

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

"BALANCE GENERAL DEL SISTEMA DE VAPOR PARA UN INGENIO  
AZUCARERO."

TESIS

Para Obtener el título de

INGENIERO QUÍMICO *presenta*

*MANUEL ARTURO SÁNCHEZ GRANILLO*

1 9 7 3



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.

JURADO ASIGNADO :

PRESIDENTE : Ing. Héctor López Herrera.  
VOCAL : Ing. Alberto Jiménez Fernández  
SECRETARIO : Ing. Cutberto Ramírez Castillo.  
1er. SUPLENTE : Ing. Gerardo Rodríguez Alonso.  
2ª SUPLENTE : Ing. Carlos Mena Brito Flores.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

Biblioteca de la Facultad de  
Química.- U.N.A.M.

SUSTENTANTE : Manuel Arturo Sánchez Granillo.

ASESOR DEL TEMA: Ing. Alberto Jiménez Fernández.

En verdad, en verdad os digo, si el grano  
de trigo no cae en tierra y muere, queda-  
el sólo; pero si muere da mucho fruto.

(Jn. 12; 24-25)

Sabed que Yavé es Dios, que El nos hizo  
y suyos somos. Entrad por sus puertas-  
dándole gracias, en sus atrios, alabán-  
dole. Dadle gracias, bendecid su nom-  
bre.

(Salmo 100; 3-4)

A MIS PADRES:

Por la confianza depositada en sus  
hijos y el empeño y sacrificios --  
inmensos por darnos la más grande-  
herencia.

A MIS HERMANOS:

Enrique Javier

Ma. del Carmen

José Antonio.

A LUPITA:

Motivo de mi superación

con mi cariño sempiterno.

Al Ing. Alberto Jiménez Fernández Ase-  
sor del Tema, que con su valiosa y - -  
desinteresada ayuda hizo posible la -  
conclusión de este trabajo.



I N D I C E.

PAGINA

	NOMENCLATURA . . . . .	1
ITULO I	INTRODUCCION . . . . .	4
CAPITULO II	BASES Y PLANTEAMIENTO DEL SISTEMA	
2.1.-	Antecedentes . . . . .	6
2.2.-	Determinación De Las Ecuaciones Del Sistema . . . . .	10
2.3.-	Balace Para El Caso 1 . . . . .	12
2.4.-	Balace Para El Caso 2 . . . . .	20
CAPITULO III	CALCULO DEL VAPOR NECESARIO EN LOS EQUIPOS QUE LO CONSUMEN.	
3.1.-	Antecedentes . . . . .	28
3.2.-	Consumo De Vapor En Turbinas . . . . .	28
3.2.1.-	Resúmen Del Consumo De Vapor De Al- ta Presión. . . . .	53
3.3.-	Cálculo Del Vapor De Baja Presión Que Se Consume En La Planta. . . . .	54
3.3.1.-	Resúmen Del Consumo De Vapor De Baja Presión. . . . .	78
3.4.-	Consumo De Vapor De Alta Presión En - El Ingenio. . . . .	80

3.4.1      Resúmen Del Consumo De Vapor De Alta  
            Presión En El Ingenio. .%. . . . . 82

APITULO IV

OBTENCION DE LA DEMANDA TOTAL Y PRE-  
SENTACION DE DATOS.

Antecedentes. . . . . 83

4.1.-      Cálculo Del Agua Alimentada A La Cal-  
            dera. . . . . 83

4.2.-      Cálculo Del Balance General Cuando -  
            Se Consume Vapor De Alta Presión En  
            El Desaereador. . . . . 84

4.3.-      Cálculo Del Balance General Cuando Se  
            Consume Vapor De Baja Presión En El -  
            Desaereador. . . . . 86

4.4.-      Presentación Esquemática Del Balance  
            General. . . . . 88

4.5.-      Importancia De Estos Cálculos En Los  
            Resultados Finales. . . . . 89

APITULO V

SELECCION Y ESPECIFICACIONES DE LOS  
PRINCIPALES EQUIPOS DEL SISTEMA DE-  
VAPOR.

Antecedentes. . . . . 90

PAGINA

5.1.-	Calderas . . . . .	90
5.2.-	Desaereador . . . . .	91
5.3.-	Válvula Saturadora . . . . .	92
5.4.-	Bombas Alimentadoras De Agua . . . . .	93
5.5.-	Tanque De Almacenamiento De Condensados..	93
5.6.-	Cabezal Principal De Vapor. . . . .	94
	CONCLUSIONES . . . . .	95
	BIBLIOGRAFIA . . . . .	96

**nomenclatura**

## N O M E N C L A T U R A

- A.- Vapor Generado Por Las Calderas En lb/hr.
- B.- Vapor De Alta Presión A Turbinas En lb/hr.
- C.- Vapor De Alta Presión Que Se Reduce A Baja Presión y Se Usa Cómo Vapor De Relleno En lb/hr.
- D.- Vapor De Baja Presión Producido En El Saturador En lb/hr.
- E.- Vapor De Baja Presión Que Se Consume En El Ingenio En lb/hr.
- F.- Vapor De Baja Presión Producido En Los Tanques De Purgas En lb/hr.
- G.- Agua Que Se Alimenta Al Desaereador En lb/hr.
- P.- Vapor De Alta Presión Que Se Consume En El Ingenio En lb/hr.
- Q.- Vapor De Alta Presión Al Desaereador En lb/hr.
- Q'.- Vapor De Baja Presión Al Desaereador En lb/hr.
- R.- Vapor De Escape De Las Turbinas En lb/hr.
- S.- Condensados Al Saturador En lb/hr.
- N.- Retorno De Condensados De La Planta En lb/hr.
- U.- Agua De Repuesto En lb/hr.
- L.- Agua A La Caldera En lb/hr.
- T.- Purgas De La Caldera En lb/hr.
- X.- Condensados Del Tanque De Purgas En lb/hr.
- H<sub>p</sub>.- Entalpía De Condensados De Las Calderas En BTU/lb.
- H<sub>FX</sub>.- Entalpía De Vapor Saturado De 25 Psig En BTU/lb

$H_A, H_B,$	
$H_C,$ Etc.-	Entalpías De A, B, C, Etc. En BTU/lb.
T.C.H.-	Toneladas De Caña Por Hora.
T.C.D.-	Toneladas De Caña Por Día.
I.H.P.-	Potencia Media Consumida, En H.P.
T.F.H.-	Toneladas De Fibra Por Hora.
T.S.R.-	Theoretical Steam Rate En lb/H.P.-hr.
$h_1$ .-	Entalpía Del Vapor A La Entrada De Las Turbinas En BTU/lb.
$h_2$ .-	Entalpía Del Vapor A La Salida De Las Turbinas En BTU/lb.
$\Phi$ .-	Potencia En H.P.
$s_1$ .-	Entropía A La Entrada De Las Turbinas
$s_2$ .-	Entropía A La Salida De Las Turbinas
G.T.V.-	Consumo Teórico De Vapor En lb/hr.
R.P.M.-	Revoluciones Por Minuto.
Psig .-	Presión Manométrica En lb/in <sup>2</sup>
Wv .-	Consumo Real De Vapor En Una Turbina En lb/hr.
H.P. .-	Potencia En H.P.
C.R.V.-	Consumo Real De Vapor En lb/hr.
# .-	Presión Manométrica En lb/in <sup>2</sup>
Kw .-	Kilowatts.
B.H.P.-	Potencia En H.P.
$C_p$ .-	Capacidad Calorífica A Presión Constante En BTU/lb°F
$\lambda$ .-	Calor Latente De Vaporización En BTU/lb
J .-	Jugo Mezclado Alimentado Al Evaporador En lb/hr.

- B .- Brix Del Jugo Mezclado Alimentado Al Evaporador En °Brix.
- B<sub>m</sub> .- Brix De La Meladura De Los Evaporadores En °Brix.
- m .- Meladura A La Salida De Los Evaporadores En lb/hr.
- ℓ .- Licor En La Refinería En lb/hr.

# capítulo I



## CAPITULO I.- Introducción.

Al hablar de la industria azucarera en México, nos estamos adentrando en el terreno de una de las industrias más importantes de nuestro país y esto hace que a pesar de los problemas que se le presentan, no deje de mostrar atractivos como una industria de proyección.

El hecho de que en México existan más de 60 ingenios y entre ellos el más grande del mundo en refinado (San Cristóbal), nos presenta un campo bastante amplio para el desarrollo de tecnología.

La industria azucarera, comprende el mayor número de industrias similares en el ámbito nacional y el hecho de que se presente esta situación, ha permitido que se desarrollen algunos sistemas de cálculo que sean aplicables a cualquier ingenio considerando tan sólo la capacidad de molienda sin que esto se vea afectado por el desarrollo de las ecuaciones básicas del cálculo.

El objetivo principal de este trabajo, es precisamente llegar a una serie de ecuaciones tales que nos permitan calcular el balance general de vapor en un ingenio, teniendo únicamente como variable importante y definitiva como hemos anota-

do anteriormente la capacidad del ingenio en cuestión.

Es de hacer notar que este método no sólo es aplicable a ingenios azucareros, sino que también puede ser aplicable a cualquier industria que consuma éste tipo de energía (vapor):

La importancia de hacer un balance general de vapor radica en el planteamiento que se hace de los equipos al ser diseñado el sistema general del ingenio, ayudando a proyectar la localización de tuberías en la red general, sus diámetros y mejor ubicación, y por otro lado equipos de capital importancia cómo son las calderas, en base al consumo total de la planta y también en su mejor localización.

En el desarrollo de este trabajo se presentan 3 fases perfectamente definidas, en las cuáles primeramente, se hace el establecimiento de un balance general del sistema de vapor, llegando a la obtención de una ecuación que dependerá tan sólo de los consumos de vapor en el ingenio por sus diversos equipos, los cuáles en la segunda fase serán calculados a partir de la capacidad de molienda del ingenio y se concluye con la tercera fase, dónde se obtiene la demanda total de vapor y consecuentemente el diseño de las calderas válvulas saturadoras, desaereador, tuberías, etc.

## capítulo II

## CAPITULO II.- BASES Y PLANTEAMIENTO DEL SISTEMA.

2.1.- En la proyección de servicios de vapor para una nueva planta es necesario determinar la cantidad total de vapor que se va a producir, teniendo en cuenta los consumos totales en cada uno de los equipos que consumen éste tipo de energía.

En el caso particular de un ingenio azucarero se presenta en forma muy completa una gran variedad de equipos que consumen vapor de todos tipos, es decir se consume vapor de alta presión para turbinas, turbogeneradores, motores y en general equipos motrices, también se consume vapor de baja presión para evaporadores, tachos, cambiadores de calor y en general equipos de calentamiento.

El vapor de baja presión se obtiene generalmente como vapor de escape de los equipos que consumen vapor de alta presión, de aquí la importancia de balancear perfectamente el sistema general de vapor para evitar pérdidas al tener un exceso de vapor de baja presión producido por turbinas u otros equipos o bien por otro lado hacer una inversión muy alta en equipos saturadores de vapor de alta presión para producir vapor de baja presión.

Este no es el método más común que usa una compañía es-

tablecida para calcular sus equipos, sino que generalmente - buscando una inversión baja, tienden a elevar los costos de producción, ya que el sistema no está balanceado térmicamente.

Es decir; un balance térmico adecuado en una planta bajará los costos de operación que son determinantes en la rentabilidad de ésta.

El balance general de vapor en un ingenio azucarero y - en general para cualquier planta que consuma vapor, puede generalizarse de acuerdo al esquema presentado en las figs. 1- y 2, en el cuál se presenta principalmente una sección de calderas que produce A lb de vapor de alta presión. Este vapor será consumido como B lb de vapor de alta presión en turbinas, P lb de vapor en fábrica, C lb de vapor como relleno para vapor de baja presión y en el caso específico de la fig. 1 Q lb de vapor para el desaereador.

Por otra parte se produce vapor de baja presión a partir de las purgas de las calderas (F lb/hr), R lb/hr del vapor de escape de las turbinas y D lb/hr provenientes del vapor de relleno de alta presión. Todo este vapor de baja presión se consume en la fábrica (E lb/hr) y en el caso específico de la fig. 2 se envían Q' lb/hr al desaereador.

Por último en los diagramas se muestra el tanque de condensados que envía el agua caliente al desaereador (G lb/hr y éste a su vez envía el agua libre de oxígeno a la caldera ( L lb/hr), así mismo se envían 5 lb/hr del tanque de condensados a la válvula saturadora.

En resumen tenemos que las líneas mostradas en los esquemas 1 y 2, son los siguientes:

- A.- Vapor generado por las calderas.
- B.- Vapor de alta presión que entra a las diversas turbinas.
- C.- Vapor de alta presión que deberá reducirse a baja presión como relleno del vapor de baja presión producido.
- D.- Vapor saturado de baja presión que sale del saturador.
- E.- Consumo de vapor de baja presión que se consume en el ingenio.
- F.- Vapor de baja presión producido por autoevaporación en los tanques de purgas.
- G.- Agua de alimentación al desaereador (proveniente del condensador y agua de repuesto).
- P.- Consumo de vapor de alta presión en el ingenio.
- Q.- Vapor de alta presión requerido en el desaereador.
- Q'.- Vapor de baja presión requerido en el desaereador.
- R.- Vapor de escape de las turbinas del ingenio.
- S.- Condensados al saturador de vapor.

- N.- Retorno de condensados de la planta.
- U.- Agua de repuesto.
- L.- Agua caliente desaereada a la caldera.
- T.- Purgas a la caldera.

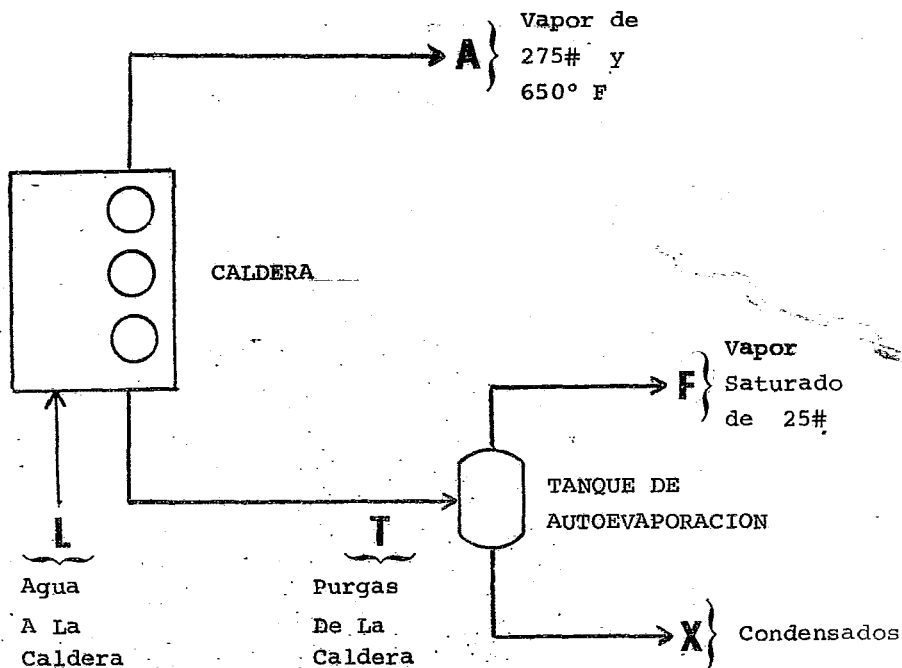
Nótese que se muestran 2 diagramas en los cuáles tenemos por un lado el balance del vapor al inicio de las operaciones, indicando que el desaereador consume Q cantidad de vapor de alta presión y por otro lado tendremos el balance de vapor en la operación normal, cuando el desaereador consume Q' vapor de baja presión producido por las turbinas.

Otra razón de mostrar 2 diagramas en los cuáles se indican 2 casos diferentes de operación, es el tener una variedad de operaciones para el caso en que fallara uno de los dos suministros. Así mismo hay que aclarar que los desaereadores consumen generalmente vapor de baja presión  $\pm 15 \text{ lb/in}^2$  y como estos se localizan en la zona de calderas es común que el suministro de vapor provenga de vapor de alta presión, el cual es reducido a baja, mediante una válvula de control. Sin embargo también se da el caso que se use vapor de baja presión proveniente del ingenio.

## 2.2.- DETERMINACION DE LAS ECUACIONES DEL SISTEMA.

Para esclarecer el sistema propuesto se definirán las condiciones de presión y temperatura que operan en un ingenio.

Para este caso supondremos que un ingenio produce vapor de 275 lb/in<sup>2</sup> y 650°F. El vapor de baja presión que se utiliza se considerará de 25 lb/in<sup>2</sup> saturado, la presión al desae- reador será de 15 lb/in<sup>2</sup>. El agua de alimentación al desae- reador la supondremos de 180°F y la alimentación de agua a la caldera será de 15 lb/in<sup>2</sup>. Las purgas de la caldera se considerarán como el 5% del agua de alimentación y el va- por producido de las purgas lo calcularemos como sigue:





$$T = F + X$$

$$T = 0.05 L \quad y \quad X = T - F$$

Pero:

$$H_T \left[ \begin{array}{l} \text{liq.} \\ \\ 275\# \end{array} \right] = 390.47 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{gF} \left[ \begin{array}{l} \text{sat.} \\ \\ 25\# \end{array} \right] = 1169.7 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{fX} \left[ \begin{array}{l} \text{sat.} \\ \\ 25\# \end{array} \right] = 236.02 \text{ BTU/lb}$$

$$TH_T = FH_F + (T-F) H_X$$

$$0.05L (390.47) = F 1169.7 + (0.05L - F) 236.02$$

$$19.52L = 1169.7F + 11.801L - 236.02F$$

$$(19.52 - 11.801) L = (1169.7 - 236.02)F$$

$$F = \frac{19.52 - 11.801}{(1169.7 - 236.02)} L$$

$$F = \frac{7.719}{933.7} L = 0.00835 L$$

Vapor de baja presión producido en las purgas F

$$F = 0.00835L$$

2.3.- El balance de material y energía para el caso # 1 ó sea --  
 con vapor de alta presión en el desaerador, se establece co  
 mo sigue:

a) Balance de vapor de alta presión (275#)

$$A = B + C + P + Q$$

$$\text{Pero: } B = R$$

$$\text{Por lo que: } A = R + C + P + Q \text{ - - - - - 1}$$

$$AH_A = RH_B + CH_C + PH_P + QH_Q$$

$$\text{Pero: } H_A = H_B = H_C = H_P = H_Q$$

Por lo tanto la ecuación se reduce a la del balance de ma-  
 teria.

b) Balance de vapor a 25#

$$R + F + D = E$$

$$\text{Pero: } F = 0.00835L$$

$$\text{Por lo tanto: } R + 0.00835L + D = E \text{ - - - - - 2}$$

$$RH_R + 0.00835 LH_F + DH_D = EH_E$$

$$\text{Pero: } H_R = H_F = H_D = H_E$$

Por lo que la ecuación se reduce al balance de material.

c) Balance en el desaerador.

$$L = G + Q \text{ - - - - - 3}$$

$$LH_L = GH_G + QH_Q$$

Pero:  $H_Q = H_A$  por ser una expansión isoentálpica

Sustituyendo se tendrá:

$$LH_L = GH_G + QH_A \text{ - - - - - 4}$$

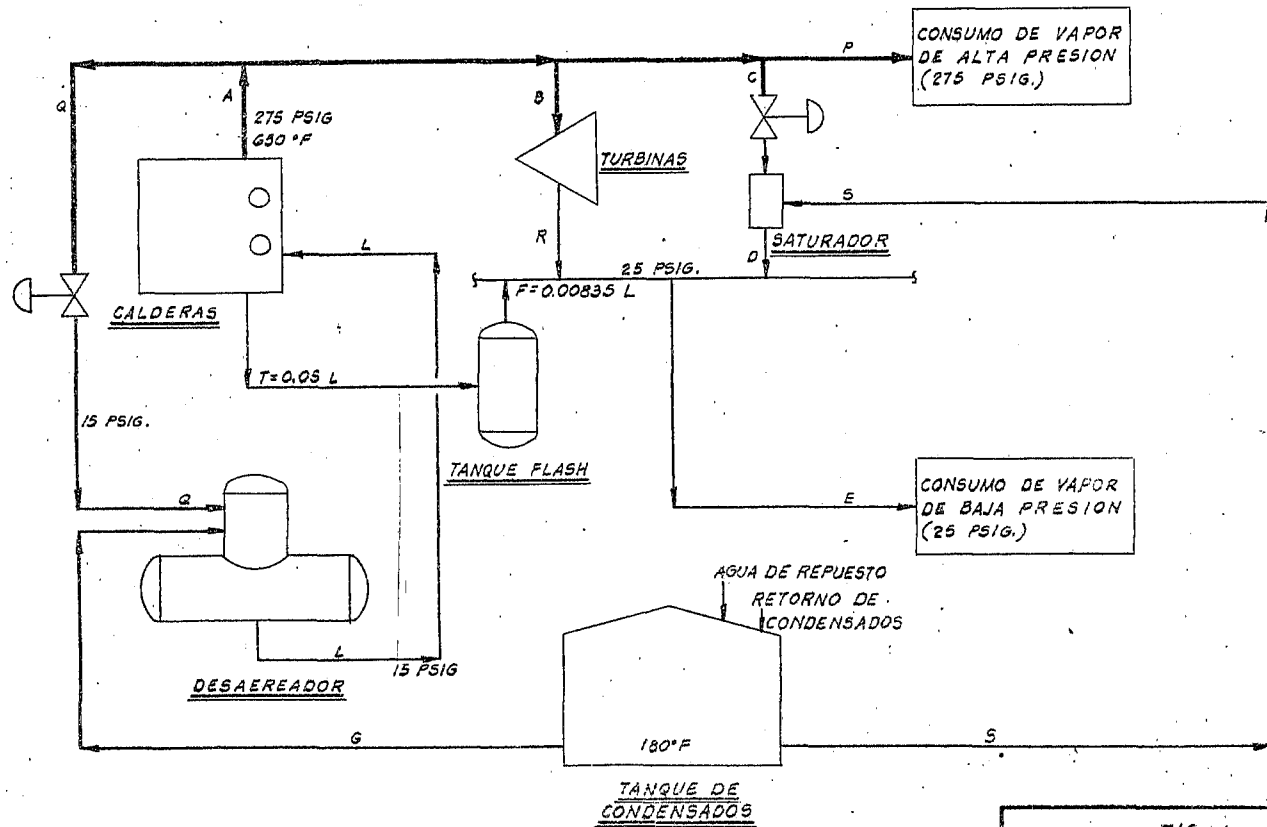


FIG. 1  
SISTEMA GENERAL DE VAPOR  
ARREGLO No. 1

MANUEL ARTURO SANCHEZ GRANILLO  
 TESIS PROFESIONAL 1973

d) Balance en el saturador.

$$C + S = D \text{ ----- } 5$$

$$CH_C + SH_S = DH_D$$

$$H_C = H_A \quad \text{y} \quad H_S = H_G$$

$$\text{Por lo que se tendrá: } CH_A + SH_G = DH_D \text{ ----- } 6$$

c) Balance en la caldera:

$$L = A + T$$

$$A = T - L$$

$$.05 = .95$$

$$\text{Pero: } T = 0.05L$$

$$T = .05 \quad B = .90$$

$$\text{Por lo que: } 0.95L = A \text{ ----- } 7$$

Estableciendo las entalpías con datos ya definidos se tienen 7 ecuaciones con 7 incógnitas, que son: A, C, Q, L, D, G y S.

Sustituyendo 7 en 1:

$$0.95L = B + C + P + Q \text{ ----- } 8$$

Sustituyendo 5 en 6:

$$CH_A + SH_G = (C + S) H_D$$

$$C (H_A - H_D) = S (H_D - H_G) \text{ ----- } 9$$

Sustituyendo 5 en 2:

$$R + 0.00835L + C + S = E \text{ ----- } 10$$

Sustituyendo 4 en 3:

$$LH_L = GH_G + QH_A$$

$$L = G + Q ; G = L - Q$$

$$LH_L = (L - Q) H_G + QH_A$$

$$LH_L = LH_G - QH_G + QH_A$$

$$\text{Por lo que: } L (H_L - H_G) = Q (H_A - H_G) \text{ - - - - - 11}$$

Sustituyendo 9 y 11 en 8:

$$0.95L = R + S \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} + P + L \frac{H_L - H_G}{H_A - H_G} \text{ - - - - - 12}$$

Sustituyendo 9 en 10:

$$R + 0.00835L + S \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} + S = E \text{ - - - - - 13}$$

de 12 se tiene que:

$$L \left( 0.95 - \frac{H_L - H_G}{H_A - H_G} \right) = R + S \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} + P \text{ - - - - - 14}$$

De 13 se tiene que:

$$R + 0.00835L + S \left( 1 + \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} \right) = E$$

$$S = \frac{E - R - 0.00835L}{1 + \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D}} \text{ - - - - - 15}$$

Sustituyendo 15 en 14 :

$$L \left( 0.95 - \frac{H_L - H_G}{H_A - H_G} \right) = R + \left( \frac{E - R - 0.00835L}{1 + \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D}} \right) \left( \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} \right) + P$$

Multiplicando por  $\frac{H_A - H_G}{H_A - H_G}$  se tiene;

$$L \frac{0.95 (H_A - H_G) - (H_L - H_G)}{H_A - H_G} =$$

$$= R + P + \frac{E \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} - R \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} - 0.00835L \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D}}{\frac{H_A - H_D + H_D - H_G}{H_A - H_D}} =$$

$$= R + P + \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} \frac{(E - R - 0.00835L)}{\frac{H_A - H_G}{H_A - H_D}} =$$

$$= R + P + \frac{H_D - H_G}{H_A - H_G} (E - R - 0.00835L) \quad \text{--- 15 a.}$$

$$L \left[ 0.95 (H_A - H_G) - (H_L - H_G) \right] = (R + P) (H_A - H_G) +$$

$$(E - R - 0.00835L) (H_D - H_G) =$$

$$= R (H_A - H_G) + P (H_A - H_G) + (E - R - 0.00835L) (H_D - H_G)$$

$$L \left[ 0.95 (H_A - H_G) - (H_L - H_G) + 0.00835 (H_D - H_G) \right] =$$

$$= R (H_A - H_G - H_D + H_G) + P (H_A - H_G) + E (H_D - H_G) \quad \text{--- 15 b.}$$

$$L \left[ 0.95 H_A - 0.95 H_G - H_L + H_G + 0.00835 H_D - 0.00835 H_G \right] =$$

$$= R (H_A - H_D) + P (H_A - H_G) + E (H_D - H_G)$$

$$L = (0.95 H_A + 0.04165 H_G - H_L + 0.00835 H_D) =$$

$$= R (H_A - H_D) + P (H_A - H_G) + E (H_D - H_G) \quad \text{--- 15 c.}$$

$$L = \frac{R (H_A - H_D) + P (H_A - H_G) + E (H_D - H_G)}{0.95 H_A + 0.04165 H_G - H_L + 0.00835 H_D} \quad - - 16$$

$$H_D \left. \begin{array}{l} \text{sat.} \\ \\ 25\# \end{array} \right\} = 1169.1 \text{ BTU/lb}$$

$$H_A \left. \begin{array}{l} 275\# \\ \\ 650^\circ\text{F} \end{array} \right\} = 1342.2 \text{ BTU/lb}$$

$$H_G \left. \begin{array}{l} \text{liq. sat.} \\ \\ 180^\circ\text{F} \end{array} \right\} = 148 \text{ BTU/lb}$$

$$H_L \left. \begin{array}{l} \text{liq. sat.} \\ \\ 15\# \end{array} \right\} = 220 \text{ BTU/lb}$$

Sustituyendo los valores de las entalpías conocidas, se tendrá:

$$L = \frac{R (1342.2 - 1169.1) + P (1342.2 - 148) + E (1169.1 - 148)}{0.95 (1342.2) + 0.04165 (148) - 220 + 0.00835 (1169.1)}$$

$$L = \frac{R (173.1) + P (1194.2) + E (1021.1)}{1275.09 + 6.1642 - 220 + 9.761985}$$

$$L = \frac{173.1 R + 1194.2 P + 1021.1 E}{1071.0161}$$

$$L = 0.1616222 R + 1.1150159 P + 0.9533936 E \quad - - - 17$$

De aquí podemos observar que la ecuación final queda únicamente en función de datos que pueden ser calculados posteriormente, como son vapor de turbinas, vapor de alta al ingenio y vapor de baja, es decir variables independientes en el sistema.

Una vez determinado L, se pueden determinar las demás incógnitas como sigue:

- a) Determinación de la purga de la caldera T.

$$T = 0.05L$$

- b) Determinación del vapor generado de la caldera A.

$$A = L - T$$

- c) Determinación del vapor flasheado del tanque de purgas F.

$$F = 0.00835 L$$

- d) Determinación del vapor de baja presión a la salida del saturador D.

$$D = E - R - F$$

- e) Determinación del vapor de alta presión a la entrada del saturador C.

$$C = \frac{D (H_D - H_G)}{H_C - H_S} = D \left( \frac{1169.1 - 148}{1342.2 - 148} \right)$$

$$C = D \times 0.8550494$$

$$\left. \begin{array}{l} H_D \\ \\ \end{array} \right\} = 1169.1 \text{ BTU/lb} \\ \left. \begin{array}{l} \\ \\ \end{array} \right\} 25\#$$



$$H_S = H_G \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array} \right\} 180^\circ\text{F} = 148 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$H_C = H_A \left. \begin{array}{l} 275\# \\ \\ \\ \end{array} \right\} 650^\circ\text{F} = 1342.2 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

f) Determinación del condensado requerido en el saturador

$$S = D - C$$

g) Determinación del vapor requerido en el desaereador

$$Q = \frac{L (H_L - H_G)}{H_Q - H_G} = \frac{L (220 - 148)}{1342.2 - 148}$$

$$Q = L \times 0.0602914$$

$$H_L \left. \begin{array}{l} \text{liq. sat.} \\ \\ \\ \end{array} \right\} 15\# = 220 \text{ BTU/lb}$$

$$H_G \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array} \right\} 180^\circ\text{F} = 148 \text{ BTU/lb}$$

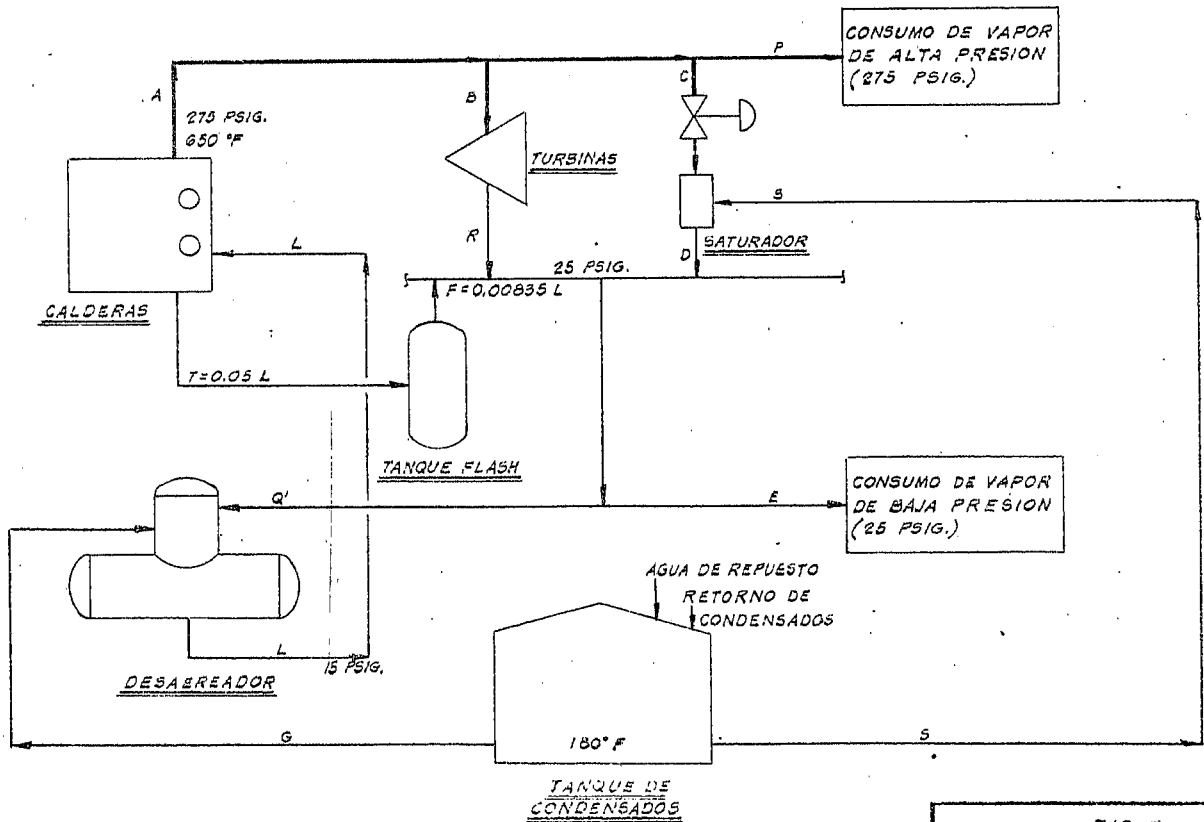
$$H_Q \left. \begin{array}{l} 275\# \\ \\ \\ \end{array} \right\} 650^\circ\text{F} = 1.342.2 \text{ BTU/lb}$$

h) Determinación de los condensados y agua de repuesto al -  
desaereador.

$$G = L - Q$$

i) Verificación del balance.

$$A = R + P + C + Q$$



**FIG. 2**  
**SISTEMA GENERAL DE VAPOR**  
**ARREGLO N.º 2**  
**MANUEL ARTURO SANCHEZ GRANILLO**  
**TESIS PROFESIONAL 1973**

2.4.- El balance de material y energía para el caso # 2 ó sea - -  
cuándo se alimenta vapor de baja presión al desaereador se-  
establece como sigue: (Ver figura # 2)

a) Balance de vapor de alta presión:

$$A = B + C + P \text{ - - - - - 1'}$$

$$AH_A = BH_B + CH_C + PH_P$$

$$\text{Pero: } H_A = H_B = H_C = H_P$$

Por lo que la ecuación se reduce al balance de material.

b) Balance de vapor de 25#

$$R + F + D = E + Q' \text{ - - - - - 2'}$$

$$RH_R + FH_F + DH_D = EH_E + Q'H_{Q'}$$

$$\text{Pero: } H_{Q'} = H_R = H_F = H_D = H_E$$

por ser una expansión isoentálpica, con lo que la ecua -  
ción se reduce al balance de material.

c) Balance en el desaereador:

$$Q' + G = L \text{ - - - - - 3'}$$

$$Q'H_{Q'} + GH_G = LH_L$$

Pero:  $H_{Q'} = H_D$  por ser una expansión isoentálpica.

$$Q'H_D + GH_G = LH_L \text{ - - - - - 4'}$$

d) Balance en el saturador.

$$C + S = D \text{ - - - - - 5'}$$

$$CH_C + SH_S = DH_D$$

Pero:  $H_C = H_A$  . Y  $H_S = H_G$ .

$$\text{Por lo que: } CH_A + SH_G = DH_D \text{ - - - - - 6'}$$

e) Balance en la caldera.

$$L = A + T$$

$$\text{Pero : } T = 0.05L$$

$$\text{De d\u00f3nde se tiene: } 0.95L = A \text{ --- 7'}$$

Nuevamente tenemos 7 ecuaciones con 7 inc\u00f3gnitas por lo que estableciendo previamente las condiciones de operaci\u00f3n en cada punto y conociendo las entalp\u00edas tales inc\u00f3gnitas pueden ser determinadas. Las inc\u00f3gnitas para este caso son: A, C, Q', L, D, G, S.

Sustituyendo 7' en 1

$$0.95L = B + C + P$$

$$\text{Pero: } B = R$$

$$\text{Por lo que: } 0.95L = R + C + P \text{ --- 8'}$$

Sustituyendo 5' en 6' :

$$CH_A + SH_G = (C + S) H_D$$

$$CH_A + SH_G = CH_D + SH_D$$

$$C (H_A - H_D) = S (H_D - H_G) \text{ --- 9'}$$

Sustituyendo 5' en 2' :

$$R + F + (C + S) = E + Q'$$

$$\text{Pero: } F = 0.00835L$$

$$\text{Por lo que : } R + 0.00835L + C + S = E + Q' \text{ --- 10'}$$

Sustituyendo 3' en 4'

$$Q' + G = L ; G = L - Q'$$

$$LH_L = Q'H_D + (L - Q') H_G = Q'H_D + LH_G - Q'H_G$$

$$Q' (H_D - H_G) = L (H_L - H_G) \text{ ----- } 11'$$

Sustituyendo 9' en 8':

$$\text{de } 9' \quad C = \frac{S (H_D - H_G)}{(H_A - H_D)}$$

$$0.95L = R + S \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} + P \text{ ----- } 12'$$

Sustituyendo 9' y 11' en 10':

$$\text{de } 9' \quad C = \frac{S (H_D - H_G)}{H_A - H_D} \text{ y de } 11' \quad Q' = \frac{L (H_L - H_G)}{(H_D - H_G)}$$

$$R + 0.00835L + S \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} + S = E + L \frac{H_L - H_G}{H_D - H_G} \text{ --- } 13'$$

de 13' se tiene:

$$R + L \left( 0.00835 - \frac{H_L - H_G}{H_L - H_G} \right) + S \left( \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} + 1 \right) = E \text{ --- } 14'$$

$$\text{por lo que: } S = \frac{E - R - L \left[ 0.00835 - \frac{H_L - H_G}{H_D - H_G} \right]}{1 + \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D}} \text{ --- } 15'$$

Sustituyendo 15' en 12' :

$$0.95L = R + P + \left[ \frac{E - R - L \left( 0.00835 - \frac{H_L - H_G}{H_D - H_G} \right)}{1 + \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D}} \right] \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D}$$

$$0.95L = R + P + \left[ \frac{E \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} - R \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} - L \left[ 0.00835 - \frac{H_L - H_G}{H_D - H_G} \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} \right]}{1 + \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D}} \right]$$

$$0.95 \left( \frac{H_A - H_G}{H_A - H_D} \right) L = R \frac{H_A - H_G}{H_A - H_D} + P \frac{H_A - H_G}{H_A - H_D} + \left[ E \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} - R \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} - 0.00835L \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} + L \left( \frac{H_L - H_G}{H_D - H_G} \right) \left( \frac{H_D - H_G}{H_A - H_D} \right) \right]$$

$$0.95 (H_A - H_G) L = R (H_A - H_G) + P (H_A - H_G) + E (H_D - H_G) - R (H_D - H_G) - 0.00835L (H_D - H_G) + L (H_L - H_G)$$

$$L \left[ 0.95 (H_A - H_G) + 0.00835 (H_D - H_G) - (H_L - H_G) \right] = R (H_A - H_D) + P (H_A - H_G) + E (H_D - H_G)$$

$$L = \frac{R (H_A - H_D) + P (H_A - H_G) + E (H_D - H_G)}{0.95 (H_A - H_G) + 0.00835 (H_D - H_G) - (H_L - H_G)}$$

$$L = \frac{R (H_A - H_D) + P (H_A - H_G) + E (H_D - H_G)}{0.95 H_A + 0.04165 H_G + 0.00835 H_D - H_L} \quad \dots \dots \dots 16'$$

$$\left. \begin{array}{l} 650^\circ\text{F} \\ H_A \\ 275\# \end{array} \right\} = 1342.2 \text{ BTU/lb}$$

$$\left. \begin{array}{l} H_D \\ \\ \\ \end{array} \right\} 25\# = 1169.1 \text{ BTU/lb}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{liq. sat.} \\ \\ \\ 180^\circ\text{F} \end{array} \right\} H_G = 148 \text{ BTU/lb}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{liq. sat.} \\ \\ \\ \end{array} \right\} H_L = 220 \text{ BTU/lb}$$

Sustituyendo estos valores en 16' se tiene.

$$L = 0.1616222 R + 1.1150159P + 0.9533936 E - - - - - 17'$$

De lo anterior notamos que 17 y 17' son iguales, lo cuál indica que para el cálculo de L, no importa el tipo de vapor que se use en el desaereador ya sea de alta ó baja presión - puesto que la cantidad necesaria de vapor en éste, será siempre igual para ambas calidades de vapor. Sin embargo, en el momento de hacer los cálculos para el caso I y el caso II habrá que tomar en cuenta a Q y Q' (cantidad de vapor al desaereador), según se trate de vapor de alta ó baja presión en el balance general.

Una vez calculado el valor de L para el caso en que se usa vapor de baja presión en el desaereador, deben determinar



se las demás incógnitas como sigue:

- a) Determinación de las purgas de la caldera.

$$T = 0.05 L \quad (\text{no se altera}).$$

- b) Determinación del vapor generado en la caldera.

$$A = L - T \quad (\text{no se altera}).$$

- c) Determinación del vapor flasheado del tanque de purgas.

$$F = 0.00835L \quad (\text{no se altera}).$$

- d) Determinación del vapor de baja presión a la salida del saturador.

$$D = E + Q' - R - F \quad (\text{si se altera}).$$

- e) Determinación del vapor de alta presión a la entrada del saturador.

$$C = D \frac{H_D - H_S}{H_C - H_S} \quad (\text{se altera el valor})$$

( no se altera la ecuación ).

$$\left. \begin{array}{l} H_D \\ 25\# \end{array} \right\} = 1169.1 \text{ BTU/lb}$$

$$\left. \begin{array}{l} H_S \\ 180^\circ\text{F} \end{array} \right\} = 148 \text{ BTU/lb}$$

$$H_C = H_A \left. \begin{array}{l} 650^\circ\text{F} \\ 275\# \end{array} \right\} = 1342.2 \text{ BTU/lb}$$

$$C = D \frac{1169.1 - 148}{1342.2 - 148}$$

$$C = D \times 0.8550494$$

f) Determinación del condensado requerido en el saturador.

$$S = D - C \quad \left( \begin{array}{l} \text{se altera el valor} \\ \text{no se altera la ecuación} \end{array} \right)$$

g) Determinación del vapor requerido en el desaerador.

$$Q' = L \frac{H_L - H_G}{H_D - H_G} \quad \left( \text{si se altera} \right)$$

$$H_L \left. \begin{array}{l} \text{liq. sat.} \\ 15\# \end{array} \right\} = 220 \text{ BTU/lb}$$

$$H_G \left. \begin{array}{l} \text{liq. sat.} \\ 180^\circ\text{F} \end{array} \right\} = 148 \text{ BTU/lb}$$

$$H_D \left. \begin{array}{l} \text{sat.} \\ 25\# \end{array} \right\} = 1169.1 \text{ BTU/lb}$$

$$Q' = L \frac{220 - 148}{1169.1 - 148} = 0.0705121$$

$$Q' = 0.0705121 L$$

- h) Determinación de los condensados y agua de repuesto al -  
desaerador.

$$G = L - Q' \quad \begin{array}{l} \text{( se altera el valor )} \\ \text{( No se altera la ecuación )} \end{array}$$

- i) Verificación del balance.

$$A = R + P + C$$

## capítulo III

CAPITULO III.- CALCULO DEL VAPOR NECESARIO EN LOS EQUIPOS QUE LO -  
CONSUMEN.

3.1.- De acuerdo con la ecuación 17 planteada en el capítulo anterior, podemos decir que el balance general es función directa de el vapor de escape de las turbinas (R), de el vapor de alta presión consumido en la fábrica (P) y de el vapor de baja presión consumido igualmente en la fábrica (E), las cuáles son variables independientes y función directa de la capacidad de producción del ingenio.

Para resolver esta ecuación, es necesario establecer las bases de operación de la planta y los equipos que han de consumir vapor.

En este caso particular se establecerá que se trata de un ingenio que procesa 250 T.C.H. es decir 6,000 T.C.D.

3.2.- CONSUMO DE VAPOR EN TURBINAS.- El consumo de vapor en turbinas se usa generalmente para mover equipos que requieren una potencia muy alta, usualmente estos equipos se encuentran en el área de molinos y de calderas. El hecho de usar turbinas en un ingenio se debe a que este tipo de plantas no consumen una gran cantidad de energía eléctrica comprada, ya que el bagazo producido de la caña se quema en las calderas para generar vapor, el cuál puede usarse en turbogeneradores, pro

duciendo así energía eléctrica que ha de consumirse en la -  
 planta cómo luz y energía para motores de baja potencia, - -  
 aunque también podría utilizarse para mover los motores de -  
 alta potencia del área de molinos y calderas, pero estas in-  
 versiones no son muy recomendables, debido a un alto costo y  
 a la pérdida de eficiencia del vapor al turbogenerador y de-  
 éste al motor.

Las turbinas que se usan generalmente en el ingenio pa-  
 ra mover máquinas de alta potencia y que en este caso se con-  
 sideran son las siguientes:

- a) Turbinas para cuchillas.
- b) Turbinas para cuchillas niveladoras y cortadoras.
- c) Turbinas para desfibradora.
- d) Turbinas para molinos.
- e) Turbinas para el turbogenerador.
- f) Turbinas para ventiladores de tiro forzado en cada cal-  
 dera.
- g) Turbinas para ventiladores de tiro inducido en cada cal-  
 dera.
- h) Turbinas para ventiladores de bagacillo.
- i) Turbinas para turbobombas.
- a) CALCULO DE VAPOR EN CUCHILLAS.

En la preparación de la caña para la molienda el -

primer paso accionado por turbinas son las cuchillas que consisten en un juego doble de 48 navajas en total, arregladas en 6 hileras con 4 navajas en cada hilera.

Según Hugot ( 1 ) para un juego de cuchillas dobles la potencia requerida será de 30 IHP por tonelada de fibra por hora.

$$\text{Es decir } \Phi = 30 \text{ IHP/TFH}$$

Donde:

IHP = Potencia media consumida por las cuchillas en HP.

TFH = Toneladas de fibra por hora.

El valor de T.F.H. se obtendrá asumiendo que una caña generalmente tiene 13.4 % de fibra en caña. De esto tendremos:

$$250 \text{ T.C.H.} \times 0.134 \text{ TF/TC} = 33.5 \text{ T.F.H.}$$

$$\text{Por lo que: } P = 30 \times 33.5 = 1,005 \text{ H.P.}$$

Consumo de vapor: El valor del consumo teórico de vapor según Ludwing (tomo III pág. 347) se establecerá como sigue:

$$\text{TSR} = \frac{2544.1}{h_1 - h_2}$$

Donde TSR = Consumo teórico de vapor en lb/HP-hr.

$h_1$  = entalpía del vapor a la entrada de la turbina BTU/lb.

$h_2$  = entalpía del vapor a la presión de salida y a la entropía de entrada en BTU/lb.

En el capítulo I, establecimos que la presión de entrada a las turbinas será 275 psig. y 650°F y la salida será a 15 psig., por lo tanto los valores de  $h_1$  y  $h_2$  serán:

$$h_1 \left. \begin{array}{l} 650^\circ\text{F} \\ \\ 275\# \end{array} \right\} = 1342.2 \text{ BTU/lb}$$

$$h_2 \left. \begin{array}{l} s_1 = s_2 \\ \\ 15\# \end{array} \right\} = 1155 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{TSR} = \frac{2544.1}{1342.2 - 1155} = 13.59 \text{ lb/HP-hr.}$$

$$= 18.23 \text{ lb/KW-hr.}$$

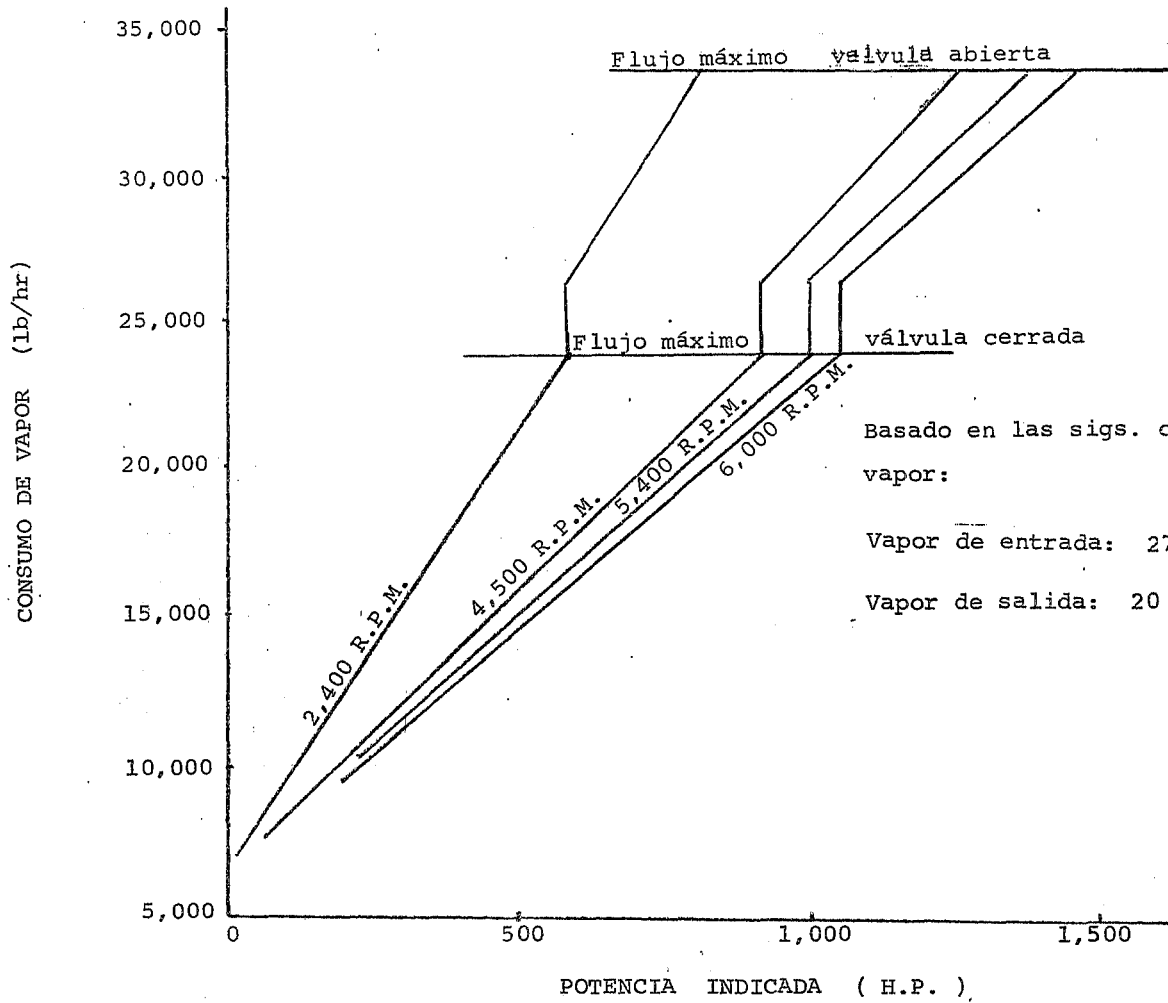
Dónde TSR = CTV = consumo teórico de vapor.

Según A.W. Smith el consumo real de vapor para una turbina de 1005 HP 5400 R.P.M. y a 20 psig de escape es =

$$= 24,000 \text{ lb/hr. (ver gráfica \# 1)}$$

$$W_v \left. \begin{array}{l} 5400 \text{ RPM} \\ 20\# \\ 1005 \text{ HP} \end{array} \right\} = 24,000 \text{ lb/hr.}$$





Basado en las sigs. condiciones de vapor:  
 Vapor de entrada: 275 psig y 650°F  
 Vapor de salida: 20 psig

GRAFICA # 1  
 A. & W. Smith  
 Turbinas para Molinos de Azúcar para México.

Pero cómo esta tabla está dada a 20 psig. de vapor de escape será corregida a 25 psig de escape que es la condición real para este caso.

$$\text{CTV} \left. \begin{array}{l} 275\# \\ \\ 20\# \end{array} \right\} = \frac{2544.1}{1342.2 - 1145} = 12.9 \text{ lb/HP-hr.}$$

CTV = Consumo teórico de vapor.

El consumo real de vapor a 20 psig será:

$$\text{CRV} \left. \begin{array}{l} \\ \\ 20\# \end{array} \right\} = \frac{24000}{1005} \frac{\text{lb/hr}}{\text{H.P.}} = 23.89 \text{ lb/HP-hr.}$$

De acuerdo con todo lo anterior el verdadero consumo real de vapor a 25 psig será:

$$\text{CRV} \left. \begin{array}{l} \\ \\ 25\# \end{array} \right\} = \text{CRV} \left. \begin{array}{l} \\ \\ 20\# \end{array} \right\} \frac{\text{CTV} \left. \begin{array}{l} 25\# \\ \\ \end{array} \right\}}{\text{CTV} \left. \begin{array}{l} \\ \\ 20\# \end{array} \right\}} = 25.2 \text{ lb/HP-hr}$$

De aquí que el consumo real de vapor total sea

$$\text{CRV} \left. \begin{array}{l} 25\# \\ \\ \text{total.} \end{array} \right\} = 1005 \text{ H.P.} \times 25.2 \text{ lb/HP-hr} = 25326 \text{ lb/hr vapor}$$

$$\text{CRV} \left. \begin{array}{l} \text{Total} \\ \\ 25\# \end{array} \right\} = 25326 \text{ lb/hr. vapor}$$

- b) CALCULO DE VAPOR NECESARIO EN LAS TURBINAS DE LAS CUCHILLAS NIVELADORAS Y CORTADORAS. En algunos casos en vez del juego doble de cuchillas, acostumbran instalar un juego de cuchillas niveladoras y cortadoras:

Según Hugot la potencia requerida para las cuchillas niveladoras está dada por:

$$I.H.P. = 12 \text{ T.F.H.}$$

Para las cuchillas cortadoras:

$$I.H.P. = 20 \text{ T.F.H.}$$

Donde I.H.P. = Potencia media requerida por las cuchillas.

T.F.H., = Toneladas de fibra por hora.

De acuerdo con el caso anterior sabemos que:

$$\text{T.F.H.} = 250 \text{ T.C.H.} \times 0.134 \frac{\text{T.F.}}{\text{T.C.}} = 33.5 \text{ T.F.H.}$$

La potencia media consumida para las cuchillas niveladoras estará dada por:

$$P \left[ \begin{array}{l} \text{cuchilla} \\ \text{niveladora} \end{array} \right] = 12 \times 33.5 = 400 \text{ H.P.}$$

La potencia media consumida para la cuchilla cortadora está dada por:

$$P \left[ \begin{array}{l} \text{cuchilla} \\ \text{cortadora} \end{array} \right] = 20 \times 33.5 = 670 \text{ H.P.}$$

La potencia total media consumida por las dos máquinas será:

$$P \left[ \begin{array}{l} \text{cuchilla} \\ \text{niveladora} \end{array} \right] + P \left[ \begin{array}{l} \text{cuchilla} \\ \text{cortadora} \end{array} \right] = 400 + 670 = 1070 \text{ H.P.}$$

Por lo que el vapor requerido de acuerdo con las potencias calculadas y siguiendo el mismo método del paso anterior, tendremos que:

$$C.T.V. = \frac{2544.1}{h_1 - h_2}$$

Es decir el cálculo es el mismo que para el caso anterior.

$$C.T.V. \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array} \right]_{25\#} = \frac{2544.1}{1342.2 - 1155} = 13.59 \text{ lb/H.P.-hr.}$$

Se calculará ahora el consumo real de vapor en las cuchillas niveladoras.

De la gráfica 1 tenemos que el consumo real de vapor para una turbina de 400 H.P., de 5400 R.P.M., y con vapor de escape de 20 psig, será:

$$C.R.V. \left. \begin{array}{l} 5400 \text{ R.P.M.} \\ \\ \\ 400 \text{ H.P.} \end{array} \right] = 13600 \text{ lb/hr.}$$

El consumo teórico de vapor a 20 psig de presión de escape será:

$$C.T.V. \left. \begin{array}{l} 275^\circ\text{F} \\ \\ \\ 20\# \end{array} \right] = \frac{2544.1}{1342.2 - 1145} = 12.9 \text{ lb/H.P.-hr}$$

El consumo real de vapor a 20 psig será:

$$C.R.V. \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ 20\# \end{array} \right] = \frac{13600}{400 \text{ H.P.}} = 34 \text{ lb/H.P.-hr}$$

De aquí podemos obtener el consumo real de vapor a 25 -  
psig como sigue:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 25\# \end{array} \right] = \left. \begin{array}{l} \text{CRV} \\ 20\# \end{array} \right] \times \frac{\left. \begin{array}{l} \text{CTV} \\ 25\# \end{array} \right]}{\left. \begin{array}{l} \text{CTV} \\ 20\# \end{array} \right]} = 34 \frac{13.59}{12.9} = 35.8 \text{ lb/H.P.-hr}$$

Y de aquí el consumo en lb/hr será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 25\# \text{ cuchillas} \\ \text{niveladoras} \end{array} \right] \begin{array}{l} \text{total} \\ \\ \end{array} = 400 \text{ HP} \times 35.8 \text{ lb/HP-hr} = 14\ 300 \text{ lb/hr}$$

Consumo de vapor en las cuchillas cortadoras.- De la gráfica 1  
obtendremos que para 20 psig 5 400 R.P.M. y 670 H.P.:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 5\ 400 \text{ R.P.M.} \\ 670 \text{ H.P.} \end{array} \right] = 18\ 200 \text{ lb/hr}$$

Corrigiendo ahora para 25 psig de vapor de escape:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.T.V.} \\ 20\# \end{array} \right] = \frac{2544.1}{1342.2 - 1145} = 12.9 \text{ lb/hr-H.P.}$$

El consumo de vapor real a 20 psig será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 20\# \end{array} \right] = \frac{18\ 200}{670 \text{ H.P.}} = 27.2 \text{ lb/hr-H.P.}$$

El consumo real de vapor para 25 psig será:



c) CONSUMO DE VAPOR EN LA DESFIBRADORA.— Después de las -  
cuchillas la caña, se pasa a una desfibradora de tipo -  
de martillos, que giran a 600 R.P.M., y que tiene como-  
función romper los vasos celulares en donde se contiene  
el jugo.

Según Hugot pág. 62:

$$\Phi = 3 \text{ H.P./T.C.H.}$$

$$1 \text{ H.P.} = 3 \text{ T.C.H.} \quad \text{ó} \quad 1 \text{ H.P.} = 20 \text{ T.F.H.}$$

Pero el consumo es 250 T.C.H.

$$\text{Por lo qué } 1 \text{ H.P.} = 3 \times 250 \text{ T.C.H.} = 750 \text{ I.H.P.}$$

El consumo de vapor según la gráfica 1 para 750 H.P. y-  
4,960 R.P.M., de velocidad en la turbina tenemos:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 4,960 \text{ R.P.M.} \\ 750 \text{ H.P.} \end{array} \right\} = 19\,000 \text{ lb/hr a } 20 \text{ psig en la salida}$$

El consumo real de vapor a la salida a 20 psig será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 20\# \end{array} \right\} \frac{19\,000 \text{ lb/hr}}{250 \text{ H.P.}} = 25.3 \text{ lb/hr-H.P.}$$

Como se sabe el consumo teórico de vapor a 25 psig de es-  
cape es 13.59 y a 20 psig de escape es 12.9 por lo que se ten-  
dra:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 25\# \end{array} \right\} = 25.3 \frac{13.59}{12.9} = 26.65 \text{ lb/H.P. hr}$$

Por lo cuál el consumo total de vapor de 25 psig en la -  
desfibradora será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 25\# \\ \text{desfibradora} \end{array} \right\} = 26.65 \times 750 = 20,000 \text{ lb/hr.}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 25\# \\ \text{desfibradora} \end{array} \right\} = 20,000 \text{ lb/hr.}$$

- d) CONSUMO DE VAPOR EN LOS MOLINOS.- Una vez desfibrada la caña se pasa a un tandem de 5 molinos de 3 masas cada uno en los cuáles la caña es exprimida y macerada, hasta eliminar la mayor cantidad de jugo posible.

De acuerdo con Hugot pág. 186 tenemos que la potencia indicada para este tipo de equipo está dada por:

$$\text{I.H.P.} = 0.0045 P \times N \times D.$$

Dónde P = Potencia hidráulica ejercida sobre la parte superior del rodillo en toneladas.

$$N = \text{R.P.M.} = 5.75 \text{ para este caso.}$$

$$D = \text{Diámetro de los rodillos.}$$

La potencia hidráulica se estimará para este caso en - -  
500 toneladas.



$$P = 500 \text{ ton.}$$

$$D = 40 \text{ in.}$$

$$\text{I.H.P.} = 0.0045 \times 500 \times 5.75 \times 40 = 518 \text{ H.P.}$$

De acuerdo con Hugot la eficiencia de cada uno de los 5 molinos está dada según la siguiente relación:

Para el molino # 1	0.90
Para el molino # 2	0.90
Para el molino # 3	0.98
Para el molino # 4	0.98
Para el molino # 5	0.95

Por lo cuál la potencia real será:

$$\text{H.P.} = \frac{518}{0.90 \times 0.90 \times 0.98 \times 0.98 \times 0.95} = 695 \text{ H.P.}$$

Cálculo del vapor requerido; tomando cómo base 695 H.P. y 5,850 R.P.M. para la turbina, tenemos que el vapor necesario a 20 psig. será : de la gráfica 1.

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} \text{5 850 R.P.M.} \\ \\ \text{695 H.P.} \end{array} \right\} = 18\,500 \text{ lb/hr}$$

El consumo teórico de vapor según se ha calculado en los casos anteriores será:

13.59 lb/H.P.-hr. para 25 psig de escape y

12.9 lb/H.P.-hr para 20 psig de escape.

El consumo real de vapor a 20 psig por H.P. será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 20\# \end{array} \right\} = \frac{18,500 \text{ lb/hr.}}{695 \text{ H.P.}} = 26.6 \text{ lb/H.P. hr.}$$

El consumo real a 25 psig por H.P. será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 25\# \end{array} \right\} = 26.6 \frac{13.59}{12.9} = 28.1 \text{ lb/H.P. hr.}$$

Por lo tanto el vapor total consumido será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 25\# \end{array} \right\} = 28.1 \times 695 = 19,500 \text{ lb/hr.}$$

El consumo total para los 5 molinos será:

$$\left. \begin{array}{l} 25\# \\ \text{C.R.V.} \\ \text{molin} \end{array} \right\} = 19,500 \times 5 = 97,500 \text{ lb/hr.}$$

- e) VAPOR REQUERIDO EN EL TURBOGENERADOR. - Para estimar la potencia requerida en el turbogenerador por el consumo de energía del ingenio en fuentes tales como luz eléctrica y motores pequeños, Hugot da la siguiente relación:

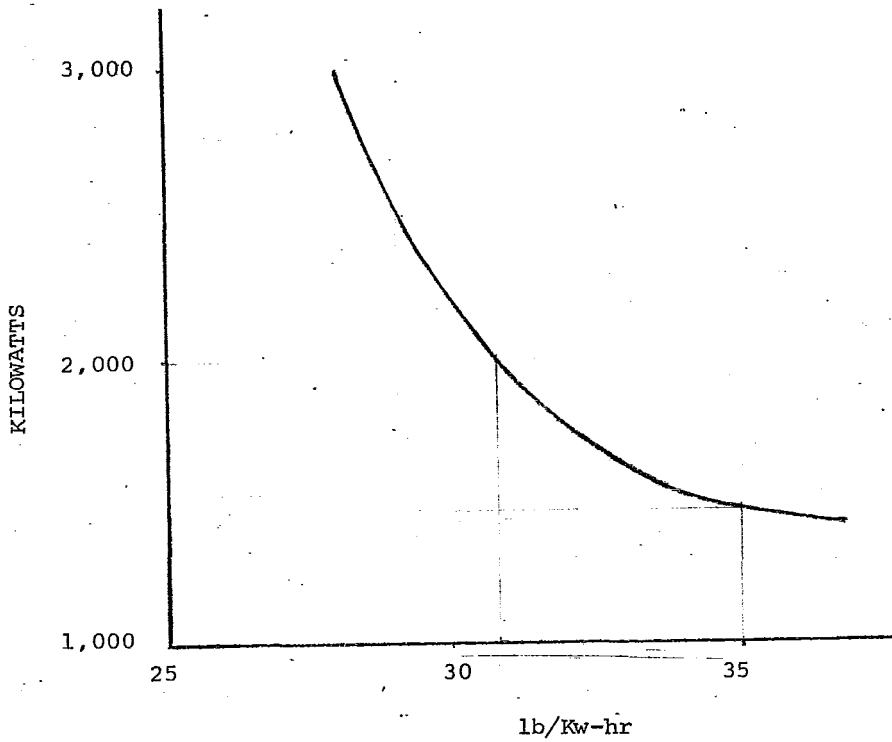
$$\text{Kw - hr} = 17.15 \text{ T.C.H.}$$

Por lo que:

$$\text{Kw -hr} = 17.15 \times 250 = 4,287.5$$

Para lo cuál se seleccionan 2 turbogeneradores de 2143.75 -

Kw-hr/ turbogenerador.



GRAFICA # 2

CONSUMO DE VAPOR EN  
TURBOGENERADORES.

Para calcular el consumo de vapor en el turbogenerador, hacemos uso de la gráfica # 2,

De dónde se obtiene que el consumo de vapor es aproximadamente 30.2 lb/Kw-hr., por lo tanto el vapor total requerido será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ \text{25\#} \end{array} \right\} = 2143.75 \times 30.2 \times 2 = 129,482 \text{ lb/hr.}$$

VAPOR REQUERIDO EN EL AREA DE CALDERAS.- En el área de calderas, existen 3 ventiladores por cada caldera que son accionados por vapor. Estos son el ventilador de tiro forzado, el ventilador de tiro inducido y el ventilador de bagacillo.

f) CONSUMO DE VAPOR EN LOS VENTILADORES DE TIRO FORZADO.-

Este es el equipo que mueve el aire de combustión en la alimentación al quemador de la caldera.

La potencia total requerida del ventilador de tiro forzado en cada caldera para un ingenio, está dada por Hugot en la siguiente ecuación:

$$\Phi = \left( \frac{B \cdot d}{1,000} \right) \left( 40 + \frac{tc}{5} \right)$$

Donde: B = Bagazo consumido por el horno en ton/hr.

d = Tiro en mm de agua; y

tc = Temperatura del gas a la entrada del ventilador.

Tentativamente se están considerando, a reserva de ser comprobado posteriormente, 3 caldera de 150,000 lb/hr.

Para horno Ward se considerará:

$$B = 1,200 \text{ kg/m}^2 \text{ hr} = 1.2 \text{ ton/m}^2 \text{ hr}$$

Cada caldera de 150,000 lb/hr está equipada con 4 hornos Ward de 8ft. x 7ft, 9 in, de dónde el área de combustión será:

$$8 \times 7.75 \times 4 \times (0.3048)^2 = 23.04 \text{ m}^2$$

Para este caso suponemos que el tiro es:

$$d = 3 \text{ in H}_2\text{O} = 76.2 \text{ mm H}_2\text{O} ; y$$

$$tc = 35^\circ\text{C}$$

Por lo qué:

$$\Phi = \frac{1.2 \frac{\text{ton}}{\text{m}^2 \text{ hr}} \times 23.04 \text{ m}^2 \times 76.2 \text{ mm H}_2\text{O}}{1000} \times 40 + \frac{35^\circ\text{C}}{5} = 99 \text{ H.P.}$$

Corrigiendo por eficiencia de la turbina y del reductor a 95% cada uno, tenemos:

$$\Phi' = \frac{99}{0.95 \times 0.95} = 110 \text{ B.H.P.}$$

Vapor consumido en el ventilador de tiro forzado, -  
Considerando una potencia de 110 B.H.P. y 3,500 R.P.M. -

seleccionamos, mediante el catálogo Coppus (pág. 21) un modelo de turbina 20-L.

El consumo real de vapor para una turbina que admite vapor a 250 psig, 25 psig de escape y 3,500 R.P.M. será:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 3,500 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 250\# \end{array} \right\} = 48 \text{ lb/H.P. hr.}$$

Este consumo debe corregirse según el catálogo Coppus por un factor de 1.01875.

por lo tanto:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 3,500 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 250\# \end{array} \right\} = 48 \times 1.01875 = 48.9 \quad 49 \text{ lb/H.P. hr}$$

Este valor debe también ser corregido por el grado de sobrecalentamiento de acuerdo con el catálogo de Coppus, es decir a 250 psig tenemos una temperatura de saturación de 406°F (Steam Tables Keenan & Kayes), entonces el grado de calentamiento será:

$$650 - 406 = 244^\circ\text{F}$$

Con este valor el catálogo recomienda restarle un 11.7% como corrección al consumo de vapor, por lo que tendremos:

$$49 - 49 (0.117) = 43.267 \text{ lb/H.P. hr.}$$

Como el dato que necesitamos de consumo de vapor es a 275 psig, es necesario interpolar con el dato de 350 - psig, 25 psig de escape y 3,500 R.P.M., cuyo consumo de vapor será:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 3,500 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 350\# \end{array} \right\} = 43 \text{ lb/HP. hr}$$

Igualmente cómo en el caso anterior, corregiremos según el catálogo Coppus por 1.01875.

$$43 \times 1.01875 = \approx 44 \text{ lb/H.P.-hr.}$$

Así mismo debe ser corregido por el grado de sobrecalentamiento, es decir, de las tablas de vapor a 350 - psig tenemos una temperatura de saturación de 436°F.

$$\text{Por lo tanto: } 650 - 436 = 214^\circ\text{F}$$

Con este valor las tablas del catálogo recomiendan restar 10.5% como corrección al consumo de vapor así que tendremos:

$$44 - 44 (0.105) = 39.38 \approx 39.4 \text{ lb/H.P. hr.}$$

De lo anterior obtuvimos:

<u>PRESION</u>	<u>C.R.V.</u>	<u><math>\frac{lb}{H.P. hr}</math></u>
250#	_____	43.2
350#	_____	39.4

Interpolando entre estos datos para 275#, tendremos:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ \\ \end{array} \right\} 275\# = 42.25 \text{ lb/H.P. hr.}$$

El consumo real de vapor para el ventilador de tiro forzado de una caldera de 150,000 lb/hr será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ \\ \end{array} \right\} 275\# = 110 \text{ H.P.} \times 42.25 \text{ lb/H.P. hr} = 4650 \text{ lb/hr}$$

Pero como se están considerando 3 calderas, se tiene - que el consumo total será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ \\ \end{array} \right\} \text{total} 275\# = 3 \times 4,650 = 13,950 \text{ lb/hr.}$$



g) VENTILADORES DE TIRO INDUCIDO.- El ventilador de tiro inducido se encuentra en la caldera a la salida de los gases de combustión, y también es accionado por una turbina que consume vapor de alta presión.

La potencia requerida viene dada por la misma ecuación que en el caso del ventilador de tiro forzado, sólo que la temperatura de operación será 270°C, por lo que tendremos:

$$\Phi = \frac{B \cdot d}{1,000} \left( 40 + \frac{t_c}{5} \right)$$

$$B = 1,200 \text{ Kg/m}^2 \text{ hr} \times 23.04 \text{ m}^2 = 27.648 \text{ ton/hr.}$$

$$d = 76.2 \text{ mm Hg}$$

$$t_c = 270^\circ\text{C}$$

Por lo que:

$$\Phi = \frac{27.648 \times 76.2}{1,000} \left( 40 + \frac{270}{5} \right) = 198 \text{ B.H.P.}$$

Igual que en caso anterior corregimos para eficiencia de la turbina y del reductor por 0.95 para cada uno.

$$\Phi' = \frac{198}{0.95 \times 0.95} = 219.39 \approx 220 \text{ B.H.P.}$$

Vapor consumido en el ventilador de tiro inducido.- Considerando la potencia de 220 H.P., 4,000 R.P.M.- (para este equipo), una presión de admisión de 275 psig y una presión de escape de 25 psig tendremos del catálogo Coppus, una turbina modelo T - F - 23-L.

Recordemos que en el catálogo Coppus se dan los consumos de vapor para estos equipos a 250 y 350 psig por lo cuál es necesario interpolar para 275 psig.

El consumo de vapor a 250 psig de entrada, 25 psig de escape y 4,000 R.P.M. será:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 4,000 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 250\# \end{array} \right\} = 43 \text{ lb/H.P. hr.}$$

El catálogo Coppus recomienda un factor de 1.0175 como corrección para este caso:

Por lo tanto:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 4,000 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 275\# \end{array} \right\} = 43 \times 1.0175 = 43.5 \text{ lb/H.P.-hr.}$$

El grado de sobrecalentamiento también es motivo de corrección como en el caso anterior, y si la temperatura de saturación a 250 psig es 406°F, el grado de sobrecalentamiento será:

$$650 - 406 = 244^\circ\text{F}$$

El factor que Coppus recomienda para corregir a esa temperatura es 11.7% para el vapor consumido, por lo que:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} \\ \\ 250\# \end{array} \right\} = 43.5 - 43.5 (.117) = 38.4 \text{ B.H.P.}$$

Calculemos ahora el consumo real de vapor a 350 psig de presión de admisión, 25 psig de escape y 4000 R.P.M. que será según el catálogo de Coppus.

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 4000 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 350\# \end{array} \right\} = 38 \text{ lb/H.P.-hr.}$$

Corrigiendo por el factor empleado anteriormente de 1.0175, tendremos:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 4000 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 350\# \end{array} \right\} = 38 \times 1.0175 = 38.6 \approx 38.5 \text{ B.H.P.}$$

Corrigiendo ahora para el grado de sobrecalentamiento, se tiene que la temperatura a 350 psig es 436°F.

Por lo que el grado de sobrecalentamiento será:

$$650 - 436 = 214^\circ\text{F}$$

Según el catálogo Coppus el factor que se recomienda como corrección para esta temperatura es 10.5 %.

Por lo tanto:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 4000 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 350\# \end{array} \right\} = 38.5 - 38.5 (.105) = 34.45 \text{ B.H.P.}$$

De lo anterior obtuvimos lo siguiente:

<u>PRESION</u>	<u>C.R.V.</u> $\frac{\text{lb}}{\text{hr H.P.}}$
250#	38.4
350#	34.45

Así que interpolando para 275 psig el consumo de vapor será:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 4000 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 275\# \end{array} \right\} = 37.41 \text{ lb/H.P.-hr}$$

$$\begin{array}{l} \left. \begin{array}{l} 4,000 \text{ R.P.M.} \\ \text{C.R.V. } 25\# \\ 275\# \end{array} \right\} = 37.41 \times 220 = 8,230.2 \text{ lb/hr.} \end{array}$$

Pero se tienen 3 calderas por lo que el consumo total de vapor será:

$$\begin{array}{l} \left. \begin{array}{l} 275\# \\ \text{C.R.V.} \\ \text{Vent. tiro} \\ \text{inducido.} \end{array} \right\} = 8,230.2 \times 3 = 24,690.6 \text{ lb/hr.} \end{array}$$

h) VENTILADOR ESPARCIDOR DE BAGACILLO. - El bagacillo que debe ser quemado en la caldera es esparcido por un ventilador soplador al horno de combustión, el cuál es accionado por una turbina que consume vapor de alta presión.

La potencia necesaria para la turbina de un ventilador de bagacillo en una caldera de 150,000 lb/hr, es de 18 B.H.P. según el catálogo de Arnee Chicago

$$T = 18 \text{ B.H.P.}$$

Ahora bien según el catálogo Coppus, se tiene que para una potencia de 18 B.H.P. se selecciona un motor de 25-H.P. de 1,750 R.P.M. y una turbina tipo TF-16L.

El consumo de vapor para 250 psig de admisión, 25 psig-

de escape y 1,750 R.P.M. es:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 1,750 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 250\# \end{array} \right\} = 98 \text{ lb/H.P. hr.}$$

Usando el factor de corrección para este caso Coppus-recomienda corregir por 1.03

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 1,750 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 250\# \end{array} \right\} = 98 \times 1.03 = 100.94 \approx 101. \text{ lb/hr H.P.}$$

El factor de corrección por grado de sobrecalentamiento estará dado por la temperatura de 650°F del vapor menos la temperatura de saturación a 250 psig, es decir:

$$\text{Grado de sobrecalentamiento} = 650 - 406 = 244^\circ\text{F}$$

Cómo en el caso anterior para este grado de sobrecalentamiento la corrección es 11.7 % menos que el consumo real de vapor por lo que se tiene :

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 1,700 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 250\# \end{array} \right\} = 101 - 11.7 \times 101 = 89.183 \text{ lb/H.P. hr.}$$

El consumo real de vapor a 350 psig de admisión, 25 -  
psig de escape y 1,750 R.P.M. según el catálogo Coppus - -

será:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 1,750 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 350\# \end{array} \right\} = 90 \text{ lb/H.P. hr.}$$

Usando el factor de corrección de 1.03 especificado en el catálogo Coppus:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 1,750 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 350\# \end{array} \right\} = 90 \times 1.03 = 92.7 \text{ lb/H.P.-hr.}$$

El factor de corrección por grado de sobrecalentamiento será: Para 350 psig saturado la temperatura es 436°F grado de sobrecalentamiento = 650 - 436 = 214°F.

Para 214°F el factor de corrección es 10.5 % menos, - por lo que:

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 1,750 \text{ R.P.M.} \\ 25\# \\ 350\# \end{array} \right\} = 92.7 - 92.7 (.105) = 82.96 \text{ lb/HP hr}$$

De lo anterior resumimos lo siguiente:

<u>PRESION</u>	<u>C.R.V. lb/H.P. hr.</u>
250#	89.18
350#	82.96

Interpolando para 275 psig se tiene 87.628 lb/H.P. hr

El consumo real de vapor será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ \text{Vent. de} \\ \text{bagacillo} \end{array} \right\} \begin{array}{l} 275\# \\ \\ \\ \end{array} = 87.628 \times 18 = 1577.3 \text{ lb/hr}$$

Por ser 3 calderas:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ \text{Vent. de} \\ \text{bagacillo} \end{array} \right\} \begin{array}{l} 275\# \\ \\ \\ \end{array} = 1577.3 \times 3 = 4731.9 \text{ lb/hr.}$$

- i) TURBOBOMBAS.- Existen también otras turbinas auxiliares, accionadas por vapor de alta presión, como por ejemplo las turbinas de las bombas de alimentación de agua a las calderas. Estos equipos no trabajan en operación normal, sino como repuesto en caso de emergencia, cuando por alguna causa, los motores eléctricos no funcionan, por lo tanto estos equipos, no se considerarán dentro del balance general.

En caso de que alguna bomba estuviera accionada por una turbina en la operación normal de un ingenio, el método para calcular el consumo de vapor, sería similar a los casos anteriores es decir, calcular la -

potencia necesaria de la turbina y a partir de catálogos de turbinas, obtener el consumo de vapor correspondiente a esa potencia y las presiones de vapor utilizadas. Sin embargo este sistema no es el normal, ya que el costo de un par turbina-bomba, es más alto que uno motor-bomba, sobre todo en el caso de México donde no se fabrican turbinas de alta potencia, y de aquí que por lo general se acostumbre el uso de motores eléctricos accionando este tipo de bombas.

3.2.1.- RESUMEN DEL CONSUMO DE VAPOR DE ALTA PRESION. - El consumo de vapor de alta presión, se puede resumir en los siguientes puntos:

<u>EQUIPO</u>	<u>Núm. de Turbinas</u>	<u>Consumo Unitario lb/hr</u>	<u>Consumo total lb/hr</u>
Cuchillas niveladoras	1	14,300	14,300
Cuchillas cortadoras	1	19,200	19,200
Desfibradora	1	20,000	20,000
Molinos	5	19,500	97,500
Turbogenerador	2	64,741	129,482
Ventilador de tiro forzado	3	4,650	13,950
Ventilador de tiro inducido	3	8,230.2	24,690.6
Ventilador esparcidor de bagacillo.	3	1,577.3	4,731.9
Turbobombas	3	0.000	0.000
Consumo total de vapor de turbinas = R =			323.854.5 $\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$



### 3.3.- CALCULO DEL VAPOR DE BAJA PRESION QUE SE CONSUME EN LA PLAN- TA.-

El consumo de vapor de baja presión en el ingenio va a generalizarse usando vapor de 25#, aunque esto no es real en el proceso, ya que muchos equipos requieren vapor de menor presión, sin embargo ésta se puede obtener fácilmente con válvulas reductoras en cada equipo que la requiera por lo cuál ésta caída de presión será isoentálpica y los cálculos se harán en base a la entalpía de vapor de 25 psig saturado.

Siguiendo el proceso normal de fabricación del azúcar los equipos que usan vapor de baja presión son generalmente equipos de calentamiento y algunos otros para limpieza (agua caliente para baños, para lavar pisos, y tomas generales de servicio). Estos equipos son los siguientes:

- 1.- Precalentadores y calentadores.
- 2.- Evaporadores
- 3.- Tachos de A, B, y C.
- 4.- Calentador de masas.
- 5.- Calentadores de agua de lavado.
- 6.- Disolutor de azúcar.
- 7.- Evaporador de película.
- 8.- Calentadores de licor.
- 9.- Recuperador de calor de licor filtrado.
- 10.- Tachos de refinado.

- 11.- Tanques de miel de lubricación
- 12.- Fundidores de granzas.
- 13.- Calentadores de petróleo a la entrada.
- 14.- Tanque de petróleo.
- 15.- Tanqué de día.
- 16.- Calentador de petróleo a la caldera.
- 17.- Pérdidas.

1.- CONSUMO DE VAPOR EN LOS PRECALENTADORES Y CALENTADORES.

Para calcular el consumo de vapor en éste equipo debe - conocerse previamente la cantidad de jugo que se va a - calentar.- Es necesario aclarar que parte del vapor - utilizado para calentar el jugo viene de los evaporadores y por lo general se utiliza en los calentadores de jugo primarios y secundarios, por lo tanto éstos no se considerarán en el balance, los calentadores primarios calientan el jugo de 30 a 70°C y los secundarios de 70 a 90°C.

El vapor de baja presión proveniente del sistema - general que se usará en este equipo será entonces única - mente, el correspondiente a los precalentadores, estos - equipos se localizan antes del evaporador y entregan jugo - caliente a los evaporadores, a una temperatura de - aproximadamente 100°C y con un brix de 13 a 14, aunque-

éstos precalentadores, sacan el jugo entre 102 y 103°C pero hay una pérdida de 2 a 3°C antes de llegar al evaporador.

La cantidad de jugo mezclado que se obtiene en una molienda normal es de 1,000 Kg/T.C., incluyendo por supuesto el agua de imbibición, por lo tanto si consideramos las 250 T.C.H. según se estableció para el balance y de acuerdo con Hugot se tiene: Peso del jugo mezclado producido = 1,000 Kg/T.C.

Por lo que:

$$250 \text{ T.C.} \times 1,000 \text{ Kg/T.C.} = 250,000 \text{ kg de jugo/hr.}$$

Por lo tanto la cantidad de calor necesario para elevar la temperatura de 90 a 103°C, será:

$$Q = 250,000 \text{ Kg jugo/hr} \times 2,204 \text{ lb/Kg} \times 0.922 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times (103-90) \times 1.8 = 11,890,951 \text{ BTU/hr.}$$

Ya que:

$$C_p \left. \begin{array}{l} \\ \\ \end{array} \right\} \text{Jugo Mezclado} = 1.00 - 0.006 \text{ Brix} = 1.000 - 0.078 = 0.922$$

De aquí que la cantidad de vapor necesaria de 25 psig será:

$$\lambda \left. \begin{array}{l} \text{Sat.} \\ \\ \end{array} \right\} 25\# = 933.7 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{C.R.:V.} \left. \begin{array}{l} \text{Precalentador} \\ \\ \\ \text{25\#} \end{array} \right\} = \frac{11,890951 \text{ BTU/hr}}{933.7 \text{ BTU/lb}} = 12735.3 \text{ lb/hr}$$

- 2.- CONSUMO DE VAPOR EN LOS EVAPORADORES.- Un múltiple - efecto funciona con vapor de baja presión de la red - general para el primer efecto, y en los subsecuentes - usará el vapor producido en el efecto inmediato ante - rior, por lo cuál sólo se considerará el cálculo de va - por necesario para el primer efecto.

Al primer evaporador de un múltiple efecto, gene - ralmente se le alimenta el jugo a un brix de 13°, y sa - le a 16°brix (Hugot p. 389), así mismo consideraremos - cómo en el caso anterior, los 250,000 kg/hr de jugo - mezclado que se alimentan a los precalentadores por lo - cuál tendremos :

$$E = J \left( 1 - \frac{B_j}{B_m} \right)$$

Dónde:

E = Cantidad de agua evaporada.

J = Jugo mezclado alimentado.

B<sub>j</sub> = Brix del jugo mezclado alimentado.

B<sub>m</sub> = Brix de la meladura al salir del efecto.

Por lo tanto:

$$E = 250,000 \times 2.2046 \left( 1 - \frac{13}{16} \right) = 103,340.62 \text{ lb/hr}$$

De aquí que la cantidad de vapor consumido en el -  
ler. efecto será:

$$C.R.V. \left. \begin{array}{l} \text{ler. efecto} \\ \\ \\ \end{array} \right\} 25\# = E \frac{\lambda_E}{\lambda_{C.R.V.}}$$

Dónde:

$\lambda$  = Calor latente de vaporización

La temperatura de ebullición del jugo mezclado en -  
el ler. efecto es de 105°C aproximadamente.

$$\lambda_E \left. \begin{array}{l} \text{Sat.} \\ \\ \\ \end{array} \right\} 105^\circ\text{C} = 964.65 \text{ BTU/lb}$$

$$\lambda_{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} \text{Sat.} \\ \\ \\ \end{array} \right\} 25\# = 933.7 \text{ BTU/lb.}$$

Por lo tanto:

$$C.R.V. \left. \begin{array}{l} \text{Sat.} \\ \\ \\ \end{array} \right\} 25\# = 103,340.62 \times \frac{964.65}{933.7} = 106,766.12 \text{ lb/hr.}$$

### 3 y 10.- CONSUMO DE VAPOR EN LOS TACHOS DE A, B, C Y REFINADO.-

Para una planta de 250 T.C.H. normalmente se usan -  
3 tachos para A, 2 para B, 2 para C y 3 para refina

do. Y la capacidad de éstos es 2,000 ft<sup>3</sup> por carga.

El brix de alimentación a cualquier tipo de tacho - es de 65° y el de descarga es de 98°

De lo anterior se calcula la cantidad de agua evaporada en estos equipos, considerando que cada carga se mantendrá 3 hs. en el tacho. A, B y refinado y para C - será 6 hs. así que:

$$E = M \left( 1 - \frac{B_M}{B_T} \right)$$

Dónde:

E = Cantidad de agua evaporada.

M = Meladura alimentada al tacho.

B<sub>M</sub> = Brix de la meladura alimentada.

B<sub>T</sub> = Brix de la temple-descargada.

$$E = 2,000 \left( 1 - \frac{65}{98} \right) = 673.46 \text{ ft}^3$$

$$E = 62.3 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 673.46 \text{ ft}^3 = 41,955 \text{ lb/carga}$$

$$\begin{array}{l} \text{C.R.V.} \left[ \begin{array}{l} 25\# \\ \\ \end{array} \right. \\ \left. \begin{array}{l} \\ \\ \end{array} \right] = \frac{41,957 \text{ lb}}{3 \text{ hs.}} = 13,985 \text{ lb/hr.} \\ \text{Tachos A, B y ref.} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{C.R.V.} \left[ \begin{array}{l} 25\# \\ \\ \end{array} \right. \\ \left. \begin{array}{l} \\ \\ \end{array} \right] = \frac{41957 \text{ lb}}{6 \text{ hs.}} = 6,992 \text{ lb/hr} \\ \text{Tacho C} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{C.R.V.} \left[ \begin{array}{l} 25\# \\ \\ \end{array} \right. \\ \left. \begin{array}{l} \\ \\ \text{Tachos A,} \end{array} \right] \end{array} = 3 \times 13,985 = 41,955 \text{ lb/hr.}$$

$$\begin{array}{l} \text{C.R.V.} \left[ \begin{array}{l} 25\# \\ \\ \end{array} \right. \\ \left. \begin{array}{l} \\ \\ \text{Tachos B} \end{array} \right] \end{array} = 2 \times 13,985 = 27,970$$

$$\begin{array}{l} \text{C.R.V.} \left[ \begin{array}{l} 25\# \\ \\ \end{array} \right. \\ \left. \begin{array}{l} \\ \\ \text{Tachos Ref.} \end{array} \right] \end{array} = 3 \times 13,985 = 41,955$$

$$\begin{array}{l} \text{C.R.V.} \left[ \begin{array}{l} 25\# \\ \\ \end{array} \right. \\ \left. \begin{array}{l} \\ \\ \text{Tacho C} \end{array} \right] \end{array} = 2 \times 6,992 = 13,984$$

$$\begin{array}{l} \text{C.R.V.} \left[ \begin{array}{l} \text{total} \\ \\ \end{array} \right. \\ \left. \begin{array}{l} \\ \\ \text{Tachos} \end{array} \right] \end{array} = 125,864 \text{ lb/hr.}$$

Antes de continuar con los cálculos del consumo de vapor en los equipos restantes, tales como disolutores calentadores de masas, etc., es necesario hacer el balance de material del producto (azúcar), ya que en estos equipos el consumo de vapor no es dependiente directamente de la cantidad de caña que se alimente al ingenio como es el caso de evaporadores, tachos, etc. ya calculados previamente.

Para el balance de material partiremos del hecho de que se alimentan 250 T.C.H. pero de acuerdo con Hugot, tenemos; peso del jugo mezclado producido = 1,000 kg/T.C.

Por lo que:

$$250 \text{ T.C.H.} \times 1,000 \text{ kg/T.C.} = 250,000 \text{ kg de jugo mezclado/hr.}$$

$$J = 250,000 \text{ kg/hr} \times 2.2046 \text{ lb/kg} = 551,150 \text{ lb/hr}$$

El jugo mezclado que se alimenta a los evaporadores tiene un brix de 13° y a la salida de estos, es de 65°, por lo tanto la cantidad de meladura descargada de los evaporadores será:

$$\text{Meladura} = J \frac{B_j}{B_m}$$

J = Jugo mezclado alimentado.

B<sub>m</sub> = Brix de la meladura.

B<sub>j</sub> = Brix del jugo



$$M = 551,150 \text{ lb/hr} \times \frac{13}{65} = 110,230 \text{ lb/hr de meladura.}$$

Esta meladura es la que se alimenta a los tachos A - donde se obtiene una masa cocida de 95° brix, la cantidad de esta masa cocida será:

$$M_{CA} = M \times \frac{B_M}{B_{MCA}} = 110,230 \text{ lb/hr} \times \frac{65}{95} = 75,420 \text{ lb/hr.}$$

Esta masa cocida es la que se alimenta a las centrífugas correspondientes en este caso a la centrífuga A, y aproximadamente la mitad de ésta, se separa como azúcar A, y la otra mitad como miel A,

$$\text{Azúcar A} = \frac{M_{CA}}{2} = \frac{75420}{2} = 37,710 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Miel A} = \frac{M_{CA}}{2} = \frac{75420}{2} = 37,710 \text{ lb/hr.}$$

La miel A obtenida, es la que se procesará en los tachos de B y será obtenida aproximadamente como masa cocida B, de la cuál la mitad se separa como azúcar B y la otra mitad como miel B.

De lo anterior:

$$M_{CB} = 37,710$$

$$\text{Azúcar B} = \frac{M_{CB}}{2} = \frac{37,710}{2} = 18,855 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Miel B} = \frac{M_{CB}}{2} = \frac{37,710}{2} = 18,855 \text{ lb/hr.}$$

Por último esta miel B, se procesará en los tachos C y se obtendrá la masa cocida C, de la miel la mitad será-azúcar C y mieles incristalizables, es decir:

$$M_{CC} = 18,855 \text{ lb/hr}$$

$$\text{azúcar C} = \frac{M_{CC}}{2} = \frac{18,855}{2} = 9,427.5 \text{ lb/hr azúcar C}$$

$$\text{Miel C} = \frac{M_{CC}}{2} = \frac{18,855}{2} = 9,427.5 \text{ lb/hr miel incristalizable.}$$

Por lo que el azúcar total obtenido será:

$$A = 37,710$$

$$B = 18,855$$

$$C = \frac{9,427}{65,992} \text{ lb/hr.}$$

El azúcar std A, B, y C se mezcla entre sí y se funde en unos disolutores donde se le reduce el brix con aguas dulces, hasta un brix de 65° por lo que el licor que deberá de clasificarse en la refinería será:

$$\begin{aligned} \text{Licor en refinería} = l &= \text{azúcar std} \times \frac{B_A \text{ std}}{B_l} = \frac{100}{65} = \\ &= 101,526 \text{ lb/hr.} \end{aligned}$$

Este licor es el que se alimentará a los tachos de refinado, por lo cuál la cantidad de masa cocida refinada l- será:

$$M_{CR1} = 101,526 \text{ lb/hr} \times \frac{65}{95} = 69,465 \text{ lb/hr.}$$

La masa cocida refinada 1, se separa en las centrífugas de refinado como azúcar refinada 1 y será aproximadamente el 50%; es decir:

$$\text{Azúcar refinada 1} = \frac{69,465}{2} = 34,732 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Miel refinada 1} = \frac{69,465}{2} = 34,732 \text{ lb/hr.}$$

La miel de refinado 1 se procesará en el tacho de refinado 2 obteniéndose la misma cantidad de masa cocida refinada 2, es decir:

$$M_{CR2} = 34,732 \text{ lb/hr.}$$

De esta masa cocida refinada 2 será la mitad aproximadamente azúcar refinada 2 y miel refinada 2.

$$\text{Azúcar refinada 2} = \frac{34,732}{2} = 17,366 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Miel refinada 2} = \frac{34,732}{2} = 17,366 \text{ lb/hr.}$$

Por último esta miel se alimentará al tacho de refinado 3, obteniéndose la  $M_{CR3}$  que será 17,366 lb/hr. igualmente que en el caso anterior tendremos que el 50 % será azúcar refinada 3 y mieles finales de refinado 3 que se retornan a los tachos de B, es decir:

$$\text{Azúcar refinada 3} = \frac{17,366}{2} = 8,683 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Miel final refinada 3} = \frac{17,366}{2} = 8,683 \text{ lb/hr.}$$

De lo anterior el azúcar refinado total producido será:

Refinado 1	34,732 lb/hr.
Refinado 2	17,366 lb/hr.
Refinado 3	<u>8,683</u> lb/hr.
Azúcar total refinado:	60,781 lb/hr.

Azúcar total refinado :  $\frac{60,781 \text{ lb/hr}}{2,204.6 \text{ lb/ton.}} = 27.57 \text{ ton azúcar/hr.}$

- 4.- CONSUMO DE VAPOR EN LOS CALENTADORES DE MASA.- Después de los cristalizadores es necesario calentar la masa cocida - - aproximadamente 20°F, para abatir la viscosidad de ésta antes de ser alimentada a las centrífugas, estos calentadores existen uno por cada tacho es decir son 6 en total.

La cantidad de masa cocida que se descarga de los tachos A, B y C es:

$$M_{CA} = 75,420$$

$$M_{CB} = 37,710$$

$$M_{CC} = \underline{18,855}$$

$$M_C \text{ Total} = 131,985 \text{ lb/hr.}$$

$$C_P \left. \begin{array}{l} 95^\circ \text{Brix} \\ \\ \text{Mieles} \end{array} \right\} = 0.44 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

Por lo tanto:

$$Q = 131,985 \times 0.44 \cdot (20^\circ\text{F}) = 1,161,468 \text{ BTU/hr}$$



pulgadas de diámetro por 30 in de altura (48" x 30"). Cada centrífuga tiene 7 toberas para atomizar el agua y cada tobera según datos del fabricante maneja 1.04 lts/seg. por lo que la cantidad de agua necesaria, funcionando las 6 - centrífugas al mismo tiempo será:

$$\text{Cantidad de agua} = 6 \times 1.04 \frac{\text{lts}}{\text{seg}} \times 7 = 43.68 \frac{\text{lts}}{\text{seg.}}$$

Considerando que el tiempo de lavado, no es continuo durante todo el ciclo de centrifugación, sino unicamente - un momento, tomaremos que un 10 % del tiempo total es el - tiempo de lavado, por lo que la cantidad de agua será:

$$\text{Cantidad de agua} = 43.68 \times 0.10 = 4.368 \text{ lts/seg.}$$

De aquí tendremos que la cantidad de calor necesario para calentar esta agua de  $25^{\circ}\text{C}$  temperatura normal a  $65^{\circ}\text{C}$  será:

$$Q = 4.368 \frac{\text{lts}}{\text{seg}} \times 1 \frac{\text{Kg}}{\text{lt}} \times 2.2046 \frac{\text{lb}}{\text{Kg}} \times 3,600 \frac{\text{seg}}{\text{hr.}} \times 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^{\circ}\text{F}} \times 40^{\circ}\text{C} \times 1.8 = 2,496,016.2 \text{ BTU/hr.}$$

$$\left. \begin{array}{l} \lambda \\ 25\# \end{array} \right\} = 933.7 \text{ BTU/lb.}$$

Con lo cuál tenemos:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 25\# \end{array} \right\} = \frac{2,496,016.2}{933.7} = 2,637 \text{ lb/hr.}$$

Calent. de agua de lavado.

6.- CONSUMO DE VAPOR EN EL DISOLUTOR DE AZUCAR.-

El azúcar que se envía a refinar debe ser fundido y -  
mezclado con agua hasta obtener un brix de 65° , para po -  
der ser manejado en la eliminación de las impurezas. La -  
temperatura a la que ha de elevarse debe ser 75°C aproxima  
damente por lo cuál del balance de material anterior se tie  
ne:

$$\text{Licor en refinera} = \ell = 101,526 \text{ lb/hr.}$$

$$C_p \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array} \right\} = 0.61 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

65°Brix

$$Q = 101,526 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.61 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times (75-25) \times 1.8 = 5,573,777 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

la cantidad de vapor requerida será:

$$\lambda \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array} \right\} = 933.7 \text{ BTU/lb}$$

25#

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array} \right\} = \frac{5,573,777}{933.7} = 5,970 \text{ lb/hr vapor}$$

Disolutor

7.- CONSUMO DE VAPOR EN EL EVAPORADOR DE PELICULA.-

En algunos ingenios acostumbran al disolver el azúcar  
bajarle el brix no a 65° sino hasta 58° y posteriormente -

en un evaporador de película llevarlo a 65°. Estos evaporadores funcionan al vacío y la temperatura de ebullición es aproximadamente 75°F, por lo tanto la cantidad de vapor necesario para llevar el licor de 58° a 65° brix será:

Del balance de materiales se tiene:

Licor refinado a 65° brix = 101 526 lb/hr

Licor refinado a 58° brix = 101 526  $\frac{65}{58}$  = 113 779 lb/hr

Agua evaporada a 75°F = 113779 - 101526 = 12253 lb/hr,

$$\lambda \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array} \right\} 75^\circ\text{F} = 1050 \text{ BTU/lb}$$

$$\lambda \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array} \right\} 25^\circ\text{F} = 933.7 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array} \right\} \begin{array}{l} 25^\circ\text{F} \\ \\ \text{Evap. de} \\ \text{película} \end{array} = 12253 \text{ lb/hr} \times \frac{1050 \text{ BTU/lb}}{933.7 \text{ BTU/lb}} = 13780 \text{ lb/hr}$$

#### 8.- CONSUMO DE VAPOR EN LOS CALENTADORES DE LICOR.-

Durante el proceso de la refinación del azúcar, el licor a refinarse es tratado con ciertos productos químicos-tales como el ácido fosfórico y algunos coagulantes que --



que secuestran las impurezas, llevándolas a la superficie del fluido y éste es bombeado por unas bombas aereadoras- que le producen espuma pasando entonces a un tanque de calentamiento clarificador de licor. En este equipo las- espumas formadas, conteniendo las impurezas son elimina- das mecanicamente por medio de unas paletas. En este - equipo la temperatura se incrementa en 25°C, ya que en el trayecto del disolutor al tanque clarificador la tempera- tura se ha abatido en ese rango.

Del balance de material anterior se tiene:

$$\begin{aligned} \text{Licor al refinado} &= \ell = 101,526 \text{ lb/hr.} \\ \Delta_t = 25^\circ\text{C} \quad C_p & \left. \vphantom{\Delta_t} \right]_{65^\circ\text{Brix}} = 0.61 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Por lo que:

$$\begin{aligned} Q &= 101,526 \text{ lb/hr} \times 0.61 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times 25^\circ\text{C} \times 1.8 = \\ &= 2,786,888 \text{ BTU/hr} \end{aligned}$$

Pero:

$$\left. \begin{array}{l} \lambda \\ 25\# \end{array} \right] = 933.7 \text{ BTU/lb}$$

Por lo tanto:

$$\begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ \left. \vphantom{\text{C.R.V.}} \right]_{\text{Calentador de}} \\ \quad \left. \vphantom{\text{C.R.V.}} \right]_{\text{licores.}} \end{array} = \frac{2,786,888}{933.7} = 2,984 \text{ lb/hr vapor}$$

Considerando que las pérdidas de calor en estos equipos de calentamiento son 15% se tendrá:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ \text{Calentador de} \\ \text{licores.} \end{array} \right\} = 2,984 \times 1.15 = 3,432 \text{ lb/hr.}$$

9.- CONSUMO DE VAPOR EN EL RECUPERADOR DE CALOR DEL LICOR FIL-

TRADO.- Después de la clarificación (proceso anterior), - el licor es pasado a unos filtros prensa (modelo Sweetland) dónde es filtrado de todos los productos químicos agrega - dos, (coagulantes, ácido fosfórico, etc.) y posteriormente debe pasarse a unas columnas de carbón para absorber com - pletamente el color.

Una vez pasado el licor a través del carbón, se elimina el carbón arrastrado en unos filtros prensa similares - a los anteriores. En esta etapa el licor ha perdido nueva - mente temperatura y su Brix ha bajado a 60°, por lo cuál - es necesario calentar para incrementar su temperatura en - 25°C.

De lo anterior se tiene:

$$\text{Licor al refinado} = l = 101,526 \text{ lb/hr.}$$

$$\Delta_t = 25^\circ\text{C}$$

$$\left. \begin{array}{l} C_p \\ 60^\circ \text{Brix} \end{array} \right] = 0.64 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \quad \left. \begin{array}{l} \lambda \\ 25\# \end{array} \right] = 933.7 \text{ BTU/lb.}$$

$$Q = 101,526 \text{ lb/hr} \times 0.64 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times 25^\circ\text{C} \times 1.8^\circ\text{F}/^\circ\text{C} = \\ = 2,923,948 \text{ BTU/hr.}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 25\# \end{array} \right] = \frac{2,923,948}{933.7} = 3,131 \text{ lb/hr}$$

Considerando una eficiencia del 15 % se tendrá:

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 25\# \end{array} \right] = 3,131 \times 1.15 = 3,601 \text{ lb/hr. vapor.}$$

10.- CONSUMO DE VAPOR EN LOS TACHOS DE REFINADO.- Este consumo se estimó anteriormente junto con los tachos de A, B y C.

11.- CONSUMO DE VAPOR EN LOS TANQUES DE MIEL DE LUBRICACION.-

La mieles de lubricación son mieles finales que se retornan a los cristalizadores de A, B y C, en muy pequeña cantidad, con el único fin de hacer más fluido el derrame de masa cocida. La cantidad de miel de lubricación no tiene un cálculo muy exacto, ya que se hace a partir de datos -

prácticos. Se estima en este caso que estos tanques son de masiado pequeños y no consumen más de 200 lb/hr. de vapor, - dato que se considerará cómo el consumo en este caso.

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ \text{25\#} \\ \text{Tanques de} \\ \text{miel de lubric.} \end{array} \right\} = 200 \text{ lb/hr.}$$

12.- CONSUMO DE VAPOR EN LOS FUNDIDORES DE GRANZAS.- El azúcar ya-refinado se pasa a un secador rotatorio dónde se obtiene - azúcar con 0.2 % de humedad. En este paso es común que el- azúcar no se seque en forma uniforme, sino que se formen - conglomerados de él (granzas), las mieles son fundidas y - mezcladas con agua hasta un brix de 65° para ser retorna - dos al tacho. La cantidad de granzas que se producen son - aproximadamente un 2 % del total de azúcar refinado produci - do; cómo ya dijimos se mezclan con agua a un brix de 65° y- su temperatura se eleva de 25 a 75°C para fundirse y retor- narse a los tachos de refinado.

$$\begin{aligned} G &= \text{Granzas} = \text{Azúcar refinada} \times 0.02 = \\ &= 60,781 \times 0.02 = 1,215 \text{ lb/hr.} \end{aligned}$$

$$\left. \begin{array}{l} G \\ \text{65°Brix} \end{array} \right\} = 1,215 \frac{100}{65} = 1,870 \text{ lb/hr.}$$

$$Q = 1,870 \text{ lb/hr} \times 0.61 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times (75-25)^\circ\text{C} \times 1.8 =$$

$$= 102,673 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 25\# \\ \text{Fundidores} \\ \text{Granzas} \end{array} \right\} = \frac{102,673}{933.7} = 110 \text{ lb/hr.}$$

### 13.- CONSUMO DE VAPOR EN LOS CALENTADORES DE PETROLEO A LA ENTRA-

DA.- El uso del petróleo combustible en un ingenio debe tomarse en cuenta, ya que en ocasiones no es posible utilizar bagazo, por ejemplo al arranque, también en el caso de que el bagazo esté mojado ó acaso que se esté consumiendo en otros lugares. Asi pues el petróleo que se recibe se descarga en una fosa de concreto que tiene un serpentín de calentamiento, ya que se trata de petróleo pesado (Bunker C ó petróleo # 6 de PEMEX), el cuál ha de ser calentado para abatir su viscosidad y poder ser manejado. La temperatura del petróleo será aproximadamente 30°C y se lleva a 110°C para bombearse. La cantidad de petróleo que se usa en un ingenio cómo repuesto es de 7 lt/T.C., por lo que considerando que el ingenio procesa 250 T.C.H. tendremos:

$$\text{Cantidad de petróleo} = P = 7 \frac{\text{lbs}}{\text{T.C.}} \times 250 \text{ T.C.H.} = 1,750 \frac{\text{lbs}}{\text{hr}}$$

$$e \left. \begin{array}{l} \\ \text{Petróleo} \end{array} \right\} = 1.04 \text{ kg/lt.}$$

$$C_p \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array} \right\} \text{Petr6leo} = 0.5 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 110 - 30^\circ\text{C} = 80^\circ\text{C} = 144^\circ\text{F}$$

$$Q = 1750 \frac{\text{lbs}}{\text{hr.}} \times 1.04 \frac{\text{kg}}{\text{lt}} \times 2,2046 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \times 0.5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 144^\circ\text{F} =$$

$$Q = 288,872 \frac{\text{BTU}}{\text{hr.}}$$

$$\lambda \left. \begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array} \right\} \text{25\#} = 933.7 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} \text{25\#} \\ \\ \\ \end{array} \right\} \begin{array}{l} \text{Calentadores} \\ \text{Petr6leo.} \end{array} = \frac{288,872 \text{ BTU/hr.}}{933.7 \text{ BTU/lb}} = 310 \text{ lb/hr.}$$

14.- CONSUMO DE VAPOR EN EL TANQUE DE PETROLEO.- El petr6leo - de la fosa se bombea a un tanque de una capacidad bastante alta. La cantidad que manejan las bombas de petr6leo combustible es de 100 G.P.M., saliendo por el tanque de combustible a trav6s de un calentador de succi3n, el cu6l eleva la temperatura desde 50°C hasta 110°C. Por lo cu6l el consumo de vapor ser6:

Cantidad de petr6leo por el calentador de succi3n = P

$$P = 100 \text{ G.P.M.} \times 3.785 \frac{\text{lbs}}{\text{gal}} \times 1.04 \frac{\text{kg}}{\text{lbs}} \times 2.204 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr.}}$$

$$P = 52,068 \text{ lb/hr petr6leo.}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{AT} \\ \text{Petr6leo} \end{array} \right\} = 60^{\circ}\text{C}$$

$$Q = 52,068 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^{\circ}\text{F}} \times 60^{\circ}\text{C} \times 1.8 = 2,811,672 \frac{\text{BTU}}{\text{hr.}}$$

$$\left. \begin{array}{l} \lambda \\ 25\# \end{array} \right\} = 933.7 \text{ BTU/lb}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{C.R.V.} \\ 25\# \\ \text{Tanque de} \\ \text{Petr6leo.} \end{array} \right\} = \frac{2,811,672}{933.7} = 3,012 \text{ lb/hr.}$$

15.- CONSUMO DE VAPOR EN EL TANQUE DE DIA.- El petr6leo pasa - del tanque de combustoli6, a un tanque m6s peque1o cuya ca pacidad es el consumo de petr6leo de un d6a. De este tan- que se bombea a las calderas a raz6n de 100 G.P.M. en for- ma intermitente. En este tanque la temperatura es incre- mentada desde 100°C hasta 150°C, por lo cu6l la cantidad - de vapor ser6:

$$\text{Cantidad de Petr6leo} = 100\text{GPM} \times 3.785 \frac{\text{lbs}}{\text{gal}} \times 60 \frac{\text{min}}{\text{hr}} \times 1.04 \frac{\text{kg}}{\text{lb}} \times 2.204 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}$$

$$P = 52,068 \text{ lb/hr.}$$

$$C_p \left[ \begin{array}{l} \\ \\ \end{array} \right. \begin{array}{l} \\ \\ \text{Petróleo} \end{array} = 0.5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \left. \vphantom{C_p} \right]_{25\#} = 933.7 \cdot \Delta T = 50^\circ\text{C}$$

$$Q = 52,068 \frac{\text{lb}}{\text{hr.}} \times 0.5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 50^\circ\text{C} \times 1.8 = 2,342,430 \frac{\text{BTU}}{\text{hr.}}$$

$$\text{C.R.V.} \left[ \begin{array}{l} 25\# \\ \\ \text{Tanque de} \\ \text{día.} \end{array} \right. = \frac{2,342,430}{933.7} = 2,509 \text{ lb/hr.}$$

16.- CONSUMO DE VAPOR EN EL CAMBIADOR DE CALOR DEL ALIMENTADOR-

DE PETROLEO A LA CALDERA.- El petróleo una vez que sale del tanque de día debe calentarse de  $150^\circ\text{C}$  a  $200^\circ\text{C}$ , para abatir su viscosidad y preveer pérdidas de calor en las tuberías, así mismo la eficiencia en la combustión será más alta. Por lo tanto la cantidad de vapor consumida será:

$$P = 100 \text{ GPM} \times 3,785 \frac{\text{lbs}}{\text{gal}} \times 1.04 \frac{\text{kg}}{\text{lt}} \times 2.204 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \times 60 \frac{\text{min}}{\text{hr.}}$$

$$P = 52,068 \frac{\text{lb}}{\text{hr.}}$$

$$\Delta T \left[ \begin{array}{l} \\ \\ \text{Petróleo} \end{array} \right. = 50^\circ\text{F} \quad C_p \left[ \begin{array}{l} \\ \\ \text{Petróleo} \end{array} \right. = 0.5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$Q = 52,068 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.5 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 50^\circ\text{C} \times 1.8 = 2,343,060$$

$$\lambda \left[ \begin{array}{l} \\ \\ 25\# \end{array} \right. = 933.7$$



$$\text{C.R.V.} \left. \begin{array}{l} 25\# \\ \text{Camb. de} \\ \text{calor petr6leo} \end{array} \right\} = \frac{2,343,060}{933.7} = 2,509 \text{ lb/hr vapor.}$$

17.- OTROS CONSUMOS DE VAPOR Y PERDIDAS.- Se estima que del consumo total de vapor de baja presi6n un 3 % se pierde por purgas en las turbinas, un 10 % se pierde en fugas tanto en v6lvulas, como tuberias y equipos y otro 10 % se pierde por eficiencia en otros equipos inclusive el desaareador; como estos datos son muy inexactos, dar un dato muy preciso para E, no ser6a l6gico, por lo cu6l se ajustar6a este valor a -- 350,000 lb/hr.

3.3.1.- RESUMEN DEL CONSUMO DE VAPOR DE BAJA PRESION.

<u>EQUIPO</u>	<u>CONSUMO</u>
Pre calentador	12,735 lb/hr.
Evaporadores	106,766
3 Tachos de A	41,955
2 Tachos de B	27,970
2 Tachos de C	13,984
3 Tachos de Refinado	41,955
Calentadores de masas	1,492
Calentadores de agua de lavado	2,637
Evaporador de pel6cula	13,780
Disolutor de az6car	5,950
Calentadores de licor	3,432

Recuperador de calor de licor filtrado	3,601
Tanques de miel de lubricación	200
Fundidores de granzas	110
Calentadores de petróleo a la entrada	310
Tanque de petróleo	3,012
Tanque de día	2,509
Calentador de petróleo a la caldera	<u>2,509</u>
	284,659 lb/hr
Consumo por pérdidas 23 %	<u>65,093</u>
 C.R.V. ]	 350,000 lb/hr
25#	

Es decir:  $E = 350,000 \text{ lb/hr.}$



QUIMICA



deberá ser la misma que pierdan las masas cocidas, por -  
lo cuál tendremos:

$$Q = 131985 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.44 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 28^\circ\text{C} \times 1.8 = 2926899 \frac{\text{BTU}}{\text{hr.}}$$

$$\left. \begin{array}{l} 95^\circ\text{C} \\ C_p \\ M_c \end{array} \right\} = 0.44 \quad \Delta T = 28^\circ\text{C}$$

$$\left. \begin{array}{l} 650^\circ\text{F} \\ \lambda \\ 275\# \end{array} \right\} = 951.5 \text{ BTU/lb}$$

De lo anterior el consumo de vapor de la unidad de  
absorción será:

$$\left. \begin{array}{l} \text{Unid de} \\ \text{absorción} \\ \text{C.R.V} \\ 275\# \end{array} \right\} = \frac{2926899}{951.5} = 3076 \text{ lb/hr.}$$

### 3.4.1.- RESUMEN DEL CONSUMO DE VAPOR DE ALTA PRESION EN EL INGENIO.

Resumiendo tenemos que el vapor total consumido de  
alta presión en el ingenio es:

<u>EQUIPO</u>	<u>CONSUMO</u>
Espreas. de los quemadores	3 300 lb/hr
Secador de azúcar	3 040 lb/hr
Unidad de absorción	<u>3 076</u> lb/hr
	9 416 lb/hr

Es decir: P = 9 416 lb/hr.

aire calentado por vapor. Según Hugot el vapor requerido para secar 100 lb de azúcar son 5 lb de vapor. En el balance de material, se ha calculado que se tienen 60781 lb/hr de azúcar refinado producido, por lo tanto:

$$\text{C.R.V.} \left\{ \begin{array}{l} \text{Secador} \\ \\ \\ 275\# \end{array} \right. = 60781 \frac{\text{lb azúcar}}{\text{hr}} \times \frac{5 \text{ lb vapor}}{100 \text{ lb azúcar}} = 3040 \text{ lb/hr.}$$

- 3.- CONSUMO DE VAPOR EN LA UNIDAD DE ABSORCION.- En varias partes del ingenio, tales como los cristalizadores rápidos, se necesita agua helada para enfriar las masas cocidas de los tachos de A, de B y de C, las masas cocidas - salen de los tachos aproximadamente a unos 95°C y en los cristalizadores hay una pérdida natural de 95°C a 73°C, - sin embargo para hacer crecer el cristal de azúcar es necesario emplear agua fría de 20°C como máximo, para bajar la temperatura de las masas a 45°C. El método para enfriar esta agua es emplear una unidad de absorción de Bromuro de litio, La cantidad de masa cocida que se produce en los tachos de A, de B y de C según el balance de materiales es:

131 985 lb/hr

Entonces la cantidad de calor cedida por el enfriador

## capítulo IV

CAPITULO IV.-

OBTENCION DE LA DEMANDA TOTAL Y PRESENTACION DE DATOS.-

4.1.- Cálculo del agua alimentada a la caldera:

Si se recuerda la ecuación 17 del capítulo II en la cuál se estableció que:

$$L = 0.1616222R + 1.1150159P + 0.9533936 E$$

Y así mismo se recuerdan los datos obtenidos en el capítulo III para R, P y E, que son los siguientes:

- A) Vapor de alta presión a turbinas R= 323 854 lb/hr
- B) Vapor de baja presión en el Inge  
nio. E= 350 000 lb/hr
- C) Vapor de alta presión en el In-  
genio. P= 9 416 lb/hr

De todo lo anterior podemos calcular la cantidad de agua que ha de suministrarse a las calderas del Inge nio, es decir, podemos obtener el valor de L.

Así que sustituyendo:

$$L = 0.1616222 \times 323\ 854 + 1.1150159 \times 9\ 416 + \\ + 0.9533936 \times 350\ 000 =$$

$$L = 396\ 528.74 \text{ lb/hr.}$$

4.2.- Cálculo del balance general cuándo se consume vapor de alta presión en el desaereador.

De acuerdo con lo establecido en el capítulo II se pueden determinar las demás incógnitas planteadas en el balance del sistema general.

Se resolverá primeramente el caso en que se usa vapor de alta presión al desaereador:

- a) Purgas a la caldera.-

$$T = 0.05 L$$

$$T = 0.05 \times 396\ 529$$

$$T = 19\ 826 \text{ lb/hr.}$$

- b) Vapor generado por las calderas.-

$$A = L - T$$

$$A = 396\ 529 - 19\ 826 = 376\ 703$$

$$A = 376\ 703 \text{ lb/hr.}$$

- c) Vapor autoevaporado en el tanque de purgas

$$F = 0.00835 L$$

$$F = 0.00835 \times 396\ 529$$

$$F = 3311.02 \text{ lb/hr.}$$

- d) Vapor de baja presión a la salida del saturador.

$$D = E - R - F$$

$$D = 350\ 000 - 323\ 854 - 3311$$

$$D = 22\ 835$$



e) Vapor de alta presión al saturador.

$$C = D \times 0.8550494$$

$$C = 22835 \times 0.8550494$$

$$C = 19525 \text{ lb/hr.}$$

f) Condensado requerido en el saturador.

$$S = D - C$$

$$S = 22835 - 19525 = 3310 \text{ lb/hr.}$$

$$S = 3310 \text{ lb/hr.}$$

g) Vapor requerido en el desaereador. Este valor se calculará cómo se ha establecido previamente primero para el caso en que el vapor que se use en el desaereador sea el de alta presión, por lo tanto se tendrá:

$$Q = L \frac{H_L - H_G}{H_A - H_G}$$

$$\begin{array}{l} \text{liq. sat.} \\ \left. \begin{array}{l} H_L \\ 15\# \end{array} \right\} = 220 \text{ BTU/lb} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{liq. sat.} \\ \left. \begin{array}{l} H_G \\ 180^\circ\text{F} \end{array} \right\} = 148 \text{ BTU/lb} \end{array}$$



tomando cómo base la ecuación 17', que es idéntica a la ecuación 17, por lo cuál el valor de L será igual que el calculado para la ecuación 17 y que es:

$$L = 0.1616222 R + 1.1150159 P + 0.9533936 E$$

Por lo tanto sustituyendo los valores de R, P y E, obtenidos en el capítulo III se tendrá:

$$L = 396528.74 \text{ lb/hr.}$$

De aquí las demás incógnitas se calcularán como sigue:

a) Purgas de la caldera.

$$T = 0.05 L = 0.05 \times 396529 = 19826 \text{ lb/hr.}$$

b) Vapor generado en la caldera.

$$A = L - T$$

$$A = 396529 - 19826 = 376703 \text{ lb/hr.}$$

c) Vapor autoevaporado del tanque de purgas.

$$F = 0.00835 \times 396529 = 3311 \text{ lb/hr.}$$

d) Vapor de baja presión a la salida del saturador.

$$D = E + Q' - R - F$$

$$D = 350000 + 27960 - 323854 - 3311 \text{ lb/hr.}$$

$$D = 50795 \text{ lb/hr.}$$

e) Vapor de alta presión a la entrada del saturador.

$$C = D \times 0.8550494$$

$$C = 50795 \times 0.8550494 = 43433 \text{ lb/hr.}$$

f) Condensado requerido en el saturador.

$$S = D - C$$

$$S = 50795 - 43433 = 7362 \text{ lb/hr.}$$

g) Vapor requerido en el desaerador. En este caso se calculará tomando en cuenta que es vapor de baja presión según se ha establecido previamente:

$$Q' = L \times 0.0705121$$

$$Q' = 396529 \times 0.0705121 = 27960 \text{ lb/hr.}$$

h) Condensados y agua de repuesto al desaerador.

$$G = L - Q'$$

$$G = 396529 - 27960 = 368569 \text{ lb/hr.}$$

i) Verificación del balance.

$$A = R + P + C$$

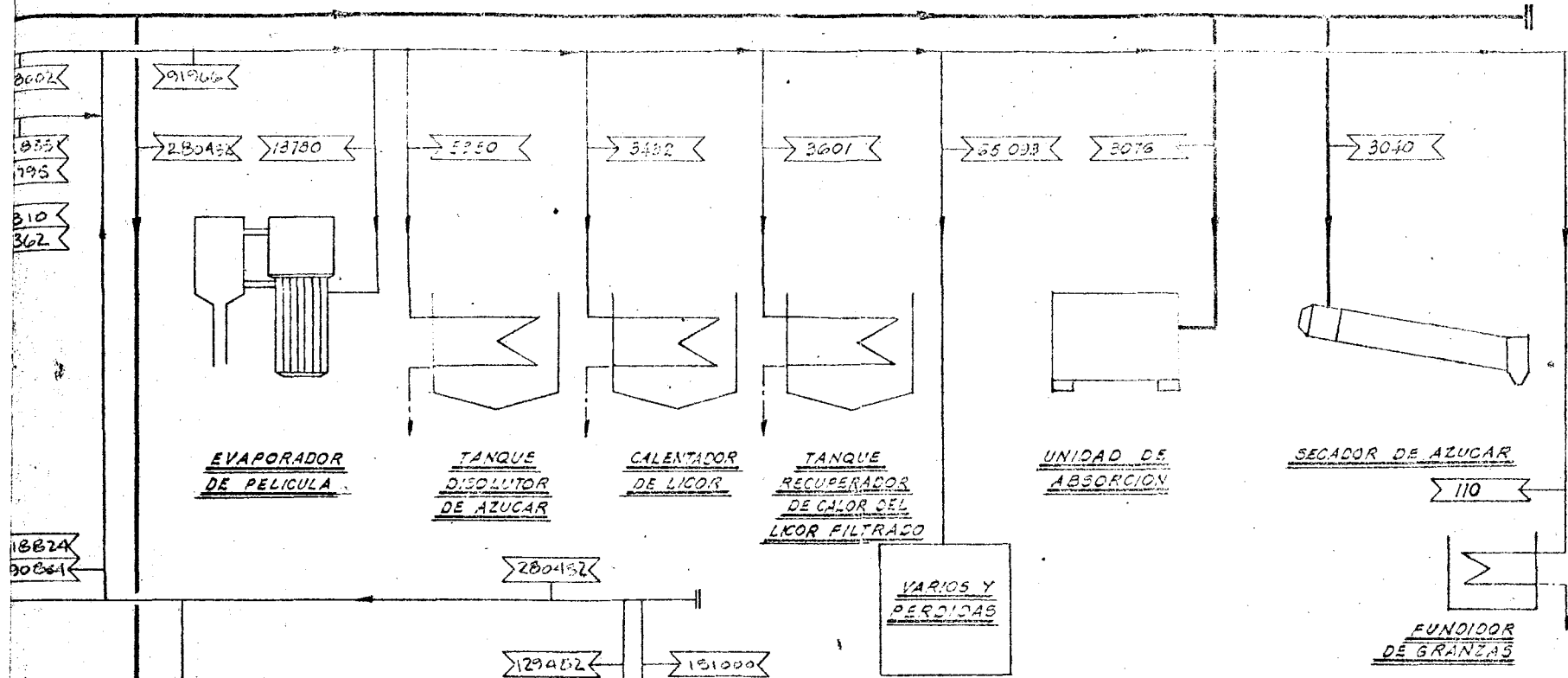
$$A = 323854 + 9416 + 43433 = 376703 \text{ lb/hr.}$$

Con lo cuál se comprueba que la ecuación 17' es correcta también para el caso en que se alimenta vapor de baja presión al desaerador.

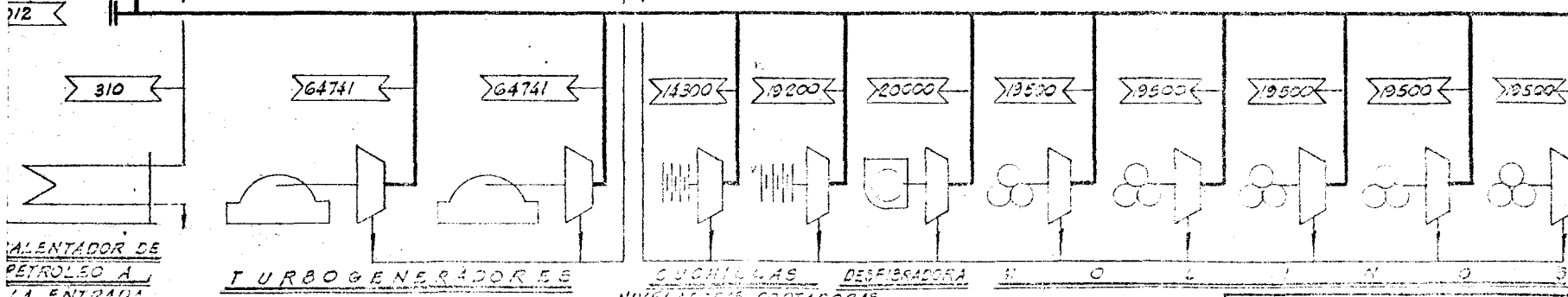
#### 4.4.- Presentación esquemática del Balance General.-

En forma esquemática y más objetiva, tenemos que en la figura # 3 se muestran los consumos en cada equipo y en cada cabezal, calculados en los capítulos ante-





——— VAPOR DE ALTA PRESION 275 PSIG.      ○ PRESION EN PSIG  
 - - - VAPOR DE BAJA PRESION 25 PSIG.      > FLUJO EN lb/hr  
 - - - CONDENSADO Y AGUA      > TEMPERATURA EN °F



BALANCE GENERAL DEL SISTEMA DE VAPOR  
 MANUEL ARTURO SANCHEZ GRANILLO  
 TESIS PROFESIONAL 1973

riores.

Nótese que éste es un diagrama de servicios de vapor y sólo se muestran en él, los equipos que lo consumen, así como las líneas que lo manejan.- Los datos que aparecen en el diagrama se explican por sí solos, ya que muestran el flujo normal en cada punto, y en cada equipo, así como los cabezales principales y además ha sido representado cada equipo por una figura esquemática típica del equipo en cuestión.

#### 4.5.- Importancia de estos cálculos en los resultados finales.

Estos cálculos son de gran importancia, porque nos permiten entre otras cosas, plantear el sistema general del equipo, calcular los diámetros de todas las tuberías de vapor, el arreglo de éstas en la planta, la evaluación de su costo y por supuesto permite calcular la cantidad total de vapor y seleccionar las calderas apropiadas. También permite el diseño del desaerador y otros equipos que se calculan como resultado de este balance como son la válvula saturadora, el tanque de condensados, el tanque flash, las bombas de alimentación a la caldera y los sistemas de dosificación de productos químicos.

## capítulo V



CAPITULO V. - SELECCION Y ESPECIFICACIONES DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DEL SISTEMA GENERADOR DE VAPOR.

Como hemos establecido en el capítulo anterior el balance general del sistema de vapor es fundamental para la selección y especificación de los equipos que componen este sistema. En este capítulo se especificarán los equipos que se consideran de mayor importancia en el sistema, a saber:

- 1.- Calderas
- 2.- Desaerador.
- 3.- Válvula saturadora.
- 4.- Bombas de alimentación de agua.
- 5.- Tanque de almacenamiento de condensados.
- 6.- Cabezal principal de vapor.

5.1.- Calderas.- Con el valor obtenido para el consumo general de vapor en el Capítulo IV ( $A = 376703 \text{ lb/hr}$ ) podemos definir que se necesitan 3 calderas de vapor de 150 000 lb/hr cada una, del tipo de tubos de agua. Las condiciones de diseño de presión y temperatura serán 300 psig y  $650^{\circ}\text{F}$  a la salida del sobrecalentador. Las calderas deberán proporcionar una sobrecarga 10 % arriba de la capacidad máxima continua durante 2 horas,

utilizando bagazo de caña de 51 % de humedad, como com -  
bustible y agua de alimentación a 180°F. Se deberán su-  
ministrar quemadores para petróleo pesado (PEMEX # 6), -  
que permitirán operar la caldera al 100 %, de su capaci-  
dad máxima continua usando este combustible. Las calde-  
ras deberán ser capaces de soportar un 5 % de pérdidas -  
de la alimentación de agua por purgas, sin que con esto-  
se vea afectada la producción de vapor.

En la selección de estas calderas puede observarse  
que en vez de 3 calderas de 150 000 lb/hr cada una, pu -  
dieran ser 4 de 100 000 lb/hr, sin embargo la cantidad -  
obtenida teóricamente de vapor (376 703 lb/hr) está muy-  
cercana a las 400 000 lb/hr y podría en algún momento da  
do haber una deficiencia de vapor por sobrecarga, y por-  
otra parte seleccionar 5 calderas de 100 000 lb/hr sería  
excesivo. La selección de 3 calderas de 150 000 lb/hr, -  
además de ser una solución más adecuada en cuanto a la -  
inversión ocasiona un menor costo de mantenimiento y un-  
número menor de personal de operación.

5.2.- Desaereador.- Del capítulo IV, se obtiene que la canti-  
dad de vapor que se alimenta al desaereador, deberá ser  
23908 lb/hr con vapor de alta presión y de 27960 lb/hr-  
con vapor de baja presión, por lo tanto podemos especi-

ficar que se necesita un desaereador de contacto directo tipo charolas, capaz de manejar 472500 lb/hr de agua operando a una presión normal de 15 psig y alimentando el agua a la caldera a 180°F. El tanque de almacenamiento del desaereador deberá tener una capacidad de 10 minutos el gasto de alimentación a la caldera, es decir aproximadamente de 10000 galones. El oxígeno disuelto en el agua a la salida del desaereador, no deberá exceder de 0.005 cm<sup>3</sup>/l como tal, de acuerdo con el método autorizado por el Heat Exchange Institute. Las condiciones de diseño de este desaereador serán 40 psig y 650°F. El material de construcción de la carcasa deberá ser de acero al carbón tipo A-285-C.

5.3.- Válvula Saturadora.- Para obtener el relleno de vapor de baja presión en el ingenio, quedó establecido en el capítulo IV como 19525 lb/hr de vapor para el caso en que se consume vapor de alta presión en el desaereador y 43433 lb/hr para el caso en que se consume vapor de baja presión en el desaereador, por lo que se puede seleccionar una válvula que maneje 50000 lb/hr de vapor que reduzca la presión de 275 psig y 650°F a 25 psig y vapor saturado. Este tipo de válvula podrá ser del tipo autocontroladora de velocidad y de acuerdo con el catálogo -

número 100 de Control Components, Inc. se necesita una -  
válvula de 6" tipo Self Drag con elemento controlador de  
velocidad.

- 5.4.- Bombas alimentadoras de agua.- Considerando que el gasto  
de agua de diseño a la caldera es de 472500 lb/hr, pode-  
mos decir que se deben alimentar 1000 G.P.M. de agua con  
una presión de descarga de 350 psig a una temperatura de  
diseño de 200°F. La solución más favorable es tener 3 -  
bombas de 500 G.P.M., siendo una de éstas de repuesto y -  
accionada por turbina.

El tipo de bomba que deberá usarse es centrífuga -  
horizontal con impulsor de bronce y carcasa de fierro -  
fundido.

- 5.5.- Tanque de almacenamiento de condensados.- El agua que -  
se alimenta a la caldera generalmente, proviene de con -  
densados, los cuáles se almacenan en un tanque, cuya ca-  
pacidad será 30 minutos el gasto de alimentación a la -  
caldera. Las características del tanque serán: Tanque-  
A.P.I. cilíndrico vertical, altura igual a diámetro, ta-  
pa cónica, fondo plano y un volúmen de 30 000 galones.  
El material debe ser acero al carbón tipo A-285-C.

5.6.- Cabezal principal de vapor.- El cabezal principal de vapor a la caldera deberá ser capaz de manejar 450 000 lb/hr a 275 psig y 650°F. La velocidad recomendable en este tipo de fluido es de 200 ft/seg por lo que el diámetro de la tubería principal será:

$$Q = 450\ 000\ \text{lb/hr}$$

$$V \begin{array}{l} \left. \begin{array}{l} 650^{\circ}\text{F} \\ \\ 275\# \end{array} \right\} = 2.2\ \text{ft}^3/\text{lb} \end{array}$$

$$v = 200\ \text{ft/seg}$$

A = Area de flujo

d = Diámetro.

$$A = \frac{450\ 000\ \text{lb/hr} \times 2.2\ \text{ft}^3/\text{lb}}{200\ \text{ft/seg} \times 3600\ \text{seg/hr}} = 1.375\ \text{ft}^2$$

$$A = \frac{\pi d^2}{4} \quad \text{de donde} \quad d = \sqrt{\frac{1.375\ \text{ft}^2 \times 4}{\pi}} = 2.64\ \text{ft}$$

$$d = 2.64\ \text{ft} \times 12\ \text{in/ft} = 31.5\ \text{pulgadas.}$$

El diámetro nominal inmediato superior al obtenido en el diseño es 36 pulgadas, por lo tanto éste será el diámetro del cabezal.

## conclusiones

## CONCLUSIONES

De acuerdo con lo expuesto en los capítulos precedentes se pudo observar que el método propuesto para calcular la demanda total de vapor en el ingenio, ha servido como punto de referencia para el cálculo de los equipos componentes del sistema generador de vapor y ha permitido balancear los consumos de vapor para aprovechar éste de una manera adecuada, es decir evitando al máximo sobrecargas innecesarias de vapor de alta presión.

Por otra parte éste método puede ser aplicado durante la operación de la planta corrigiendo las cargas en cada equipo ya sea que se trate de una mayor ó una menor demanda, teniendo así el gasto total adecuado en las calderas y el consumo de vapor necesario que ha de alimentarse al desaerador.

Por último puede decirse que el balance general de vapor es susceptible de ser utilizado con algunas ligeras modificaciones para cualquier otro tipo de plantas ó secciones de éstas que requieran una optimización en sus servicios de vapor.

## BIBLIOGRAFIA

- HUGOT, E. .- MANUAL PARA INGENIEROS AZUCAREROS.- Cía. - Editorial Continental, S.A.- México, D. F.- 1964.
- SPENCER - MEADE.- MANUAL DEL AZUCAR DE CAÑA.- Editorial - - Montaner y Simón, S.A. .- Barcelona, España.- 1967.
- KEENAN, KEYES, HILL, MOORE.- Steam Tables.- John Wiley & Sons, - - Inc. .- New York, U.S.A. .- 1969.
- CARDENAS, JORGE G. .- MANUAL AZUCARERO MEXICANO.- Cía. Editora- del Manual Azucarero, S.A. .- 15a. Edición.- México, D.F. .- 1972.
- COPPUS .- COPPUS TURBINES .- Catálogo # 200 .- Coppus Engineering Corporation .- Worcester, Mass. .- 1971.
- CONTROL COMPONENTS, INC. .- CATALOGO # 100 DE VALVULAS ATEMPERADO RAS.- Control Components, Inc. .- Irving, Calif. .- 1972.



- BABCOCK & WILCOX.- ESPECIFICACIONES PARA CALDERAS DE VAPOR.-  
Comunicación Privada.- 1973.
- PERRY, JOHN H.- CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK.- 4a. Edi--  
ción.- Mc Graw Hill Book Company Inc. .-  
New York.- 1963.
- SLACK. B. JOHN.- STEAM BALANCE; A NEW EXACT. METHOD.- -  
Hydrocarbon Processing.- March 1969.- -  
P.P. 154 - 156.- Vol. 48.