

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



ESTUDIO DEL PROCESO DEL INGENIO
EL MOLINO S. A.

96

INFORME PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

SALVADOR ESQUIVEL REYES

CIUDAD UNIVERSITARIA

1974



Universidad Nacional
Autónoma de México



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.

AS Tesis
DE 1974
ECHA
REC 147-~~00~~ 91



QUIMICA

Jurado

PRESIDENTE ING. HECTOR M. LOPEZ HERRERA

VOCAL ING. CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO

SECRETARIO ING. ANTONIO REYES CHUMACERO

1er. SUPLENTE ING. GERARDO RODRIGUEZ ALONSO

2do. SUPLENTE ING. ENRIQUE M. DE LA GARZA TOLEDO

Sitio donde se desarrolló el tema: Tepic Nayarit

Nombre completo del sustentante. ESQUIVEL REYES -
SALVADOR.

Nombre y firma del asesor del tema: HECTOR M. --
LOPEZ HERRERA



"EVALUACION DE LOS DEPARTAMENTOS DE ALCALIZACION,
CALENTADORES Y EVAPORADORES; EN LA ELABORACION DE
AZUCAR ESTANDAR BLANCO EN EL INGENIO EL MOLINO, S. A.
DE TEPIC, NAYARIT."

Con Agradecimiento a:

Don Candelario Bañuelos (tata)
Doña Francisca P. de Bañuelos (nana)
Doña Amada Vargas Vda. de Pucián (bisabuela)
Sra. Eulalia Reyes P. (madre).

Con amor a mi esposa Norma
y a mis hijos:

Salvador
Getsi y
Norma Francis.

Amigos y familiares.

Dedicada a:

Mis alumnos de la Uni-Nay.

Al Rector de la Uni-Nay.
Ing. Ricardo Vidal Monzo.

Con el deseo que salga adelante en sus planes de mejoramiento para la Universidad; y en particular el - plan de desarrollo industrial en - Sucroquímica.

A mis compañeros maestros,
azucareros y en especial a
la Empresa El Molino, S.A.

A la memoria del guía azucarero

Ing. Manuel Otalora B.

A mis maestros.

Con todo mi agradecimiento
a mi Escuela.

C O N T E N I D O

CAPITULOS:

- I.- Introducción y Objetivo.
- II.- Descripción del flujo cualitativo y cuantitativo de la obtención de azúcar actual en el - Ingenio.
- III.- Análisis teóricos de los procesos de alcalización, calentamiento y evaporización.
- IV.- Departamento de Alcalización.
 - a).- Resumen de como se realiza el proceso con diagrama de flujo.
 - b).- Modificación a introducir y diagrama de flujo
 - c).- Probables eficiencias con la modificación de referencia a la anterior.
- V.- Departamento de Calentadores.
 - a).- Resumen de como se realiza el proceso y diagrama de flujo.
 - b).- Cálculos.
 - c).- Capacidad instalada contra capacidad que se maneja.
- VI.- Departamento de evaporación.
 - a).- Resumen y diagrama de flujo.
 - b).- Cálculos.
 - c).- Equipo Combinado.
 - d).- Condensadores de ambos cuádruples.
- VII.- Conclusiones y Recomendaciones.

INTRODUCCION Y OBJETIVO

El Ingenio el Molino, S. A., es una típica Industria Azucarera, que comenzó siendo un trapiche y en la actualidad ha llegado a convertirse en un importante centro fabril de la ciudad de Tepic.

Esto ha motivado que los diferentes departamentos continuamente estén sujetos a estudios, proyectos, cambios y correcciones y así paulatinamente van aumentando su capacidad de acuerdo y en la medida que la economía lo permita.

En el año de 1966 fué efectuado el más importante aumento en la capacidad, teniendo como base la adquisición de un moderno tándem de mollienda con una capacidad de acuerdo con las condiciones del campo regional de 3,500 toneladas de caña por día.

A partir de ese año las molliendas máximas alcanzadas por día han sido del orden de 3,000 toneladas de caña por día y en algunas ocasiones un 30% menos.

La administración del Ingenio ha decidido equilibrar la capacidad de las instalaciones para lograr una mollienda definitiva de 4,000 toneladas de caña por día.

De los estudios realizados se observó que los departamentos de calentadores y evaporación son los que estaban limitando la velocidad de mollienda.

En la reparación de 1973, se aumentó y se modificó la capacidad y estación de calentadores; en igual forma se aumentó en 2,000 Ft² la estación de evaporadores.

En este informe se hace un análisis de la capacidad

actual de estos departamentos y además se proponen ciertos -- cambios en el proceso de la alcalinización operación fundamental en la defecación del jugo.

Por estudios previos se estima que el departamento de tachos tiene la capacidad por una molienda de 4,000 toneladas por día; sin embargo este departamento está sujeto a trabajar con determinadas eficiencias que están en función de la calidad del jugo claro.

Se sabe que un jugo claro que contenga gomas y coloides debido a una mala defecación y clarificación producirá una meladura de iguales condiciones; ya que por el proceso de la evaporación estas gomas no pueden ser eliminadas y por lo tanto, llegaran hasta el departamento de cristalización causando interferencias en las velocidades de cristalización.

Por lo anterior se ve claramente la gran importancia de un buen control en la alcalinización con el fin de que los ciclos de las plantas sean lo más corto posible.

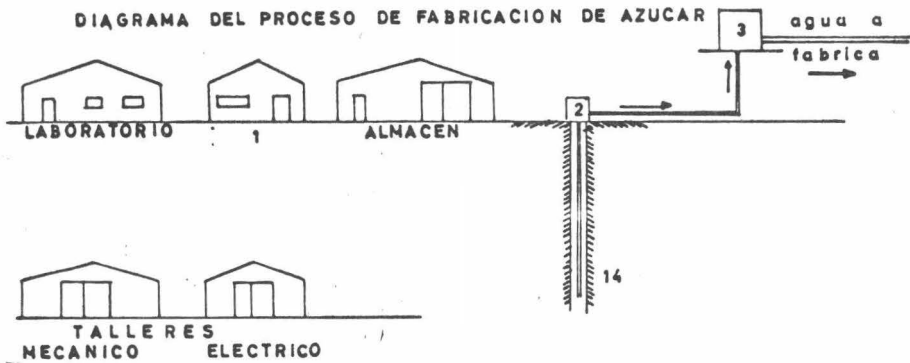
Estas razones fueron suficientes para en este trabajo darle una importancia mayor al desarrollo de la teoría de alcalinización.

C A P I T U L O I I

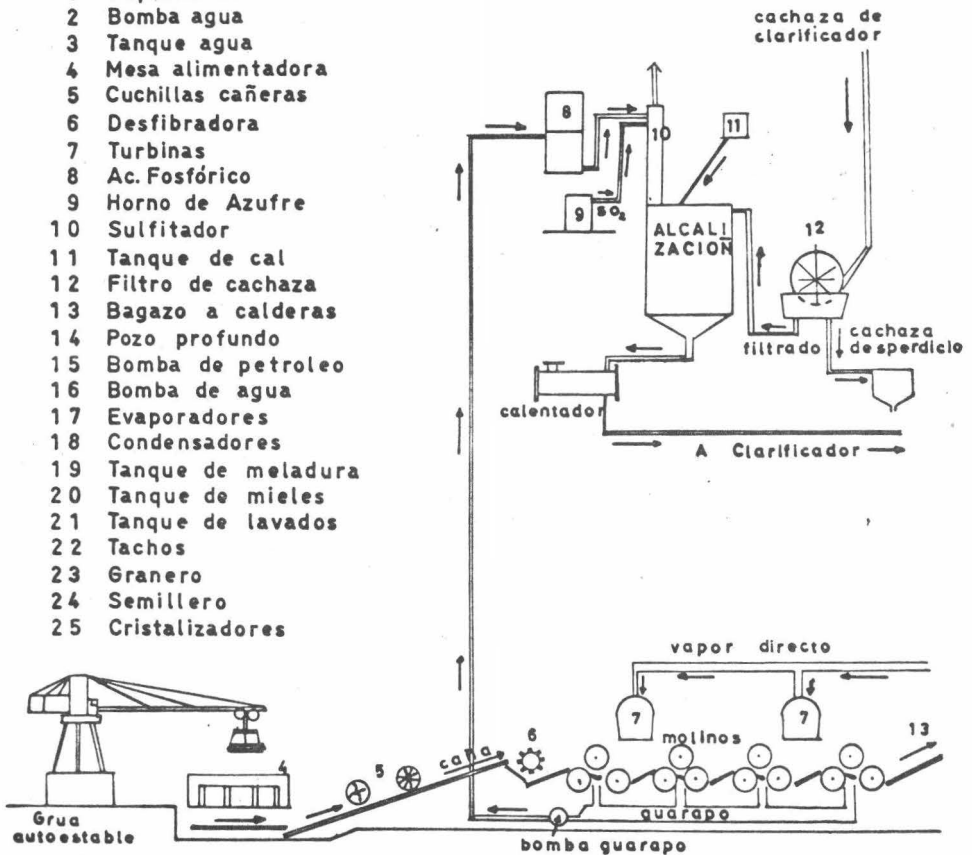
DESCRIPCION DEL FLUJO CUALITATIVO Y CUANTITATIVO
DE LA OBTENCION DE AZUCAR ACTUAL EN EL INGENIO

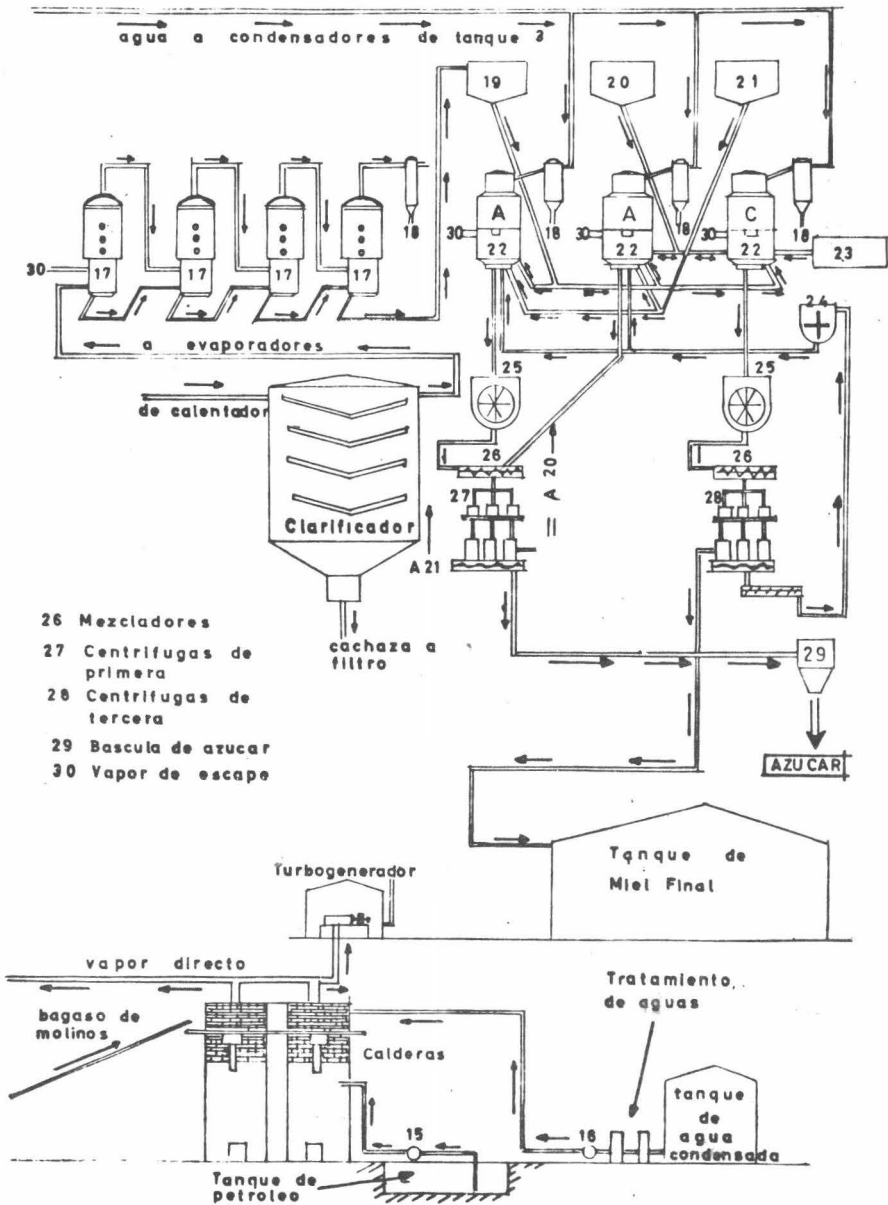
CAPITULO NO. II

DIAGRAMA DEL PROCESO DE FABRICACION DE AZUCAR



- 1 Superintendencia
- 2 Bomba agua
- 3 Tanque agua
- 4 Mesa alimentadora
- 5 Cuchillas cañeras
- 6 Desfibradora
- 7 Turbinas
- 8 Ac. Fosfórico
- 9 Horno de Azufre
- 10 Sulfitador
- 11 Tanque de cal
- 12 Filtro de cachaza
- 13 Bagazo a calderas
- 14 Pozo profundo
- 15 Bomba de petroleo
- 16 Bomba de agua
- 17 Evaporadores
- 18 Condensadores
- 19 Tanque de meladura
- 20 Tanque de mieles
- 21 Tanque de lavados
- 22 Tachos
- 23 Granero
- 24 Semillero
- 25 Cristalizadores





DESCRIPCION DEL FLUJO

Manejo de Caña.

En tercios atados con cadenas, se pesa en una báscula marca Fair Toledo de 50 toneladas. Para la descarga hay -- dos grúas radiales tipo autoestables construidas por Consor- cio Industrial de 6 toneladas de capacidad y un radio de tra- bajo de 18.5 mt. 1 grúa móvil marca Koehring.

Cada una de ellas descarga en una mesa alimentadora de estructura y lámina de fierro, con 7 hilos de cadena accio- nados por motores eléctricos marca General Electric de 15 HP. acoplados a reductores de velocidad marca Gutiérrez. Una grúa Portatil marca Koehring tamaño 304, serie número 6007 de las- siguientes caracterfsticas: cuando trabaja con mástil de 12'- y a un 75% de inclinación de capacidad de 5 toneladas. Dos arañas marca Industrias Arciniega, de dos cables de capacidad- de 3 toneladas/carga. La capacidad de manejo es de 5,000 tone- ladas de caña por día.

M o l i n o s.

Con el fin de extraer el jugo de la caña contenien- do sacaroza, se dispone para su molienda de 4 juegos de Mol- linos A.W. Smith 35" X 60" manejados por dos turbinas ELLIOT de 1,100 HP. conectados a una planta de reducción de 4,000 a --- 6.95 RPM. Los molinos están equipados con acumuladores Hidraú- licos Edwards. Molinos y reductores son lubricados por unida- des de bombeo Farval.

Velocidades normales de molienda son de 3,200 y --- 3,000 RPM. para la primera y segunda turbina respectivamente; obteniéndose una velocidad periférica de 47.3 Ft sobre minuto basada en el diámetro de la masa de primer molino.

Se tienen moliendas normales de 132 toneladas de ca-

na sobre hora con una extracción del 85% de jugo mezclado (% en caña), produciéndose 39.6 toneladas sobre hora de bagazo y una cantidad de azúcar con un rendimiento de 8.4% de 11.1 toneladas sobre hora.

Actualmente el trabajo de molienda se lleva a cabo por el sistema llamado de imbibición compuesta; que consiste en añadir de un 12 a un 15% en caña agua a la salida del tercer juego de Molinos. A su vez el jugo extraído del cuarto -- juego de Molinos se aplica a la salida del segundo juego de Molinos (Jugo residual). A su vez el jugo del tercer juego es aplicado a la salida del primer juego de Molinos.

Las extracciones obtenidas en los primeros y segundos juegos de Molinos son mezclados para obtener un jugo mezclado de alrededor de 15 a 16 grados Brix (Jugo mezclado) el cual es filtrado antes de ser enviado a elaboración donde se llevará a cabo el proceso para la obtención de azúcar estándar blanco. El primer contacto del jugo mezclado con el departamento de elaboración se lleva a cabo en el Sulfitador.

Sulfitación.

Para efectuar una acción blanqueadora sobre el jugo mezclado con el fin de obtener un azúcar crudo que esté de acuerdo con las normas de calidad se le añade al jugo mezclado anhídrido sulfuroso (Bióxido de Azufre); que al reaccionar -- con el jugo se forma el sulfito.

La adición de SO_2 se controla de una manera objetiva y manual por medio de papel indicador de PH; se procura -- que la operación de sulfitación haga disminuir el jugo procedente de Molinos su PH en media unidad (5 décimas) llegando -- en esta forma a ser el consumo de azufre de 450 grms. por tonelada de caña.

El sulfitador no es más que un eyector en cuya cabeza dispone de 4 toberas convergentes con una sección transversal de $.01 \text{ Ft}^2$ que nos permiten alcanzar velocidades de flujo en la salida de 200 pies sobre segundo a continuación viene una reducción tipo venturi llamada garganta del sulfitador y luego una zona de expansión llamada de difusión zona en la cual se mezcla el gas sulfuroso con el jugo.

Con el fin de proporcionar el gas sulfuroso se dispone de un horno con cuatro charolas de hierro fundido con un área de un metro cuadrado para quemar el azufre.

De acuerdo con Hugot es necesario un metro cuadrado de superficie para quemar 25 Kgms. de azufre; si el horno dispone de cuatro metros cuadrados de superficie bastarán si la eficiencia del horno es mayor del 65% para molindas del orden de 145 toneladas de caña sobre hora con el fin de que el jugo lleve por cada tonelada de caña 450 grms., de azufre.

Generalmente el jugo mezclado registra un PH de 5.5 por lo que se procura en el ingenio que después de la sulfitación el PH del jugo sulfitado sea de 5.

Alcalización

Se le añade lechada de cal al jugo sulfitado más al filtrado procedente de la clarificación que resulta ser en términos generales un 8% de la caña molida.

La lechada de cal es 12 grados Be; hasta que el jugo alcalizado registre un PH de 6.6 el encalador se da por satisfecho y procura mantener tal valor en ese rango. Para tal objetivo constantemente procura tomar muestras y medir el PH por medio de papel indicador de PH.

El tanque de alcalización cuyo volumen es de 34,000

litros dispone de agitación mecánica por medio de una propela de bronce de aproximadamente 25 cms., de diámetro.

Después de efectuada la alcalización el guarapo es enviado a la estación de calentadores.

Calentadores.

En la estación de calentadores se dispone de una superficie total de 6,000 Ft² de los cuales 4,000 Ft² se mantienen en servicio y los restantes 2,000 se les hace circular solo para su limpieza durante 8 horas.

Dicha estación de calentadores es capaz de manejar molendas de 4,000 toneladas de caña por día.

El jugo normalmente se recibe a una temperatura de 90°F y se procura que a la salida sea de 218°F; e inmediatamente es enviado al departamento de clarificación.

Clarificación.

Tres clarificadores 2 tipo Graver cada uno con 6 charolas de 5.48 Mts. (18') de diámetro y capacidad de 120,000 Lts. y uno de 9.15 Mts. de diámetro con capacidad de 415,000 litros también tipo Graver.

Dos filtros rotativos a vacío, marca Eimco uno de 2.44 X 4.88 Mt. (8'X16) y el otro (3,04X4.88 Mt.) (10'X16').

Se dosifica el floculante. AP-30 separan por cada 8 Hrs., con el fin de englobar los precipitados de bajo peso específico, motivando un aumento en la velocidad de asentamiento aumentando así la eficiencia del equipo instalado.

El jugo caliente se recibe en clarificadores con un

PH de 6.6 y se obtiene un jugo claro con un PH de 6.4 a 6.2.

Por la parte inferior del clarificador se extrae la cachaza o sea los sólidos asentados durante la decantación; y es enviada por medio de una bomba al mezclador de cachaza en donde se le añade bagazillo en una proporción de 16 Kgms., -- por tonelada de caña molida.

Dicho bagazillo procede del bagazo tamizado a la salida del cuarto juego de molinos el cual es enviado por medio de un ventilador hacia el departamento de clarificación.

Con las moliendas promedio actual es de 132 toneladas de caña por hora con un 15% de maceración y 80% de extracción a un brix de jugo mezclado de 16 y purezas de sacarosa, - de 80% es comun obtener:

$$(132) \frac{(100)}{80} (.025) = 4.1 \text{ Ton. de cachaza} \\ \text{hr.}$$

y una cantidad en jugo claro correspondiente al 98% del jugo mezclado.

Las dosificaciones del Ap 30 Separan se efectúa diluyendo el Separan en tambores de 200 Lts., con agua previamente instalados en la parte superior de cada clarificador en donde cada 8 horas en cada tambor se ponen 200 grms., con --- excepción del clarificador No. 3 que por ser de mayor tamaño se disuelve doble cantidad de floculante.

Cocimientos y Tachos.

Tacho No.	Capacidad		Superficie	Calidad
	lt	ft3		
1	20721	730	1192	A
2	20721	730	1184	A
3	20721	730	1206	A ó pie.
4	18174	640	1046	Pie.

Tacho No.	Capacidad		Superficie ft2	Calidad <u>masa</u>
	lt	ft3		
5	64932	2300	2648	Cristalización + C
6	64932	2300	2648	C.
7	64932	2300	2648	A.

Templ as A.

El sistema de cocimiento para obtener una templa A es bien llevado.

La técnica se basa partiendo del magma como pie de templa; dicho magma se obtiene de la azúcar C; mezclada con miel de la templa A (lavados).

La pureza de las masas es mantenida a 80-82% utilizando para ello lavados de A con una pureza de 68-76%.

En una semana de trabajo es normal obtener 19 templas de 1400ft³ y 63 de 710ft³ haciendo un total de 714ft³ -- con una molienda de 14,408 Ton. de caña esto equivale a 4.95-
ft3
Ton. caña.

Si la densidad de masa cocida se considera de 82 -- 1b/ft³ esto nos daría (4.95) (82) 1b/Ton. caña de masa A.

Considerando los 3 Tachos de 700 ft³ = 2100 ft³ dejando 3 horas de cocimiento y un ciclo total de 3.5 Hr. el volumen total por día cocido es de 14,400 ft³.

Para el tacho de 1400 ft³ el tiempo de ciclo es de 4. el volumen cocido al día es de 8400 ft³.

Cantidad de masa cocida al día = (8400+14400)ft³ = 22800 = 23000ft³.

Lo que correspondería en caña de molienda al día: -

Condiciones Tfpicas.

Masa 62.3% de pureza; Brix 96

Ciclón caliente 42.

Cristales obtenidos 26%

Receptores de Masa C.

Un volumen de 44216 Lt. tiene de capacidad el vaso cilíndrico el cual está sin agitación.

Por medio de una bomba de Charnela se bombea la masa hasta 46 Mt. observando que el flujo es de 302 lt/min.; lo que es equivalente a 642 ft³/hr.. La tuberfa es de 10" por lo que tenemos un flujo con una velocidad de 0.37 ft/seg. a máxi ma capacidad.

Cristalizadores.

Existen 6 cristalizadores pequeños T.W. el volumen-neto es de 650 ft³ (18587 lt) y el area cambiadora de calor - es de 756ft² (70.69m²); la relación superficie a volumen es - de 3.80 m²/m³.

Existen además 4 cristalizadores grandes de 40151 - lt. (1420ft³) de capacidad con tubos de enfriamiento horizontales con un area de 79.8 m² (860 ft²).

Estos trabajan ciclos de 36 horas por lo tanto su - capacidad es de:

$$(4) (1420) \frac{(24)}{36} = 3800 \text{ ft}^3/\text{dfa.}$$

36

Los cristalizadores Wer Kspoor puestos con ciclos - de 12 Hr. 10 horas de enfriamiento y 2 horas de recalentamiento; considerando llenos 5 de ellos tenemos:

$$\frac{23000 \text{ ft}^3 \text{ de masa A} = 4600 \text{ Ton. caña}}{4.95 \frac{\text{ft}^3}{\text{Ton. de caña/dfa}} \quad \text{dfa.}}$$

La capacidad de tachos está en exceso.

Sistema de Masa C.

Una carga de meladuras y lavados es tomada hacia el tacho 5. Esta es entonces concentrada hasta que la miel tiene una viscosidad que el tachero controla con la prueba del "Hilo" en los dedos.

Entonces el tacho es sembrado con semilla previamente preparada partiendo de 22 Kg. de azúcar fina mezclada con gasolina ó alcohol. El tamaño del gramo obtiene en el molino de bolas se procura sea de 10-15 microns.

Una vez que el sembramiento se ha efectuado el pie se hace con lavados y purga hasta llevar al tacho el proceso toma de 3 1/2 a 4 Hrs.

La mitad del lance es entonces cortada al granero receptor y el remanente es trabajado otra vez por (3 1/2 - 4) horas con lavadura y purgas.

La mitad de este lance es entonces cortada por el Tacho No. 7 y ambas mitades son trabajadas 5 horas, con purgas. Un total de 4 lances obtenidos de la semilla inicial. A causa de las fluctuaciones del vapor al tamaño del gramo no es uniforme.

La masa es descargada a muy bajo Brix a causa de las dificultades que se presentan en el receptor de lances.

$$(5) (650) \frac{(24)}{12} = 6500 \text{ ft}^3/\text{dfa.}$$

12

Considerando 1.94 ft³ de masa por ton. de caña (55-lt/Ton. de Caña).

Entonces la capacidad de los cristalizadores Werk - poor es de: 3350 Ton. de caña/dfa.

Máquinas Centrífugas.

Sistema de Masa A.

Hay cuatro máquinas semiautomáticas Western States-G. controladas por un operador. La canasta es de 48 in de diámetro por 30 pulgadas de alto. La capacidad teórica de la canasta es de: 15ft³.

Considerando la densidad de la azúcar centrífugada- de 62 lb/ft³ la canasta produce 930 lb/ciclo. Considerando un 95% de eficiencia y considerando los ciclos de a 5 minutos la capacidad es de: (930) (.95) (24) (12) = 254448 lb/dfa.

Lo que equivale en caña a:

Ton. de caña/dfa.-

$$\frac{(15) (12) (24) (4)}{4.95} = 3500 \text{ Tonels. de caña Dfa.}$$

Centrífugas de Masa C.

Existen 5 máquinas continuas automáticas Western -- States con canastas de (34)(34). Están trabajando con control de alimentación automático el cual abre ó cierra de acuerdo - con la carga en el motor.

Considerando que cada máquina es capaz de manejar - 65 ft³/hr. la capacidad total de esta estación es de 325 ft³/hr. de masa cocida. Considerando el valor de 1.94 ft³/Ton. de

caña se podrán manejar 4000 Ton. de caña / día.

La capacidad de esta estación está en función de la temperatura; pues si en vez de trabajar el corte a temperaturas de 60°C la capacidad disminuye a 40ft³/hr.

Secado de Azúcar.

Se efectúa por medio de un granulador de 1.81 mt. - de diámetro por 8.46 mt. de longitud.

El aire es proporcionado por un rotoclón. A la en - trada el aire es calentado por medio de un cambiador de calor el cual trabaja con vapor de alta presión.

El aire entra al secador a una temperatura de 130°C

El rotoclón es del tipo W tamaño 16 de American - Filter Company trabaja con una presión de agua de 60 lb/in² - con un gasto volumétrico de 3.5 gal/min.

Departamento de Envase.

Dos básculas electrónicas marca Cronos para sacos - de 50 Kilos de azúcar, con capacidad de 6 sacos/min. y dos co sedoras de sacos una semi-automática marca Eisbein Modelo B-6 y una Marca Unión Especial estilo 53600 K-362.

Almacenamiento.- Dos bodegas de azúcar con capaci - dad de: 200,000 sacos de azúcar de 50 Kgs./Saco.

Tanque para mieles.- Un tanque de lámina de hierro- cilíndrico vertical con capacidad de 7,500,000 litros.

Generación de Potencia.

La planta eléctrica cuenta con 2 turbo generadores-
los cuales son accionados con vapor de 220 Psig.

No. 1 marca General Electric de 1,330 KW a 3,600 --
RPM.

No. 2 marca Eling de 2,500 KW a 1,800 RPM.

Calderas:

El equipo consta de 3 calderas Babcock and Wilcox y
3 combustión Engineering. Todas las calderas son de uso y fue-
ron instaladas en 1929. Cuando se instalaron en el Ingenio se
operaron con presiones de 200 lb/in² manométricas.

No existen estadísticas de generación de vapor y --
consumo; aunque sin embargo las calderas 1,2 y 3 están equipa-
das con medidores de flujo de vapor individuales, estos medi-
dores no están operando y requieren servicio.

C a p a c i d a d e s .

Caldera	Marca	Area ft ²	Potencia HP	Vapor 34.5 lb/h/HP	Producido
1	B.W.	6000	650	22400	
2	B.W.	6000	650	22400	
3	B.W.	6000	650	22400	
4	C.E.	6150	805	27800	
5	C.E.	6150	805	27800	
6	C.E.	6150	805	27800	
	Total:	42450	4365	150600	

Producción Máxima Total.-
de vapores 68 ton/hr.

Servicio de Agua.

El agua es proporcionada por las dos bombas (pomonas) de los pozos (norias) que mandan al tanque elevado a 75' 4".

La bomba pomona No. 1 suministra agua a la destilería; ya que esta agua es más fría (80°F) y la de la bomba --- No. 2 (85°F) ya que tiene distinta profundidad No. 1 a 25 ft. y No. 2 a 185 ft.

La capacidad de bombeo de las bombas:

No. 1	1250 6 PM (USA)
No. 2	<u>600 6 PM (USA)</u>
Total	1850 6 PM (USA)

Alberca de enfriamiento (Enfriadero)

El agua de eyección de los condensadores y el rebosadero del tanque elevado es bombeado a el enfriadero por dos bombas:

Bomba Frederich de 8000 6 al/min.

Bomba GOULD de 10500 "

Con 90 y 45 ft de cabeza respectivamente.

La alberca está integrada por dos cabezales, un tubo elevado es colocado en cada cabezal, la altura del cual ha sido ajustada para mantener una presión máxima de agua de 22-psig. en las toberas de los rociadores a la atmósfera.

Un total de 150 toberas están instaladas en grupos de 5 cada una con barreno de 11/16". Manteniendo una cabeza de 22 psig. = 50.6 ft en las espreas se tiene una capacidad total de:

$$Q = (150) (0.62) A \sqrt{2gh} \text{ en ft}^3/\text{seg.}$$

h = cabeza en ft de agua

A = Area de la tobera en ft^2

$$Q = (150) (0.62) \frac{(11.0625) (.785)}{144} \sqrt{64 \times 50.6}$$

$$Q = 32.9 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$Q = 147.50 \text{ 6 PM (USA)}$$

RESULTADOS DE LAS CINCO ZAFRAS ANTERIORES

ANO	CANA MOLIDA (TONS.)	CANA MOLIDA/HA. (TONS.)	DIAS EFFECT. MOL.	% REND. EN FAB.	PRODUCCION AZUCAR (TONS.)
67	345,097	74	129	7.77	28,360
68	330,522	58.9	116	8.33	29,150
69	317,990	53.4	116	8.80	29,014
70	288,984	48.0	102	8.41	24,295
71	311,224	54.7	94	8.14	25,347

RESUMEN DE INFORME FINALES DE CORRIDA

Número de días de Zafra	173
Ton. de caña molida.	334,693
Ton. de caña molida por Hr.	122.69
Tiempo perdido % Total.	33.78
Kg. de miel final a 85°Brix por Tonelada de caña.	46.67
Extracción Molino: Jugo absoluto	77.11
Sacarosa en Caña	91.66
Imbibición % en caña	14.08
Ton. de azúcar producida	28,867
Tipo de azúcar producida y Pol. Estandar	99.50
Mascabado	97.18
Azúcar producida % de caña	8.53
Litros de petróleo por tonelada de caña.	3.85

DATOS ANALITICOS

Caña:

Fibra.....	15.32
Sacarosa.....	11.22

Jugo de la Desmenuzadora:

Brix	18.73
% de Sacarosa.....	15.21
Pureza.....	81.20

Jugo Mezclado:

Brix	15.93
% Sacarosa	12.76
Pureza	80.10

Bagazo:

% Fibra	45.74
% Humedad	50.49
% Sacarosa	2.83

Miel Final:

Brix	89.04
% Sacarosa.....	36.23
Pureza.....	40.69

Balance de Sacarosa:

Pérdidas: Bagazo	0.95
Miel Final	1.61
Cachaza.....	0.10
Indeterminados	0.04
Pérdidas Totales ..	2.70
Azúcar Producida ..	8.52
Sacarosa en caña ,,	11.22

Información Agrícola:

Variedades de caña.- Las variedades de caña que se cultivan son la CO - 290 en un 25%, la Mex - 53 - 142 en un -

en un 25%, la Mex - 54 - 81 en un 35%, 12% de Mex - 54 - 85 y CO - 213 en un 3%.

Riego.- Todos los terrenos son de temporal .

Abonos.- Se aplica sulfato de Amonio al 20.5% -----
700 Kg/Ha. en socas y resocas. En aplicaciones .

Preparación de las Tierras.- Las tierras se prepara -
ran con tracción mecánica.

Cultivo de Plantillas y Socas.- A las plantillas se acostumbra darles de dos a tres cultivos mecánicos y a las socas un descarne subsuelo, un cultivo y una ó dos limpias manuales. En algunos casos tanto en plantillas como en socas y resocas se aplican herbicidas.

Clases de Tierras.- Arcillas - rojas y arenoarci --
llas.

Abastecimiento de caña.- Abastecen al Ingenio colonos y ejidatarios.

Equipo de Transporte.- Se emplean camiones fleteros de los proveedores de caña para el acarreo y además. carretas cañeras tiradas por tractores.

C A P I T U L O I I I

ANALISIS TEORICOS DE LOS PROCESOS DE ALCALIZACION,
CALENTAMIENTO Y EVAPORIZACION

ANALISIS TEORICO, DEL PROCESO DE ALCALIZACION.

Lechada de Cal.

La masa de cal y agua consiste principalmente de una mezcla de suspensiones gruesas y de una suspensión coloidal de hidróxido de calcio.

El Hidróxido de Calcio.

Es una base relativamente fuerte cuya ionización -- tiene lugar en dos pasos.



Debido a que es pequeña la ionización secundaria -- del hidróxido de calcio es baja la concentración de iones calcio, el cual forma con muchos ácidos orgánicos sales que se disocian débilmente. Entre ellos se encuentran los ácidos glicólico y málico. Tienen tendencia a asociarse con amino ácidos para formar estructuras de quelatos poco ionizadas y iones complejos. Por lo tanto un jugo tiene una definida fuerza de secuestro para el calcio lo que da por resultado una disminución de la concentración del ión calcio.

En un sistema complejo tal como lo es el jugo de caña, en donde un gran número de sustancias iónicas moleculares coloidales y dispersas son capaces de reaccionar con una sustancia añadida; las primeras reacciones son aquellas que son esencialmente irreversibles, que se caracterizan por formar un producto que puede ser insoluble ó volátil; la más importante de ellas es la precipitación del fosfato de calcio.

El jugo tratado con la lechada de cal se separa en 3 capas distintas.

Las sustancias menos densas que el líquido flotan - en forma de espumas en cambio las más densas que se asientan - en el fondo en forma de precipitado floculento, quedando así - más o menos claro la porción central del jugo.

Calidad de la Cal.

Es necesario trabajar con cal de alta calidad con - el fin de producir una suspensión de partículas finamente di - vididas es el requisito para obtener jugos claros fácilmente - sedimentables.

La densidad de la lechada de cal es importante por - sus efectos en la característica del floculo y la eliminación - de cenizas. Encontrándose que si la densidad de la lechada de - cal decrece se obtiene también una disminución en el decremen - to del contenido de cenizas del jugo mezclado al jugo clarifi - cado.

O sea que la más alta densidad de (15 baume) produ - ce la mayor eliminación de cenizas y el más bajo calcio resi - dual en el jugo clarificado.

Precipitación del Fosfato de Calcio.

La mayor parte del fósforo se encuentra en el jugo de caña en forma de fosfatos solubles.

Esto se comprueba con el hecho de que el 80-90% se separa precipitando con lechada de cal. La precipitación termina prácticamente cuando se alcanza un ph de 7.0.

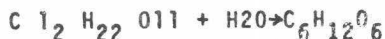
Estos resultados indican que en un jugo normal más del 10% del fósforo no está en forma de fosfato iónico; siendo probable que se encuentre formando parte de compuestos orgánicos como son los Fosfolípidos y el ácido fosfoglicérico.

Sin duda que algunos de los compuestos orgánicos de fósforo se precipitan por la cal, y por eso no se puede decir que todo el fósforo separable del jugo está en forma de fosfato iónico.

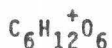
El Fosfato de cal que se obtiene en la alcalinización del jugo no es terminantemente un compuesto químico definido, si no que es en primer lugar, una masa amorfa de composición y de caracteres muy variados.

Substancias Orgánicas: Sacarosa

La única reacción significativa de la sacarosa que se ha encontrado en la clarificación es la inversión. Esta es una reacción de Hidrólisis.



D - glucosa



D - fructuosa

cuya velocidad se incrementa con la CONCENTRACION DEL ION HI-DROGENO y de la temperatura.

Esta reacción no es reversible; así que durante la clarificación se está llevando en un menor ó mayor grado.

Las curvas de la temperatura de Inversión muestran que para propósitos prácticos la inversión se vuelve despre - ciable arriba DE UN ph DE 7.2 y a una TEMPERATURA DE 100°C ó menor.

Es de gran importancia reducir la inversión a un m_inimo con el objeto de evitar pérdidas de azúcar.

Ya se ha mencionado que el propósito inicial de la alcalización es llegar a obtener un ph del guarapo hasta un punto en que la inversión no sea un factor grande pero procurando el juego no sufra altas alcalidades con el fin de evi - tar daños en la calidad del azúcar elaborada.

Azúcares Reductores.

El jugo de la caña contiene azúcares reductores en cantidades solo sobrepasables por la sacarosa.

Los principales azúcares reductores son las Hexosas

Glucosa y Fructuosa. Químicamente más activos que la sacarosa estos azúcares presentan un comportamiento opuesto en el sentido de que son muy estables en solución ácida. Pero se descomponen rápidamente en condiciones de alta alcalinidad. Los azúcares reductores se oxidan con facilidad, particularmente en solución alcalina.

Por lo tanto en la clarificación con cal, especialmente cuando por un tiempo considerable se mantiene el pH arriba de 8 ocurrirá una destrucción de azúcares reductores.

Este efecto no es deseable ya que muchos de los productos con compuestos ácidos de color castaño.

La velocidad de descomposición son numerosos y muchos de ellos son complejos de condensación de color muy subido ya que se forman ácidos y éstos pueden ser neutralizados por la cal, incrementándose entonces el contenido de calcio en el jugo.

También se forman complejos de condensación de alto color, los que causan que los azúcares producidos sean oscuros, por lo tanto tiene un valor práctico prevenir la destrucción de azúcares reductores.

A s p e c t o s.

La clarificación del guarapo causa la precipitación y coagulación.

Los resultados deseados son:

- 1) Precipitación y Coagulación tan completa como sea posible.
- 2) Rápida velocidad de asentamiento.
- 3) Mínimo volumen de asientos.

- 4) Asientos densos.
- 5) Jugo claro.

Factores como la temperatura el ph y la cantidad de cal determinan el carácter físico del sistema sólido-líquido-resultante.

RESULTADOS ADVERSOS.

Se implican los siguientes factores:

- 1) Un asentamiento incompleto puede ser debido.
 - a) El tamaño pequeño de las partículas.
 - b) A la acción coloidal protectora.
 - c) A la densidad de las partículas no mayor que la del jugo.
- 2) Un asentamiento lento puede ser debido a:
 - a) La viscosidad del líquido.
 - b) La gran área superficial de las partículas.
 - c) La pequeña diferencia de densidad entre partículas y líquidos.
- 3) Un gran volumen de asientos puede deberse a:
 - a) La gran cantidad de material precipitable particularmente fosfatos.
- 4) La baja densidad de los asientos debe ser por:
 - a) La forma y tamaño de las partículas.
 - b) La Hidratación de las partículas.

PARTICULAS GRUESAS EN SUSPENSION.

El material en suspensión responsable de la mayor parte de turbiedad del jugo en forma de dispersoides gruesos es decir las partículas que son removidas por la así llamada-

acción de barrido del flóculo, formado principalmente por la precipitación del fosfato de calcio.

Las partículas de un precipitado alcanzan su tamaño máximo cuando la concentración de las sustancias reaccionantes no es demasiado alta ni baja. Por lo tanto pueden esperarse las condiciones óptimas en el jugo para precipitar el fosfato de calcio cuando no hay un exceso y ni un defecto en la cal presenta en un instante dado.

La velocidad de asentamiento de las partículas depende de su tamaño, forma y densidad, así como también de la viscosidad del jugo y densidad.

La velocidad de caída se puede expresar por la Ley de Stokes.

$$v = D^2 \frac{(d_1 - d_z) g}{18 u}$$

v = Velocidad de caída.

D = Diámetro de la partícula.

D₁ = Densidad del sólido.

d_z = Densidad del líquido.

g = Constante de gravedad.

u = Viscosidad del líquido.

COLOIDES.

En el caso del jugo de caña los coloides pueden prevenir la unión de las partículas en suspensión y, por lo tanto, interferir con su precipitación. Los coloides tenderán a incrementar la hidratación de las partículas en suspensión ha ciéndolas de carácter gelatinoso, de tal manera que se asentarán lentamente formando precipitados voluminosos.

Los coloides del jugo de la caña son de dos tamaños (tipos): Liofílicos y Liofóbicos.

Los coloides Liofílicos son principalmente orgáni cos, estando caracterizados por una fuerte atracción hacia el líquido, una propiedad que se manifiesta por un alto grado de hidratación, hinchamiento y alta viscosidad.

Por otra parte los Coloides Liofóbicos están menos-hidratados formando dispersiones inestables que tienen poco efecto sobre la viscosidad.

Las liofílicas presentes en el jugo son las pecti nas, las pentosanas y las protefnas.

Entre las liofóbicas, las grasas y las ceras, las partículas del suelo y el material extraño proveniente de la operación molida. Si el jugo ha estado sujeto a la acción de los microorganismos, se encontrarán entonces coloides adicionales altamente indeseables. Entre estos se encuentran las glucosonas y las Levulosonas, de carácter mucilaginoso y liofí lico.

La cantidad de materia coloidal que existe en el jugo crudo cae dentro de los límites 0.20 y 0.29%. La clarifica ción puede hacer que esta cantidad aumente ó disminuya, pero en promedio se consigue una eliminación aparente del 10 al 15%.

La separación de coloides que se efectúa durante la clarificación se debe principalmente, a la acción del calor y de los cambios químicos. A la acción del calor las albuminas se deshidratan y se coagulan. Esta acción es también responsable en una parte considerable de la "clarificación" del jugo. Otras proteínas que tengan un punto isoeléctrico, por encima del correspondiente del jugo crudo, pueden ser igualmente coaguladas y precipitadas debido en primer lugar de la cantidad del fosfato que se haya en el jugo. Se ha demostrado con frecuencia, que para que se obtenga una buena clarificación del contenido de P_2O_5 en el jugo deberá ser de $\pm 0.03\%$ 300 p.p.m. Sin embargo algunos jugos darán una buena clarificación con menos fosfato, y por otra parte, la presencia de 0.03% no asegura una clarificación adecuada. Los altos porcentajes de P_2O_5 son indeseables debido a que originan un gran volumen de sedimentos y por otra parte, los jugos con un alto contenido de fosfato, del orden de 0.06 a 0.08% tienden a formar flóculos livianos que se asientan muy lentamente.

En muchas ocasiones el volumen de sedimentos llega a ser el factor más importante desde el punto de vista práctico de la clarificación. Si el volumen es grande entonces se agrega, por esa causa un peso adicional, sobre los filtros. Es más un incremento en el volumen de los sedimentos disminuye la altura de la sección líquida de la cámara de sedimentación. Por las dos razones anteriores se tiene una reducción de la capacidad efectiva de clarificación.

Como ya se señaló, el volumen varía directamente -- con el pH de alcalización se hace bajar, a menudo, con objeto de reducir el volumen de sedimentos.

El efecto de las partículas del suelo sobre la sedimentación constituye un factor importante en aquellos Ingenieros -- en donde la caña se cosecha en forma mecánica, ya que relativamente grandes cantidades de tierra son acarreadas a los

molinos por la caña.

Esas partículas de tierra incrementan la cantidad de sedimentos y también causan otros efectos, dependiendo esto de la naturaleza del suelo. Si el suelo contiene cantidades relativamente grandes de productores coloidales, tales como los que se encuentran en el jugo de cañas deterioradas, -- las partículas de tierra se sedimentarán con dificultad. Esto es particularmente cierto cuando se trata de suelos arcillosos, que tienen partículas de tamaño pequeño. En muchos casos con la tierra misma se introducen protectores de coloides. -- Las tierras diferentes en P_2O_5 absorberán fosfatos del jugo y esto puede interferir con la precipitación normal del fosfato de calcio.

C O L O R

El color normalmente aumenta en el proceso de clarificación. El color oscuro de los jugos claros es causado, en primer lugar por varios derivados polifenólicos, el principal de los cuales es un tanino. Zerban ha demostrado que en presencia de hierro, que puede provenir del material de los molinos, el color es 2 ó 3 veces más oscuro que en su ausencia. -- Esto se atribuye a la interacción combinada de los polifenoles la lactasa (que es una enzima oxidante) y las sales de -- hierro. Las sales ferrosas de los molinos se oxidan a férricas por la acción enzimática y éstas son las que producen los compuestos de color oscuros al combinarse con los polifenoles.

También se encuentran presentes las clorofilas verdes insolubles y las sacaretina amarilla.

En pequeñas cantidades se hayan los pigmentos anti-cianfínicos solubles. En la clarificación no se separan con efectividad las sustancias colorantes fenólicas, que de modo -- primario están en un estado coloidal. La cantidad real que es

tá presente es, normalmente menor del 0.01% pero ésto es suficiente para impartir un color obscuro a los jugos. Fort encontró después de la clarificación una clara relación entre el color de el contenido del hierro y también que el color tiende a aumentar al hacerse mayores los contenidos del calcio.

El color se origina también en la reacción pardeante que tiene lugar entre los azúcares reductores bajo condiciones alcalinas dan productos de descomposición de color obscuro.

FORMACION Y ACONDICIONAMIENTO DEL FLOCULO.

El requerimiento básico es manejar el proceso de -- tal manera que se obtenga un flóculo (llamado también grano ó coágulo) bien formado de asentamiento rápido, con la produc - ción de un jugo claro y brillante. La cosa importante es la - manera como se forma el flóculo.

En ésta influyen la calidad y los constituyentes -- del jugo, y secundariamente la partícula.

Los cambios fundamentales durante la clarificación - de un jugo:

- 1.- Un cambio en la concentración del ión H debido a la adic - ción de la lechada de cal.
- 2.- Coagulación de algunos de los coloides, debido a cambio - en la concentración del ión hidrógeno y la aplicación de calor.
- 3.- Formación de compuestos insolubles de calcio y sus comple - jos. El efecto total que se desea es la formación de un - precipitado de dos ó más etapas.

Al añadir en frío la lechada de cal para producir u na reacción alcalina, algunos coloides se precipitan formando lo que podría llamarse un flóculo de calcio.

Formándose un precipitado principalmente de fosfato de calcio y de hidróxidos de hierro y aluminio. Bond explicó el papel del fosfato que se forma un precipitado incompleto - cuando la concentración del fosfato es menor de 300 p.p.m. de P_2O_5 ó sea 0.3/100g de jugo crudo. Esta cantidad en pequeñas - variaciones en una y otra forma, se forma ahora en la Indus - tria como el requerimiento Normal. El papel del fosfato se --- considera tan importante que forma el eje control alrededor - del cual giran la mayor parte de las teorías sobre el mecanis

mo del proceso de clarificación.

Por otra parte se conoce que un jugo muy refracto -
rio puede contener tanto como el doble del requerimiento nor-
mal de fosfato y aún así no responde satisfactoriamente al --
tratamiento. Aunque influyen además otros factores, la impor-
tancia del fosfato es un hecho que todos reconocen.

Un precipitado de fosfato de calcio es floculento -
que remueve ciertos coloides por adsorción superficial y que -
al irse asentando arrastra mecánicamente algunos de los coágu-
los de calcio y algunas otras impurezas en suspensión. Al ca-
lentar el jugo las reacciones se aceleran. Por efecto de la -
deshidratación posteriormente puede tener lugar una precipita-
ción de los coloides. El efecto practicamente es que la preci-
pitación se consolida y con menos probabilidad puede formar u-
na nata.

El jugo de la caña tiene una reacción ácida con un-
ph de 4.5 a 5.4. Los coloides son liofílicos, estando presen-
tes tanto los fijos reversibles como los irreversibles carga-
dos negativamente.

Sus puntos isoeléctricos están situados entre el ph-
4.5 y el ph 6.0. Por eso al llevar a cabo la secuencia de al-
calización en caliente el efecto primario es la coagulación -
de los coloides afectados por el calor, a una concentración -
del ión hidrógeno en el punto isoeléctrico, ó cerca de él.

Estos flóculos parecen estar deprevistos de la fuer-
za mecánica necesaria para soportar un manejo industrial mode-
rado y algunos están fragmentados.

Después de la adicción de cal hasta un ph 7.8 se --
precipita el fosfato de calcio pero no absorbe ni ocluye mecá-
nicamente todos los fragmentos, resultando una solución lige-

ramente turbia.

La turbulencia (calentadores de alta velocidad y -- bombas centrífugas) es enemiga de la formación de flóculo.

Un factor importante en la relación de la turbiedad en el jugo clarificado es la resistencia mecánica al flóculo. Resientemente Ventr y Balch han propuesto que se añada, con - chas de ostras molidas, junto con la dosis de cal, a razón de 907 g/Ton. de caña.

La idea es proporcionar un núcleo donde se forme el flóculo e introducir, al mismo tiempo, un peso adicional. Esto recuerda la antigua práctica de espolvorear piedra caliza-molida sobre un tanque, donde se efectuaba un asentamiento, - lento con objeto de hacer más pesado el flóculo y asentarlo - más rápidamente.

La formación y acondicionamiento del flóculo no son procesos instantáneos. Los cambios físicos y químicos inducidos por la aplicación de cal dependen fundamentalmente de la propia alimentación de cal al flujo del jugo y de la uniformidad de la reacción que ocurre en su masa.

Alguien alega que la adición de la dosis entera de cal a solo una parte del jugo da por resultado que ocurra una benéfica reacción altamente alcalina.

Pero en el manejo de los casos, esta reacción altamente alcalina puede sólo tener lugar en una proporción muy - pequeña del volumen total del jugo, pudiendo además estar a - compañada de los perjudiciales efectos inherentes a los al - tos valores del ph.

De lo anterior se deduce que debe prestarse mucha a tención al diseño y mejoramiento de los dispositivos para mezclar la cal al jugo.

El mecanismo del problema comprende un factor tiempo que también es inductivo de la formación del flóculo.

El tanque Java de Honig y el tanque Pefeeko de ---- Smith son ejemplos no solamente de medios para suavizar las fluctuaciones en la reacción del jugo que sale de una etapa de alcalización si no también, de la velocidad de agitación y el diseño están apropiadamente escogidos de medios que proporcionan un retardo de tiempo, de tal manera que la formación del flóculo puede proceder hasta cerca de la terminación de la reacción. En la patente de White un simple tanque de mezclado está dividido en dos compartimentos. En el fondo del -- compartimento de entrada está instalada una hélice propulsora que mezcla el jugo que entra con su dosis de cal. El compartimento de salida está provisto de un agitador. La alta velocidad de la máquina Sumamix produce una cortina líquida que atraviesa la mitad del tanque, con una cortina de circulación arriba y otra abajo.

Theillier y David han patentado un procedimiento -- con el que se obtiene un alto grado de mezclado son batir el líquido sin introducir una acción centrífuga.

Siempre que el flóculo no se haya formado aún, el -- mezclado de la cal y el jugo puede efectuarse por la acción -- de un agitador de alta velocidad.

Pero una vez que el flóculo se ha formado, el movimiento deberá restringirse hasta un grado que sólo permita re
móver suavemente los flóculos a la vez que provea su col --
sión y adhesión.

Se ha obtenido un éxito considerable en el acondi -- cionamiento del flóculo procurando que el jugo tratado no sufra choques mecánicos después del calentamiento inicial. El -- calentamiento y la alcalización secundaria pueden disponerse-

de tal modo que cuando se lleven a efectos haya un flujo de gravedad hacia el clarificador. La tendencia que tienen los flóculos de atraerse, de chocar y de adherirse unos con otros es tenida en cuanto por algunos fabricantes de clarificadores de ahí que instalen una cámara de floculación como comportamiento superior del aparato. Los flóculos que después de su formación se redispersan ó se desgarran mecánicamente debido al agitador de alta velocidad, raramente vuelven a tomar la forma y tamaño originales.

En algunas plantas de tratamientos de agua y en algunos clarificadores de jugo de caña se forman colchones de lodos, que son atravezados por el líquido que al entrar fluye hacia arriba. Se ha encontrado en la práctica que si se procura que esto ocurra a velocidades abajo de cierto valor crítico, que varía con el líquido y con el flóculo parte del material en suspensión se separa y el colchón se consolida. Estas en efecto, una medida para que tenga lugar un movimiento de enrollamiento que aguda a la adhesión. Al acondicionamiento, del flóculo corresponde entonces una parte muy importante del procedimiento de clarificación del azúcar crudo. Factores prácticos, como la liberación de turbiedad del jugo clarificado, las densidades y volúmenes del lodo, las pérdidas de polen cachaza, la capacidad de un área dada de asentamiento, etc. son influidos por su propio manejo.

De ninguna manera puede asegurarse que todos los tipos de jugos refractarios pueden ser manejados satisfactoriamente, pero la provisión de un tanque de retención y de acondicionamiento, en una o más de sus formas, hace avanzar un largo trecho en el camino hacia la solución práctica.

b) Análisis teórico del calentamiento.

CAMBIADORES DE CONCHA Y DE HAZ DE TUBOS.

Cuando se requiere una superficie grande para la -- transeferencia de calor, el tipo recomendable es el de un haz de tubos contenidos dentro de un recipiente, coraza o concha. En este tipo de calentador o de enfriador, se pueden obtener grandes superficies de transferencia en forma económica y --- práctica; las terminales de los tubos se encuentran montadas sobre una placa, con lo cual el conjunto de tubos recibe el - nombre de haz. Para fijar las terminales de los tubos a las - placas se emplea generalmente una expansión del tubo dentro - del orificio que lo mantiene. La concha o recipiente que contiene en su interior al haz, es generalmente cilíndrica, y en - tonces un fluido diluye dentro de los tubos y el otro fuera - de ellos y dentro de la concha.

El fluido que fluye dentro de los tubos, entra al - cabezal donde se distribuye a través del haz siguiendo un flu - jo paralelo, y deja la unidad a través del otro cabezal. Cual - quiera de las dos fases la caliente o la fría pueden fluir a - través de los tubos o de la concha.

El flujo en paralelo a baja velocidad da un coefi - ciente pequeño de transferencia de calor y una caída de pre - sión baja para velocidades más elevadas de transferencia de - calor, se emplea perfectamente la operación con pasos múlti - ples.

En este tipo de construcción, el fluido en los tu - bos está diversificado mediante los deflectores dentro de la - distribución del cabezal. El líquido que pasa adelante y ha - cia atrás a través de una parte de los tubos, a alta velocidad lo cual da coeficientes elevados de transferencia de calor. - El número de pasos en los tubos depende de factores económi - cos del diseño, de la operación y del espacio disponible. La -

complejidad en el diseño algunas veces da como consecuencia, gastos de la fabricación, que deben balancearse contra un aumento de eficiencia. Otra desventaja de los cambiadores de pa sos múltiples es la pérdida de presión adicional, debido a la fricción por las altas velocidades lineales, y las pérdidas en los cabezales de entrada y de salida. Solamente un balance económico puede indicarnos el diseño más juicioso.

Los deflectores están colocados dentro de la concha para diversificar el flujo através de los tubos del cambiador. La velocidad del fluido manejado fuera de los tubos cambia -- constantemente, por efecto de los deflectores impartiendo así turbulencia al fluido incrementando la transferencia de calor. Los deflectores en su forma más sencilla consisten en discos semicirculares de hojas metálicas agujereadas para colocar -- los tubos. Estos dispositivos dirigen la mayor parte posible del flujo, perpendicular a los tubos en el lado de la concha, ayudando a mantener los tubos libres de incrustaciones. Sería deseable tener varios pasos en el lado de la concha, pero esto podría causar cierta complejidad en la construcción y pérdidas mayores debidas a la fricción. Los pasos múltiples en el lado de la concha se encuentran solamente en grandes insta laciones. Normalmente los deflectores se colocan bastante pró ximos unos a otros. Si un vapor condensado sirve como medio de calentamiento en la concha, estos discos generalmente no se necesitan.

Los dos cambiadores de calor ilustrados indican que la limpieza de la concha y de los tubos es bastante difícil. Además, puesto que existen diferencias de temperaturas considerables entre los dos fluidos que cambian de calor se pueden esperar una considerable dilatación térmica que no hay manera de evitar. Por lo tanto para facilitar la limpieza del haz de tubos y para permitir la dilatación, se suelen utilizar cabezales flotantes. En ello uno de los espejos es independiente de la concha, así que el haz de tubos completo puede quitarse y sacarse del cilindro, lo cual también es benéfico para permitir la dilatación diferencial entre la concha y los tubos.

La selección del tipo de cambiador de calor depende de un gran número de factores. Una selección adecuada, así como un diseño satisfactorio dependerán de factores tales como, costo, facilidad de limpieza, diferencias de temperaturas, corrosión, presión de operación, caída de presión y riesgos. -- Los grandes cambiadores de calor están diseñados específicamente para una aplicación particular; pero los pequeños pueden estar diseñados con propósitos muy diversos. Una lámina fija para tubos es la más barata, puesto que su fabricación es sencilla; desgraciadamente, las grandes tensiones que existen entre los tubos y la concha pueden aflojar los tubos. Además la limpieza del lado de la concha es muy difícil si no se puede sacar el haz de tubos completo. Los cabezales flotantes eliminan las tensiones, pero se traducen en costos mucho más caros.

La naturaleza del fluido del lado de la concha es también importante y constituye una influencia decisiva en la selección del tipo de cambiador.

Puesto que el lado de la concha es difícil de limpiar, se debe escoger para ella el fluido más limpio y menos corrosivo. Minimizar o eliminar la corrosión, generalmente supone el empleo de materiales de construcción costosos, cuando se maneja un fluido corrosivo en un cambiador de calor, generalmente se hace fluir dentro de los tubos, para eliminar el problema de construir la coraza del intercambiador de calor de aleaciones costosas. Otro factor que es preciso tomar en cuenta para decidir si el fluido en cuestión, va a manejarse dentro de los tubos o afuera, es su viscosidad. Si el fluido tiene una viscosidad alta se manejará, fuera de los tubos, para poder darle turbulencia con los deflectores. Si un fluido manejado dentro de los tubos, fluyera en régimen laminar, es preciso colocarlo fuera de los tubos para mejorar las condiciones de intercambio térmico. Si un fluido dado debe manejarse, por razón de proceso, a altas presiones, entonces se colo

ca dentro de los tubos, para evitar construir coraza que resista altas presiones, generalmente son muy costosas. Vemos pues, que solamente un análisis completo de las especificaciones particulares del diseño nos permitirá responder a la pregunta de ¿cuál es la selección adecuada?.

E v a p o r a c i ó n .

Generalidades.- Esta operación consiste en la separación de un disolvente volátil de un soluto no volátil por vaporización del disolvente; el agua es disolvente que con más frecuencia hemos de separar. La calefacción se efectúa por medio del vapor condensante.

La resolución de los problemas de evaporización se lleva a cabo por aplicación de los conceptos generales, referentes a la transmisión del calor desde el vapor concentrante hasta la disolución a concentrar. Esta cantidad de calor viene dada por la expresión.

$$Q = U A (\text{diferencia de temperaturas})$$

Coefficiente integral de transmisión del calor.- Para la determinación de este coeficiente hemos de conocer el coeficiente de condensación del calor de calefacción, la resistencia de conducción de material que forman la superficie de intercambio del calor entre el vapor condensante y la disolución, incluyendo los depósitos sólidos y el coeficiente de convección de líquido hirviente.

En la práctica, este coeficiente, ha de terminarse experimentalmente en cada caso, aunque se dispone de una serie de gráficas, correspondiente a los distintos tipos de evaporadores, que permiten determinar el valor de este coeficiente para distintas condiciones de operación.

Superficie de Evaporación.- En un evaporador ya construido el valor de este factor es fijo e independiente de las condiciones de operación.

Diferencia de Temperatura.- La diferencia de temperatura entre el vapor condensante y el líquido hirviendo es función de los siguientes factores:

- a) Las condiciones del vapor de calefacción.
- b) La presión de la cámara de evaporación.
- c) La concentración de la disolución.

La temperatura de la cámara de condensación depende de la presión del vapor condensante y de su grado de calentamiento. Hemos de indicar de que el grado de calefacción empleado en los procesos de evaporación no se encuentra a presión elevada, aunque al ser mayor su presión es también mayor la temperatura de condensación, aumentando así el gradiente de temperatura entre la cámara de condensación y la de ebullición y con ello la cantidad de calor.

La razón de que no se emplean a presiones altas es la de que el vapor en tales condiciones tiene un aprovechamiento más noble en la producción de energía mecánica. Por otra parte, aunque la entalpía del vapor a presión alta es mayor que a presión baja, su calor de calefacción disminuye al aumentar la presión, disminuyendo así la cantidad de calor suministrado por libra de vapor condensado; además al aumentar la presión aumenta el costo del aparato. En la práctica la presión de este vapor no suele pasar de cuatro atmósferas. Por lo que respecta a la presión que ha de mantenerse en la cámara de evaporación, al disminuir la presión de esta cámara disminuye la temperatura de ebullición y con ello aumenta el gradiente de temperatura entre el vapor condensante y el líquido hirviendo disminuyendo así la superficie de calefacción para las mismas condiciones de operación.

En consecuencia esta cámara debe operar en vacío para aumentar la economía del proceso. En el caso de disoluciones cuyos componentes pueden descomponerse al elevarse la temperatura por la disminución de presión se logra que hiervan a temperaturas inferiores a la temperatura de descomposición.

En cuanto a la concentración de la disolución si se tratara de un disolvente puro, su temperatura de ebullición sería la correspondiente a la presión que se mantenga en la cámara de evaporación, pero al tratarse de disoluciones hemos de tener cuenta que la presión del vapor de la disolución es menor que la del disolvente puro por lo tanto la temperatura de ebullición será mayor que la del disolvente puro, denominándose a la diferencia entre ambas, elevación entre el punto de ebullición.

C A P I T U L O I V

DEPARTAMENTO DE ALCALIZACION

DEPARTAMENTO DE ALCALIZACION

La lechada de cal se prepara en un tanque con agitación mecánica de capacidad igual a 4,531 lts.; en el cual se vacían los sacos de 25 kgs. de cal, y al mismo tiempo se va añadiendo agua hasta obtener una mezcla de 12 grados Be de la cual de acuerdo con la tabla de López Ferrer, cada litro contiene 115 grms. de óxido de calcio.

Los ácidos del jugo en términos de ácidos sulfúricos se valúan en un promedio de 1.96 grms. por litro; si los mil equivalentes del ácido sulfúrico y del óxido de calcio -- son respectivamente 0.049 y 0.028; para neutralizar el jugo - necesitaríamos

$$\frac{1.96 (0.028)}{(0.049)} = 1.12 \text{ g de CaO/litro de jugo.}$$

para una molienda de 125 ton. de caña/hr. con una extracción de 100% e imbibición del 15% en caña y 35% en caña de bagazo.

Toneladas de jugo = 100 ton. hr.

de Peso específico 1.04346 (16 de Brix)

$$\text{Litros de jugo/hr} = \frac{100000}{1.04346} = 95840$$

$$\text{Lechada de cal} = \frac{(95840)(1.12 \text{ gr})}{(115 \text{ g})} = 933 \text{ lt/hr.}$$

Para tal suministro el tanque de preparación No. 1 y el de su ministración No. 2 están elevados 2 mt. sobre los tanques de alcalización para lo cual es suficiente una línea de 4 pulgadas y el flujo se controla por medio de una válvula macho manualmente; en este departamento se disponen de 2 hombres.

El primero para estar preparando la lechada de cal y el segundo para alcalinizar, el cual por medio de papel indicador de ph trata de controlar el flujo de lechada de tal manera de proporcionar un jugo alcalizado de (6.6 a 6.8 máximo); pero tal control deja mucho que desear, pues el muestreo es intermitente ya que realiza otras actividades el encalador

tales como alimentar el horno de azufre; operación de la Estación calentadora y limpieza de los mismos; circulando sosa.

Razones por la cual desatiende el muestreo y el control de la lechada de cal ya que el molino constantemente por razones naturales sufre variaciones en la extracción.

b).- Con el fin de lograr un mejor control en la alcalinización se proponen los siguientes cam -- bios:

Instalar un muestreador de jugo alcalinizado con el fin de hacerlo pasar por unos electrodos medidores de PH y todo un sistema adjunto de control automático para convertir el PH a corriente eléctrica y a su vez un aparato que convierta la señal de corriente a señal de aire e instalar además un registrador con el fin de tener una prueba escrita del valor -- del PH obtenido durante las 24 horas del día.

Así mismo un controlador que gobierne una válvula - de diafragma que esté regulando el flujo de lechada de cal.

También se recomienda la instalación de una mampara que divida el tanque de alcalinización de 34,460 litros con - el fin de lograr un mayor contacto.

También se recomienda se coloque un agitador mecánico a una distancia de la propela de 1.5 Ft de la salida de -- los flujos de jugo sulfitado y de la lechada de cal con el -- fin de lograr una mejor mezcla.

El tanque número 2 igual de volumen nos sirve para - aumentar el tiempo de contacto; bastando dividir el volumen - de trabajo entre el flujo para encontrar el valor de dicho -- tiempo.

SISTEMA ACTUAL DE ALCALIZACION

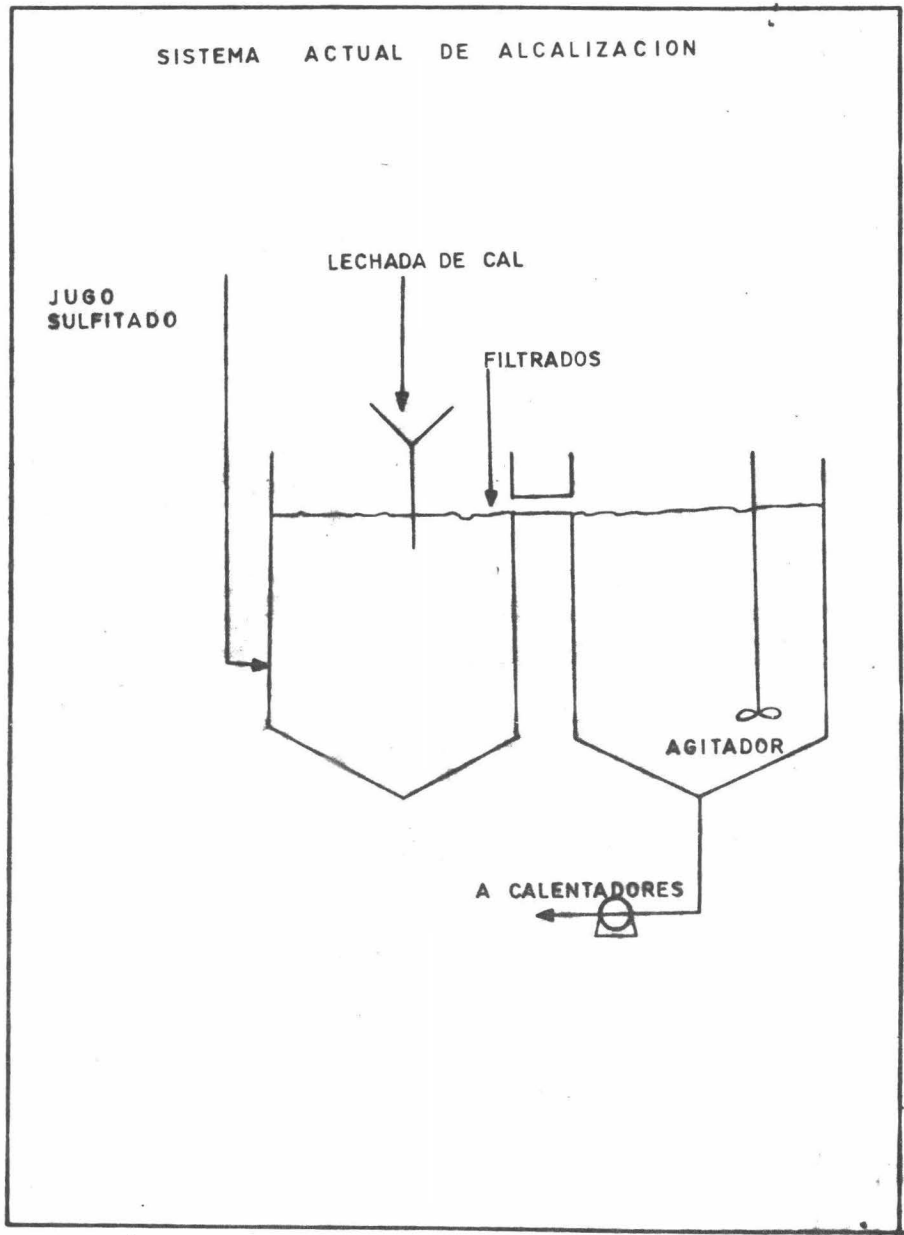
JUGO
SULFITADO

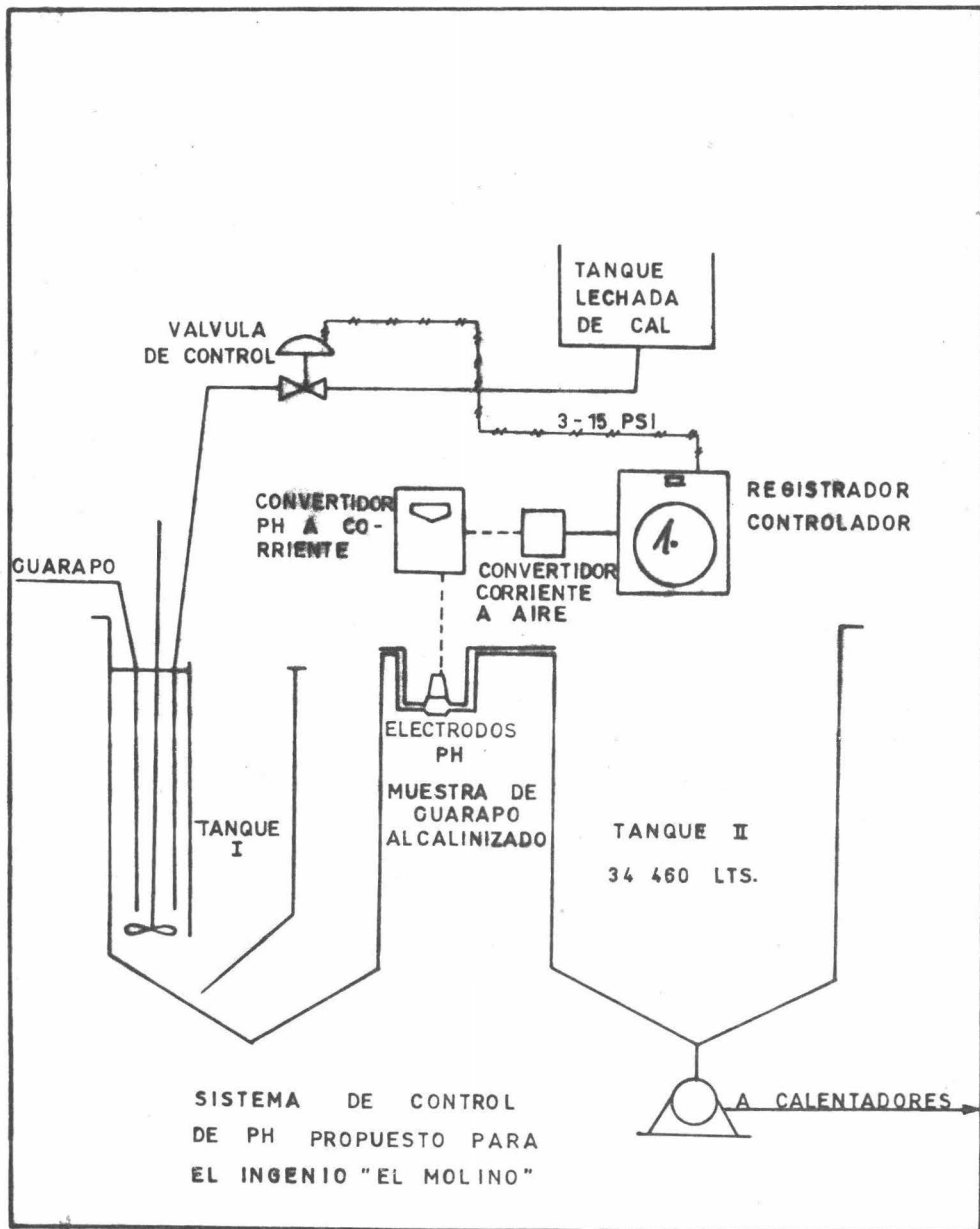
LECHADA DE CAL

FILTRADOS

AGITADOR

A CALENTADORES





C A P I T U L O V .

DEPARTAMENTO DE CALENTADORES

Departamento de Calentadores.

Después de haber realizado los cambios necesarios - con el fin de mejorar este departamento, la capacidad instalada quedó de 6,000 Ft² repartidos en 6 calentadores de 1,000 - Ft² de superficie cada uno. Tres unidades están montadas arriba de las otras formando parejas de 2,000 Ft² cada una.

Todos los calentadores pueden ser operadores con vapor de escape sin embargo las unidades pueden ser calentadas con vapor de extracción del pre-evaporador.

Anteriormente la estación de calentadores tenía una superficie total de calentamiento de 4,952 Ft² comprendiendo 4 unidades de 1,000 Ft² y 4 de 238 Ft². Los calentadores pequeños estaban montados arriba de las unidades grandes conectadas en serie para flujo de guarapo.

El guarapo fluye para tres unidades grandes con su respectiva unidad pequeña asociada en serie; teniendo en paralelo las cuatro parejas; pues una pareja permanece durante un turno de 8 horas circulando sosa para su limpieza.

Los calentadores grandes disponen de tubos de cobre de diámetro igual a una tres cuartos de pulgada y de largo 13 pies y un octavo de pulgada; Entrada de vapor al calentador - de 14 pulgadas, entradas y salidas de guarapo de 6 pulgadas - tubos por pase 8 y números de pasos 20.

Actualmente trabajan de las tres parejas en paralelo dos y una se mantiene fuera de servicio para su limpieza con sosa.

El guarapo normalmente llega a los calentadores con una temperatura de 90 grados F. y a la salida se procura que su temperatura sea de 218 grados F.

b) Cálculos.

Temperatura del guarapo a la entrada	= 90°F
Temperatura del guarapo a la salida	= 218°F
Aumento de temperatura	= 128°F
Calor específico del guarapo	= 0.93 <u>BTU</u> 1b°F

El calentamiento es obtenido en dos parejas de ca -
lentadores en paralelo con vapor de escape de 12 psig; Tempe-
ratura del vapor 243.7°F.

T_i = Diferencia de temperatura inicial.

$$= T_{vi} - T_{Gi} = 243.7^\circ\text{F} - 90^\circ\text{F} = 153.7^\circ\text{F}$$

T_f = Diferencia de temperatura final.

$$= T_{vf} = (243.7 - 218^\circ)\text{F} = 25.7^\circ\text{F}$$

$$T_m = \text{Diferencia media de temperaturas} = \frac{T_i - T_f}{2.3 \log \frac{T_i}{T_f}}$$

$$T_m = \frac{153.7^\circ\text{F} - 25.7^\circ\text{F}}{2.3 \log \frac{153.7^\circ\text{F}}{25.7^\circ\text{F}}} = 71.5^\circ\text{F}$$

Superficie de calentamiento igual a 2,000 Ft² por -
pareja de calentadores de 1,000 Ft² cada uno; y considerando -
la pareja como una unidad calentadora y de acuerdo con la e -
cuación Hausbrand para obtener el coeficiente total de trans -
misión de calor en función de la velocidad del guarapo a tra -
vés del calentador en condiciones ideales nosotros podemos ob -
tener coeficientes de alrededor de 200 BTU/hrft²°F; sin embar -
go con la experiencia obtenida por observaciones hechas en el
campo, valores de alrededor de 160 BTU/hrft²°F; son más cerca -
nas a la realidad y el valor que utilizaremos para calcular -
el gasto en masa de guarapo que pasa a través de 2 parejas:

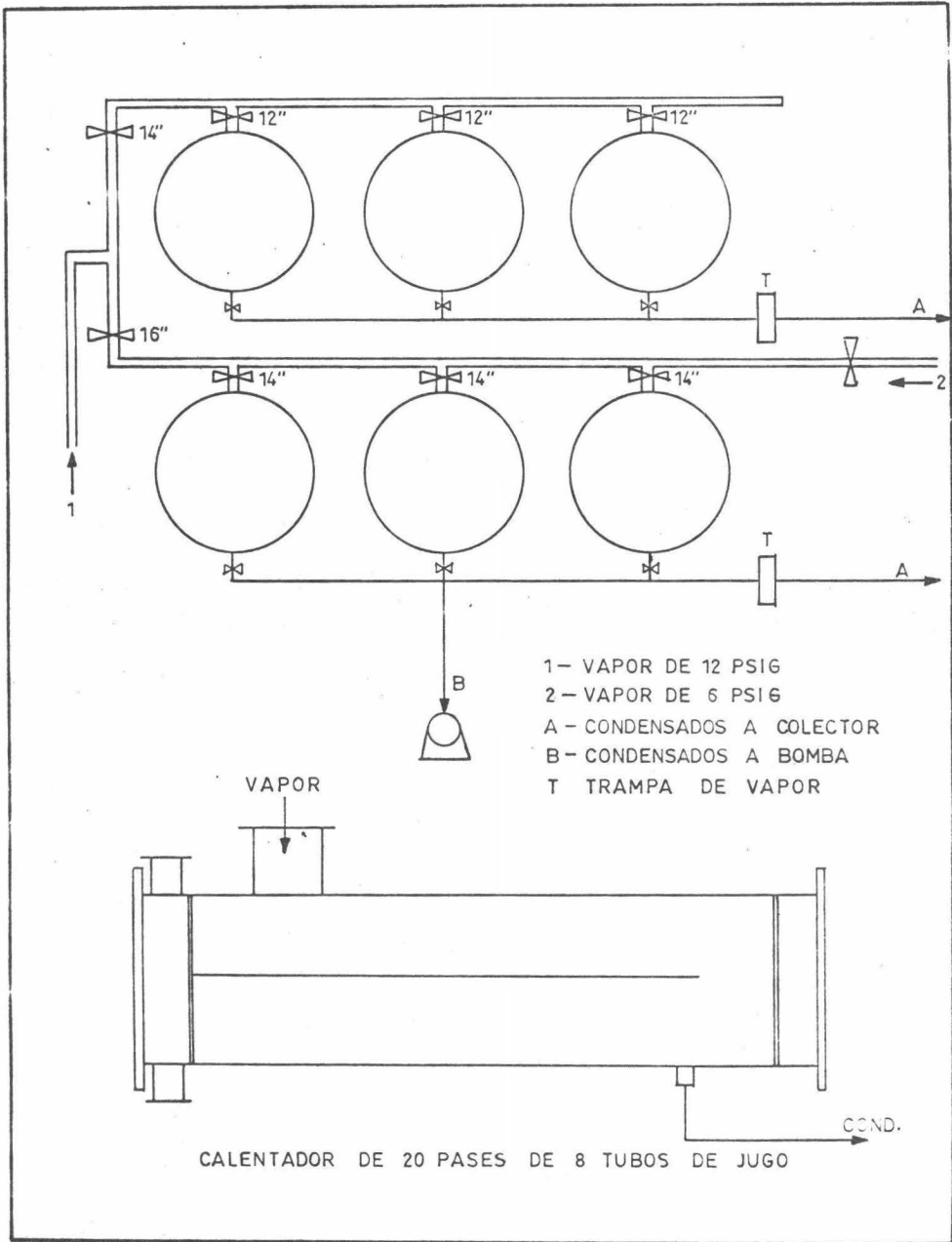
$$W = \frac{(160)(2000)(71.5)}{(0.93)(128)} \times 2 = 384,000 \text{ lb/hr de guarapo.}$$

Correspondiendo a una mollienda en caña de:

$$M = a \frac{(384,000) (100) (100)}{(2,200) (85) (108)} = 190 \text{ Ton Caña/hr} = 4,000 \text{ Ton. caña/dfa.}$$

c) Capacidad Operada.

Actualmente la capacidad a la cual están trabajando los calentadores es del orden de 145 Ton. de caña/hr.



C A P I T U L O VI

DEPARTAMENTO DE EVAPORACION

E V A P O R A C I O N

Para tal operación el Ingenio acaba de aumentar en la última reparación (año 1973) la capacidad de tal departamento; por medio del siguiente arreglo.

El cuadruple de 8,988 Ft² fué ampliada su area de calefacción en los vasos No. 3 y No. 4 en 1,000 Ft² cada uno; de tal manera que el área de calefacción actual es en números redondos de 11,000 Ft² y en ésta forma todos los cuerpos de dicho cuadruple han quedado de una manera uniforme.

Acoplado a éste cuadruple en serie se cuenta con un pre-evaporador de 3,000 Ft².

También se cuenta con una cuadruple de 24,000 Ft² de superficie de calefacción o sea que cada uno de los cuerpos dispone de un area de 6,000 Ft².

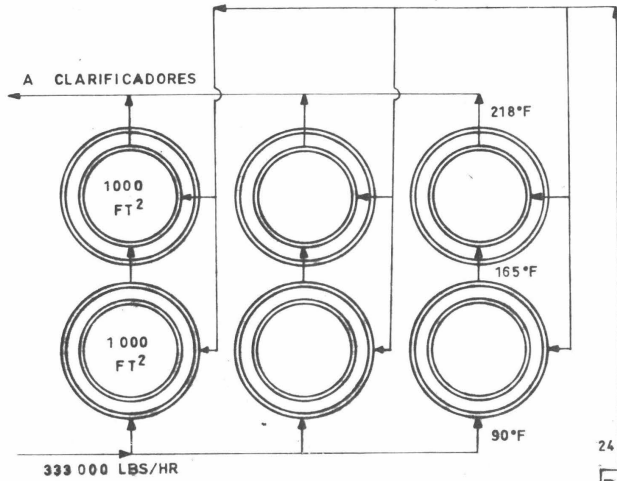
No existe manera de que el pre-evaporador pueda combinarse con el cuadruple de 24,000 Ft².

Dicha unidad de evaporación trabaja actualmente una molienda de 3,500 toneladas de caña al día recibiendo jugos claros de 16-17 grados Brix., y entregando meladura de 60 grados Brix, pero se puede mostrar la capacidad instalada puede ser operada en tal forma que lleguen a obtenerse moliendas de casi 4,000 toneladas de caña por día.

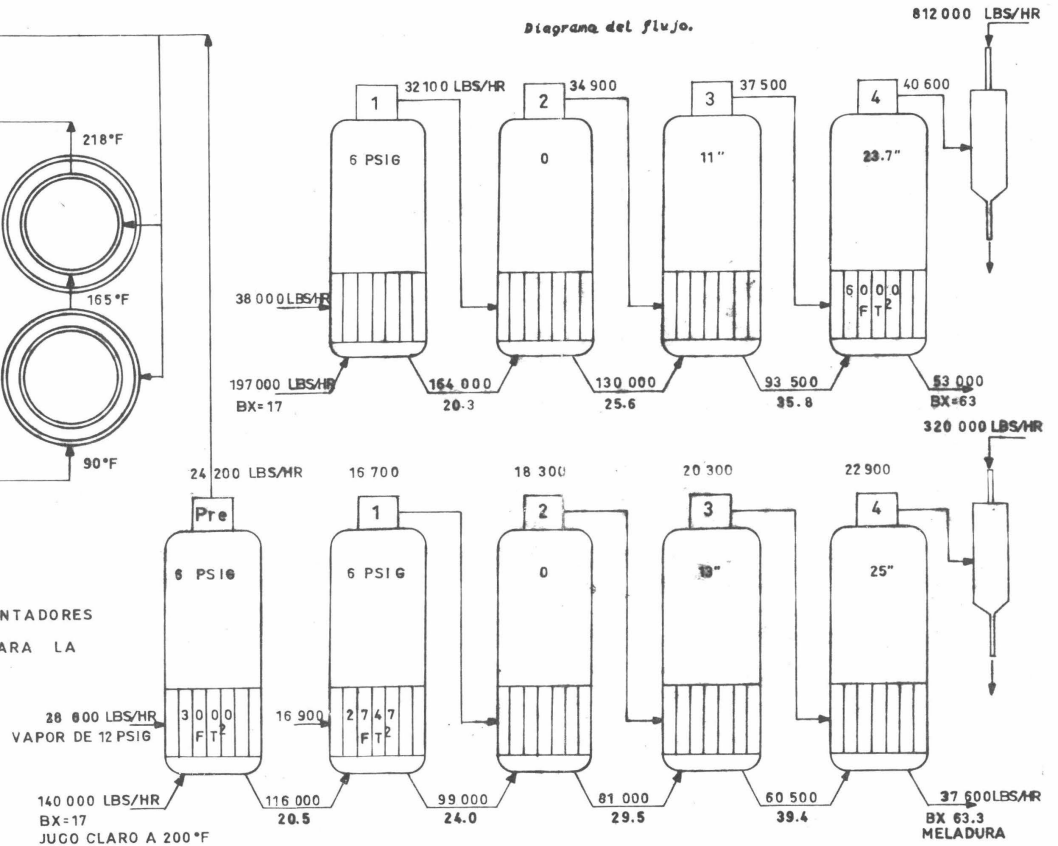
El cuadruple de 24,000 Ft² consta de cuerpos de nueve Ft. de diámetro con 2,054 tubos de cobre de 1.5" de \emptyset y -- 7.5" de largo, cada calandria es igual 5,981 FT², además el tubo central de 20" de \emptyset en el cual se localiza el Bajante de cobre de 6" \emptyset el cual entra por la parte inferior de la calandria hasta una altura de 19" en el primer vaso, 15" en el segundo 11" en el tercero y en el melador 13".

CAPITULO VI

Diagrama del flujo.



EQUIPO COMBINADO DE CALENTADORES
Y EVAPORADORES INSTALADO PARA LA
ZAFRA 1974



b).- Cálculos.

Cuadruple de 11,000FT²

Temperatura del jugo claro 200°F

Densidad del Jugo Claro = 17° Brix.

Calor específico del jugo claro 0.93 BTU/16°F

Densidad deseada de la meladura no menor de 60 Brix

Vapor de 12 Psig para calentamiento del primer efecto.

Omisión de la autoevaporación de los condensados -- del 3er y 4to. efectos.

Razón de evaporación igual a 71.5%

Coefficientes asumidos de transferencia de calor en - BTU/hr ft²°F.

1	450
2	350
3	250
4	150

Superficies de calentamiento de los vasos.

1	2747 FT ²
2	2747
3	2747
4	2747

Aumentos en el punto de ebullición de acuerdo con - Nomograma Othmer y Silvis.

1	1°F
2	1°F
3	2°F
4	6°F

De acuerdo con la Bibliografía encontramos que un Ft^2 de superficie es capaz de manejar 9 libras de jugo claro; por lo tanto los $11,000 \text{ Ft}^2$ de superficie deberán ser suficientes para manejar $100,000 \text{ lb/hr.}$, de jugo claro; y de acuerdo con la razón de proporción de evaporación dividida entre el número de efectos y éste coeficiente multiplicado por la cantidad de vapor necesaria más la cantidad de vapor que proporcione el aumento de temperatura del jugo claro hasta su temperatura de ebullición.

De donde cantidad de vapor de 12 Psig = $19,100 \text{ lb/hr}$

1er E f e c t o.

$$\begin{aligned} \text{Calor a la calandria} &= (19,100) (950) \text{ BTU/hr.} \\ &= 18.14 (10^6) \text{ BTU/hr.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor sensible} &= (100,000)(0.93)(231-200) \\ &= 2.88 (10^6) \text{ BTU/hr.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor para la evap.} &= (18.14-2.88) (10^6) \\ &= (15.26) (10^6) \text{ BTU/hr.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diferencia de Temp.} &= \frac{(15.26) (10^6)}{(2747) (450)} \\ &= 12.3 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Temperatura del licor} &= 243.7 - 12.3 \\ &= 231.4 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\text{A.P.E.} = 1 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatura del Vapor} = 230.4$$

$$\text{Presión} = 6 \text{ Psig.}$$

$$\text{Calor Latente} = 958 \text{ BTU/lb.}$$

$$\begin{aligned} \text{Evaporación} &= \frac{(12.56) (10^6)}{(958)} \\ &= 16,000 \text{ lb/hr.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Licor al segundo efec} &= 100,000 - 16,000 \\ &= 84,000 \text{ lb/hr.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Concentración} &= \frac{(100,000) (17)}{84,000} \\ &= 20.2^\circ \text{ Brix.} \end{aligned}$$

2do. E f e c t o

$$\begin{aligned} \text{Calor a la calandria} &= (16,000) (958) \\ &= (15.26) (10^6) \text{ BTU/hr.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diferencia de Temps.} &= \frac{(15.26) (10^6)}{(2747) (350)} \\ &= (15.9^\circ \text{F}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Temperatura de licor} &= 230.4 - 15.9 \\ &= 214.5^\circ \text{F} \end{aligned}$$

$$\text{A.P.E.} = 2^\circ \text{F}$$

$$\text{Temperatura de Vapor} = 212.5^\circ \text{F}$$

$$\text{Presión} = 0. \text{ Psig.}$$

$$\text{Calor Latente} = 970 \text{ BTU/lb.}$$

$$\begin{aligned} \text{Evaporación} &= \frac{(15.26) (10^6)}{970} + \frac{1.85 (84,000)}{100} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Coeficiente de Auto Evp.} & \text{ U.E.S. del Oliver Lyle.} \\ &= 17,280 \text{ Lbr/hr.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Licor al 3er efecto} &= 84,000 - 17,280 \\ &= 66,720 \text{ lb/hr.} \end{aligned}$$

Concentración = $\frac{1700000}{66720}$
 = 25.4° Brix.

3er E f e c t o .

Calor a la calandria = 17,280 (970)
 = 16.76 (10⁶)
 Diferencia de Temps. = $\frac{16.76}{2,747}$ (10⁶)
 (250)
 Temperatura Licor = 212.5 - 24.4
 = 188.1 °F
 A.P.E. = 2°F
 Temperatura del vapor = 186.1 °F
 Presión = 12". Hg. de vacfo.
 Calor latente = 986 BTU/lb.
 Evaporación = $\frac{16760}{.986} + \frac{2.52}{100}$ (66,720)
 = 16,680 lb/hr.
 Licor al 4to. Efecto = 66,720 - 18,680
 = 48,000 lb/hr.
 Concentración = $\frac{1700000}{48,000}$
 = 35.4° Brix.

4to. E f e c t o .

Calor a la calandria = 18,680 (986)
 = 18.95 (10⁶) BTU/hr.
 Diferencia de Temps. = $\frac{18.95}{2,747}$ (10⁶)
 (150)
 = 46 °F

Temperatura de licor	= 186 - 46	
	= 140°F	
Aumento en el punto. E.	= 6°F	
Temperatura del Vapor	= 134°F	
Presión	= 25"Hg. de vacfo.	
Calor latente	= 1,018 BTU/lb.	
Evaporación	= $\frac{18,950}{1.018} + \frac{5.29}{100}$	(48,000)
	= 21,100	
Meladura	= 48,000 - 21,100	
	= 26,900 lb/hr.	
Concentración	= $\frac{1700000}{26,900}$	
	= 63.2° Brix.	

Evaporador de 24,000 Ft²

Temperatura del jugo claro 200°F

Densidad del jugo claro = 17°Brix.

Calor Especifico del jugo claro - 0.9

Densidad de la meladura (deseada) - 60° Brix.

Presión de vapor en la entrada = 12 Psig.

Vacío Necesario en el cuarto efecto = 23'Hg.

Omisión de la Auto evaporación de los condensados -
del 3^o y 4^o efecto.

Evaporación total = $\frac{60-17}{60} = 71.5\%$

60

Coefficientes asumidos de transferencia de calor

1	450	BTU/ft ² hr.
2	350	
3	250	
4	150	

Superficies de calentamientos de los vasos.

1	6000	ft ²
2	6000	
3	6000	
4	6000	

Aumentos en el punto de ebullición.

1	1°F
2	1°F
3	2°F
4	6°F

1er. E f e c t o.

Calor a la calandria	= (38,000 lb/hr) (950 BTU/lb)
	= (36.1) (10 ⁶) BTU/hr.
Superficie de calefacción	= 6,000 ft ²
Coefficiente de Trans. de calor	= 450 BTU/hr ft ² °F
Diferencia de temperaturas	= $\frac{Q}{AU}$
	= $\frac{(36.1) (10^6) \text{ BTU/hr.}}{(6000 \text{ ft}^2) (450 \text{ BT/hr ft}^2\text{°F})}$
	= 13.4°F
Temperatura del Licor	= (243.7 - 13.4)°F
	= 230.3°F
Aumento en el punto de Ebullic.	= 1°F
Temperatura del Vapor	= 229. °F
Presión del Vapor	= 6 Psig.
Calor Latente	= 958.7 BTU/lb.
Calor para la evaporación	= (36.1) - 5.32) (10 ⁶) BTU/hr
	- (31.78) (10 ⁶) BTU6hr.
Evaporación del 1er. Efecto	= $\frac{(31.78) (10^6) \text{ BTU/hr.}}{958.7 \text{ BTU/lb.}}$
	= 32100 lb/hr.
Licor al 2º Efecto	= (197,000 - 32,100) lb/hr.
	= 164,000 lb/hr.
Concentración en ° Brix	= $\frac{(197,000) (17)}{(164,000)}$
	= <u>20.3° Brix.</u>

2º E f e c t o.

Calor a la calandria	= (32100) (959) BTU/hr.
	= (30.8) (10 ⁶) BTU/hr.

Diferencia de Temperaturas	= $\frac{(30.8) (10^6)}{(6000) (350)} \text{ } ^\circ\text{F}$
	= 14.6 $^\circ\text{F}$
Temperatura del Licor	= (229.3 - 14.6) $^\circ\text{F}$
	= 214.7 $^\circ\text{F}$
A.P.E.	= 2 $^\circ\text{F}$
Temperatura del vapor	= (214.7 - 2) $^\circ\text{F}$
	= 212.7 $^\circ\text{F}$
Presión del vapor	= 0 Psig.
Calor latente	= 970.6 BTU/lb.
Evaporación	= $\frac{(30.8) (10^6)}{970.6} \text{ lb/hr}$
	= 31800 lb/hr
Auto evaporación según tabla	U.E.V. Oliver Lyle
	= $\frac{1.85}{100} (164,000) \text{ lb/hr}$
	= 3040 lb/hr.
Total de vapor producido	= 34840 lb/hr.
Licor al 3er. Efecto	= (164,000 - 34840) lb/hr.
	= (130060) lb/hr
Concentración	= $\frac{33500}{130060} \text{ } ^\circ \text{Brix.}$
	= 25.6 $^\circ \text{Brix}$

3er. E f e c t o

Calor a la calandria	= (34840) (970.6) BTU/hr
	= (33.8) (10 ⁶) BTU/hr.
Diferencia de temperaturas	= $\frac{(33.8) (10^6)}{(6000) (250)} \text{ } ^\circ\text{F}$
	= 22.6 $^\circ\text{F}$
Temperatura del Licor	= (212.7 - 22.6) $^\circ\text{F}$
	= 190.1 $^\circ\text{F}$

A. P. E.	= 2°F
Temperatura del vapor	= (190.1 - 2) °F = (188) °F
Presión del vapor	= 11.5 " Hg
Calor Latente	= 985 BTU/lb.
Evaporación	= $\frac{(33.8) (10^6)}{985} + \frac{2.39(130,060)1b}{100}$ $\frac{1b}{hr.}$ = 37510 lb/hr
Licor al 4°Efecto	= (130060 - 37510) lb/hr. = 93550 lb/hr.
Concentración	= $\frac{33500}{93550}$ °Brix = <u>35.8 ° Brix</u>

4º Efecto

Calor a la calandria	= (37510) (985) BTU/hr. = (36.8) (10 ⁶) BTU/hr.
Diferencia de Temperaturas	= $\frac{36.8 (10^6)}{6,000 (150)}$ = 41, °F
Temperatura de licor	= 181.1 - 41 = 147.1 °F
A.P.E.	= 6°F
Temperatura del vapor	= 147.1 - 6 = 141. °F
Presión	= 23.7"Hg. de vacío
Calor latente	= 1,012.5 BTU/lb.
Evaporación	= $\frac{36.8 (10^6)}{1,012,5} + \frac{4.58 (93,550)}{100}$ = 40,580 lb/hr.

Meladura	= 93.550 - 40,580
	= 53,000 lb/hr.
Concentración	= <u>197,000(17)</u>
	53,000
Brix	= <u>63° Brix.</u>

Pre-Evaporador de 3,000 FT² combinado con cuadruple de 11,000 Ft².

Las condiciones del pre-evaporador son las mismas - en temperatura y presión que las del primer efecto del cuadruple.

Temperatura en la calandria	= 243.7°F
Presión	= 12 Psig.
Calor latente	= 950 BTU/lb.
Presión en el cuerpo	= 6 Psig.
Aumento en el punto de Ebul	= 1°F
Temperatura del vapor	= 230°F
Temperatura de licor	= 231°F

Se ha observado que un pre-evaporador combinado con un cuadruple, enviando las evaporaciones del pre, es capaz de manejar 10 lb/hr., de jugo claro por cada un Ft² de area de calefacción; por lo tanto si disponemos de 11,000 + 3,000 Ft² de superficie podemos manejar una cantidad de jugo claro i -- gual a 140,000 lb/hr.

Con una razón de evaporación de 71.5%, la cantidad de vapor necesaria sería del orden del 28,600 lb/hr., con el fin de poder suministrar el calor sensible suficiente para -- llevar el jugo claro a la temperatura de ebullición de 231°F. y obtener en el pre-evaporador una evaporación suficiente pa-- ra proporcionar un incremento en la temperatura del jugo mez-- clado en calentadores de cuando menos 70 a 75°F, ya que éstas es la forma como podemos obtener un ahorro en el consumo de-- vapor.

Calor sensible	= 140,000 (0.93)(.31)
	= 4.1 (10 ⁶) BTU/hr.
Calor a la calandria del pre.	= 28,600 (950)
	= 27.2 (10 ⁶) BTU/hr.

Calor para la evaporación	= (27.2 - 4.1) (10 ⁶)
	= 23.1 (10 ⁶)
Evaporación	= <u>23.1 (10⁶)</u>
	958
	= 24,200 lb/hr.
Licor al primer efecto	= 140,000 - 24,200
	= 115,800 lb/hr.
Concentración	= <u>140,000 (17)</u>
	115,800
	= 20.5 Brix.

Cuadruple de 11,000 Ft²

Temperatura de licor alimentado	= 231°F
Concentración de licor	= 20.4°Brix
Concentración de la meladura	= 60 Brix
Razón de evaporación	= 66%
Demanda de vapor al primer efec.	= <u>.66 (115,800)</u>
	4.5
	= 16,900 lb/hr.

Los coeficientes de auto evap. son tomados de las tablas de - Oliver Lyle para un uso eficiente del vapor.

1er. E f e c t o

Calor a la calandria.	= <u>16,900 (950)</u>
	= 16 (10 ⁶) BTU/hr.
Diferencia de temperaturas	= <u>16 (10⁶)</u>
	2,747 (450)
	= 13°F
Temperatura de licor	= 243.7 - 13
	= 230.7°F
A.P.E.	= 1°F
Temperatura del vapor	= 229.7°F
Calor latente	= 959 BTU/lb.
Evaporación	= <u>16 (10⁶)</u>
	959

	= 16,700 lb/hr.
Licor al segundo efecto	= 115,800 - 16,700
	= 99,100 lb/hr.
Concentración	= <u>140,000 (17)</u>
	99,100
	= 24° Brix.

2do. E f e c t o

Calor a la calandria	= 16 (10 ⁶) BTU/hr.
Diferencias de tempets.	= <u>16 (10⁶)</u>
	2747 (350)
	= 16.6°F
Temperatura de licor	= 229.7 - 16.6
	= 213.1°F
Aumento en el punto Ebl.	= 2°F
Temperatura del vapor	= 211°F
Presión	= 0. Psig.
Calor latente	= 970.6 BTU/lb
Evaporación	= <u>16 (10⁶)</u> + <u>1.85</u> (99,100)
	970 100
	= 18,340 lb/hr.
Licor al 3er. efecto	= 99,100 - 18,340
	= 80,760 lb/hr.
Concentración	= <u>140,000 (17)</u>
	80,760
	= 29.5 ° Brix.

3er. E f e c t o

Calor a la calandria	= <u>18,340 (970.6)</u>
	= 17.8 (10 ⁶) BTU/hr.
Diferencia de temperaturas	= <u>17.8 (10⁶)</u>
	2,747 (250)
	= 25.9°F
Temperatura de licor	= 211-25.9
	= 185.1°F

A.P.E.	= 2°F
Temperatura del vapor	= 183.1°F
Presión	= 13" hg. vacfo.
Calor latente	= 987.7 BTU/lb.
Evaporación	= $\frac{17.8 (10^6)}{987.7} + \frac{2.78 (80,760)}{100}$
	= 20,300 lb/hr.
Licor al cuarto efecto	= 80,760 - 20,300
	= 60,460 lb/hr.
Concentración	= $\frac{140 (17)}{60,460}$
	= 39.4° Brix.

4to. E f e c t o

Calor a la calandria	= 20,300 (987.7)
	= 20 (10 ⁶) BTU/hr.
Diferencia de temperaturas	= $\frac{20 (10^6)}{2,747 (150)}$
	= 48.6°F
Temperatura de licor	= 183-48.6
	= 134.6 °F
A.P.E.	= 6°F
Temperatura del vapor	= 128.6°F
Presión	= 25.5" hg. de vacfo.
Calor latente	= 1,020.3 BTU/lb.
Evaporación	= $\frac{20 (10^6)}{1,020.3} + \frac{5.4 (60,460)}{100}$
	= 22,870 lb/hr.
Meladura	= 60,460 - 22,860
	= 37,600 lb/hr.
Concentración	= $\frac{140 (17)}{37,600}$
	= <u>63.3° Brix.</u>

CONDENSADOR DEL EVAPORADOR DE 24000 ft²

Es tipo a contracorriente de 6ft de diámetro por -- 22' 3" de largo.

El centro del tubo de la línea del vapor de diámetro igual a 6 ft está localizado a 7' 7" de la base del cono.

Agua de inyección entra al condensador 8' 2" arriba del centro del tubo de la línea del vapor y está localizada a una elevación de 65' 3" arriba del nivel del piso de la fábrica.

El condensador está acoplado a un Jet de dos etapas con eyector de vapor para la eliminación de los gases incondensables.

En las condiciones de vacfo de 23" de Hg tenemos -- que el agua necesaria para efectuar la condensación resulta ser:

Entalpfa del vapor	= 1122.6	BTU/lb.
Calor latente de evaporación	= 1014	BTU/lb.
Entalpfa del líquido	= 108.7	BTU/lb.

$$(1) (1122.6) + (X) (28) = (108.7) (1+X)$$

de dónde $X = 20$ lb/lb de vapor.

Agua al condensador:

$$(20) (40600) = (812000) \text{ lb/hr.}$$

CONDENSADOR DEL CUADRUPLE DE 11000 ft²

Es tipo a contracorriente de 3' de diámetro por 13' 6" de longitud.

La línea central del tubo de vapores está a 6' de la base del cono del cual está asegurado con pernos a la pierna de eyección.

La inyección de agua entra al condensador 6' arriba de la línea central del tubo de vapor y está localizada a una elevación de 49' 3" arriba del piso de la fábrica.

El condensador está colocado con su eyector de dos etapas para eliminación de incondensables.

Si el condensador debe manejar una cantidad de vapor igual a 22,900 lb/hr, el agua necesaria para la condensación sería igual a las condiciones de vacío de 25 Hg:

Entalpfa del vapor	= 1119.6 BTU/lb
Calor latente del vapor	= 1018 BTU/lb
Entalpfa del líquido	= 101.5 BTU/lb.

Agua al condensador

$$(1) (1119.6) + (X) (28) = (101.5) (1 + X)$$

de dónde $X = 13.85$ lb agua/lb de vapor.

Consumo de agua:

$$(13.85) (22900) = 317,165 \text{ lb/hr.}$$

C O N C L U S I O N E S

- PRIMERA.- Que el laboratorio efectue diariamente un minucioso control químico, en los procesos de sulfitación con el fin de medir la cantidad de sulfito formado; con el propósito de obtener un azúcar estandar que pase las normas de calidad de color.
- SEGUNDA.- Que el Ingenio adquiriera un sistema de control automático para medición del PH y al mismo tiempo se registre dicho PH y se instale también un gobernador que actúe sobre una válvula de diafragma la cual regule el flujo de lechada de cal para mantener un valor de PH fijo en 6.8.
- TERCERA.- Como no existe actualmente en funcionamiento ningún medidor de flujo de jugo mezclado se propone para un mejor control del proceso se ponga en servicio el sistema de básculas instaladas en el departamento de molinos, las cuales por falta de mantenimiento están fuera de servicio.
- CUARTA.- Para obtener un mayor tiempo de contacto y mejor mezcla entre el jugo sulfitado y la lechada de cal se propone se haga un arreglo en la alcalinización de acuerdo con el diagrama propuesto.
- QUINTA.- De acuerdo con los cálculos deducimos que la capacidad de la estación de calentadores están en ventaja en comparación con la capacidad del departamento de evaporación. Mientras que en los calentadores debido al sistema de limpieza de los mismos cuando menos una vez durante 8 Hs. por cada 16 Hs. de trabajo les permite con toda normalidad mantener su coeficiente total de transmisión de calor más o menos estable; en cambio el equipo disponible para la evaporación solo alcanza a manejar molindas los prime

ros dos días de la semana un ritmo un poco mayor de 3,500 toneladas de caña al día.

En cambio los calentadores tienen capacidad para molliendas de 4,000 toneladas de caña por día.

En caso de aumentar la capacidad de molliendas como se piensa tendrfa que modificarse y aumentarse el e quipo de evaporación; para ello lo más económico -- puede ser la adquisición de un pre-evaporador que - trabaje en combinación con el cuadruple de 24,000 - Ft².

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

- 1).- John H. Perry. Manual del Ingeniero Químico. McGraw Hill. Book. Company. Cuarta Edición 1963. New York.
- 2).- Badger y Banchemo. Introducción a la Ing. Química. McGraw Hill Company, 1955. New York.
- 3).- Alan S. Foust. Principios de Operaciones Unitarias, John Wiley. Sons. Inc. New York 1960.
- 4).- Oliver Lyle. El eficiente uso del vapor 1947. Londres, In.
- 5).- Hugot. Manual para Ingenieros Azucareros. CECSA. 1959.
- 6).- J. Eisner. Cálculos Básicos para los Ingenios Azucareros 1963. The International Sugar Journal LTD. Inglaterra.
- 7).- G. H. Jenkins. Introducción a la Tecnología de Azúcar de caña.
- 8).- López Ferrer. Manual azucarero y tratado de mieles y siropes. La Habana Cuba. 1948.
- 9).- L.A. Tromp. Maquinaria y equipo para la Industria de Azúcar de caña. Norman Rodger. Inglaterra. G.L. Spencer y G. P. Meade. Manual Azucarero. John Wiley e hijos New York.
- 10).- Edward Koppeschar Evaporación en las Fábricas de Azúcar de caña.
- 11).- E. Hausbrand Evaporación y Condensación. 7a. Edición. Paris.