

# UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA

INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

4/ 2  
Ejem.



TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

"BALANCE DE VAPOR DEL INGENIO  
TALA PARA LA AMPLIACION DE 8000  
A 12000 TONELADAS DE CAÑA DIARIA"

## TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA

A R E A M E C A N I C A

P R E S E N T A

GUILLERMO CASTRO GARCIA

GUADALAJARA, JAL. 1986



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 está 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.

# I N D I C E

## CAPITULO 1

### BALANCE DE MATERIALES

BALANCE DE MOLIENDA .....	1
TABLA DE ANALISIS DEL BALANCE DE MOLIENDA .....	8
BALANCE DE CLARIFICACION .....	9
CONSIDERACIONES GENERALES PARA LA ELABORACION ...	10
DEL BALANCE DE CLARIFICACION	
CALCULOS ( BALANCE DE CLARIFICACION ) .....	11
SISTEMA DE CRISTALIZACION .....	15
SISTEMA DE TEMPLAS .....	19
PUREZAS ASUMIDAS .....	22
BALANCE DE CRISTALIZACION .....	23
RESUMEN BALANCE DE CRISTALIZACION .....	32

## CAPITULO 11

### CALCULO DE LAS CAPACIDADE DE VAPOR DEL EQUIPO DE MOLIENDA Y PROCESAMIENTO DEL AZUCAR

EXTRACCION .....	36
PLANTA DE FUERZA Y CALDERAS .....	39
CALENTADORES JUGO A CLARIFICADORES .....	41
TACHOS "A" Y "B" .....	45
TACHOS "C" .....	46

## CAPITULO 111

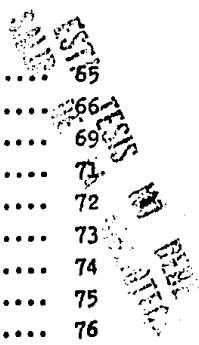
### BALANCE DE VAPOR

POSIBLE PRODUCCION DE VAPOR CON BAGAZO .....	48
EVAPORACION .....	53
BALANCE DE VAPOR Y ALIMENTO EN EL CUADRUPLE EFECTO	56
DIAGRAMA MULTIPLE EFECTO .....	60
REQUERIMIENTO DE VAPOR .....	61
RESUMEN DEMANDA DE VAPOR .....	63

<b>CAPITULO IV</b>	
SELECCION Y MODIFICACION DEL EQUIPO DE VAPOR .....	65
EXTRACCION Y CALENTADORES .....	66
CALENTADORES PRIMARIOS .....	69
CALENTADORES SECUNDARIOS .....	71
CALENTADOR JUGO CLARIFICADO .....	72
TACHOS "A" .....	73
TACHOS "B" .....	74
TACHOS "C" .....	75
PLANTA DE FUERZA .....	76
GENERACION DE VAPOR .....	77

**CONCLUSIONES**

**BIBLIOGRAFIA**



## I N T R O D U C C I O N :

Cuando se habla de la construcción, modificación o ampliación de cualquier tipo de Industria, se piensa en seleccionar o diseñar Los Sistemas de Fabricación. Pero esto no es posible si no se tienen los parámetros de cantidad y calidad de los -- productos y materia prima que se vaya a elaborar.

Los balances de materiales y de vapor nos dan una idea -- clara de las necesidades y tratamientos que recibe el azúcar a lo largo de su elaboración, así como también las especificaciones del equipo que son básicos para el desarrollo de la In-- geniería de detalle.

Por razones de economía se reportarán las capacidades del equipo instalado para así determinar si se pueden seguir utili-- zando o si deben modificar o cambiar.

Se usarán las condiciones básicas de operación usuales en Tala, para la determinación de los balances.

## BALANCE DE MOLIENDA

Para la realización del balance de molienda ocupamos los siguientes datos:

++ Fibra % Caña	13.00 %
++ Sacarosa % Caña	13.20
+ Imbibición ( dos veces la fibra )	26.00
++ Humedad del Bagazo	53.00
+++ Extracción Reducida	94.00
++ Pureza aparente, jugo mezclado	84.28
++ Pureza aparente, jugo absoluto	83.86
++ Pureza real, jugo mezclado	88.81
++ Pureza real, jugo absoluto	88.52

- (+) Este dato se propone para la ampliación del Ingenio TALA  
 (++) Estos datos son el promedio de los resultados obtenidos en las zafras 81/82 y 82/83 en el Ingenio Tala  
 (+++) Este dato puede utilizarse con el promedio de las dos últimas zafras, ya que la zafra 83/84 se va a cosechar un molino viejo por uno nuevo, por lo que se toma el valor ideal.

## EFICIENCIA DE LOS MOLINOS

Podemos tener idea de la eficiencia aproximada de los molinos por medio del cálculo de la extracción Real (E) dada por la fórmula siguiente:

$$E = 1 - \frac{(1-E') (1-F) F'}{F (1 - F')}$$

Donde:

E = Extracción real

E' = Extracción reducida

F' = Fibra real

F = Fibra estándar

La fibra real es la fibra % caña obtenida en análisis en el Ingenio Tala, mientras que la fibra estándar es la fibra % caña fijada convencionalmente en 12.5 % ( Hugot )

Tenemos:

$$E = 1 - \frac{(1 - 0.94) (1 - 0.125) 13}{(0.125) (1 - 0.13)} = 93.72$$

$$E = 93.72$$

Como la eficiencia de los molinos varía según la fibra % caña, se utiliza un factor de corrección ( Manual de Azúcar y Glucosa )

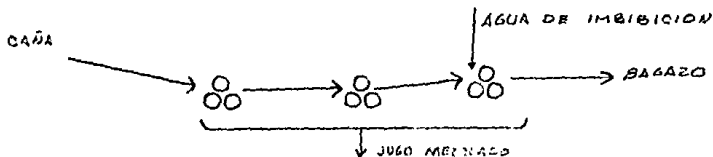
de:

$$F_c (13\%) = 1.011$$

$$e = E \cdot F_c = (93.72) (1.011) = 94.75$$

e = extracción corregida.

El Control de Molinos se basa en una ecuación que expresa que el peso que entra en la batería es igual al peso que sale:



Caña + agua de imbibición = jugo mezclado + bagazo, y relacionando el total a 100 partes de caña

$$100 + W = JM + B$$

W = Agua de imbibición % Caña

JM = Peso del jugo mezclado % caña

B = Peso del bagazo % caña.

Esta ecuación, que es matemáticamente evidente, en la práctica no se verifica con rigor.

En efecto:

a) La caña se pesa cierto tiempo antes de entrar a los molinos. En este intervalo en particular, si permanece mucho tiempo al sol en el patio, la caña pierde peso, sobre todo por evaporación en las extremidades cortadas.

b) Durante la misma molienda la superficie sobre la cual el jugo está expuesto a la evaporación, se multiplica un gran número de veces: en el fondo y las paredes de las tolvas y de las bancazas, etc.

Por otro lado, si el agua de imbibición es caliente, se evapora en los tubos de aspersión o de repartición, que en estos casos, están siempre envueltos en vapor.

a) Las pérdidas de peso de las cañas en el patio es menor del 1%.

b) La pérdida del peso del jugo en los molinos es del 3 al 4 %.

La pérdida de agua por evaporación no tiene valor si se emplea agua fría.



### JUGO ABSOLUTO .-

Es la extracción obtenida por una batería de molinos, puede dividirse en dos partes :

a) La fracción obtenida por la molienda seca, por el primer molino de la batería sin la desmenzadora, o por la combinación de la desmenzadora más el primer molino en una batería que la tenga.

b) La fracción obtenida por la molienda húmeda, dada por los molinos restantes.

$$\begin{aligned} PA &= 83.86\% && \text{pureza aparente} \\ PR &= 88.52\% && \text{pureza real} \quad = PR = \frac{\text{Sacarosa}}{\text{Sólidos totales.}} \end{aligned}$$

### JUGO MEZCLADO .-

Es el jugo de los diferentes molinos, tanto como extracción seca y húmeda.

$$\begin{aligned} PA &= 84.28\% && \text{pureza aparente} \\ PR &= 88.81\% && \text{pureza real} \end{aligned}$$

### % DE NO SACAROSA EN CAÑA . -

$$PR = \frac{\text{Sacarosa}}{\text{Sólidos totales}} \Rightarrow \frac{88.52}{100} = \frac{13.20}{13.20 + \text{No sacarosa}}$$

$$\text{No Sacarosa} = \frac{100 \times 13.20}{88.52} - 13.20 = 1.712$$

### % DE SACAROSA EN JUGO MEZCLADO . -

Se obtiene multiplicando el % de sacarosa en la caña por la extracción corregida de la eficiencia de los molinos.<sup>1</sup>

$$\text{SAC} = 13.20 \times 0.9475 = 12.507$$

% NO SACAROSA EN JUGO MEZCLADO . -

$$\text{PR (jugo mezclado)} = 88.81$$

$$= \frac{\% \text{ sacarosa jugo mezclado}}{\% \text{ sacarosa jugo mezclado} + \% \text{ no sacarosa jugo mezclado}}$$

$$= \frac{88.81}{100} = \frac{12.507}{12.507 + \% \text{ no sacarosa jugo mezclado}}$$

$$= \% \text{ no sacarosa jugo mezclado} = \frac{100 \times 12.507}{88.81} - 12.507$$

$$= 1.576$$

% DE SACAROSA EN BAGAZO . -

$$\text{SAC} = 13.20 \times (1 - 0.9475) = 0.693$$

Siendo el 13.20 la sacarosa % caña y 94.75 la extracción de los molinos.

% DE NO SACAROSA EN BAGAZO

$$\text{No sacarosa} = 1.712 - 1.576 = 0.136$$

Se obtiene restando el porcentaje de no sacarosa en caña y el porcentaje de no sacarosa en el jugo mezclado.

## PORCENTAJE DE AGUA EN CAÑA . -

Podemos obtenerlo haciendo una suma de componentes de la caña, relacionandolos a un 100%.

Agua + fibra + sacarosa + no sacarosa = 100

Agua = 100 - fibra - sacarosa - no sacarosa

Agua = 100 - 13.00 - 13.20 - 1.711 = 72.089

## PORCENTAJE DE AGUA EN BAGAZO. -

Aquí debemos hacer una aclaración entre humedad de bagazo y porcentaje de agua en bagazo, ya que en el primer término se le dá a la cantidad de agua, jugo de caña y otras impurezas líquidas contenidas en el bagazo, mientras que el porcentaje de agua en el bagazo se refiere exclusivamente a la cantidad de - agua contenido en éste.

= % humedad en bagazo =

$$= \frac{\text{agua en bagazo}}{\text{agua en bagazo} + \text{sac. en bagazo} + \text{no sac. bagazo} + \text{fibra}}$$

$$= \frac{53}{100} = \frac{\text{agua en bagazo}}{\text{agua en bagazo} + 0.693 + 0.136 + 13.00}$$

$$\text{Agua en bagazo} = \frac{(0.53) (0.693 + 0.136 + 13)}{(1 - 0.53)} = 15.82$$

## PORCENTAJE DE AGUA EN JUGO MEZCLADO . -

Podemos hacer un balance:

Agua imbibición se refiere a la cantidad de líquido agrega do al bagazo para la extracción húmeda.

Agua de imbibición + agua en caña = agua en bagazo + agua jugo-  
mezclado.

Agua jugo mezclado =  $26 + 72.089 - 15.820 = 82.269$ .

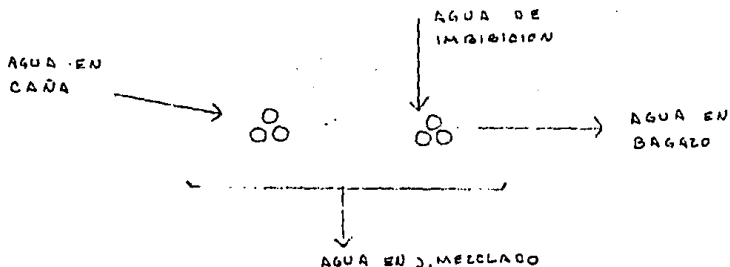


TABLA DE ANALISIS DEL BALANCE DE MATERIALES.  
(PORCENTAJES)

	CAÑA.	JUGO MEZC.	BAGAZO.
SACAROSA.	13.200	12.507	0.693
No Sac.	1.711	1.576	0.135
Fibra.	13.000	-	13.000
Agua.	<u>72.089</u>	<u>32.269</u>	<u>15.820</u>
	100.000	96.352	29.648
	↓	↘	↙
IMBIBICION	26.000		
	↓		
	126.000	↔	126.000
	MATERIALES ENTRANDO.		MATERIALES SALIENDO.

TABLA DE ANALISIS DEL BALANCE DE MATERIALES.

( Ton/Hr)

Molienda = 500 Ton/Hr.

	CAÑA.	JUGO MEZC.	BAGAZO.
SACAROSA.	66.000	62.535	3.465
No Sac.	8.555	7.880	0.675
Fibra.	65.000	-	65.000
Agua.	<u>360.445</u>	<u>411.345</u>	<u>79.100</u>
	500.000	421.760	148.240
	↓	↘	↙
IMBIBICION	130.000		
	↓		
	630.000 Ton/Hr	↔	630.000 Ton/Hr
	MATERIAL QUE ENTRA.		MATERIAL QUE SALE.

## BALANCE DE CLARIFICACION . -

A. Acción de Local sobre el jugo :

La clarificación en el Ingenio Tala, se hace por el procedimiento de defecación en el cual los ácidos orgánicos del jugo se eliminan porque sus sales de calcio son insolubles ( ácido oxálico, tartárico, etc.), y las materias albuminoideas se coagulan. Una parte de los materiales pécticos y de los materiales colorantes se destruyen o se insolubilizan. Sin embargo, esta eliminación es relativamente insignificante porque la pureza del jugo de fecado es, aproximadamente, la misma que la del jugo antes del -- tratamiento.

La purificación es, sobre todo, física. Se forma un precipitado fácil de observar debido, másque nada, a materiales coagulados. Este precipitado arrastra las impurezas físicas al envolverlas.

## B. PROCEDIMIENTO DE DEFECACION .-

Encalado fraccionario y doble calentamiento:

Este procedimiento, descubierto por el Colegio de Agricultura de Trinidad y aconsejado por él, está especialmente destinado para el tratamiento de jugos refractarios y, en general, es notablemente mejor cuando la alcalización ordinaria es insuficiente.

Consiste en :

Encalar el jugo en frío hasta un PH de 6.2

Calentar hasta la ebullición

Reencalar hasta un PH 7.9

Calentar nuevamente hasta la ebullición

Dejar decantar

Ventajas:

1. Se obtiene menos espumas

2. El jugo claro es mucho más brillante
3. La cachaza filtra mejor y produce tortas secas y porosas
4. Los coloides nitrogenados se eliminan en una gran proporción
5. Las ceras se eliminan en una mayor proporción

CONSIDERACIONES GENERALES PARA LA ELABORACION DEL BALANCE DE CLARIFICACION :

1. Se consideran 24 horas de molienda efectiva para absorber las 12 00 t.c.d. (TONELADAS CAÑA DIARIA)
2. El jugo filtrado representará el 16% del jugo mezclado, más lechada de cal.
3. Los lodos que salen del clarificador representan el 15% del jugo mezclado, más lechada de cal.
4. La Cachaza que sale de los filtros, representan el 3% del jugo mezclado, más lechada de cal.
5. Los sólidos en cachaza representan el 25% del jugo mezclado, más lechada de cal.
6. El bagacillo representa el 0.7% del jugo mezclado, más lechada de cal.

## CALCULOS . -

$$\text{Molienda} = \frac{12\ 000\ \text{ton.}}{24\ \text{hr.}} = 500\ \text{ton/hr.}$$

$$\text{JUGO MEZCLADO} = 500\ 000 \times 0.96352 = 481,760\ \text{kg/hr.}$$

## LECHADA DE CAL . -

$$\text{Consumo de cal} = 0.81\ \text{kg/tc}$$

$$\text{Densidad cal} = 5^{\circ}\ \text{BE} = 9^{\circ}\ \text{Bx} \quad (\text{MANUAL PROC. INGENIO TALA})$$

$$\text{L. Cal} = \frac{500 \times 0.81}{0.09} = 4\ 500\ \text{kg/hr}$$

$$\begin{aligned} \text{JUGO MEZCLADO} + \text{LECHADA DE CAL} &= \\ 481\ 760 + 4\ 500 &= 486\ 260\ \text{kg/hr.} \end{aligned}$$

## JUGO FILTRADO . -

Habíamos considerado que el jugo filtrado representa el 16% del jugo mezclado más lechada de cal.

$$(486\ 260)\ \text{kg/hr} \times (0.16) = 77.802\ \text{kg/hr.}$$

## JUGO ALCALIZADO . -

Jugo mezclado + lechada de cal + jugo filtrado = jugo alcalizado:

$$481\ 760 + 4\ 500 + 77\ 802 = 564\ 062\ \text{kg/hr.}$$



VAPOR EN TANQUE FLASH. =

$$1.- \begin{cases} m_1 = 564\,062 \text{ kg/hr} \\ t_1 = 105^\circ \text{C} \\ h_1 = 105.0 \text{ Kcal/kg} \end{cases}$$

$$2.- \begin{cases} m_2 = ? \\ t_2 = 100^\circ \text{C} \\ h_2 = 639 \text{ Kcal/kg} \end{cases}$$

$$3.- \begin{cases} m_3 = ? \\ t_3 = 100^\circ \text{C} \\ h_3 = 100 \text{ Kcal/kg.} \end{cases}$$

Ecuación 1

$$m_1 h_1 = m_2 h_2 + m_3 h_3$$

Sustituyendo "2" en "1"

$$h_1 m_1 = h_2 m_2 + h_3 (m_1 - m_2)$$

$$h_1 m_1 = m_2 (h_2 - h_3) + h_3 m_1$$

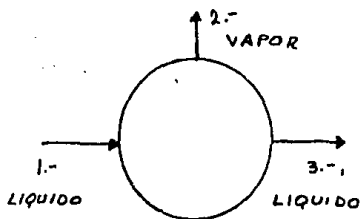
$$m_2 = \frac{m_1 h_1 - m_1 h_3}{h_2 - h_3}$$

Sustituyendo valores

$$m_2 = \frac{564\,062 (105.0 - 100)}{639 - 100} = 5\,274 \text{ kg/hr}$$

Ecuación 2

$$m_1 = m_2 + m_3 \Rightarrow m_3 = m_1 - m_2$$



## JUGO CALIENTE A CLARIFICADORES. -

JCC = jugo alcalizado - vapor tq. flash

JCC = 564,062 - 5274 = 588,788 kg/hr.

## LADOS DE CLARIFICADORES . -

Habiendo estipulado un 15% del jugo mezclado + lechada de cal, tenemos :

$486\ 260 \times .15 = 72\ 939$  kg/hr.

## JUGO CLARO. -

Es igual al jugo caliente a clarificadores - lodos de clarificadores.

Entonces :

$558\ 788 - 72\ 939 = 485,849$  kg/hr.

## CACHAZA. -

Representa el 3% del jugo mezclado + lechada de cal.

$486\ 260 \times 0.03 = 14\ 487$  kg/hr.

## BAGACILLO. -

Representa el 0.7% del jugo mezclado + lechada de cal.

$486\ 260 \times 0.007 = 3\ 404$  kg/hr.

AGUA DE LAVADOS EN LOS FILTROS =

Cachaza + jugo filtrado + bagacillo - lodos de clarificadores.

$$A. \text{ LAVADOS} = 14\ 587 + 77\ 802 + 3\ 404 - 72\ 939 = 22\ 854 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

COMPROBACION DE BALANCE EN CLARIFICADORES Y FILTROS

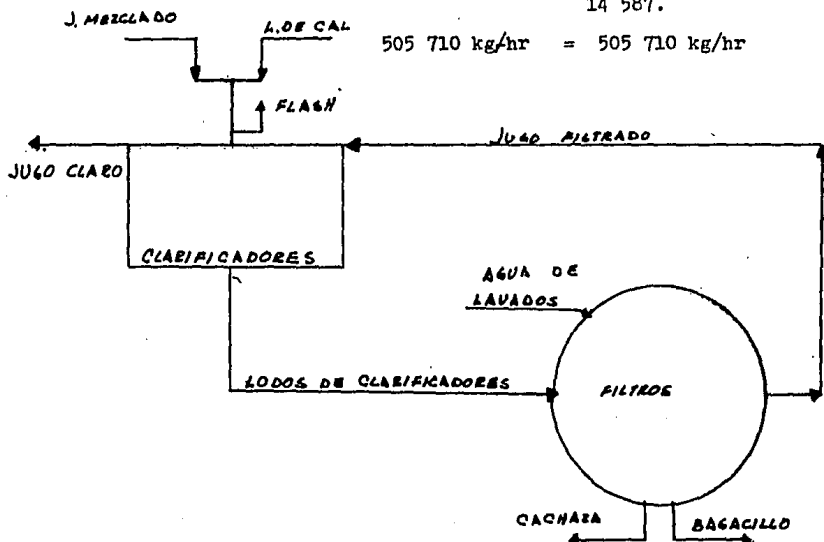
jugo mezclado + lechada de cal + agua = bagacillo + flash + jugo claro + cachaza.

MATERIAL ENTRANDO = MATERIAL SALIENDO

$$481\ 760 + 4500 + 22\ 854 .$$

$$= 3\ 404 + 5\ 274 + 485\ 849 + 14\ 587.$$

$$505\ 710 \text{ kg/hr} = 505\ 710 \text{ kg/hr}$$



### SISTEMA DE CRISTALIZACION. -

Quando el jugo se concentra, su viscosidad aumenta rapidamente con el brix y, al llegar a los  $77^{\circ}$ -  $80^{\circ}$  Bx, comienzan a aparecer cristales, modificandose la naturaleza del material al pasar progresivamente del estado líquido a una condición en parte sólida y en parte líquida. El material pierde su fluidez progresivamente, de manera, que es necesario emplear métodos diferentes para manejarlos. En estas condiciones, el material recibe el nombre de " masa cocida".

Su consistencia no permite hervirlo en tubos angostos, ni circularlo con facilidad de un cuerpo a otro, como en el proceso de evaporación.

Por esta razón, es necesario hacer los siguientes cambios:

- 1) Llevar a cabo la evaporación, en un sólo efecto.
- 2) Emplear un tipo de equipo similar en principio, el evaporador, pero mejor adaptado para manejar el producto viscoso que debe concentrar.

### BRIX DE LA MELADURA. -

Se verá en el siguiente capítulo que la concentración óptima en la cual la meladura se pasa del múltiple efecto al tacho al vacío es,  $65^{\circ}$  Brix aprox. Si la meladura se concentra más, se economiza vapor, ya que la evaporación es un poco mayor en un múltiple que en un simple efecto; Sin embargo, no es fácil en éstas condiciones, obtener un grano regular.

### BRIX DE LAS MASAS COCIDAS . -

Se origina de las substancias en el licor madre y del azúcar presente en forma de cristales.

El análisis de las masas cocidas se lleva a cabo disolviendo una cierta cantidad de ellas en un volumen conocido de agua. En esta dilución se determina el % de azúcar, la pureza y el Brix. De esta manera quedan incluidos en la determinación, tanto los cristales de azúcar como el azúcar disuelto en el licor madre.

#### "CALOR ESPECIFICO DE LAS MASAS COCIDAS. -

Las masas cocidas llevan consigo cristales de azúcar, que modifican el calor específico total. Puede decirse que el calor específico de las masas cocidas es, aproximadamente:

$$C = 1 - 0.007B$$

donde:

C = calor específico de la masa cocida

B = Brix de la masa cocida

#### SATURACION. -

La solubilidad de la sacarosa pura en el agua varía con la temperatura y aumenta rápidamente cuando la temperatura aumenta. A 40°C, por ejemplo, 1 kg agua es capaz de disolver 2.38 kg de sacarosa; a 80°C, 3.60 kg.

Cuando una solución contiene el total de la sacarosa que es capaz de disolver, se dice que está "saturada".

#### SOBRESATURACION. -

La saturación es un estado de equilibrio estable, el cual las soluciones azucaradas no llegan rápida y fácilmente.

Si una solución se concentra por evaporación, o si se enfría -- más allá del punto de saturación, los cristales no aparecen en el material inmediatamente.

El azúcar continúa en solución y a ésta se le llama "sobre saturación".

#### CRISTALIZACION. -

En la práctica comercial es conveniente, para que los cristales se formen en el licor, que exista una sobresaturación considerable. La sobresaturación del licor disminuye en la proporción en que los cristales se forman y crecen. Para conservarla es necesario entonces, mantener la evaporación del agua y el aprovisionamiento del material azucarada.

Se distinguen tres zonas en la fase sobresaturada.-

- 1) La zona Metaestable, próxima a la saturación; los cristales existentes crecen, pero no se pueden formar nuevos.
- 2) La zona Intermedia, en esta pueden formarse nuevos cristales, pero sólo en presencia de los existentes.
- 3) La zona Lábil, en esta los cristales existentes crecen y pueden formarse otros, aún en ausencia de cristales.

#### VELOCIDAD DE CRISTALIZACION. -

La velocidad de cristalización en las masas cocidas depende de:

- a) La viscosidad
- b) La temperatura (que influye en la viscosidad)
- c) La sobresaturación
- d) La pureza del licor madre.

**TEMPERATURA. -**

Cuando la temperatura disminuye, la velocidad de crystalización se mantiene, aumentando la sobresaturación.

**SOBRESATURACION.=**

Se ha demostrado que la velocidad de absorción de sacarosa por los cristales, es proporcional al cuadrado de la sobresaturación.

**PUREZA. -**

La velocidad de cristalización baja rápidamente cuando la pureza del licor madre disminuye. Es por eso que una templa de bajo grado necesita más tiempo que una templa primera.

## SISTEMA DE TEMPLAS. -

Cuando la concentración de la meladura que viene de los evaporadores se continúa en el tacho, cuando la masa cocida "cristalizó" y "creció" y cuando esta masa cocida ha pasado subsecuentemente a las centrifugas, el azúcar permanece en la canasta de éstas y el licor madre pasa a través de la tela. Al licor madre así separado, se le llama "mieles" de masa cocida centrifugada. - La primera masa cocida obtenida a partir de la meladura ( a la que a veces se agrega cierta cantidad de mieles primeras, durante un cocimiento), se llama masa cocida A, y al licor madre separado de ellas en las centrifugas, se le llama miel A, y algunas veces, miel primera o meladura A.

Sin embargo, estas mieles primeras contienen todavía una alta proporción de azúcar cristalizable. Por esta razón se conservan aparte y se usan, por ejemplo, para "crecer" masas cocidas posteriores en un pie de templa conveniente. A la masa cocida que se obtiene de esta manera se le llama, masa cocida B y el licor madre que se separa de ella en la centrifuga, se denomina miel B.

Esta operación puede repetirse varias veces, pero el número de masas cocidas se limita rápidamente:

- 1) porque las mieles se agotan más y más.
- 2) Porque no toda el azúcar que contienen es cristalizable dado que los no azúcares inmovilizan una cierta proporción de azúcar.
- 3) Porque el descenso de pureza, consecuente de la remoción del azúcar, junto con el cocimiento repetido, el mezclado y el centrifugado, aumenta la viscosidad de las mieles sucesivas que se obtienen y hacen que la masa cocida última sea muy difícil de tratar y de mantener en circulación dentro de los tachos.

La última miel que se obtiene, y a la que se considera prácticamente agotada o de la cual se renuncia a obtener más recuperaciones, se le llama, miel final.



A ésta se le envía de la fábrica al alambique.

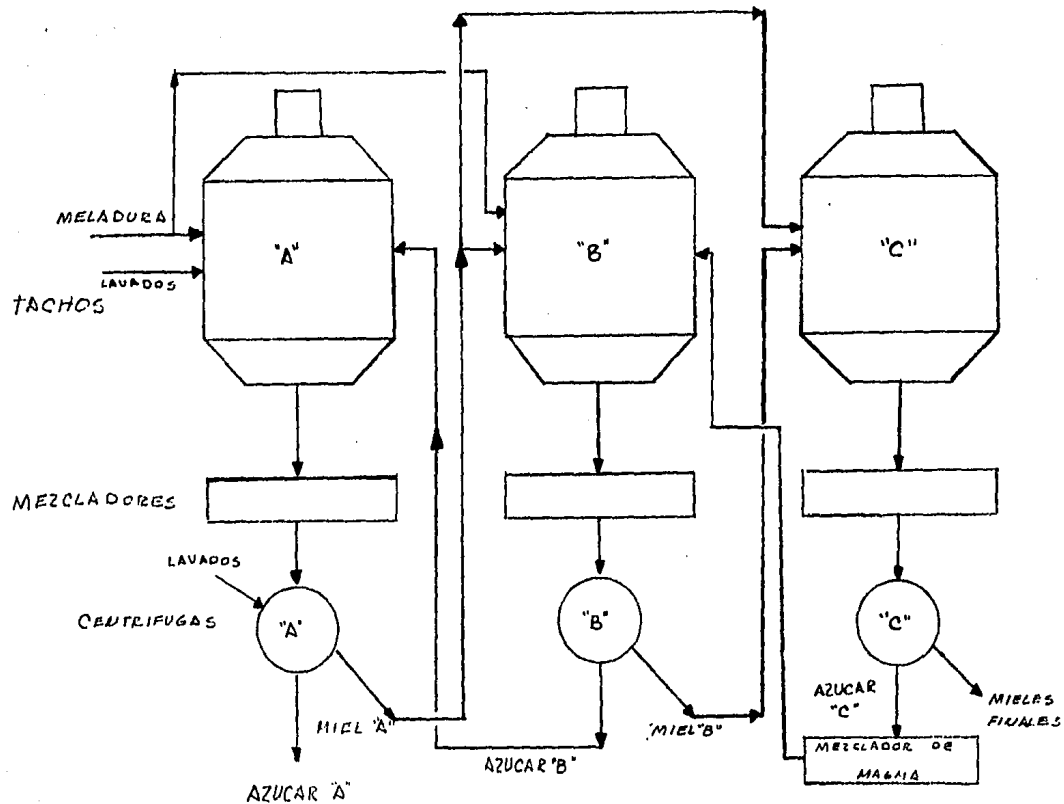
El procedimiento que se emplea para llegar al agotamiento del azúcar, es evidentemente de gran importancia. El utilizado por el Ingenio Tala, es por el Sistema de 3 Templas.

#### SISTEMA DE 3 TEMPLAS. -

Este es el sistema que se emplea más frecuentemente. Se conocen 3 tipos de masa cocida:

- a) Una masa cocida de pureza 84.5 que se obtiene, de acuerdo con la pureza de la meladura, ya sea enteramente de meladura virgen o de un pie de templa de meladura con una adición más o menos sustancial de mieles A hacia el final de la templa.
- b) Una masa cocida D de pureza 76, que se obtiene con un pie de templa de meladura virgen y que se complementa con mieles A.
- c) Una masa cocida C, de pureza 61.0, que se obtiene con un pie de templa de meladura y que se complementa con mieles B.

Las purezas de la masa cocida adoptadas y las purezas obtenidas de las mieles varían de acuerdo con los descensos de pureza deseados.



SISTEMA DE 3 TEMPLAS

PUREZAS ASUMIDAS.

	PZA.
MELADURA.	83.0
MASA "A"	84.5
AZÚCAR "A" S/LAV.	95.0
AZÚCAR "A"	98.5
MIEL "A"	68.0
LAVADOS	72.0
MASA "B"	76.0
AZUCAR "B"	91.0
MIEL "B"	56.0
MASA "C"	61.0
AZUCAR "C"	82.0
MIEL FINAL	36.0

## BALANCE DE CRISTALIZACION. -

Cuando la masa cocida sale del tacho está a una sobresaturación alta. Si se le permite reposar, el azúcar que contiene aún el licor madre sigue depositándose sobre los cristales, sin embargo, esta masa cocida es muy densa y el licor madre es muy viscoso. La cristalización cesará rápidamente si la masa cocida sin movimiento, porque la capa de licor madre que rodea a los cristales se agotará y la viscosidad de la masa impedirá el movimiento de las moléculas de azúcar alejadas para ponerse en contacto con los cristales.

Para tomar ventaja de la fuerte tendencia que tiene la masa cocida a cristalizarse, después del cocimiento, debe esta masa - mantenerse en movimiento para cambiar constantemente la posición relativa de las partículas del licor madre y de los cristales. En el lenguaje de la fábrica, a este efecto se le llama "Cristalización"; rigurosamente desde luego, el proceso completo en el tacho constituye la cristalización del azúcar, pero en la fábrica el término "cristalización" se usa particularmente para la cristalización en movimiento después de que la templa dejó el tacho.

La Cristalización es entonces un proceso que consiste en -- mezclar la masa cocida por cierto tiempo después de caer del tacho y antes de pasar a las centrifugas y que tiene como finalidad completar la formación de los cristales y forzar un agotamiento más completo del licor madre.

## LA PUREZA COMO INDICE DE AGOTAMIENTO. -

Todos los procesos que toman parte en el cocimiento del azúcar se basan en la pureza.

Desgraciadamente no es el mejor: una miel con una pureza aparente de 36, puede estar bien agotada.

Otra de 33 puede ser resultado de un trabajo defectuoso y podría haberse reducido fácilmente a 30.

Existen diversos medios para calcular la pureza p .

La pureza tiene como valor :  $P = S/B$

P = Pureza

S = Azúcar

B = Total de materias en solución.

La cantidad total de azúcar puede estimarse de dos maneras: a) Como sacarosa: para utilizarla es necesario usar el método de análisis Clerget, largo y difícil.

b) Como polarización; es suficiente una simple lectura del polarímetro.

Del mismo modo, los sólidos totales en la solución (azúcares y no azúcares) se pueden determinar de las siguientes maneras: a) SUBSTANCIA SECA, o sólidos por secado.

b) SOLIDOS POR REFRACTOMETRO, o Brix refractométrico.

c) SOLIDOS GRAVIMETRICOS, o Brix que se obtiene leyendo el Brix en un sacarómetro o un densímetro.

En el Ingenio Tala se utiliza el primer método analítico en el cual se tiene:

La pureza verdadera =  $p = \frac{\text{sacarosa}}{\text{Substancia seca.}}$

## BALANCE DE CRISTALIZACION . -

RENDIMIENTO GENERAL

Azucar "A" % Meladura

$$\frac{83 - 36}{98.5 - 36} \times 100 = 75.20$$

$$98.5 - 36$$

Esto es

$$\frac{\text{Pza. Meladura} - \text{Pza. miel final}}{\text{Pza. Azúcar "A"} - \text{Pza. miel final}} \times 100$$

MIEL FINAL % MELADURA. -

$$\frac{\text{Pza. azúcar "A"} - \text{Pza. Meladura}}{\text{Pza. azúcar "A"} - \text{Pza. miel final}} \times 100 =$$

$$\frac{98.5 - 83}{98.5 - 36} \times 100 = 24.80$$

$$98.5 - 36$$

RENDIMIENTO TEMPLA "C".

AZUCAR "C" % TEMPLA.

$$\frac{\text{Pza. masa "C"} - \text{Pza. miel final}}{\text{Pza. azúcar C} - \text{Pza. miel final}} \times 100 =$$

$$\frac{61 - 36}{82 - 36} \times 100 = 54.35$$

$$82 - 36$$

## MIEL FINAL % TEMPLA. -

$$\frac{\text{Pza. azúcar "C" - Pza. masa "C"}}{\text{Pza. azúcar "C" - Pza. miel final}} \times 100$$

$$\frac{82 - 61}{82 - 36} \times 100 = 45.65$$

## TEMPLA "C" % MELADURA. -

$$\frac{\text{Miel final \% meladura}}{\text{Miel final \% Tempa}} \times 100$$

$$\frac{24.80}{45.65} \times 100 = 54.33$$

## PRODUCTOS TEMPLA "C"

	% SOLIDOS	% SACAROSA	PUREZA
Azúcar "C"	29.53	24.21	82
Miel final	24.80	8.93	36
Tempa "C"	54.33	33.14	61

## COMPOSICION TEMPLA "C"

Miel "A" % tempa

$$\frac{\text{Pza. masa "C" - Pza miel "B"}}{\text{Pza miel "A" - Pza miel "B"}} \times 100 =$$

$$100 \times \frac{61 - 56}{68 - 56} = 41.67$$

## COMPOSICION DE LA TEMPLA "C"

	% SOLIDOS	% SACAROSA	PUREZA
MIEL "A"	22.64	15.40	68
MIEL "B"	31.69	17.74	56
TEMPLA "C"	54.33	33.14	61

" B "

## RENDIMIENTO TEMPLA "B"

AZUCAR "B" % TEMPLA

$$\frac{\text{PZA. MASA "B" - PZA. MIEL "B"}}{\text{PZA. AZUCAR "B" - PZA. MIEL "B"}} \times 100 =$$

$$\frac{76 - 56}{91 - 56} \times 100 = 57.14$$

91 - 56

MIEL "B" % DE TEMPLA

$$\frac{\text{PZA AZUCAR "B" - PZA MASA "B"}}{\text{PZA AZUCAR "B" - PZA MIEL "B"}} \times 100 =$$

$$\frac{91 - 76}{91 - 56} \times 100 = 42.86$$

$$91 - 76 \times 100 = 42.86$$

91 - 56



## TEMPLA "B"

Se tiene que la miel "B" pasa a formar parte de la templea "C"

$$\frac{\text{Miel "B" \% Sólidos}}{\text{Miel "B" \% Templea}} \times 100 =$$

$$\frac{31.69}{42.86} \times 100 = 73.94$$

## PRODUCTOS TEMPLO "B"

	% SOLIDOS	% SACAROSA	PUREZA
Azúcar "B"	42.25	38.45	91.0
Miel "B"	31.69	17.74	56.0
Templa "B"	73.39	56.19	76.0

## COMPOSICION DE LA TEMPLO "B"

	% SOLIDOS	% SACAROSA	PUREZA
Templa "B"	73.94	56.19	76.0
Azúcar "C"	29.53	24.21	82.0
Miel "A"	-	-	-
Meladura	-	-	-
T O T A L	44.41	31.98	72.01
	(73.94 - 29.53)	(56.19 - 24.21)	

MELADURA. =

$$\frac{\text{Pza. final temple "B"} - \text{Pza. miel "A"}}{\text{Pza. Meladura} - \text{Pza. miel "A"}} \times 100 =$$

$$\frac{72.01 - 68.0}{83.0 - 68.0} \times 100 = 26.73$$

MIEL "A" . -

$$\frac{\text{Pza. meladura} - \text{Pza final temple "B"}}{\text{Pza. meladura} - \text{Pza miel "A"}} \times 100 =$$

$$\frac{83 - 72.01}{83 - 68.0} \times 100 = 73.27$$

COMPOSICION DE LA MELADURA:

	% SOLIDOS	% SACAROSA	PUREZA
Templa "B"	73.94	56.19	76.0
Azúcar "C"	29.53	24.21	82.0
Meladura	11.87	9.85	83.0
Miel "A"	32.54	22.13	68.0

"A"

TEMPLA "A"

La miel "A" para formar parte de la templa "B" y "C"

Miel "A" = 32.54 (% sólidos en meladura) +  
 22.64 (% sólidos en templa "C")

Miel "A" = 55.18

AZUCAR "A" LAVADO % AZUCAR S/L (SIN LAVADOS)

$$\frac{\text{Pza azúcar "A" S/L - Lavados}}{\text{Pza azúcar "A" - Lavados}} \times 100$$

$$\frac{95 - 72}{98.5 - 72} \times 100 = 86.79$$

LAVADO % AZUCAR S/L

$$\frac{\text{Pza azúcar "A" - Pza azúcar "A" S/L}}{\text{Pza azúcar "A" - Lavados}} \times 100$$

$$\frac{98.5 - 95}{98.5 - 72} \times 100 = 13.21$$

AZUCAR "A" S/L % MELADURA

$$\frac{\text{Pza azúcar "A" \% Meladura}}{\text{Pza azúcar "A" lavado \% azúcar S/L}} \times 100$$

$$\frac{75.20}{86.79} \times 100 = 86.65$$

LAVADOS % MELADURAS . -

$$\begin{aligned} \text{Azúcar "A" S/L \% Meladura} & - \text{Pza. azúcar "A" \% meladura} = \\ 86.65 - 75.20 & = 11.45 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{TEMPLA "A"} & = \text{azúcar "A"} + \text{lavados} + \text{miel "A"} \\ & = 75.20 + 11.45 + 55.18 \\ & = 141.83 \end{aligned}$$

COMPOSICION DE LA TEMPLA DE "A"

Azúcar "B"	42.25
Lavados	11.45
Meladura	<u>88.13</u>
(100.0-11.87)	141.83 % de Sólidos

## RESUMEN DE CRISTALIZACION:

Se tomará como base la cantidad de meladura resultante en el balance del múltiple efecto ( CAP. 111 ).

BASE: MELADURA

SOLIDOS a 65°Bx. =

 $(244 \text{ 711.71 lb/hr})(.65/2.2) = 72 \text{ 301.18 } \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$ 

CONCEPTO	% SOLIDOS	PZAS.	% SACAROSA	KG. SOLIDOS	KG. SACAROSC.
<u>TEMPLA "A"</u>					
Azúcar "B"	42.25	91.0	38.45	30 547	27 800
Meladura	86.13	83.0	73.15	63 719	52 888
Lavados	11.45	72.0	8.24	8 278	5 958
Templa "A"	141.83	84.5	119.84	102 544	86 646
Azúcar "A"	72.20	98.5	74.07	54 370	53 553
Miel "A"	55.18	68.0	37.53	39 895	27 135
Lavados	11.45	72.0	8.24	8 278	5 958
<u>TEMPLA "B"</u>					
Azúcar "C"	29.53	82.0	24.21	21 350	17 504
Meladura	11.87	83.0	9.85	8 582	7 121
Miel "A"	32.54	68.0	22.13	23 527	16 000
Templa "B"	73.94	76.0	56.19	53 459	40 626
Azúcar "B"	42.25	91.0	38.45	30 547	27 800
Miel "B"	31.69	56.0	17.74	22 912	12 826

## RESUMEN DE CRITALIZACION

BAFE: MELADURA

SOLIDOS MELADURA : 72 301.16 Kg/hr

CONCEPTO	% SOLIDOS	PZAS.	% SACAROSA	KG. SOLIDS	KG. SACAROSA
<u>TEMPLA "C"</u>					
Miel "A"	22.64	68.0	15.40	16 369	11 134
Miel "B"	31.69	56.0	17.74	22 912	12 826
Templa "C"	54.33	61.0	33.14	39 281	23 960
Azúcar "C"	29.53	82.0	24.21	21 350	17 504
Miel Final	24.80	36.0	8.93	17 930	6 724

## CAPITULO 11

CALCULO DE LAS CAPACIDADES DE VAPOR DEL EQUIPO DE MOLIENDA  
Y PROCESAMIENTO DEL AZUCAR.

Determinada ya la cantidad de material utilizado  
se procederá a hacer un cálculo del equipo necesario para  
el procesamiento de la caña de azúcar.

## CONDICIONES DE OPERACION. -

	TEMPERATURA o F	PRESION #/pulg <sup>2</sup>
Jugo alcalizado	85	
Primer calentamiento	190	
Segundo calentamiento	220	
Jugo salido clarificadores	205	
Jugo clarificado	225	
Agua a condensadores	95	
Agua retorno condensadores	120	
Agua alimentación calderas	250	
Vapor alta presión	600	250
Vacios condensadores	25"Hg.	



## EXTRACCION. -

Para la extracción se utilizan 2 tandem:

El tandem "A" con 6 turbinas MURRAY de múltiples etapas de 1 200 Hp cada una y todos sus accesorios para manejo de jugos, bagacillo y bagazo.

Se tiene también una cuchilla de 650 Hp y un desintegrador UNIGRATOR de 1 000 Hp, ambos movidos por turbinas.

Para el tandem "B" se tienen 5 turbinas similares a las del tandem "A" de 1 200 Hp cada una, y una cuchilla y un desintegrador UNIGRATOR de 400 y 550 Hp respectivamente.

## TANDEM "A"

8000 T.C.D.

CONCEPTO	EFICIENCIA MECANICA	EFICIENCIA TERMICA	CONSUMO Lb/HpHr	CONSUMO VAP. DIR.	PRODUCCION. VAP. MEDIA
CUCHILLA 650 Hp	0.90	0.60	33	21.450	21.450
UNIGRATOR 1000 Hp	0.85	0.65	25	25 000	25 000
MOLINOS (G) 7 200 Hp	0.80	0.65	25	180 000	180 000
					226 450 Lb/hr

## TANDEM "B"

4000 T.C.D.

CONCEPTO	EFICIENCIA MECANICA	EFICIENCIA TERMICA	CONSUMO Lb/HpHr	CONSUMO VAP. DIR.	PRODUCCION VAP. MEDIA
CUCHILLA 400 Hp	0.90	0.60	33	13 200	13 200
UNIGRATOR 550 Hp	0.85	0.65	25	13 750	13 750
MOLINOS (5) 6 000 Hp	0.80	0.65	25	150 000	150 000
					176 950 Lb/Hr
TANDEM "A"	226 450				
TANDEM "B" +	<u>176 950</u>				
TOTAL	403 400				

## PLANTA DE FUERZA. -

La planta de fuerza estará compuesta de 3 turbogeneradores con una potencia total de 5 300 Kw generando a 4 160 volts.

El sistema de distribución eléctrica parte de los 4 160 — volts generados bajando a 460 volts en las subestaciones distribuidas dentro del Ingenio y de ahí a los centros de control de motores.

## CALDERAS. -

Se tienen 5 turboventiladores de tiro inducido de 240 hp — cada uno y las bombas de alimentación son de 100 Hp cada uno.

## PLANTA DE FUERZA. -

	Kw	CONSUMO Lb/kwhr	CONSUMO Lb/hr	PROD. VAPOR MEDIA
TURBO GENERADORES	5 300	30	159,000	159,000
TOTAL				159,000

## CALDERAS. -

	Hp	CONSUMO Lb/hohr	CONSUMO lb/hr	PROD. VAPOR MEDIA
TURBO VENTILADORES TIRO INDUCIDO	1 200	32	40 000	40 000
BOMBAS DE ALIMENTACION	500	32	1 600	1 600
TOTAL				56 000

PLANTA DE FUERZA	159 000
CALDERAS	<u>56 000</u>
TOTAL	215 000 Lb/hr

**CALENTAMIENTO DEL JUGO A CLARIFICACION.**

Las bombas del jugo encalado con sus impulsores para las condiciones de 12 000 T.P.D. se tienen para bombear el jugo camino a clarificadores.

La estación de calentamiento será de 4 calentadores primarios operando con vapores del 1º efecto y 4 calentadores secundarios operando con vapores de los preevaporadores.

Tres de los calentadores primarios y tres secundarios son para funcionamiento continuo dejando uno primario y uno secundario en limpieza. En esta forma las superficies de calentamiento se mantendrán en condiciones óptimas de operación

## CALENTAMIENTO DEL JUGO. -

## 1º Calentamiento

Jugo alcalizado	1 320 000 Lb/hr
Temperatura de entrada	85 GRADOS F
Temperatura de salida	190 GRADOS F
Calor específico	.91 BTU/Lb GRADOS F
Calor latente	965 BTU

Cantidad de calor necesitado  
para el calentamiento:

$$C_n = \frac{J_a C_p (T_2 - T_1)}{h}$$

$$C_n = \frac{1\ 320\ 000\ \text{Lb/hr} (.91\ \text{BTU/Lb}^\circ\text{F}) (190 - 85)^\circ\text{F}}{965\ \text{BTU}} =$$

$$C_n = 130\ 700.5\ \text{Lb/hr.}$$

$J_a$  = Cantidad de jugo alcalizado

$T_1$  = Temperatura de entrada del jugo

$T_2$  = Temperatura de salida del jugo

$C_p$  = Calor específico del jugo

$h$  = Calor latente a la presión de entrada del jugo

$$C_p = 1 - 0.006 B = 1 - 0.006(15) = .91$$

$$B = \text{Brix del jugo} = 15^\circ$$

## CALENTAMIENTO DEL JUGO

## Calentamiento Secundario.-

Jugo alcalizado	Lb/Hr	1 320 000
Temperatura de entrada	o F	190
Temperatura de salida	o F	220
Calor específico	BTV/Lb o F	.91
Calor latente	25 psia	952.1

Calor necesitado para =  
el calentamiento

$$= \frac{1\ 320\ 000 (220 - 190) \cdot 91}{952.1} = 37\ 849\ \text{Lb/Hr}$$

El jugo clarificado en su camino a los preevaporadores se precalienta en calentador de jugo clarificado operando con vapor de escape.

El ciclo seleccionado de evaporación está compuesto básicamente de preevaporadores a tachos, un doble efecto de calentadores y cuadruple efectos, el cual se resume en un quintuple efecto con sangría de vapores en el primero y segundo efecto.

El ciclo es eficiente y juega bien con las eficiencias de las turbinas de múltiple etapa de los molinos para obtener un balance favorable según se muestra en el capítulo siguiente.

El balance de materiales en el múltiple efecto se hará en conjunto con el de vapor y se desarrollará en el siguiente capítulo.

#### CALENTAMIENTO DE JUGO CLARIFICADO

Jugo clarificado	lb/Hr	1 100 000
Temperatura de entrada	°F	205
Temperatura de salida	°F	225
Calor específico	BTU/lb °F	.91
Calor latente	a 25 Psia	952

$$\text{CALOR NECESITADO} = \frac{1\,100\,000(225 - 205) \cdot .91}{952} = 21\,029 \text{ lb/hr}$$



DEMANDA DE VAPOR A NICHOS "A"  
DEL BALANCE DE MATERIALES.

MATERIAL	SOLIDOS	BR	FLUJO TON/HR
Azúcar "B"	29.81	65	35.07
Meladura	62.20	65	95.69
Lavados	3.08	72	11.22
Total			141.98
Templa "A"	100.09	93	- <u>107.63</u>
Agua Evaporada			34.35

Factor de Evaporación = 1.15

Demanda de vapor promedio

$$34.51 \times 1.15 = 39.50 \text{ ton/hr} = 86\ 900 \text{ lb/hr}$$

Demanda pico se considera 17% (Puede fluctuar entre 15 y 20%)

Tomamos un valor promedio de 17%

$$DM = 46.215 \text{ Ton/hr} = 101\ 673 \text{ Lb/hr.}$$

DEMANDA DE VAPOR A NICHOS "B"

MATERIAL	SOLIDOS TON/HR	BRIX	FLUJO TON/HR
Azúcar "C"	20.84	80	26.05
Meladura	0.37	65	12.88
Miel "A"	22.96	60	<u>38.27</u>
Total			77.20
Templa "B"	52.13	940	- <u>55.51</u>
Agua evaporada			21.69

Factor de evaporación = 1.20

$21.69 \times 1.20 = 26.03 \text{ ton/hr} = 57\,266 \text{ Lb/hr}$

Demanda pico, se considera 17%

DM = 30,4551 Ton/hr = 67 000 Lb/hr.

DEMANDA DE VAPOR A TACHOS "C"

MATERIAL	SOLIDOS TON/HR	BRIX	FLUJO TON/HR
Miel "A"	15.98	60	26.63
Miel "B"	22.36	60	37.27
Suma			63.90
Templa "C"	38.34	96	<u>39.94</u>
Agua evaporada			23.96

Demanda de vapor promedio

$23.96 \times 1.25^* = 29.95 \text{ ton/hr} = 65\,890 \text{ Lb/hr}$

Demanda máxima (Se considera 17 % )

DM = 35.0415 Ton/hr = 77 091 Lb/Hr

\* Factor de evaporación = 1.25

## C A P I T U L O      111

Se desarrollará un análisis de producción de vapor con la nueva producción de bagazo tomándolo en cuenta como combustible.

Se calculará la demanda de vapor vivo para los molinos, turbinas, turbogeneradores, ventiladores, turbobombas.

Así como también se estimarán las demandas de vapor para los pre- evaporadores, evaporadores y se calculará la cantidad necesaria para el calentamiento del jugo.

## POSIBLE PRODUCCION DE VAPOR CON BAGAZO

## CONSIDERACIONES GENERALES

CANA TPD: ( TONS POR DIA )	12 000
CAÑA TPH ( TONS POR HORA )	500
% BAGAZO CAÑA	32
BAGAZO TPH	160
BAGAZO lb/hr	352 000
HUMEDAD EN BAGAZO (%)	53
VALOR CALORIFICO DEL BAGAZO SECO BTU/lb	8 290

## BAGAZO

### COMPOSICION

Haciendo un promedio de valores dados por los autores N. -  
Debrer Tromp, Kelly, Davies, etc.

CARBONO C = 47.00 %

HIDROGENO H = 6.5 %

OXIGENO O = 44.0 %

CENIZAS E = 2.5 %

### VALORES CALORIFICOS DEL BAGAZO

El valor calorífico ( V.C.) es la cantidad de calor que -  
puede producirse por la combustión de la unidad de peso del -  
combustible en consideración.

Se distinguen dos valores caloríficos diferentes

- a) Valor calorífico superior, indica el calor que puede -  
obtenerse teóricamente del combustible.
- b) Valor calorífico inferior o valor calorífico neto, su--  
pone que el agua que se forma en la combustión, así co-  
mo el agua presente en el combustible permanece en esta  
do de vapor, este da una indicación mas precisa del ca-  
lor que puede obtenerse realmente.

No existiendo ningún método para determinarlo directa-  
mente debe calcularse.

## VALOR CALORIFICO SUPERIOR DEL BAGAZO SECO.

A pesar de las diferencias que en apariencia tienen las diversas variedades de caña, el valor calorífico superior -- del bagazo seco es notablemente constante en todos los países y en todas las variedades de caña.

La tabla # nos dá diversos valores seleccionados al azar.

## VALOR CALORIFICO SUPERIOR DEL BAGAZO SECO.

Autor	Pais	Referencia	V.C.S. DEL BAGAZO SECO	
			Kcal/kg	B.T.U/Lb
Behne	Queensland	*ISJ(1935)Pag.160	4 542	8 177
Hedley	Sudafrica	ISJ(1936)Pag.349	4 585	8 253
	Hawaii	ISJ(1936)Pag.126	4 622	8 320
Gregory	Cuba	+FAS(Dic.1944) Pag.26	4 691	8 444
Gregory	Puerto Rico	FAS(Dic.1944) Pag.26	4 594	8 270
MEDIO			4 607	8 290

\* INTERNATIONAL SUGAR JOURNAL.

+ FACTS ABOUT SUGAR, AHORA SUGAR.

## VALOR CALORIFICO DEL BAGAZO HUMEDO.

Se conoce ya el valor calorífico del bagazo seco ¿como puede deducirse el valor calorífico del bagazo humedo, que es el que se emplea en la práctica?.

Los cálculos se pueden basar en la composición centesimal del bagazo.

C O M P O N E N T E .	%	V.C.	
		Kcal/kg	Btu/lb
FI B R A .	F	4 600	8 250
A Z U C A R	s	3 955	4000 7 120
A G U A	w	0	0

El agua no solamente tiene valor calorífico nulo sino --  
que absorbe el calor al evaporarse durante la combustión --

( V.C.N)

TENEMOS:

$$VCS = 4\,600 \frac{F}{100} + 4\,000 \frac{s}{100}$$

$$VCN = 4\,600 \frac{F}{100} + 4\,000 \frac{s}{100} - 350 \frac{100-w}{100} - 600 \frac{w}{100}$$

S I M P L I F I C A N D O

$$VCS = 46 F + 40 s \quad \text{Kcal/kg}$$

$$VCN = 46 F + 40 s - 2.5 w - 350 \quad \text{kcal/kg}$$

Tomando en consideración que además de la fibra F, el --  
agua w, y el azúcar s, el bagazo contiene glucosa y otras ---  
impurezas. A pesar de éstas solo están en pequeñas cantidades,  
es necesario tomarlas en cuenta, dado que el v.c. de la gluco  
sa (3 743 kcal/Kg) es ligeramente menor que el de la sacarosa  
y que el valor calorífico de las mieles secas ( 4 100 kcal/kg)  
que se considera representan, es ligeramente mayor.

Con una pureza real del jugo mezclado de 88% se tiene

$$s = \frac{s}{88} = 1.136 s$$

Siendo s' = sacarosa + combustibles no azúcares con un VC  
supuesta 4 000 kcal/kg

TENIENDO

$$F = 100 - s'-w$$

y sustituyendo el valor de s'

$$F = 100 - 1.136 s - w$$

Sustituyendo los valores en las formulas:

$$VCS = 4\ 600 - 6.79s - 46w \quad \text{Kcal/kg}$$

$$VCN = 4\ 250 - 6.81s - 48.5w \quad \text{Kcal/kg}$$

VCS = valor calorifico superior del bagazo

VCN = valor calorifico neto del bagazo

$$VCS = 4\ 600 - 6.79 (.693) - 46 (53) = \quad \text{kcal/kg} = 3891.122 \text{ BTU/lb}$$

Teniendo: s = .693 SACAROSA % CAÑA

w = 53 HUMEDAD % BAGAZO

#### CALOR DISPONIBLE

$$\text{CON EF} = 58\% \quad = \quad \text{CD} = (352\ 000 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}) \cdot (3891.122 \text{ BTU}) (.58) =$$

$$\text{CD} = 794\ 432,271 \quad \text{BTU/Hr}$$

VAPOR DE 250 lb/pulg<sup>2</sup> 600°F con agua de alimentación a 250°F

$$= 1\ 100 \text{ BTU/Lb}$$

$$\text{POSIBLE PRODUCCION DE VAPOR} = \frac{794\ 432,271 \text{ BTU/hr}}{1\ 100 \text{ BTU/Lb}} = 722,211.1 \frac{\text{Lb}}{\text{hr}}$$



## EVAPORACION . -

El evaporador de una fábrica de azúcar está constituido esencialmente por una calandria tubular que tiene la función de - intercambiar temperatura: el vapor de calentamiento baña los tubos por el exterior y el jugo por evaporar se encuentra en el interior de esos tubos.

### OBJETO DE LA EVAPORACION. -

La purificación o clarificación del jugo produjo jugo claro. Este jugo es azúcar disuelta en agua con ciertas impurezas. Cuando se ha quitado ya la mayor cantidad posible de estas impurezas queda por eliminar el agua. Este es el objeto de la evaporación.

La concentración se lleva al máximo tratando de dejar al líquido madre sólo el espacio libre entre los cristales. A la mezcla obtenida, cristales sólidos y licor madre viscoso, se da el nombre de "masa cocida". Una masa semejante no se maneja como el jugo o como meladura.

Por esta razón la concentración se separa en 2 etapas:

- a) La evaporación propiamente dicha, que va del jugo claro a la meladura y durante la cual se obtiene un producto líquido.
- b) El cocimiento (o cristalización) que comienza justamente antes de que los granos aparezcan en la meladura y que continúa hasta la concentración máxima.

### MULTIPLE EFECTO. -

El progreso más notable y más importante en la historia de la fabricación del azúcar, es sin duda el descubrimiento del efecto hecho alrededor de 1830, en Lousiana, por Norbert Rillieux americano, de origen francés.

En el tiempo de este descubrimiento ya se habían abandonado las marmitas a fuego directo y se comenzaban a evaporar el jugo calentándolo con vapor.

La idea de Rillieux fué la siguiente:

Ya que es con vapor con lo que se calienta el jugo para evaporar el agua que contiene. ¿ por qué no es posible utilizar el vapor a sí producido por el jugo para calentar otra fracción de él mismo o para terminar la evaporación iniciada con vapor ordinario ?

Al resolver este problema se encontró inmediatamente con el siguiente obstáculo:

Con vapor de  $110^{\circ}\text{C}$  es posible evaporar jugo a la presión atmosférica. La temperatura del vapor del jugo, hirviendo a la presión atmosférica, es de  $100^{\circ}\text{C}$ . Así, con Vapor de  $100^{\circ}\text{C}$  de temperatura no es posible hacer hervir jugo a  $100^{\circ}\text{C}$  : es necesario una diferencia de temperatura entre el fluido que calienta y el - fluido calentado.

Se resuelve la dificultad poniendo al vacío el o los cuer--pos siguientes al primero. Es posible crear la diferencia de temperatura necesaria y utilizar el vapor del jugo producido por el primer cuerpo, para calentar el jugo encerrado en el segundo; el vapor producido por éste para calentar al tercero, y así sucesivamente.

Esta solución tiene el inconveniente de exigir las instala--ciones necesarias para crear el vacío. Sin embargo tiene dos --- grandes ventajas:

a) Aumenta la diferencia total de temperatura entre vapor y jugo en una cantidad igual a la caída del punto de obulli--ción del jugo entre la presión del primer cuerpo y la del - último.

b) Permite continuar la evaporación a temperaturas menos peligrosas desde el punto de vista de la inversión y de la coloración del jugo, cuando el jugo está mas concentrado y -- más viscoso.

## DISTRIBUCION DE LA CAIDA DE PRESION. -

Cuando se hace el proyecto de un múltiple efecto nuevo y se está en condiciones de determinar, según las propias conveniencias, las condiciones de funcionamiento, las superficies y las caídas de temperatura respectivas de cada cuerpo, se tratará de calcular de acuerdo con una economía máxima.

Sin embargo, los resultados de estos cálculos no son siempre aceptables y en ocasiones se está conducido a modificarlos de manera que se respeten ciertas consideraciones secundarias que obligan a separarse de las condiciones de máxima economía.

Una de estas consideraciones es la siguiente: debe esforzarse para distribuir entre los cuerpos la caída de presión total del múltiple efecto de manera que las caídas de presión individuales, a las que trabajan los diversos cuerpos, sean aproximadamente iguales pero ligeramente decrecientes del primero al último.

La igualdad de caída de presión tiene por objeto unificar las alturas del sifón entre los cuerpos, evitar los arrastres del jugo o de los gases incondensables, muy fuertes en ciertos cuerpos y muy débiles entros y, sobre todo, evitar los riesgos de arrastre producidos en los cuerpos siguientes por una caída de presión muy fuerte.

BALANCE DE VAPOR Y ALIMENTO EN EL CUADRUPE EFECTO.

DISTRIBUCION DE LAS DIFERENCIAS DE PRESION TOTAL.

	<u>PRESION</u> <u>PSIA</u>	$\Delta P$ <u>Lb/pulg<sup>2</sup></u>	<u>T<sub>OF</sub></u>	<u>h</u> <u>BTU/Lb</u>
PREEVAPORADOR.	33	- - -	254	941.5
CALANDRIA 1er.EFECTO.	25	8	241	952.5
CALANDRIA 2o. EFECTO.	19	6	227	962.5
CALANDRIA 3er.EFECTO.	13.5	5.5	208	978
CALANDRIA 4o. EFECTO.	8	5.5	183	988.2
VAP.AL CONDENSADOR.	2.4	5.6	132.8	1018.5

	<u>°DRIX</u>	<u>Cp=(1-0.006B)</u> <u>BTU/LbHr</u>	<u>Q=(alimento)</u> <u>Lb/Hr</u>
JUGO PREEVAPORADOR.	15	0.91	1 100 000
1er. EFECTO.	26	0.844	
2o. EFECTO.	36	0.784	
3er. EFECTO.	42	0.748	
4o. EFECTO	50	0.70	
DE 4 EFECTO	65	0.61	

VAPOR AL PREEVAPORADOR = 486,000 Lb/Hr

ALIMENTO = 1.100,000 Lb/Hr

CANTIDAD DE CALOR DEL VAPOR

A 18 psig = 486 000 x 941.5 = 457 569 000 BTU/Hr

DEDUCCION PARA CALENTAR

ALIMENTO = 1.100 000 (241-225)(.91) = 16016 000 BTU/ Hr  
 =  $Q (h_2 - h_1) cp$  \_\_\_\_\_

DISPONIBLE PARA EVAPORACION = 441 553 000 BTU/Hr

$h$  a 241° F = 952.5 BTU/Lb

⇒ 441 553 000 / 952.5 = 463 572.7 Lb/Hr

ALIMENTO AL PRIMER EFECTO = 636 427.3 Lb/Hr

1 100 000 - 463 572.7

1- EFECTO

VAPOR DEL PREEVAPORADOR	441 553 000 BTV/Hr	
MENOS VAPOR A TACHOS	234 090 210	
245 764 x 952.5		
MENOS VAPOR A CALENTADORES	36 051 173	
37 849 x 952.5		
MAS FLASH-DEL JUGO	7 520 023	
636 427.3(241-227)(.884)		
<hr/>		
DISPONIBLE PARA EVAPORACION	178 931 640 BTV/Hr	
h = 227 GRADOS F = 962.5		
ENTONCES 178 931 640/962.5	185 903 Lb/Hr	
ALIMENTO AL SEGUNDO EFECTO		450 524.3 Lb/Hr.
(636 427.3 - 185 903)		

2.- EFECTO

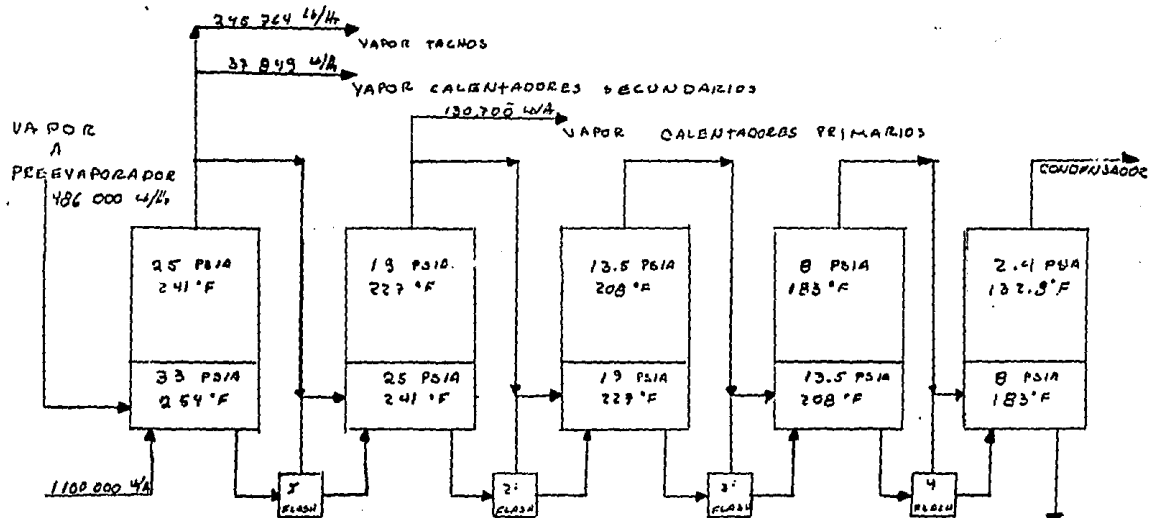
VAPOR DEL 1.- EFECTO	178 931 640 BTV/Hr	
MENOS VAPOR A CALENTADORES	125 798 750	
130 700 x 962.5		
MAS FLASH DEL JUGO	6 711 010	
450 524.3(227-208)(.784)		
<hr/>		
DISPONIBLE PARA EVAPORACION	59 843 900 BTV/Hr	
h = 208 GRADOS F = 973		
ENTONCES 59 843 900/973	61 504.5 Lb/hr	
ALIMENTO AL TERCER EFECTO		389 019.8Lb/Hr.
450 524.3 - 61 504.5		

3o EFECTO

VAPOR DEL 2o EFECTO	= 59 843 900 BTU/hr	
MAS FLASH DEL JUGO	= 6 983 683	
389 019.8 (207-183)(.748)	= _____	
DISPONIBLE PARA EVAPORACION	= 66 827 583 BTU/hr	
h a 183 GRADOS F = 988.5		
66 827 583/988.5	= 67 605. Lb/hr	
ALIMENTO AL 4o EFECTO	=	321 414.8 Lb/hr
309 019.8 - 67 605		

4o EFECTO

VAPOR DEL 3o EFECTO	= 66 827 583 BTU/hr	
MAS FLASH DEL JUGO	= 11 294 516	
321 414.8 (183-132.8)(.70)	= _____	
DISPONIBLE PARA EVAPORACION	= 78 122 099 BTU/Hr	
h a 132.8 GRADOS F = 1 018.5		
78 122 099/1 018.5	76 707. Lb/hr	
ALIMENTO A MELADORES		244 711.4 Lb/hr.
321 414.8 - 76 703		a 65° Brix.



Jugo a

PREEVAPORADORES



REQUERIMIENTO DE VAPOR PARA UN SISTEMA DE EVAPORACION CON  
MOLIENDA DE 12 000 T.C.D.

1.- CALENTAMIENTO DEL JUGO EN 2 ETAPAS DE EVAPORACION :

A) Calentamiento primario de  $85^{\circ}\text{F}$  -  $190^{\circ}\text{F}$

B) Calentamiento secundario de  $190^{\circ}\text{F}$  -  $220^{\circ}\text{F}$

2.- PRECALENTAMIENTO DEL JUGO CLARIFICADO CON VAPOR DE ES-  
CAPE DE 18 519

DE 205 - 225

3.- SISTEMA DE EVAPORACION :

UN preevaporador + cuádruple efecto con extracciones  
de vapores del preevaporador a tachos y calentamien-  
tos secundarios .

## ALIMENTO

PARA CALENTADORES

Jugo alcalizado total	1 320 000 Lb/Hr
GRADOS BRUX	15°
T <sub>0</sub>	85° F
T <sub>1</sub>	190° F
T <sub>2</sub>	220° F

## PARA EVAPORACION

Jugo a evaporación	1 100 00 Lb/Hr
Brix inicial	15°
Brix final	65°
Temperatura inicial	241° F
Presión escape	18 Lb/pulg <sup>2</sup>
Vacío	25" Hg
	12.3
Presión	12.5 Lb/pulg <sup>2</sup>

## RESUMEN DEMANDA DE VAPOR

1. - Calentamiento	Lb/ Hr 130 700.5	Vapor Baja
2. - Calentamiento	37 849	Media
Calentamiento jugo claro	21 029	Media
Tachos "A"	101 673	Media
Tachos "B"	67 000	Media
Tachos "C"	97 091	Media
Tandem "A"	226 450	Alta
Tandem "B"	176 950	Alta
Planta de fuerza	159 000	ALTA
CALDERAS	56 000	ALTA

Se debe tener en cuenta que de la producción de vapor de media de los Tandems, planta de fuerza y calderas se tomaron 460 000 lb/hr para la alimentación del Multiple Efecto donde se tendrán sangrias a Tachos, Calentadores Secundarios y Primarios.

El calentamiento de Jugo Claro será directo de la producción de vapor de media.

Teniendo una posible producción de vapor con bagazo de 722, 211. 15 lb/hr se podrá satisfacer la demanda de vapor de alta y por lo consecuente de media y baja.

## CAPITULO IV

## SELECCION Y MODIFICACION DEL EQUIPO DE VAPOR

Siguiendo con la secuencia de la elaboración de este trabajo, sólo resta tomar en cuenta los resultados del ba lance de materiales y de vapor para hacer un estudio de - capacidad necesaria del equipo y así compararla con la ca pacidad instalada para modificarla y/o aumentarla hasta - los requerimientos necesarios.

Es conveniente señalar que en ciertos equipos el fa-  
bricante los proporciona con los requerimientos que consi  
dera necesarios, como por ejemplo de los tandems "A" y -  
"B" en el que se especifican turbinas de 1 200 Hp.

También en algunos casos se instalará el equipo que  
surte el fabricante no tanto el tamaño específicamente ne  
cesario.

## EXTRACCION. -

Existe un tandem "A" con 6 molinos que tiene una capacidad de 8,000 TCD. Es necesario adquirir un nuevo tandem "B" de 5 molinos con capacidad de 4 000 T.C.D.

Para desmenuzar y desfibrar la caña se tienen equipos de 650 Hp y 1 000 Hp respectivamente en el tandem "A". El fabricante especifica una desmenuzadora de 400 Hp. y una desfibradora de 550 Hp, los cuales serán instalados en el Tandem "B", siendo suficientes para una molienda de 4 000 T.C.D.

## CALENTADORES. -

En la práctica el cálculo de los calentadores muestra que para no llegar a superficies de calentamiento excesivas es necesario conservar un cierto margen entre la temperatura  $T$  del vapor del calentamiento y la temperatura  $\tau$  que se desea obtener en el jugo que sale del calentador.

De otra manera, el excedente de superficie necesario para obtener un jugo más caliente estaría fuera de proporción comparado con el incremento de temperatura obtenido de esta manera.

El calentamiento se obtiene generalmente en etapas, por medio de vapor de los diversos cuerpos del múltiple efecto: de esta manera puede obtenerse una batería con un número razonable de calentadores de superficie adecuada.

La superficie de calentamiento de un calentador es la superficie INTERIOR de los tubos. Este acuerdo no es universal pero sí lógico porque el coeficiente de transmisión: pared -- del jugo al jugo, es el menor; la transmisión vapor a la pared exterior del tubo es más rápida. Es entonces, la superficie de separación tubo-jugo, lo que da la capacidad del calentador y la que mide más correctamente.

#### COEFICIENTE DE TRANSMISION DEL CALOR. -

Existe una marcada influencia que ejerce la velocidad V, de circulación del jugo en los tubos, sobre el coeficiente de transmisión K.

Crawford y Shann 9<sup>o</sup> Congreso ( Proceedings, International Society of Sugar cane Technologists.) PISSCT.

Obtuvieron una expresión de la forma:

$$\frac{1}{K} = 0.01 + \frac{1}{.06 V^{0.8}}$$

Esta expresión, obtenida en semanas de unas 140 hr. con tubos limpiados cuidadosamente, de un valor muy alto para la práctica común y no toma en cuenta la influencia del vapor -- que calienta. Aceptando su forma lógica y ajustándola para -- que esté en las condiciones de operación, puede describirse:

$$K = \frac{T}{0.1 + \frac{0.08}{V}}$$

K = Coeficiente de transmisión de calor en el calentador, en Kcal/ m<sup>2</sup>/ hr/ °C

T = Temperatura del vapor que calienta, ° C.

V = Velocidad del jugo en los tubos m/seg.

#### VELOCIDAD DE CIRCULACION. -

La velocidad de circulación del jugo en los tubos tiene según se acaba de ver, un papel muy importante en la eficacia del calentador.

Para utilizar correctamente estos aparatos, es conveniente que la velocidad no baje de 1 m/seg.

Cuando desciende el calentador se ensucia rápidamente y la temperatura del jugo caliente baja con rapidéz, con el curso del tiempo.

Inversamente, si la velocidad es alta, el paso del jugo por el calentador provoca una pérdida de carga muy importante que se hace rápidamente insostenible. Una velocidad de 2 m/seg es ya excesiva. Las mejores velocidades económicas se encuentran entre 1.5 y 1.8 m/seg. Aquí utilizaremos la velocidad media de 1.5 m/seg.



Utilizaremos las unidades M.K.S. por los valores en que están dadas las fórmulas.

CALENTADORES PRIMARIOS. -

Volúmen del jugo por calentar

$$w = 1,320,000 \text{ Lb/Hr} = 600\,000 \text{ Kg/Hr}$$

$$V = \frac{600\,000}{1.05} \text{ Kg/Hr} = 571,428.6 \text{ Lt/Hr}$$

Se piensan utilizar 3 calentadores y dejar uno de repuesto, entonces el volúmen por calentador será =

$$V \text{ unitario} = \frac{571\,428.6 \text{ Lt/hr}}{3}$$

$$V \text{ unitario} = 190\,476.2 \text{ lt/hr.}$$

Se tiene

$$\text{gasto} = \frac{\text{Volúmen del jugo}}{\text{Velocidad}}$$

$$\text{gasto} = \frac{190\,476.2}{1.5} = 126\,984 \text{ lt/Hr}$$

El coeficiente de transmisión será:

$$K_1 = \frac{T}{0.1 + \frac{0.08}{V}} = \frac{108.33}{.1 + \frac{.08}{1.5}} = 706.5 \text{ Kcal/m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C.}$$

$$T = 227^\circ \text{ F} = 108.33$$

$$V = 1.5 \text{ m/seg.}$$

La superficie de Calentamiento

$$S = \frac{PC}{K_1} \int_n \frac{T - T_0}{T - T}$$

S = Superficie de calentamiento del calentador, M<sup>2</sup>

p = Peso del jugo por calentar, Kg/Hr

C = Calor específico del jugo (.9)

T = Temperatura del vapor que calienta, ° C.

T<sub>0</sub> = Temperatura de entrada del jugo frío, ° C.

C = Temperatura de salida del jugo caliente, ° C.

K = Coeficiente de transmisión del calor, Kcal/M<sup>2</sup> hr °C

T = 227° F = 108.37 °C.

T<sub>0</sub> = 85° F = 26.67 °C.

T = 190° F = 87.78 °C.

$$S = \frac{200\,000 (.90)}{706.5} \int_n \frac{108.33 - 26.67}{108.33 - 87.78}$$

$$S = 351 \text{ M}^2 = 3\,783.7 \text{ P}^2$$

Se recomiendan los calentadores de 4 000 P<sup>2</sup> dado que hay fluctuaciones en el jugo a calentar y no estar trabajando al 100% el equipo.

Existen 3 calentadores de 4 000 P<sup>2</sup>. Es necesario construir uno nuevo de 4 000 P<sup>2</sup> para poder hacer una limpieza rotatoria en los mismos.

## CALENTADORES SECUNDARIOS

P = jugo alcalizado 1 320 000 Lb/hr = 600 000 Kg/hr

C = .9

T = 241 GRADOS F. = 116.11<sup>0</sup> C

T<sub>0</sub> = 190 GRADOS F. = 87.77 °C

Z = 220 GRADOS F. 104.4 °C

## COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR

$$K = \frac{116.11}{\frac{0.1 + .08}{1.5}} = 757.2 \text{ Kcal/M}^2\text{Hr}^{\circ}\text{C}$$

## SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO

$$P = \frac{600\,000}{3} \text{ Kg/Hr} = 200\,000 \text{ Kg/Hr}$$

Pues se piensa utilizar 3 calentadores y dejar uno de re—  
puesto.

$$S = \frac{200\,000 (.90)}{757.2} \int_{116.11}^{87.77} \frac{116.11 - 87.77}{116.11 - 104.4}$$

$$S = 210.1 \text{ M}^2 = 2\,262.11 \text{ p}^2$$

Se recomiendan 3 calentadores de 2 500 p<sup>2</sup> y dejar uno en —  
limpieza. Es necesario construirlos todos nuevos pues los ante—  
riores son insuficientes.<sup>1</sup>

## CALENTADORES JUGO CLARIFICADO. -

$$P = \text{jugo clarificado} = 1\ 100\ 000 \text{ Lb/hr} = 500\ 000 \text{ Kg/hr}$$

$$C = .9 \text{ calor específico}$$

$$T = 255 \text{ GRADOS F} = 123.8 \text{ GRADOS C.}$$

$$T_o = 205 \text{ GRADOS F} = 96.11 \text{ GRADOS C.}$$

$$t = 225 \text{ GRADOS F} = 107.22 \text{ GRADOS C.}$$

## COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR. -

$$K = \frac{123.9}{.1 + \frac{0.08}{1.5}} = 808.04$$

## SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO. -

$$S = \frac{500\ 000 (.9)}{808.04} \int_n \frac{123.9 - 96.11}{123.9 - 107.22}$$

$$S = 284.28 \text{ M}^2 = 3\ 059 \text{ p}^2$$

Se recomienda construir uno de  $3\ 200 \text{ p}^2$  pues ya existe un calentador de  $3\ 200 \text{ p}^2$ . Para que pueda existir un ciclo de limpieza.

TACHOS. =

Por sus ventajas se escogió el sistema de fabricación de 3 Templas y de acuerdo al balance de material se determinará la capacidad del equipo.

La elección del equipo será en relación al número de Templas realizadas por día. Las cuales tienen una duración de -- 2 1/2 hr. con un tiempo de trabajo de 18 hr (aproximadamente 2 turnos de 9 hr c/u.

TACHOS "A"

TEMPLA "A"                      107 630 Kg/hr.

Densidad                      1 504 Kg/M<sup>3</sup>

Gasto =  $\frac{107\ 630}{1\ 504} = 71.56\ M^3/hr.$

$71.56\ M^3/hr \times 24\ hr/día = 1\ 717.5\ M^3/día.$

$1\ 717.5\ M^3/día \frac{p^3}{(.3048)^3 M^3} = 60\ 653\ P^3/día$

Entonces al procesar en 7 templas tendremos:

$\frac{60\ 653}{7} P^3 = 8\ 664.7\ P^3$  para tachos "A" por  
Templa.

Las templas se piensan hacer con 4 tachos "A", entonces:

$\frac{8\ 664.7}{4} P^3 = 2\ 166\ P^3$

Se recomiendan tachos de 2 200 p<sup>3</sup>, los cuales se deberán hacer para la ampliación.

## TACHOS "B"

Templa "B" 55 510 kg/hr

Densidad 1 540 Kg/M<sup>3</sup>

Gasto =  $\frac{55\ 510\ \text{Kg/hr}}{1\ 540\ \text{Kg/M}^3} = 36.04\ \text{M}^3/\text{hr.}$

$36.04\ \text{M}^3/\text{hr} \times 24\ \text{hr/día} = 865\ \frac{\text{M}^3}{\text{día}}$

$865\ \text{M}^3/\text{día} \frac{\text{P}^3}{(.3048)^3\ \text{M}^3} = 30\ 550\ \frac{\text{P}^3}{\text{día}}$

Al Procesar en 7 templeas tendremos:

$\frac{30\ 550}{7}\ \text{P}^3 = 4\ 364.3\ \text{p}^3$  para tachos "B" por templa.

Las templeas se piensan hacer con 3 tachos "B":

$\frac{4\ 364.3}{3}\ \text{p}^3 = 1\ 454.7\ \text{p}^3$

Se recomiendan tachos de 1 500 p<sup>3</sup>.

Los tachos anteriores son de 2 000 p<sup>3</sup> por lo que se pueden seguir utilizando.

TACHOS "C"

Templa C 39 940 Kg/Hr

Densidad 1 585 kg/M<sup>3</sup>

$$\text{Gasto} = \frac{39\,940 \text{ Kg/hr}}{1\,585 \text{ Kg/m}^3} = 25.2 \text{ M}^3/\text{hr}$$

$$25.2 \text{ M}^3/\text{hr} \times 24 \text{ hr/día} = 604.7 \text{ M}^3/\text{día}$$

$$604.7 \text{ M}^3/\text{día} \frac{\text{p}^3}{(.3048)^3 \text{ M}^3} = 21\,354.7 \frac{\text{p}^3}{\text{día}}$$

Al procesar en 4 1/2 templas:

$$\frac{21\,354.7}{4.5} = 4\,745.5 \text{ p}^3 \text{ para tachos "C"}$$

por templa.

Las templas se piensan hacer con 3 tachos

$$\frac{4\,745.5}{3} = 1\,581.8 \text{ p}^3$$

Existen tachos de 1 700. p<sup>3</sup> por lo que se pueden seguir utilizando.

**PLANTA DE FUERZA. =**

La planta de fuerza estará compuesta de 3 turbogeneradores de 3 750 kva con una potencia total de 5 300 kva a 4 160 volts.

El turbogenerador original de Tala de 460 volts se modificará a 4 160 volts con la instalación de un alternador nuevo.

El segundo turbogenerador se instaló en Tala en 1982 y se especifica un tercer turbogenerador similar al segundo.

Para operación de emergencia se instalará un equipo de generación Diesel.

El edificio es cerrado y se mantendrá una presión positiva con el uso de ventiladores. Se considera que el ambiente dentro de la planta de fuerza se mantendrá mas limpio y libre de bagacillo y polvo mediante el uso de presión positiva.

Los motores mayores de 200 Hp operaran a 4 160 volts.

Se tendrá una nueva subestación de la Comisión Federal de Electricidad para suplir al Ingenio.



## GENERACION DE VAPOR. -

Para la ampliación a 8 000 T.P.D. de caña se instalaron 2 calderas FIMYSA/BIGELOW de 150,000 libras por hora, las cuales trabajaron con las calderas existentes del Ingenio "Tala".

Teniendo una posible producción de vapor con bagazo de 722,211.15 Lb/hr, las calderas existentes se descartan en su totalidad y en su lugar se especifican 5 calderas de 100,000 Lb/hr equipadas con parrillas de horno viajero y sus accesorios tales como: quemadores de petróleo, calentadores de aire y ventiladores de tiro inducido y forzado, las cuales quedaron instaladas a continuación de las 2 primeras.

Los ventiladores de tiro forzado serán accionados por motores eléctricos y los de tiro inducido por turbinas de vapor.

La operación del vapor directo será de 250 Lb/pulg<sup>2</sup> y 600<sup>0</sup> F de temperatura total.

## CONCLUSIONES.

Siendo la Industria Azúcarera una empresa paraestatal es posible contar con el convenio de inter-ayuda existente entre los Ingenios Azucareros.

Pudiendo aprovechar la venta de algunas partes del Ingenio viejo o la adquisición de tubería, bombas o valvulas etc, de algún otro Ingenio de la República.

El presupuesto aprobado para esta ampliación fue de \$13,000 millones de pesos. Contando con la ayuda de sus propios jefes de ingeniería, así como la contratación de compañías particulares para la ingeniería de detalle y montaje.

La ampliación se realizó en dos partes; la primera, de 0 a 8000 toneladas de caña diaria en la cual se utilizaban los equipos de extracción nuevos hasta llegar a los evaporadores de donde se mandaba la meladura al Ingenio viejo para la concentración en tachos y la obtención del azúcar.

La segunda parte desecha algunos tachos y los cristalizadores, centrifugas, tolvas para el azúcar, cribas, secadores de azúcar y ensacadoras y cosadoras de sacos son cambiados por - nuevos y mas grandes.

Aunando a esto el funcionamiento del tandem "B", se completa la molienda a 12 000 toneladas de caña diaria.

Siendo la población de Tala Jal. una entidad de creciente empuje agrícola y gracias a la gran ayuda en créditos, abonos, etc. a los ejidatarios lo cual se traduce en un mayor número de

Ha. sembradas y cosechadas cada año.

Por lo tanto con esta nueva ampliación habra una mayor funcionalidad en la operación, la cual satisface directamente los requerimientos de seguridad , necesarios para operar todo centro de trabajo, garantizando asi el abastecimiento del producto elaborado a toda la región.

**BIBLIOGRAFIA**

**MANUAL DE PROCEDIMIENTOS(INGENIO TALA)**

**MANUAL DE AZUCAR Y GLUCOSA ( ING. TALA)**

**E. HUGOT, MANUAL PARA INGENIEROS AZUCAREROS**

**SPENCER, MANUAL DEL AZUCAR DE CANA**

**KERN, PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR**