vapor de escape consumido en fabricación.

a. - Evaporación	24,100 kg/hr
b. - Tachos 13.200 (1 - 68/96) 1.8	6,940 kg/hr
c. - Lavado de centrífugas	2,400 kg/hr
d. - Calentador de aire del secador	225 kg/hr
e. - Pérdidas	<u>2,070 kg/hr</u>
Total	36,335 kg/hr

Cantidad de vapor de escape consumido = 545 kg./T.C.H.

De los cálculos anteriores se deduce que el vapor de escape obtenido de los motores es insuficiente para cubrir las necesidades de fa-

bricación por lo cual y para cubrir este déficit en vapor de escape es necesario obtenerlo del vapor vivo no usado en los motores por medio de una válvula reductora de presión seguida de un desobrecalentador.

Déficit de vapor de escape = 12 kg./T.C.H.

Cantidad total de vapor vivo necesaria = 605 kg./T.C.H.

Cantidad de vapor vivo que puede producir el bagazo = 670 kg./T.C.H.

Cantidad de vapor vivo que se puede ahorrar = 65 kg./T.C.H.

A = ahorro de bagazo.

$$A = \frac{100 \times 65.00}{340 \times 1.97} = 9.70\% \text{ de bagazo ahorrado.}$$

Cantidad total de vapor vivo que se puede producir = 44.700 kg./hr

Instalando dos calderas BABCOCK & WILCOX, una de cuarenta mil libras por hora y otra de sesenta mil libras por hora trabajando a un régimen de 225 psig (16.8 kg./cm² abs.) se obtendrá la cantidad de vapor suficiente para operar la fábrica.

Aún cuando de el resultado de los cálculos teóricos no se desprende la necesidad del uso de petróleo se instalarán quemadores especiales para este combustible en atención a cualquier emergencia que pueda presentarse.

Precio de las calderas LAB planta \$ 3.100,000.00

DEPARTAMENTO DE SECADO.

Una de las razones por las cuales se hace necesario dismi--

nuir el contenido de humedad del azúcar es que por medio de esto se aumente la polarización del mismo lo cual lógicamente redundará en ganancias mayores, contribuyendo además a su mejor conservación.

Para el efecto de secado del azúcar se utilizará un secador-rotatorio operado en contra-corriente en el cual el medio secante es aire caliente procedente de un calentador que utiliza vapor de escape.

Nomenclatura.

- A = cantidad de agua contenida en el azúcar.
- B = cantidad de azúcar seca.
- C = agua contenida en el azúcar final.
- F = azúcar final a la salida del secador.
- E = evaporación durante el proceso.
- H_1 = humedad del aire ambiente.
- T_h = temperatura del bulbo húmedo al entrar al secador.
- r = calor latente de vaporización a T_h .
- f = una función.
- H_2 = humedad del aire a T_1 .
- T_1 = temperatura a que se calienta el aire.
- T_2 = temperatura de salida del aire del secador.
- Q_1 = calor requerido para calentar el azúcar a su temperatura de salida.
- Q_2 = calor requerido para quitar la humedad del azúcar.
- Q_t = calor total.
- S_1 = calor húmedo del aire a la entrada.

- S_2 = calor húmedo del aire a la salida.
- S_p = calor húmedo promedio.
- G' = masa velocidad (base humedad libre).
- G = masa velocidad.
- S = sección transversal del secador.
- H_3 = humedad del aire a la salida.
- D = diámetro del secador.
- U = coeficiente de transferencia.
- q_b = calor requerido para calentar el azúcar a T_h .
- q_d = calor requerido para calentar el azúcar de T_h a T_2 .
- q_v = calor requerido para evaporar el agua a T_h .
- t_1 = temperatura del aire al final del primer calentamiento.
- t_2 = temperatura del aire al principio del segundo calentamiento.
- t_b = temperatura media logarítmica en el primer calentamiento.
- t_d = temperatura media logarítmica en el segundo calentamiento.
- t_v = temperatura media logarítmica en el período de evaporación.
- $(T)_m$ = temperatura media logarítmica total en el secador.
- L = longitud del secador.
- N.U.T. = número de unidades de transferencia.

Bases para el cálculo.

Cantidad de azúcar = 7,535 kg./hr = 16,600 lb/hr

Humedad inicial del azúcar = 2.0%

Humedad final del azúcar = 0.5%

Temperatura de entrada de azúcar al secador = 80 °F

Temperatura de salida del azúcar del secador = 120 °F

Calor específico del azúcar = 0.30 B.T.U./lb- °F

Temperatura del bulbo seco del aire ambiente = 86 °F

Temperatura del bulbo húmedo del aire ambiente = 70 °F

$H_1 = 0.012$ lb de vapor/lb de aire seco.

N.U.T. = 1.5

$G = 900$ lb/hr-ft²

Cálculo del secador.

$A = 16.600 \times 0.02 = 332$ lb/hr

$B = 16.600 - 332 = 16.268$ lb/hr

$\frac{C}{C - 16.268} = 0.005$

$C = 82$ lb/hr

$F = 16.268 + 82 = 16.350$ lb/hr

$E = 332 - 82 = 250$ lb/hr

$K = \text{constante} = 0.26$ B.T.U./°F-lb de aire seco.

Primer intento para obtener T_h .

$T_h = 100$ °F (supuesto)

$r = 1,037$ B.T.U./lb de vapor.

$H_2 = 0.0434$ lb vapor/lb aire seco. $H_2 - H_1 = 0.0314$

$T_1 = 200$ °F

$$f = \frac{0.26 (200 - 110)}{1,037} = 0.0251$$

Segundo intento para obtener T_h .

$$T_h = 95 \text{ } ^\circ\text{F (supuesto)}$$

$$r = 1,040 \text{ B.T.U./lb aire seco.}$$

$$H_2 = 0.0368 \text{ lb vapor/lb aire seco. } H_2 - H_1 = 0.0248$$

$$T_1 = 200 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$f = \frac{0.26 (200 - 95)}{1,040} = 0.0262$$

Tercer intento para obtener T_h .

$$T_h = 96 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$r = 1,039 \text{ B.T.U./lb aire seco.}$$

$$H_2 = 0.0380 \text{ lb vapor/lb aire seco. } H_2 - H_1 = 0.0260$$

$$T_1 = 200 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$f = \frac{0.26 (200 - 96)}{1,039} = 0.0260 \text{ lb vapor/lb aire seco.}$$

Por lo tanto la temperatura del bulbo húmedo será de $96 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$N.U.T. = 2.3 \log \left(\frac{T_1 - T_h}{T_2 - T_h} \right) = 1.5$$

$$1.5 = 2.3 \log \left(\frac{200 - 96}{T_2 - 96} \right)$$

$$T_2 = \frac{104 + 96 \times 10^{0.653}}{10^{0.653}} = 120 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Balance de energía.

$$Q_1 = 16.268 \times 0.30 (120 - 80) + 82 \times 1.0 (120 - 80) = 198,580 \text{ B.T.U./hr}$$

$$Q_2 = 250 (96 - 80) + 250 \times 0.45 (120 - 96) + 250 \times 1,039 = 266,400 \text{ B.T.U./hr}$$

$$Q_t = 464,980 \text{ B.T.U./hr}$$

$$s_1 = 0.240 + 0.45 \times 0.012 = 0.2454 \text{ B.T.U./lb aire seco.}$$

$$s_p = 0.2480 \text{ B.T.U./lb aire seco (supuesto).}$$

$$G'S = \frac{464,980}{0.2480 (200 - 120)} = 23,700 \text{ lb aire seco/hr}$$

$$H_3 = \frac{250}{23,700} + 0.0120 = 0.02255 \text{ lb vapor/lb aire seco.}$$

$$S_2 = 0.240 + 0.45 \times 0.02255 = 0.25015 \text{ B.T.U./lb aire seco.}$$

$$S_p = \frac{0.24540 + 0.25015}{2} = 0.2478 \text{ B.T.U./lb aire seco.}$$

El calor húmedo promedio supuesto checa con el calculado - con una diferencia de 0.0002 B.T.U./lb aire seco.

En la carta de humedad se encuentra que el aire saturado a 120 °F tiene una humedad de 0.080 lb vapor/lb aire seco; por lo tanto el % de humedad en el aire de salida del secador es:

$$\frac{0.02255 \times 100}{0.080} = 28.2 \%$$

Tomando en consideración las pérdidas de calor los cálculos del secador se basarán en un flujo de aire de 25,000 lb/hr aire seco. Por lo tanto en la salida de aire al final del secador tendremos:

$$G S = 25,000 (1 - 0.02255 \times \frac{23,700}{25,000}) = 25,540 \text{ lb/hr}$$

$$S = \frac{25,540}{900} = 28 \text{ ft}^2$$

$$D = \left(\frac{28.000}{0.785} \right)^{1/2} = b \text{ ft.}$$

$$U = \frac{17 (G)^{0.16}}{D}$$

$$U = \frac{17 (900)^{0.16}}{6} = 8.40 \text{ B.T.U./hr-}^{\circ}\text{F-ft}^3$$

Cálculo de la longitud del secador.

$$q_b = 16.268 \times 0.30 (96 - 80) + 332 \times 1.0 (96 - 80) = 83,420 \text{ B.T.U./hr}$$

$$\text{Cambio en la temperatura del aire} = \left(\frac{83\,420}{464\,980} \right) (200 - 120) = 14.35 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = 120.00 - 14.35 = 134.35 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_b = \frac{(134.35 - 96) - (120 - 86)}{2.3 \log \frac{134.35 - 96}{120.00 - 86}} = 36 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$q_d = 16\,268 \times 0.30 (120 - 96) + 82 \times 1.0 (120 - 96) = 118\,970 \text{ B.T.U./hr}$$

$$\text{Cambio en la temperatura del aire} = \left(\frac{118\,970}{464\,980} \right) (200 - 120) = 20.45 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 200.00 - 20.45 = 179.55 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_d = \frac{(179.5 - 96) - (200 - 120)}{2.3 \log \frac{179.55 - 96}{200.00 - 120}} = 83 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$q_v = 464\,980 - (83\,420 + 118\,970) = 262\,590 \text{ B.T.U./hr}$$

$$t_v = \frac{(179.55 - 96) - (134.35 - 96)}{2.3 \log \frac{179.55 - 96}{134.35 - 96}} = 57.8 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\frac{1}{(T)_{lm}} = \left(\frac{83\,420}{464\,980} \right) \frac{1}{36} + \left(\frac{262\,590}{464\,980} \right) \frac{1}{57.8} + \left(\frac{118\,970}{464\,980} \right) \frac{1}{83} = 0.01783$$

$$(T)_{lm} = 56 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$U (T)_m S L = 464\ 980 \text{ B.T.U./hr}$$

$$L = \frac{464\ 980}{56 \times 28.0 \times 9.40} = 34.8 \text{ ft.}$$

Se instalará un secador rotatorio de seis pies de diámetro - por treinta y cinco pies de longitud.

Precio del secador LAB planta \$ 600.000.00

PLANTA ELECTRICA.

Turbo-generator 1 700 KWH sin instalar. \$ 829,000.00

Generador diesel 100 KWH (emergencias) sin instalar 100,000.00

Tanqueria.

Tanque para meladura.

Cantidad de meladura en peso = 13 200 kg./hr

Cantidad de meladura en volumen = 13 200/1.32 = 10 000 lt/hr

Se construirá un tanque con capacidad para almacenar la producción de meladura correspondiente a tres horas de operación, o sea con un volumen total de treinta mil litros.

Fierro estructural necesario para un tanque de 30 000 litros.

Angular de 3" x 3/8"	48 m.l.	505 kg.	\$	1,261.75
Placa de 3/8"	64 m ² .	<u>4 910</u> kg.	\$	<u>12,029.50</u>
Total		5 425 kg.	\$	13,291.25

Tanque para primeras y segundas mieles.

Cantidad de primeras mieles en peso = 4 759 kg/hr

Densidad considerada = 1.5 kg/lt

Cantidad de primeras mieles en volumen = 3 180 lt/hr

Se construirá un tanque con capacidad de treinta mil litros, o sea con capacidad suficiente para almacenar las mieles correspondientes a ses horas de operación, que es precisamente el tiempo promedio de coci-
miento de las primeras masas.

Fierro estructural necesario para un tanque de 20 000 litros.

Angular de	3" x 3/8"	33 m.l.	354 kg.	\$	867.30
Placa de	3/8"	45 m ²	<u>3 454</u> kg.	<u>\$</u>	<u>8.462.30</u>
Total			3 808 kg.	\$	9.329.60

Tanque para mieles finales.

Cantidad de mieles finales en peso = 1 815 kg/hr

Densidad considerada = 1.5 kg/lt

Cantidad de mieles finales en volumen = 1 210 lt/hr

Volumen de mieles finales por día = 29 040 lt/24 hrs.

Tiempo promedio para media zafra = 85.5 días

Volumen de mieles finales en 85.5 días = 2 482 920 litros.

Se construirá un tanque con capacidad suficiente para absorber la producción de mieles finales correspondiente a media zafra.

Fierro estructural necesario para un tanque de 2 500 000 de litros.

Angular de	4" x 3/8"	302 m.l.	4 403 kg.	\$	10,787.35
Placa de	1/2"	1 330 m ²	<u>135 660</u> kg.	\$	<u>332,367.00</u>
Total			140 063 kg.	\$	343,154.35

Tanque para petróleo.

Molienda durante una tercera parte de la zafra = 91 200 ton. de caña.

Consumo promedio de petróleo = 4 lt/ton. de caña molida

Consumo de petróleo en 57 días de zafra = 364,800 litros.

Fierro estructural necesario para un tanque de 365.000 litros.

Angular de	4" x 3/8"	100 m.l.	1 458 kg.	\$	3,572.10
Placa de	1/2"	315 m ²	<u>32 130</u> kg.	\$	<u>78,718.50</u>
Total			33 588 kg.	\$	82,290.60

Tanque para agua caliente.

Considerando que las calderas trabajen a su máxima capacidad producirán 45 400 kg. de vapor por hora, requiriendo la misma cantidad de kilogramos de agua de alimentación suministrada a una temperatura promedio de noventa grados centígrados con un volumen de 47 000 litros. Se construirá un tanque con capacidad para almacenar cuatro veces ese volumen.

Fierro estructural necesario para un tanque de 190 000 litros.

Angular de	4" x 3/8"	51 m.l.	547 kg.	\$	1,340.15
Placa de	1/2"	203 m ²	<u>20 706</u> kg.	\$	<u>50,729.70</u>
Total			21 253 kg.	\$	52,069.85

Tanque para sosa.

El hidróxido de sodio (Na OH) en solución al 40% (en peso) se utiliza para limpiar los tubos de las calandrias de los cuerpos del múltiple efecto y para prevenir la corrosión en los tubos de las calderas. El consumo aproximado de sosa es de ochenta gramos por tonelada de caña, y se diseñará un tanque con capacidad suficiente para almacenar en solución la cantidad correspondiente a media zafra, de donde se desprenden los siguientes cálculos:

- Molienda = 136 800 toneladas de caña.
- Cantidad de sosa = $136\ 800 \times 0.08 = 10\ 944$ kg.
- Peso de la solución al 40% = $10\ 944 / 0.4 = 27\ 360$ kg.
- Densidad de la solución a 30°C = 1.4232 kg/lt
- Volumen de la solución = $27\ 360 / 1.4232 = 19\ 225$ lt.

Fierro estructural necesario para un tanque de 20 000 litros.

Angulas de 2" x 3" x 3/8"	25 m.l.	175 kg.	\$	428.75
Placa de 3/8"	45 m ²	<u>3 454 kg.</u>	<u>\$</u>	<u>8,462.30</u>
Total		3 629 kg.	\$	8,891.05

Tanques distribuidores de masa cocida.

Debido a que las centrífugas tienen un tiempo determinado para separar la masa cocida en miel y azúcar se hace necesaria la instalación de tanque que contengan la masa cocida salida de los cristalizadores mientras las centrífugas están trabajando. Para el cálculo de la capacidad de estos tanques se consideró para primera masa cocida un tiempo de cen-

trifugación de quince minutos, y para segunda masa cocida un tiempo de cuarenta y cinco minutos.

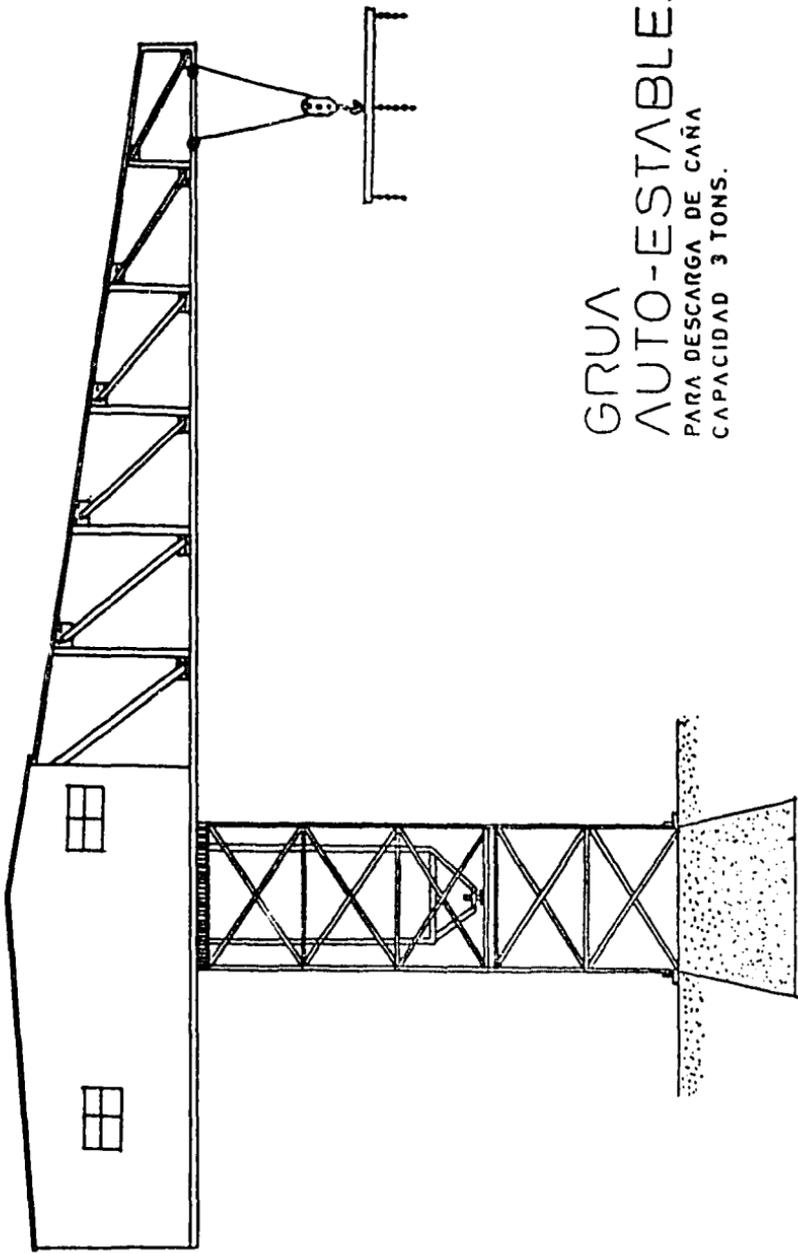
$$\text{Volumen de primera masa cocida} = \frac{9\ 367 \times 1.2}{4} = 2\ 810 \text{ litros.}$$

$$\text{Volumen de segunda masa cocida} = \frac{1\ 959 \times 1.2 \times 3}{4} = 1\ 764 \text{ litros.}$$

Por lo tanto, se construirán dos tanques con capacidad para contener los volúmenes anteriores y equipados con mezclador de hélice fija en un eje horizontal que recibe el movimiento de un moto-reductor de 2 H. P.

Fierro estructural necesario para los tanques.

Angular de 2" x 3" x 3/8"	80 m.l.	560 kg.	\$	1,372.00
Placa de	3/8"	25 m ²	<u>1 916 kg.</u>	<u>\$ 4,694.20</u>
Total		1 476 kg.	\$	6,066.20



GRUA
AUTO-ESTABLE.
PARA DESCARGA DE CAÑA
CAPACIDAD 3 TONS.

Equipo necesario para el movimiento.

Coronas	\$	9,852.00
Sinfín	\$	1,264.00
Motoreductor	\$	<u>10,240.00</u>
Total	\$	21,356.00

Peso total del fierro empleado en tanquería = 209 242 kg.

Soldadura	209 242 x 10.70 x 0.05	\$	111,934.40
Mano de obra		\$	<u>251,090.40</u>
Total		\$	363,024.80

El costo de las estructuras para soportar los tanques anteriores se considerará como un 30 % del valor total de los mismos.

Costo total de los tanques	\$	515,092.90
Costo de las estructuras	\$	154,527.90
Movimiento para los mezcladores de masa cocida	\$	<u>21,356.00</u>
Costo total de tanquería	\$	690,976.80
Costo total adoptado	\$	691,000.00

TERRENO Y EDIFICIOS.

Se ha considerado un terreno de diez mil metros cuadrados de superficie incluyéndose los edificios de la fábrica, oficinas, laboratorio, departamento técnico, muebles y equipo necesario para las instalaciones -

anteriores, así como una bodega para almacenar azúcar con capacidad de cinco mil toneladas.

Costo de terreno y edificios

\$ 4.500,000.00

CAPITULO IV

A.O INVERSION FIJA.

Costo del equipo LAB planta.

Grúa auto-estable MANUFACTURERA 3M	\$	200,000.00
Cabrestante eléctrico LINK BELT	\$	37,000.00
Basculador hidráulico LINK BELT	\$	65,000.00
Conductores de caña LINK BELT	\$	864,000.00
Mesa alimentadora LINK BELT	\$	353,000.00
Nivelador de caña LINK BELT	\$	75,000.00
Cuchillas cañeras LINK BELT	\$	432,000.00
Desmenuzadora FULTON	\$	900,000.00
Molinos FARREL	\$	3,347,000.00
Calderas BABCOCK & WILCOX	\$	3,100,000.00
Conductor de bagazo LINK BELT	\$	265,000.00
Chimenea de concreto armado	\$	500,000.00
Turbo-generador FAIRBANKS-MORSE	\$	829,000.00
Generador diesel FAIRBANKS-MORSE	\$	100,000.00
Báscula para guarapo FAIRBANKS-MORSE	\$	<u>188,000.00</u>
A la siguiente hoja	\$	11,255,000.00

De la hoja anterior	\$ 11.255,000.00
Alcalizador MANUFACTURERA 3M	\$ 70,000.00
Sulfítador MANUFACTURERA 3M	\$ 240,000.00
Calentadores MANUFACTURERA 3M	\$ 226,000.00
Clarificador RAPI-DORR	\$ 450,000.00
Filtro OLIVER	\$ 237,000.00
Cuádruple efecto MANUFACTURERA 3M	\$ 1.280,000.00
Tachos MANUFACTURERA 3M	\$ 1.300,000.00
Cristalizadores MANUFACTURERA 3M	\$ 1.390,000.00
Centrífugas WESTERN STATES	\$ 1.184,000.00
Conductor oscilatorio LINK BELT	\$ 94,000.00
Elevador de azúcar LINK BELT	\$ 162,000.00
Secador para azúcar GATO	\$ 600,000.00
Báscula para azúcar FAIRBANKS-MORSE	\$ 63,000.00
Máquina cosedora de sacos FAIRBANKS-MORSE	\$ 8,000.00
Condensador para el cuádruple MANUFACTURERA 3M	\$ 15,000.00
Bomba de vacío NASH	\$ 45,000.00
Condensadores para tachos MANUFACTURERA 3M	\$ 75,000.00
Tanquería MANUFACTURERA 3M	\$ <u>691,000.00</u>
TOTAL	\$ 19.385,000.00

El cálculo del equipo de bombeo presenta infinitud de dificultades debidas sobre todo a la consideración de las alturas a que se deben elevar los líquidos para establecer la capacidad de la bomba, y a la naturaleza

leza de los flúidos por manejar.

En el presente caso se estableció una correlación entre el valor del equipo de bombeo de una fábrica de capacidad conocida y el de la presente en la siguiente forma:

C_c = capacidad de la fábrica conocida = 4.500 ton. diarias.

C_n = capacidad de la fábrica del presente proyecto = 1.600 ton. diarias.

P_c = costo del equipo de bombeo de la primera fábrica = \$ 1.240,000.00

r = relación de capacidades = 2.8125

P_n = costo del nuevo equipo de bombeo.

$$P_n = \frac{P_c}{(r)^{0.685}}$$

$$P_n = \frac{1.240,000.00}{(2.8125)^{0.685}} = \$ 612,000.00$$

Costo del equipo de bombeo = 612.000+ 30% (seguridad) = \$ 796,000.00

Costo de instalación del equipo.

Conductor de caña	56,584 kg. a \$ 2.00/kg.	\$ 113,168.00
Mesa alimentadora	4,370 kg. a \$ 2.00/kg.	\$ 8,740.00
Conductor de bagazo	20,293 kg. a \$ 2.00/kg.	\$ 40,586.00
Calentadores	34,502 kg. a \$ 2.00/kg.	\$ 69,004.00
Cuádruple efecto	101,625 kg. a \$ 2.00/kg.	\$ 203,250.00
Tachos	68,344 kg. a \$ 2.00/kg.	\$ <u>136,668.00</u>
A la siguiente hoja		\$ 571,416.00

De la hoja anterior		\$ 571,416.00
Estructura de tachos	99,908 kg. a \$ 2.00/kg.	\$ 199,816.00
Tanquería	209,242 kg. a \$ 2.00/kg.	\$ 408,484.00
Estructura tanques	62,773 kg. a \$ 2.00/kg.	<u>\$ 125,546.00</u>
Total		\$ 1,315,262.00
Turbo-generador	10 % de su costo	\$ 82,900.00
Generador diesel	3 % de su costo	\$ 3,000.00
Báscula de guarapo	5 % de su costo	\$ 9,400.00
Clarificador	10 % de su costo	\$ 45,000.00
Filtro	10 % de su costo	\$ 23,700.00
Bomba de vacío	5 % de su costo	\$ 2,250.00
Centrífugas	10 % de su costo	\$ 118,400.00
Conductor oscilatorio	8 % de su costo	\$ 7,520.00
Elevador de azúcar	10 % de su costo	\$ 16,200.00
Secador rotatorio	10 % de su costo	\$ 60,000.00
Báscula para azúcar	3 % de su costo	\$ 1,890.00
Máquina cosedora de sacos	3 % de su costo	\$ 240.00
Grúa auto-estable	6 % de su costo	\$ 12,000.00
Bombas	8 % de su costo	<u>\$ 63,680.00</u>
Total		\$ 446,180.00
Costo total del equipo instalado		\$ 1,761,442.00

El equipo no incluido en la lista anterior, como son calderas, molinos, desme-

nusadora, etc. tienen su costo de instalación comprendido en el precio de lista.

Costo del equipo instalado por departamentos.

I. - MANEJO DE CAÑA.

Grúa auto-estable	\$ 212,000.00	
Cabrestante	\$ 65,000.00	
Basculador	\$ 37,000.00	
Conductor de caña	\$ 977,168.00	
Mesa alimentadora	\$ 361,740.00	
Nivelador de caña	\$ 75,000.00	
Cuchillas cañeras	\$ 432,000.00	
TOTAL		\$ 2,159,908.00

II. - EQUIPO DE MOLIENDA.

Desmenuzadora	\$ 900,000.00	
Molinos	\$ 3,347,000.00	
TOTAL		\$ 4,247,000.00

III. - PLANTA DE VAPOR.

Calderas	\$ 3,100,000.00	
Conductor de bagazo	\$ 305,586.00	
Chimenea	\$ 500,000.00	
TOTAL		\$ 3,905,586.00

IV. - PLANTA ELECTRICA.

	\$	911,000.00	
Turbo-generador	\$	103,000.00	
Generador diesel			\$ 1,014,900.00
TOTAL			

V. - CLARIFICACION.

	\$	70,000.00	
Alcalizador	\$	240,000.00	
Sulfitador	\$	197,400.00	
Báscula de guarapo	\$	295,004.00	
Calentadores	\$	495,000.00	
Clarificador	\$	260,700.00	
Filtro rotatorio			\$ 1,558,104.00
TOTAL			

VI. - EVAPORACION.

	\$	1,483,250.00	
Cuádruple efecto	\$	15,000.00	
Condensador	\$	47,250.00	
Bomba de vacío			\$ 1,545,500.00
TOTAL			

VII. - TACHOS.

	\$	1,436,668.00	
Tachos	\$	75,000.00	
Condensadores			\$ 1,511,668.00
TOTAL			

VIII. - CRISTALIZACION.

Cristalizadores	\$ 1,390,000.00	
Estructura tachos y crist.	\$ 199,816.00	
TOTAL		\$ 1,589,816.00

IX. - CENTRIFUGACION.

Centrífugas	\$ 1,302,400.00	
Conductor oscilatorio	\$ 101,520.00	
Elevador de azúcar	\$ 178,200.00	
TOTAL		\$ 1,582,120.00

X. - SECADO Y ENVASES.

Secador rotatorio	\$ 660,000.00	
Báscula de azúcar	\$ 64,890.00	
Máquina cosedora de sacos	\$ 8,240.00	
TOTAL		\$ 733,130.00

XI. - TANQUERIA.

Tanques	\$ 1,109,484.00	
Estructura tanques	\$ 125,546.00	
TOTAL		\$ 1,235,030.00

XII. - EQUIPO DE BOMBEO.

Bombas	\$ 859,680.00	
TOTAL		\$ 859,680.00

XIII. - TUBERIAS Y CONEXIONES.

Para calcular el costo de las tuberías y conexiones necesarias se consideró un quince por ciento del costo total del equipo instalado tomando en consideración los mismos puntos que se expusieron en el caso del equipo de bombeo.

Costo de tubería y conexiones	\$ 3.291,366.00	
TOTAL		\$ 3.291,366.00

XIV. - TERRENO Y EDIFICIOS.

Costo de los mismos	\$ 4.500,000.00	
TOTAL		\$ 4.500,000.00

INVERSION FIJA TOTAL \$29.733,808.00

B. - COSTO DE PRODUCCION.

a. - Materias primas.

Caña	273,600 ton. a \$ 70.00/ton.	\$19,152,000.00
Varios		\$ 700,000.00

b. - Combustibles.

Petróleo	1.095 m ³ a \$ 180.00/m ³	\$ 197,100.00
Bagazo	Incluído en la caña.	

c. - Mano de obra.

Manejo de caña		\$ 65,000.00
Molienda		\$ 127,000.00

Planta de vapor	\$	40,000.00
Planta eléctrica	\$	16,000.00
Clarificación	\$	106,000.00
Evaporación	\$	38,000.00
Tachos	\$	50,000.00
Cristalización	\$	96,000.00
Centrifugación	\$	80,000.00
Secado y envase	\$	46,000.00
Seguro social e impuestos	\$	112,880.00

d. - Supervisión.

Personal técnico	\$	186,000.00
Seguro social e impuestos	\$	31,600.00

e. - Mantenimiento y reparaciones.

Mantenimiento	10 % del costo del equipo instalado	\$ 2,523,380.00
Reparaciones		\$ 500,000.00

f. - Depreciación.

Cargado como un 10 % del costo del equipo instalado	\$ 2,523,380.00
---	-----------------

g. - Varios.

Laboratorio	\$	40,000.00
Departamento técnico	\$	18,000.00

COSTO TOTAL DE PRODUCCION **\$26,648,340.00**

C. - GASTOS DE ADMINISTRACION Y VENTAS.

a. - Salarios	\$ 170,000.00
b. - Seguro social e impuestos	\$ 28,900.00

Debido a que en el precio de venta que se considerará está incluida una de las funciones de U.N.P.A.S.A. que consiste precisamente en la distribución y venta de los azúcares producidos por los ingenios asociados, no existirán gastos de venta.

COSTO TOTAL DE ADMINISTRACION \$ 198,900.00

D. - CAPITAL DE TRABAJO.

Antecedentes.

Los ingenios azucareros que operaban en el país en el año - 1931 acordaron organizarse en una institución de servicio, sin fines de lucro que se denominó AZUCAR, S. A., y que inició sus actividades los primeros días de Enero de 1932, y que en el año de 1938 se transformó en la Unión Nacional de Productores de Azúcar, S. A. de C. V., y que tiene el carácter de organización nacional auxiliar de crédito.

La U.N.P.A.S.A. agrupa a todos los ingenios azucareros - que operan en el país de los cuales recibe el azúcar que producen, encargándose de la distribución y venta de este artículo en todo el territorio nacional, exportando los excedentes y consiguiendo y proporcionando a sus asociados créditos para la producción azucarera de cada nueva zafra.

Los ingenios como unidades industriales, constituyen empre

sas autónomas que conservan su administración y dominio independientes, regulando sus relaciones con la U.N.P.A.S.A. a través de los estatutos y el control uniforme de aportación y distribución de azúcares.

La U.N.P.A.S.A. como asociación de productores y como organización nacional auxiliar de crédito, realiza actividades comerciales, como son organizar y realizar la distribución del azúcar al menor costo -- así como efectuar las ventas en forma directa o por conducto de distribuidores en todo el país, fomentar y promover el consumo interno con miras a mejorar la dieta alimenticia de nuestro pueblo; actividades varias como -- son estimular la implantación de medidas tendientes al mejoramiento del -- cultivo de la caña de azúcar, la aplicación de fertilizantes adecuados así -- como estudios analíticos de los suelos; actividades financieras facilitando a sus miembros el uso del crédito para la fabricación de azúcar mediante -- préstamos, anticipos sobre la producción y otros créditos con objeto de -- que puedan absorber los trabajos de campo, reparar maquinaria, cubrir -- salarios y adquirir combustibles.

En todos los créditos que otorga U.N.P.A.S.A. obtiene la garantía adecuada, como hipotecaria de las unidades industriales, prendaria de las cañas y de los azúcares que se produzcan y, en su caso, la prendaria de la maquinaria que se adquiere con el crédito, con lo cual su posición financiera reúne las mejores condiciones de seguridad.

Conforme los ingentos inician su zafra y consecuentemente -- sus aportaciones de azúcar, se les otorga un anticipo a cuenta del precio --

de venta del azúcar, el que destinan a sus gastos normales de fábrica y de campo incluyéndose el salario de los trabajadores.

Durante el mes de Junio de cada año, una vez terminada la zafra se calcula un precio inicial de liquidación del azúcar, estimado de acuerdo con la experiencia y las perspectivas de los mercados, los ingresos y gastos correspondientes al azúcar producido. De esta liquidación se descuenta el anticipo otorgado, cubriéndose el remanente en efectivo y mediante aceptaciones conforme a las posibilidades financieras de la U.N.P.A.S.A. El pago en efectivo es suficiente para que el ingenio liquide a los campesinos las cañas industrializadas.

Estimación del capital de trabajo.

Capital de trabajo máximo:

Inventario de azúcar a costo	\$ 26.847.240.00
Deuda por caña	\$ 19.152.000.00
Diferencia	\$ 7.695.240.00

Capital de trabajo mínimo:

Después de cobrar a U.N.P.A.S.A. no hay prácticamente capital de trabajo. Sin embargo, existen intereses que se suman por el financiamiento de U.N.P.A.S.A. durante el período de zafra.

Interés del financiamiento 6 % anual.

Total de los intereses que se suman

(capital de trabajo máximo) x 1.2 (interés anual)

$(7.695,240.00) \times 1/2 \times (0.06) =$ \$ 230,858.00

E. - ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS.

a. - Ventas

Azúcar 30,096 ton. a \$ 1,220.00/ton. \$ 36,717,120.00

Mieles finales 7,448,760 kg. a \$ 0.40/kg. \$ 2,979,504.00

Total \$ 39,696,624.00

b. - Costo de producción \$ 26,648,340.00

Utilidad bruta \$ 13,048,284.00

c. - Gastos de administración \$ 198,900.00

Utilidad de la operación \$ 12,849,384.00

d. - Intereses del financiamiento de U.N.P.A.S.A. \$ 230,858.00

Utilidad antes de impuestos \$ 12,618,526.00

e. - Impuestos: 43 % \$ 5,425,966.00

UTILIDAD NETA \$ 7,192,560.00

F. - RENTABILIDAD.

Utilidad después de impuestos \$ 7,192,560.00

Inversión fija \$ 29,733,808.00

Rentabilidad = $\frac{\text{utilidad neta}}{\text{inversión fija}} \times 100$

$$\text{Rentabilidad} = \frac{\$ 7.192.560.00}{\$ 29.733.808.00} \times 100 = 24.2 \%$$

G. - TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION.

Depreciación \$ 2.523,380.00

Tiempo en años en que se recupera la inversión = x

$$x = \frac{\text{Inversión fija.}}{\text{utilidad neta} + \text{depreciación}}$$

$$x = \frac{29.733,808.00}{7.192,560.00 + 2.523,380.00} = 3.06 \text{ años.}$$

CONCLUSIONES

Del análisis de los capítulos anteriores se desprenden las si guientes consideraciones importantes:

1.- La inversión más fuerte en lo que se refiere a costo de equipo es tá representada por el departamento de molienda, por lo que sería deseable la instalación del bloque de molinos unificado que se propone en el departamento respectivo.

2.- La erogación del capital de trabajo como tal no es necesario debido a el anticipo de pago de azúcares por U.N.P.A.S.A. con un interés -- muy moderado, lo cual viene a significar una gran ventaja.

3.- La ausencia de gastos de ventas y por consiguiente de departamento y personal respectivo con todos los problemas que traen consigo debido a que los tales gastos se encuentran incluidos en el precio del azúcar proporcionado por U.N.P.A.S.A.

4.- Tomando en consideración que en la situación actual una rentabilidad de 15 % se puede considerar buena, para una empresa con riesgos normales, la obtenida teóricamente en el presente estudio del orden de 25 % - es muy aceptable.

5.- La recuperación del capital en tres años es la adecuada para una inversión de esta magnitud, máxime si se considera que únicamente se tra baja durante seis meses al año.

B I B L I O G R A F I A

1. - ARIES & NEWTON: Chemical Engineering Cost Estimation
2. - BADGER & BANCHERO: Introduction to Chemical Engineering
3. - BARISH: Economic Analysis
4. - BROWN: UNIT Operations
5. - FAIRES: Thermodynamics of Heat Power
6. - HENLEY & BIEBEK: Chemical Engineering Calculations
7. - HUGOT: Handbook of Cane Sugar Engineering
8. - KERN: Process Heat Transfer
9. - Manual de la Cía. Fundidora de Fierro y Acero de Monterrey
10. - Mc ADAMS: Heat Transmission
11. - Mc CABE & SMITH: Unit Operations of Chemical Engineering
12. - PERRY: Chemical Engineer's Handbook
13. - SEVERNS: Steam, Air, and Gas Power
14. - SPENCER: A Handbook for Cane Sugar Manufacturers
15. - TRMP: Machinery and Equipment of the Cane Sugar Factory
16. - VILBRANDT & DRYDEN: Chemical Engineering Plant Design
17. - WALKER, LEWIS, Mc ADAMS & GILLILAND: Principles of Chemical Engineering

 **INDUSTRIAS DE MÉXICO S. de R. L.**

Mier y Peinado 227 Col. del Valle Tel. 23-03-33
México 12 D. F.