

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE QUIMICA**

**ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA  
PRODUCTORA DE PILONCILLO Y  
APROVECHAMIENTO DE SUS SUBPRODUCTOS  
EN TEPECHICOTLAN, EDO. DE GUERRERO**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE**

**INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A N**

**Horacio Leobardo Aragón Calvo  
y Valente Vargas Camargo**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

CLAS. TESIS

AÑO \_\_\_\_\_

FECHA 1970

NÚM. M. t. 10



QUINICA

*JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA*

*PRESIDENTE: Prof. Héctor M. López Herrera*  
*VOCAL: Prof. Guillermo Carsolio Pacheco*  
*SECRETARIO: Prof. Cutberto Ramírez Castillo*  
*1er. SUPLENTE: Prof. Julio Cordero García*  
*2o. SUPLENTE: Prof. José Luis Padilla de Alba*

*LITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:*

*Biblioteca de la Facultad de Química y*  
*Hacienda de Tepechicotlán Edo. de Gro.*

*SUSTENTANTES:*

*Horacio Leobardo Aragón Galvo.*  
*Valente Vargas Camargo.*

*ASESOR:*

*Ing. Héctor M. López Herrera.*

*A nuestros padres*

*A nuestras esposas*

*A nuestros hijos*

*A la memoria de mis abuelos  
Ing. Agustín Aragón y León  
Timoteo Calvo Salazar*

*A nuestros hermanos*

*Al pueblo de Tepechicotlán*

Al Ing. López Herrera

Con agradecimiento por  
su valiosa cooperación.

## I N D I C E

<b>CAPITULO I</b>	
<i>Introducción</i>	Pág 1
 <b>CAPITULO II</b>	
<i>Descripción del proceso</i>	6
<i>Extracción del guarapo</i>	6
<i>Clarificación</i>	6
<i>Evaporación</i>	7
<i>Tratamiento final de la meladura</i>	7
<i>Moldeado de la meladura</i>	8
 <b>CAPITULO III</b>	
<i>Cálculo del Equipo</i>	10
<i>Manejo de la caña</i>	10
<i>Departamento de moltenida</i>	20
<i>Planta de vapor</i>	31
<i>Clarificación</i>	36
<i>Equipo de bombeo</i>	45
<i>Evaporación</i>	47
<i>Cocimiento</i>	59
<i>Cristalización</i>	62
<i>Tanqueria</i>	63
 <b>CAPITULO IV</b>	
<i>Análisis Económico</i>	68
<i>Inversión Fija</i>	68
<i>Costo de Producción</i>	71
<i>Gastos de Admon. y Venta</i>	74
<i>Capital de Trabajo</i>	74
<i>Estado de Pérdidas y Ganancias</i>	74



<i>Rentabilidad</i>	75
<i>Tiempo de recuperación de la Inversión</i>	75
<i>CAPITULO V</i>	
<i>Aprovechamiento de los Subproductos</i>	75
<i>Fabricación de Aguardiente</i>	75
<i>Generalidades</i>	75
<i>Cálculo del Equipo</i>	76
<i>Análisis Económico</i>	96
<i>Fabricación de Carbón Activado</i>	100
<i>Generalidades</i>	100
<i>Usos</i>	101
<i>Demanda Fluctuante</i>	101
<i>Proceso de Fabricación</i>	101
<i>Capacidad de Producción</i>	103
<i>CAPITULO VI</i>	
<i>Conclusiones</i>	104
<i>BIBLIOGRAFIA</i>	105

## INTRODUCCION

El piloncillo llamado también panela o chanceca, términos con los cuales se designa el azúcar sin purgar, contiene toda la sacarosa extraída y además materias solubles nutritivas no sacarosas (azúcares reductores, minerales etc.).

Tiene básicamente tres usos que son: a) En la elaboración de roncs, aguardientes y en algunas otras bebidas alcohólicas. b) Edulcorante; como edulcorante juega un papel muy importante en la dieta del campesino debido a la gran cantidad de calorías que suministra. c) En la elaboración de dulces típicos.

El piloncillo en México tiene muy poco control gubernamental ya que las estadísticas existentes más recientes datan de 1947 en donde el piloncillo representaba el 25% del azúcar que se producía en México.

En esa época la población total del país era de 23,653,552; dividida en 7,696,111 población urbana 15,757,441 población rural. (principal consumidora del producto), el consumo per cápita fue de 6.8 Kg. Los principales Estados que lo consumieron fueron Veracruz, San Luis Potosí, Jalisco, Chiapas y Guerrero; Veracruz y Guerrero consumieron más piloncillo que azúcar por cabeza.

En la actualidad la población total del país asciende a 54,716,000 ; siendo 34,600,000 población urbana y 19,733,000 población rural, aún cuando no se tienen estadísticas del consumo actual, si hay antecedentes de que varios Estados continúan fabricándolo, y a pesar de que la tasa anual de crecimiento de la población rural (0.7%) va disminuyendo debido al aumento en la tasa anual de crecimiento de la población urbana (5.1%), existe suficiente demanda del producto, debido al ritmo de crecimiento del

país que es de 3.5% anual.

Objetivo.- El objeto fundamental de este trabajo es crear una fuente de ingresos para los campesinos del Estado de Guerrero, en particular los del poblado de Tepechicotlán, ampliando y mejorando la fábrica de piloncillo que trabaja en la Hacienda de Tepechicotlán. Dicha Hacienda se encuentra localizada en el poblado del mismo nombre al Sureste de Chilpancingo capital del Estado de Guerrero.

#### Generalidades :

Infraestructura.- Hay una carretera que comunica con la carretera México-Acapulco. El agua proviene de los manantiales de Petaquillas, Gro. La energía eléctrica la proporciona la comisión federal de electricidad de su planta situada en el poblado de Colotlpa Gro., situado a 35 Km de Tepechicotlán.

Apastecimiento de caña.- Con el gobierno del General Lázaro Cárdenas los terrenos propiedad de la Hacienda fueron expropiados y convertidos en ejido, dejando varias hectáreas que son las que proveen de caña al trapiche, sin embargo los ejidatarios continúan sembrando caña que procesan en la Hacienda previa renta del equipo.

El acarreo de la caña se hace mediante carretas tiradas por bueyes propiedad de la hacienda y de los ejidatarios.

Antecedentes.- Actualmente se elabora piloncillo de una manera muy rústica y con el siguiente equipo : a) Dos molinos marca The Geo. L. Squier Mfg Co. Buffalo, N.Y. U.S.A. de tres mazas de 11 1/4" de diámetro por 16 3/8" de largo, uno se mueve con motor de gasolina y el otro movido por -----

una rueda hidráulica la cual a su vez es movida por una caída de agua proveniente de un tanque hecho de mampostería de unos 10 m de diámetro por 3 m de profundidad.

b) Un tanque de mampostería de 2 m. de largo por 1 metro de ancho y 0.7 m. de profundidad, que sirve para recolectar el guarapo proveniente de los molinos, en ese tanque se hace la defecación.

c) Un tren de ocho pailas hechas de fondo de cobre rematadas con madera en las cuales se calienta el guarapo hasta el punto de gancho, aquí mismo se elimina con unos cucharones la espuma que contiene las impurezas, esto lógicamente no elimina la mayor parte de ellas. Se calientan estas pailas mediante hornos que quedan directamente abajo de ellas y que son alimentadas con el bagazo proveniente de la mollienda, que como es muy deficiente (debido al mal estado de los molinos), deja al bagazo con gran cantidad de jugo (muy húmedo), con la consiguiente pérdida de producción y dinero, por este motivo tiene que dejarse secando durante más o menos 24 horas para poder ser utilizado en los hornos.

d) Se tienen varios cajones de madera de 1.6 m. de largo por 0.6 m. de ancho y por 0.6 m. de altura, en los cuales se vacía finalmente la meladura para su enfriamiento, el cual se hace mediante agitación manual con unas paletas de madera.

e) Finalmente se tienen moldes de barro en los cuales se vacía la meladura casi a punto de solidificarse para que se moldee perfectamente reposando varias horas.

Anteriormente las mieles finales eran utilizadas para producir aguardiente, la fábrica ya no trabaja.

Todo el equipo se encuentra en muy mal estado por este motivo no se aprovechará. Sin embargo los edificios que son de mampostería con estructura de madera y techos de teja, si serán utilizados, con sus respectivos cambios y modificaciones.

Los subproductos de la elaboración del piloncillo que son dos básicamente, el bagazo y la cachaza, se utilizarán en la fabricación de carbón activado (bagazo sobrante de las calderas) y en la fabricación de aguardiente la cachaza.

## CAPITULO II

### DESCRIPCION DEL PROCESO.-

El proceso de fabricación de piloncillo a partir de caña de azúcar puede describirse en términos generales de la siguiente forma:

La caña es alimentada al conductor por medio de la grua de campo y la mesa alimentadora para ser conducida al departamento de molienda.

2.1- Extracción del guarapo: La extracción del guarapo (jugo) se hace mediante la compresión de la caña en cilindros de gran tamaño, preparándola previamente haciéndola pasar por una cuchillas que cortan la caña para posteriormente hacerla pasar por los molinos.

Los molinos son generalmente unidades múltiples entre las cuales pasa la caña para efectuar la extracción del jugo o guarapo. El bagazo obtenido del último molino es conducido a la caldera para servir de combustible.

El guarapo extraído es recogido en unos depósitos instalados en la parte inferior de los molinos llamados pachaquiles, en los cuales es separado el bagacillo, el jugo obtenido pasa a ser almacenado a un tanque.

2.2- Clarificación: El jugo proveniente de los molinos, que es ácido, turbio y de color verde oscuro es alcalinizado en un tanque agregando una lechada de cal, en este momento es cuando principia a efectuarse la defecación, después de esta defecación el guarapo es bombeado a los calentadores, donde se calienta a una temperatura superior a la de ebullición esto es para favorecer la defecación.

\*

La operación de defecación se efectúa en unos tanques llamados defecadores, en esta operación el guarapo debe mantenerse caliente hasta el punto de ebullición, o un poco más allá de este punto, de esta manera se coagula la albúmina y algunas de las grasas, ceras y gomas y mediante la sedimentación se logra la separación de los lodos formados.

Los defecadores están equipados con un serpentín, con el objeto de mantener una temperatura constante y de esta manera controlar un PH el cual varía, hasta casi 8; con esto tenemos una clarificación no tan estricta como en la fabricación de azúcar puesto que la fabricación de piloncillo no requiere una clarificación completa.

La cachaza proveniente de esta clarificación se almacena en un tanque (tanque cachacero) para posteriormente ser utilizada en la elaboración de aguardiente.

**2.3- Evaporación:** El guarapo clarificado que posee casi la misma composición que el guarapo crudo extraído, con la excepción de las impurezas precipitadas que fueron separadas con el tratamiento con cal, es pasado a un tanque distribuidor cuya función es permitir una buena distribución del mismo a los evaporadores.

El guarapo contiene aproximadamente el 85% de agua de la cual se tienen que evaporar las dos terceras partes, para lo que se utilizarán evaporadoras abiertas (a presión atmosférica) primera opción, o un doble efecto, como segunda opción.

**2.4- Tratamiento final de la meladura:** La meladura proveniente de los evaporadores, que tiene un contenido aproximado de 65% de sólidos y un 35% de agua, es descargada a los tachos de dar punto, que

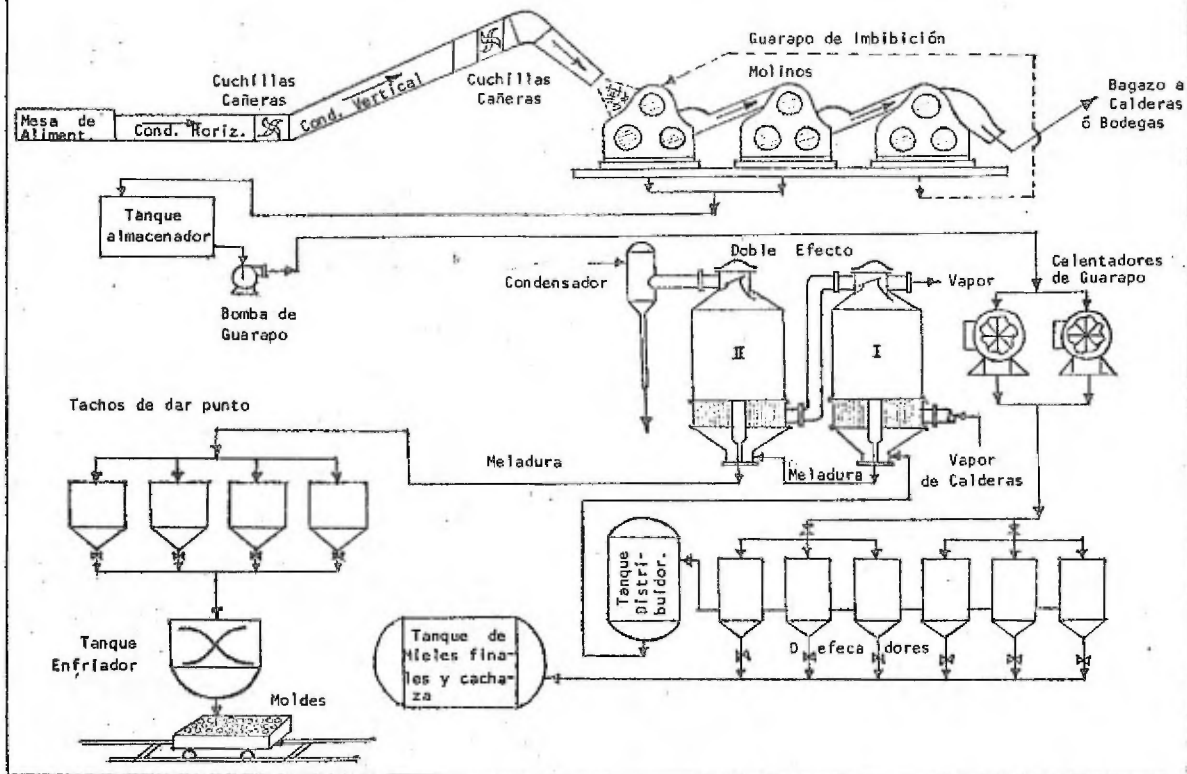
-4

son unos tanques cilindricos de fondo cónico, de poca profundidad con el objeto de facilitar su operación (dar punto ).

2.5- Moldeado de la meladura: La meladura obtenida a un punto determinado que en la fabricación del piloncillo se llama de gancho, es pasada a un tanque provisto de un agitador de paletas para facilitar el enfriamiento. Posteriormente la meladura es vertida en los moldes, los cuales se pasarán a un salón donde reposarán hasta que la meladura este completamente fria y pueda ser separada de los moldes, quedando así el producto listo para ser empacado en cajas de cartón o simplemente en costales de yute para ser puesto a la venta.



DIAGRAMA DE FLUJO DE FABRICACION DE PILONCILLO



VH

\*

### CAPITULO III

**CALCULO DEL EQUIPO:** El cálculo del equipo será dividido en nueve secciones que son: 1) Manejo de la caña, que a su vez comprende la báscula para pesar caña, la mesa de alimentación, el conductor de caña y las cuchillas cañeras.

2) Departamento de molienda, comprende los molinos.

3) Planta de vapor, comprende conductor de bagazo, calderas y chimenea.

4) Clarificación, comprende alcalizadores, defecadores y calentadores.

5) Equipo de bombeo, comprende bomba para elevar el guarapo desde el tanque almacenador hasta los calentadores; el resto del flujo se mueve por gravedad.

6) Evaporación, (1a. alternativa) comprende evaporadoras a presión atmosférica, (2a. alternativa) doble efecto, condensador y bomba de vacío.

7) Cocimiento, Comprende tachos de dar punto.

8) Cristalización, comprende enfriador.

9) Tanquería, comprende tanque almacenador, tanque distribuidor, tanque para agua caliente, tanque para mieles finales y cachaza, tanque para petróleo y tanque para sosa.

#### 3.1- Condiciones de operación:

a) Determinación de la extracción.

§ Fibra en caña-----	14 %
T.C.H. (tons. de caña por hora)----	7.5
P.C.D. (tons. de caña por día)-----	180
§ tiempo perdido por día -----	12
Sacarosa aparente § de bagazo ----	3.3

	°Brix	Fibra	Humedad	Pol.	Pureza aparente
Jugo primario.	20	17.1			85.5
Caña.		14 ‰			
Bagazo.			45 ‰	2.32	

Cantidad de bagazo:  $B = \frac{100 f}{F}$

Peso del bagazo ‰ caña  $B = \frac{100 \times 14}{52} = 27 \%$

Azúcar en el bagazo ‰ caña  $= \frac{27 \times 2.2}{100} = 0.59 \%$

°Brix guarapo  $K = 1 - 0.002 f = 0.972$

°Brix =  $20.0 \times 0.972$

°Brix = 19.4

Extracción ‰ caña  $= 14.6 - 0.59 = 14.01$

Extracción ‰ azúcar en la caña  $= \frac{14.01 \times 100}{14.6} = 95.9$

Relación de extracción  $= \frac{(100 - 95.9)100}{14} = 29.3$

Jugo ‰ extraído ‰ de caña  $= \frac{(100 - 14.01)95.9}{100} = 82.5$

b) Bases para el cálculo:

Días de zafra	-----	90
Toneladas de caña molida por hora	-----	7.5
Toneladas de caña molida por día	-----	180
Molienda por zafra (toneladas)	-----	16200
Rendimiento	-----	18.5%
Toneladas de piloncillo producido	-----	3000
Tiempo perdido en ‰ de tiempo total	-----	15.0%
‰ Extracción	-----	82.5

Brix guarapo-----	20°
Brix meladura-----	65°
Brix final-----	70°

✱ 3.1- MANEJO DE LA CAÑA:

Mesa de alimentación.- La principal función de una mesa de alimentación es mantener sobre el conductor una carga uniforme y constante de caña.

Consiste de una plataforma rectangular colocada perpendicularmente al conductor de caña, dicha plataforma es movida por un motor eléctrico independiente que funciona intermitentemente de acuerdo a las necesidades de alimentación de caña al conductor. †

Cálculos y costos:

$S =$  Superficie de la mesa ( $m^2$ )

$S = 0.6 C$

$C = T.C.H. = 7.5$

$S = 0.6 \times 7.5 = 4.5 m^2 = 48.4 \text{ pies}^2$

$v =$  velocidad (se supone de 3 a 6 m/min.)

$T =$  Potencia del motor.

$T = 0.5 S = 0.5 \times 4.5 = 2.25 \text{ HP}$

Una mesa de alimentación de 2.5 m (8.2 pies) - por 1.8 m (5.87 pies), compuesta de reductores de velocidad con acople a motor eléctrico de 2.25 HP montados en su base, coples, cuñas, chumaceras y cadenas de transmisión y conducción. Costo \$ 30,000.00

Costo de la estructura que soportará la mesa:

Vigueta de 6"	10 m	230 Kg.	\$	736.00
Vigueta de 4"	3 m	35 Kg.		112.00
Angular de 6" X 1/2"	2 m	58 Kg.		142.95
Angular de 6" X 1/2"	2 m	48 Kg.		118.45
Angular de 4" X 3/2"	1 m	16 Kg.		40.45
Angular de 3" X 1/2"	10 m	140 Kg.		355.25
		527 Kg.	\$	1505.10

Soldadura 527 Kg. X \$ 3.50 X 0.05	\$ 225.00
Hano de Obra 527 Kg. X \$ 1.50	790.00
Costo total estructura:	2520.10
Precio de la mesa LAB. planta:	<u>30,000.00</u>
Costo total mesa y estructura:	32,520.10
Costo total adoptado s/instalar	\$ 33,000.00

\*Conductor de caña. - Es el medio usado normalmente para transportar la caña del patio de descarga hacia la parte superior de los molinos, en el departamento de molienda.

Es una especie de tablero movedido, constituido por tablillas de acero o de madera, fijas en una banda que gira continuamente entre dos poleas colocadas en los extremos del conductor.

Consta de dos partes, una que se encuentra colocada en forma horizontal y la otra inclinada a  $21^{\circ}$  con respecto a la horizontal.

La velocidad del conductor no se puede fijar de una manera absoluta debido a que en ella influyen diversos factores, adoptandose en este caso un valor igual a la mitad de la velocidad de los molinos, es decir una velocidad de 4 m/min.

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

Cálculos y costos:

$$L = \text{Longitud parte horizontal (m)}$$

$$L = 16.5 (C)^{1/3} = 16.5 (7.5)^{1/3}$$

$$L = 32.4 \text{ pies} = 9.8 \text{ m}$$

Longitud parte inclinada:

$$\text{Altura} = 23 \text{ pies} = 7 \text{ m}$$

Angulo de inclinación =  $21^{\circ}$

Longitud parte inclinada = 64 pies = 19 m

Velocidad: *Hugot* recomienda 6 m/min.

$P_T = \text{Potencia} = P_f + P_e$

$P_f = \text{Potencia para vencer la fricción.}$

$P_e = \text{Potencia de elevacion.}$

$$P_f = [(Q + K)f + Kf' / 60 \times 75] v \lambda$$

$Q = 1000CZ_c / 60 \quad v = 1200 \text{ Kg.}$

$K = Z_T / 2 (2p + p')$

$Q = \text{Peso de la caña sobre el conductor.}$

$C = T.C.H.$

$Z_c = \text{Parte cargada del conductor} = 28.8 \text{ m}$

$v = \text{velocidad} = 4 \text{ m/min.}$

$K = \text{Peso de la parte superior del cond.}$

$Z_T = \text{Long. total desarrollada por el cond.}$

$Z_T = 57.6 \text{ m}$

$p = \text{Peso por unidad de long. de la cadena}$

$p = 15.8 \text{ lb/pie} = 23.6 \text{ Kg/m}$  (datos tomados de Cadenas Webster  $\alpha$ -21-24)

$p' = \text{Peso de las tablillas por metro de ancho.}$

$p' = 15.4 \text{ lb} = 7.0 \text{ Kg}$  (Cadenas Webster largo aproximado 30 pulg. = 78 cm.)

$\lambda = \text{constante} = 1.45$

$K = 28.8 (47.2 + 7.0) = 1560 \text{ Kg.}$

$$P_f = \frac{(1200 + 1560)0.6 + 1560 \times 0.1}{4500} \times 4.35 = 1.66 \text{ HP}$$

$$P_e = (1000CZH / 3600 \times 75) \lambda$$

$$P_e = \frac{1000 \times 7.5 \times 7}{270000} \times 1.45 = 0.283 \text{ HP}$$

$$P_T = 1.66 + 0.283 = 1.943 \text{ HP}$$

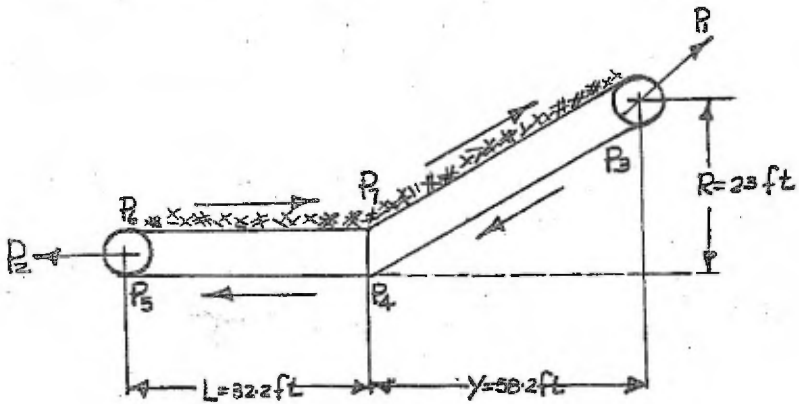
Cantidad de tablillas:

$$\text{Pitch} = 15.2 \text{ cm.}$$

$$5760/15.2 = 379 \text{ tablillas}$$

Cantidad de eslabones en la cadena---- 379

Potencia del conductor.- (Según catálogo Lay-out, conductor tipo L).



$$\text{HP} = \text{Potencia del conductor} = \frac{P \text{ SK}}{33000}$$

$$P_1 = P_6 - P_5$$

$$P_4 = N ; \text{ Si } R/Y \text{ es mayor que } C$$

$$R/Y = 23/58.2 = 0.395$$

$$C = 1.0/d/D$$

$$A = \text{factor para roles no lubricados} = 0.4$$

$$D = \text{Diam. de los roles de la cadena} = 2''$$

$$d = \text{Diam. de bujes} = 0.5''$$

$$C = 0.4 \times 0.5 / 2 = 0.1$$

$$R/Y \text{ es mayor que } C, \text{ por lo que } P_4 = N$$

$$N = \frac{WV}{8z} + Wz$$

$W = \text{Peso total del conductor (cadena, tablillas etc.)} = 3120 + 1359 + 403 = 4882 \text{ Kg}$

$W = 4882 \text{ Kg.} = 10740 \text{ lb}/189.5 \text{ pies}$

$z = (0.375UV)^{1/2} \text{ en pies.}$

$U = \text{Longitud parte horizontal no soportada.}$

$U = 32.2 \text{ pies}$

$V = \text{longitud total} - U = 189.5 - 32.2$

$V = 157.3 \text{ pies.}$

$z = (0.375 \times 157.3 \times 32.2)^{1/2} = 43.6 \text{ pies.}$

$H = \frac{56.7 \times 157.3}{8 \times 43.6} + 56.7 \times 43.6 = 2728 \text{ lb.}$

$P_4 = 2728 \text{ lb.}$

$P_5 = P_4 + L.C.W = 2728 + 32.2 \times 0.1 \times 56.7$

$P_5 = 2911 \text{ lb.}$

$P_6 = 1.2P_5 = 1.2 \times 2911 = 3493 \text{ lb.}$

$P_7 = P_6 + L(CW + CM + k^2G)$

$k^2G = 0 \text{ debido a que son factores con valor muy pequeño.}$

$M = \text{Peso del material sobre el conductor.}$

$M = 1200 \text{ Kg.} = 2640 \text{ lb}/94.7 \text{ pies} = 27.8 \frac{\text{lb.}}{\text{pie.}}$

$P_7 = 3493 + 32.4(0.1 \times 56.7 + 0.1 \times 27.8)$

$P_7 = 3767 \text{ lb.}$

$P_8 = P_7 + Y(CW + CM + k^2G) + R(W + M)$

$P_8 = 3767 + 58.2(8.45) + 23(56.7 + 27.8)$

$P_8 = 6200 \text{ lb.}$

$P_1 = P_8 - P_5 = 6200 - 2911 = 3289 \text{ lb.}$

$HP = \frac{P_1 \cdot S \cdot K}{33000}$

$S = \text{Vel. del conductor} = 4 \text{ m/min.} = 13.2 \text{ pies/min.}$



$K = \text{Factor para cadena no lubricada} = 1.15$

$$HP = \frac{3289 \times 13.2 \times 1.15}{33000} = 1.8$$

*Diámetro de las flechas.*--

$w = \text{Resist. del diente del engrane, 75 dientes.}$

*Cara igual a 8 pulg.*

*Paso circular igual a 2.5133 pulg.*

*Diámetro de paso igual a 60 pulg.*

*Fórmula de Lewis Barth.*--  $W = S.p.f.Y \frac{600}{600+V}$

*Si el conductor trabaja a 5 r.p.m*

$$V = \frac{60 \times 5 \text{ rev. pie}}{\text{min.} \times 12 \text{ plg.}} = 25 \frac{\text{pies}}{\text{min.}}$$

$$W = 15000 \times 2.5133 \times 8 \times 0.134(600/625)$$

$$W = 38,800 \text{ lb.} \quad \left\{ \begin{array}{l} Y = 0.134 \\ S = 15000 \\ p = 2.5133 \\ f = 8 \end{array} \right.$$

$$HP = \frac{W V}{33000} = \frac{38,800 \times 25}{33,000} = 29.4 \text{ HP/diente}$$

*como trabajan cuando mends 3 dientes engranados son 88 HP.*

$$\text{Flecha motriz } d = \sqrt[3]{\frac{90 \times HP}{r.p.m}}$$

$$\text{Flecha de cola } d = \sqrt[3]{\frac{50 \times HP}{r.p.m}}$$

$$d = \sqrt[3]{\frac{90 \times 88}{1200}} = 1.9 \text{ plg.} \text{--- Flecha motriz}$$

$$d = \sqrt[3]{\frac{50 \times 88}{1200}} = 1.5 \text{ plg.} \text{--- Flecha de cola}$$

Esfuerzo total en la cadena.- (Referencia Tromp.)

$$P_{ch} = (W + W_1) X (\text{sen} + \text{cos} )$$

$$P_{ch} = \text{Esfuerzo total en la cadena.}$$

W = Peso de la caña sobre el conductor.

$$W = 1200 \text{ Kg.} = 2650 \text{ lb.}$$

W<sub>1</sub> = Peso promedio de la cubierta.

$$W_1 = 1560 \text{ Kg.} = 3440/2 = 1720 \text{ lb.}$$

= Angulo de inclinación del conductor.

$$= 21^\circ$$

= coeficiente de fricción = 0.15

$$P_{ch} = (2650 + 1720) (\text{sen } 21^\circ + \text{cos } 21^\circ \times 0.15)$$

$$P_{ch} = 4370 \times 0.498 = 2170 \text{ lb. al tirón}$$

$$F = \text{Factor de diseño} = 8$$

$$P_{ch} = 2170 \times 8 = 17260 \text{ lb. (Esfuerzo de ruptura).}$$

Conclusión.- Se seleccionó la cadena de acero con ro-  
les (liviana), tipo 196 (1) de Povel S.A que tiene  
una resistencia de 25,000 lb., tablillas tipo A de  
1/8 de plg. también de Povel S.A.

Un conductor de caña de 80 cm (2.64 pies), de  
ancho, por 9.8 m de longitud horizontal, 19 m de-  
longitud inclinada y 7 m de alto.

Cadena de acero con roles liviana	de 57.6m de		
longitud total.	57.6 m	\$ 412.50	\$ 23,800.00
Tablillas modelo A-1/8"	379	\$ 53.60	20,300.00

Sprokets	150 Kg.	\$ 15.00	2,250.00
Motor Fairbanks-Morse 3 HP 1000/1200 r.p.m.			
tipo K2K			<u>2,540.00</u>
Precio total del conductor			48,890.00
Precio total adoptado			\$ 50,000.00

Costo de la estructura que soportará el cond:

Vigueta de 6"	47 m	1081 Kg.	3,459.00
Vigueta de 4"	38 m	430 Kg.	1,376.00
Canal de 4"	62 m	506 Kg.	1,620.20
Angular de 3" X 3/8"	145 m	1554 Kg.	3,807.30
Angular de 2 1/2" X 3/8"	37 m	329 Kg.	806.05
Solera de 3" X 1/2"	90 m <sup>2</sup>	9180 Kg.	29,376.00
Placa de 1/4"	160 m <sup>2</sup>	8000 Kg.	<u>19,600.00</u>
		21080 Kg.	\$ 60,044.55
Soldadura 21,080 Kg X \$ 8.50 X 0.05			8,959.00
Mano de Obra 21,080 Kg. X \$ 1.50			31,600.00
Costo total estructura:			100,603.55
Precio del conductor L.A.B. planta:			<u>50,000.00</u>
Costo total del conductor y estructura:			150,603.55
Costo total adoptado sin instalar:			\$ 151,000.00

\*Cuchillas cañeras.— El trabajo de las cuchillas convierte a las cañas enteras en un material formado — por pedazos cortos y pequeños que forman una masa compacta que cae fácilmente en la tolva de alimentación y que los molinos tomarán sin dificultad absorbiéndola de una manera continua, son una parte muy útil del equipo y se pagan a sí mismas muy rápidamente.

Utilizando dos juegos de cuchillas, el primero al principio de la parte inclinada del conductor que trabajaría como nivelador y el segundo en la parte

alta del mismo que tendría como función completar el corte de la caña con un ajuste más cercano a las tablillas, se puede eliminar la desmenuzadora y por lo tanto bajar los costos fijos.\*

Se usará una velocidad de rotación más o menos grande para que se obtengan pedazos muy pequeños de caña y se aumente así la eficiencia del tandem de molienda.

Cálculos y costos:

Se calculará primero el segundo juego ya que es el que tiene las condiciones más drásticas y el primero se calcula en función de este.

$p_2$  = Paso; Intervalo que separa los círculos de rotación uno de otro, o los planos de corte de 2 hojas sucesivas.

$$p_2 = 50 \text{ mm} = 5 \text{ cm}$$

$N_2 = L/p_2 - 1$ ;  $N_2$  = Núm. de hojas.

$L$  = Ancho del conductor en mm = 700

$N_2 = 700/50 - 1 = 13$ ; como da número impar se tomará el núm. inmediato inferior.

$$N_2 = 12$$

$n_2$  = Velocidad; la velocidad adaptada universalmente es de 500 r.p.m., pero como ya se dijo antes para aumentar la eficiencia del tandem se tomará como 600 r.p.m.

$r_2$  = Ajuste; intervalo que queda entre el círculo descrito por la extremidad de las cuchillas y la parte más saliente de las tablillas; debido a que es el 2º juego se tomará un ajuste cerrado, en este caso igual a 50 mm.

$i_2$  = Porción de las cañas no cortadas.

$$i_2 = r_2/h \times 100$$

$h$  = Altura del colchon de caña en m.

$$h = \frac{1000 C}{60 v L d}$$

$C = T.C.H$

$v = \text{Vel. del conductor de caña en m/min.}$

$$v = 4$$

$L = \text{Ancho del conductor en metros} = 0.7$

$d = \text{Peso del m}^3 \text{ de cañas, antes de las cuchillas en Kg./m}^3 = 125 \text{ (cañas mezcladas).}$

$$h = \frac{1000 \times 7.5}{60 \times 4 \times 0.7 \times 125} = 0.357 \text{ m.}$$

$$i_2 = \frac{0.05}{0.36} \times 100 = 14 \%$$

$k_2 = \text{Proporción de las cañas cortadas.}$

$$k_2 = \frac{100 - i_2}{100} = 0.86$$

$$P_2 = \text{Potencia} = 0.0025 \frac{k C f n R}{P_2}$$

$f = \text{Fibra en la caña} = 0.14$

$R = \text{Radio del círculo de rotación en la punta de las hojas} = 60 \text{ cm.}$

$$P_2 = 0.0025 \frac{0.86 \times 7.5 \times 0.14 \times 600 \times 60}{5}$$

$$P_2 = 16.2 \text{ HP.}$$

*Primer juego de cuchillas:*

$$p_1 = 50 \text{ mm.} = 5 \text{ cm.}$$

$$N_1 = 2/3 (N_2) = 2/3 \times 12 = 8$$

$$n_1 = 500 \text{ r.p.m}$$

$$r_1 = 1/3 h = 1/3 \times 36 = 12 \text{ cm.} = 120 \text{ mm.}$$

$$i_1 = r_1/h \times 100 = 12/36 \times 100 = 33.4 \%$$

$$k_1 = (100 - i_1)/100 = (100 - 33.4)/100 = 0.7$$

$$P_1 = 0.0025 \frac{k C f n R}{P_1}$$

$$P_1 = 0.0025 \frac{0.7 \times 7.5 \times 0.14 \times 500 \times 60}{5}$$

$$P_1 = 10.55 \text{ HP.}$$

Se fabricarán las cuchillas cañeras de solera (Povel S.A).

Primer juego.- 8 hojas de 19 5/8" (500 mm.), 6" (152 mm.), 5/8" (16 mm.).

Segundo juego.- 14 hojas de 19 5/8" (500 mm.), 6" (152 mm.), 5/8" (16 mm.).

Precio de fabricación.- \$ 50.00 por Kg. (Povel S.A)

Solera de 6" X1/2" 4 m. 243.2 Kg. \$ 12,100.00

Solera de 6" X1/2" 7 m. 425.6 Kg. 21,300.00

668.8 Kg. 33,400.00

➔ Baleros, chumaceras: 3,340.00

Precio total de las cuchillas: \$ 36,740.00

Motor Fairbanks-Morse 10 HP 1500/1800 r.p.m 3,300.00

Motor Fairbanks-Morse 15 HP 1500/1800 r.p.m 4,500.00

Precio total de las cuchillas c/motor \$ 44,540.00

Costo total adoptado sin instalar \$ 45,000.00

### \* 3.2- DEPARTAMENTO DE MOLINERÍA:

Molinos.- La combinación clásica de tres mazas dispuestas en forma triangular es la unidad de molinera que constituye la norma de la industria.

En este caso como se verá posteriormente por los cálculos, se selecciono el molino tipo 410 de Fives Lille Cail de AJUSTE AUTOMÁTICO. La originalidad de este sistema consiste en el hecho de que la maza mayor no se desplaza en una corredera vertical como ocurre en todos los molinos clásicos, sino que es solidaria de una virgen superior que se articula sobre una virgen inferior fija y forma brazo de palanca. Esta disposición permite conservar una rela-

ción entrada/salida constante, sea cual sea el alza de la maza.

*Virgenes.*— Las virgenes constituyen la estructura del molino y están compuestas para cada uno de los lados de:

- una parte inferior anclada sobre las fundaciones, que sirve de soporte a las dos mazas inferiores;
- una parte superior articulada sobre la anterior y en la que descansa la maza mayor.

*Mazas.*— El molino consta de tres mazas:

- 1 maza mayor, móvil en función de la carga;
- 2 mazas inferiores, fijas, cuyos soportes llevan los dispositivos de ajuste.

Cada maza está formada por un eje de acero forjado y una camisa de fundición montada en caliente sobre dicho eje.

La fundición es de un tipo especial que confiere a las mazas un aspecto granuloso, con lo cual se logra un agarre regular de la caña.

La proporción de desgaste de las mazas puede alcanzar un 10 % de su diámetro inicial, resultando en una duración de servicio muy larga.

*Piñones.*— Los piñones son de acero colado. Gracias al perfil especial de sus dientes, las mazas quedan servibles en las mejores condiciones - hasta alcanzar el desgaste máximo de sus camisas. Su montaje en el extremo de la maza, por doble encajetado tangencial, permite, después del desgaste máximo de los flancos de los dientes por un lado, invertir su posición para trabajar con los flancos del lado opuesto.

*Cuchilla bagacera.*— La cuchilla bagacera es - de fundición especial, queda fijada a un travesaño móvil articulado en su base por dos ejes de giro alojados en las virgenes. Un juego de tirantes y palancas permite un ajuste angular. Este dispositivo

constituye una triangulación que permite una vez obtenido el ajuste adecuado, rectificar todas las holguras de las articulaciones y obtener un conjunto muy rígido, suprimiéndose así todas las vibraciones que dan lugar a un desgaste rápido y a un consumo de potencia absorbida inútilmente.

*Presión hidráulica.*— La presión hidráulica se obtiene por medio de gatos independientes anclados en las vírgenes inferiores.

Estos gatos ejercen una tracción en uno de los extremos de las vírgenes superiores mientras que el otro extremo pivotea sobre las vírgenes inferiores. La presión hidráulica se transmite de este modo a la vírgen superior.

Esta cinemática proporciona a la maza mayor un movimiento de rotación alrededor de un centro lejano y le confiere una movilidad sin precedentes. Así — las fricciones y atascos que se producen entre los cojinetes y las armaduras en los molinos clásicos resultan radicalmente suprimidos.

Los molinos son movidos con motores eléctricos.

Calculos y costos:

$$C = T.C.H = 0.55 \frac{c n L D^2 N}{f}$$

$D =$  Diámetro de las mazas = 40 cm.

$N =$  Número de mazas = 9

$c =$  constante = 1.2

$n =$  r.p.m = 4

$f =$  Factor = 0.14

$$L = \frac{C f}{0.55 c n D^2 N}$$

$$L = \frac{7.5 \times 0.14}{0.55 \times 1.2 \times 4 \times 10.16 \times 9} = 0.83 \text{ m.}$$



*Dimensiones teóricas de las mazas :*

- diámetro igual a 400 mm.
- longitud igual a 830 mm.

$T =$  Potencia de los molinos.

$$T = 0.18 P n D$$

$n =$  Velocidad; no debe ser mayor que un 30 % de la vel. de los molinos.

$P =$  Presión hidráulica total = 100 Tons.

$$T = 0.18 \times 100 \times 6.5 \times 0.4$$

$$T = 50.9 \text{ HP.}$$

*Conclusión.- Se seleccionaron molinos de Fives Lille Cail Tipo 410 con un diámetro de mazas de 435 mm y una longitud de 800 mm (tandem de tres molinos).*

- 1) Tres (3) molinos de caña Tipo 410 X 800 mm, de ajuste automático (sistema patentado FIVES LILLE CAIL).

Diámetro exterior de las mazas ----- 435 mm

Largo de las mazas ----- 800 mm

Diámetro de los muñones ----- 200 mm

Largo de los muñones ----- 250 mm

Carga hidráulica :

. Según posición de los molinos ----- 85 Ton

. De prueba ----- 100 Ton

Velocidad de las mazas ----- variable

de 3.7 a  
7.4 r.p.m

- Virgenes inferiores de acero colado.
- Tapas de acero colado soportadas por las virgenes y articuladas a una de las extremidades por ejes montados por rótulas.
- Presión hidráulica por dos gatos situados delante del molino entre virgenes y tapas.
- Mazas incluyendo :
  - . Eje de acero forjado

- . Camisa de hierro fundido especial graniloso y resistente puesta en caliente y ranurada.
  - . Pestañas de acero, sujetadas por tornillo en la maza superior.
  - Piñones de mando, de acero colado, de dientes de perfil especial que permiten trabajar hasta el desgaste máximo de las mazas.
  - Bagacera de hierro tipo esferoidal armada sobre traviesa de acero colado, articulada con gorriones y ajustable del exterior de las v<sub>ir</sub>genes por tirantes y contratirantes.
  - Dispositivo de ajuste de las aperturas de las mazas por excéntricas situadas bajo cada cojinete de las mazas inferiores.
  - Cojinetes superiores e inferiores de bronce con circulación de agua por enfriamiento.
  - Una rascadora superior y una rascadora inferior con piezas de desgaste de chapa, ejes, portarascadoras, dispositivo de ajuste.
  - Dispositivo "Messchaert" con maza inferior de entrada con rascadores, eje, palancas y soportes.
  - Carter de protección de los piñones de chapa de acero previsto para engrase.
  - Tubería de agua de enfriamiento de los cojinetes.
  - Pernos de anclaje.
  - Cubeta de guarapo de chapa de acero inoxidable
- 2) Tres rodillos alimentadores tipo bajo bagazo para instalar en la entrada de los molinos.
- Diámetro del rodillo ----- 180 mm
- Largo del rodillo ----- 600 mm
- Rodillo ranurado, de hierro fundido especial graniloso.

- Eje del rodillo, de acero forjado.
- Soportes de acero colado con cojinetes de bronce.
- Pedestal de acero para soportes.
- Dispositivo de mando.
  - . transmisión por cadenas entre maza inferior de entrada del molino y eje del rodillo
  - . capote de protección de la transmisión

3) Transmisiones intermedias para el mando de los molinos incluyendo :

a) Tres reductores de velocidad primarios.

Velocidad de entrada ----- variable de 600 a 1250 r.p.m

Velocidad de salida ----- variable de 26 a 52 r.p.m

Duración de servicio ----- 30000 horas

Potencia normal a 1200 r.p.m.

. para el 1er. molino ----- 75 HP

. para los 2<sup>o</sup> y 3<sup>o</sup> molinos----- 50 HP

- Carter cerrado estanco, fuertemente nervurado, actuando como depósito de aceite

- En: anajes de acero de dientes helicoidales dobles de precisión

- Ejes de acero forjado con rodamiento de rodillos

- Lubricación por salpicadura y riego de los dientes por medio de una bomba eléctrica con motor cerrado y accesorios (toberas de inyección, tuberías, filtros, etc..)

- Pernos de anclaje

b) Tres acoplamientos dentados entre los reductores primarios y los trenes de engranajes

c) Tres (3) trenes de engranajes bajo carter de chapa

Velocidad de entrada ---- variable de 26 a 52 r.p.m

Velocidad de salida ----- variable de 3.7 a 7.4  
r.p.m

Duración de servicio ---- 30 000 horas

Potencia normal a 53.8 r.p.m

. para el 1er. molino --- 75 HP

. para los 2 y 3 molinos- 50 HP

- Placa de asiento de acero, de construcción sol  
dada, para los cojinetes
- Cojinetes exteriores de acero fundido con roda  
miento de rodillos
- Engranajes de dientes tallados de precisión  
(dientes helicoidales)
  - . piñon motor de acero forjado
  - . rueda de acero fundido
- Ejes de acero forjado
- Carter de protección de los engranajes, de cha  
pa de acero y perfiles
- Dispositivo de acoplamiento entre el tren de  
engranajes y el molino :
  - . eje de acoplamiento de acero forjado co to-  
pes para los acoplamientos
  - . acoplamientos de acero fundido con dispositi  
vo de lubricación
- Pernos de cimentación y pernos de fijación de  
los cojinetes en la placa de asiento

4) Tres (3) motores :

a) un (1) motor de 75 HP., velocidad 1250 r.p.m  
T.E.F.C.

b) Dos (2) motores de 50 HP., velocidad 1250  
r.p.m , T.E.F.C.

Los motores completos con arrancadores y siste-  
mas de protección.

5) Tres (3) conductores intermedios de banda de hu  
le, entre los molinos

- Anchura ----- 800 mm
- Distancia entre ejes de los molinos- 1500 mm
- Bastidor de chapa y perfiles de construcción soldada
  - Dispositivo deflector de chapa protegiendo el ramal inferior de la cinta y las poleas contra caídas de bagazo
  - Cojinetes de cabeza por rodamientos
  - Cojinetes de pie con rodamientos, regulables para permitir el montaje y la tensión de la cinta
  - Poleas de extremo en tubos de acero con ejes
  - Rodillos soportes del ramal superior de la cinta
  - Rodillos guía de la cinta
  - Cinta transportadora de hule con raspador de limpieza
  - Dispositivo de mando :
    - . grupo motoreductor
    - . transmisión por cadenas
  - Bastidor principal incluyendo :
    - . bastidor de perfiles y escuadras de union recibiendo el conjunto del material y permitiendo retirarlo todo en un solo bloque.
    - . soportes de construcción soldada, fijados a los armasones de los molinos en el lado de entrada y salida, recibiendo los bastidores.
- a) Una (1) tolva de descarga del último molino de chapa de acero y perfiles
- 6) a) Una (1) instalación de colado con coladores vibratorios para colar el guarapo de

los dos primeros molinos

- Capacidad ----- 24 m<sup>3</sup>/h
- colador de tipo abierto con tamiz de acero inoxidable
  - tolva de descarga y chapas laterales
  - distribuidor de guarapo
  - mecanismo de vibración por motor eléctrico
  - entramado de apoyo de perfiles
  - estructura de chapas y perfiles
- b) Una (1) artesa con gusano para descarga del bagacillo a un conductor intermedio
- c) Un (1) tanque de jugo colado construido de lámina de acero inoxidable
- Capacidad ----- 1.2 m<sup>3</sup>
- d) Una (1) electrobomba centrífuga tipo inastacable para el guarapo sin colar de los 1o. y 2o. molinos hacia los coladores vibratorios.
- Caudal unitario ----- 22/32 m<sup>3</sup>/h
- Bomba centrífuga con cuerpo y turbina de bronce, eje con camisa de desgaste de acero inoxidable
  - Motor eléctrico de accionamiento, tipo cerrado estanco
  - Transmision por correas trapezoidales
  - Base para el conjunto
  - Valvulas en la aspiracion y la descarga
- e) Una (1) electrobomba centrífuga tipo inastacable para el guarapo colado a la depuracion.
- Caudal unitario ----- 22/32 m<sup>3</sup>/h
- Descripcion identica a la de la electrobomba del articulo B d)
- 7) Un (1) dispositivo de maceracion con jugo y agua, incluyendo:

- pasillos longitudinales (uno de cada lado de los molinos)
- pasillos transversales despues de cada uno de los molinos
- pasillo transversal de acceso en el lado de los turborreductores :
  - . Pasillo de chapa estriada y perfiles, con barandillas y escaleras de acceso
- Plataforma de chapa estriada y perfiles, con barandillas y escaleras de acceso para el tablero central y de mando
- Barandillas instaladas a lo largo de los macizos de los molinos.

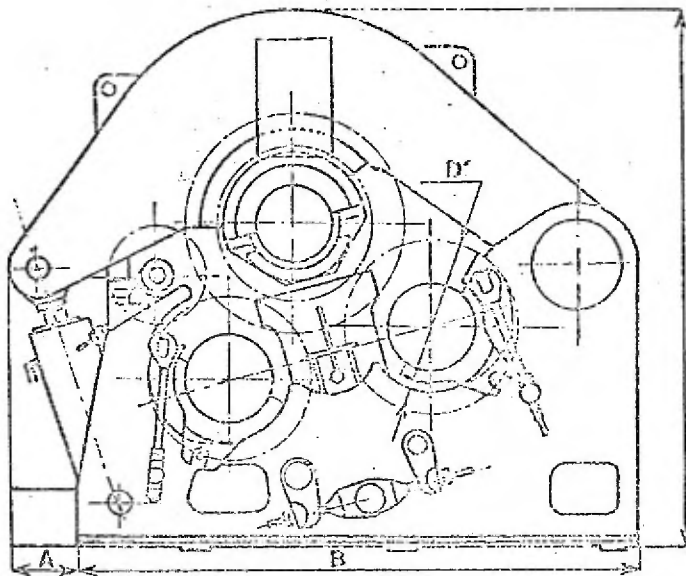
8) Pesos y precios.-

Cuatro molinos FIVES LILLE CAIL de 410 X 800 mm, según especificaciones antes mencionadas.

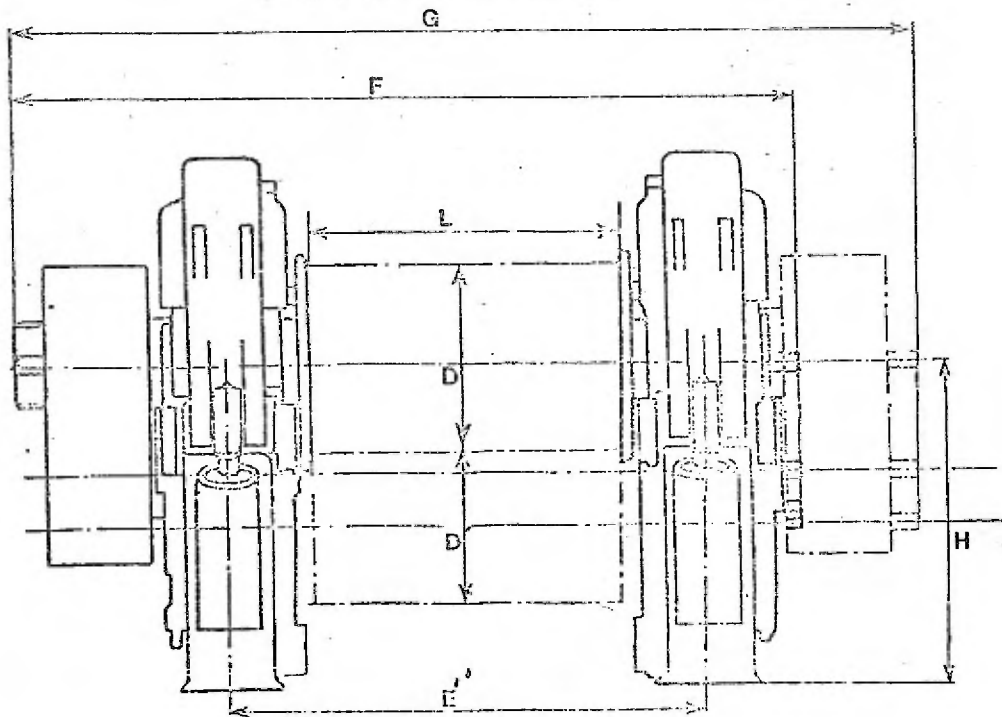
Peso bruto	30,000 Kg.
Precio FOB puerto europeo y/o LAB taller México	425,000.00 F.F.
(al tipo de cambio actual de 2.50 pesos mexicanos por franco frances, corresponde a \$ 1,062,500.00 pesos mexicanos)	

Transporte marítimo, terrestre y seguro desde lugares de origen puerto europeo y talleres México hasta fábrica En México	\$ 60,000.00
Como los precios incluyen los gastos locales por impuestos en Francia y México, pero no incluyen los gastos por impuestos para la internación de la porción de importación a México, ni los gastos por manejos e inspecciones en la aduana mexicana, hay que considerarlos	\$ 211,500.00
Costo total sin instalar :	\$ 1,334,000.00

\*



CORTES DE LOS MOLINOS





### 3.3- PLANTA DE VAPOH :

Conductor de bagazo.- El objeto del conductor de bagazo es la distribución del mismo a los hornos que se encuentran situados en el departamento de calderas su construcción es bastante parecida a la del conductor de caña, variando únicamente en su superficie ya que no está constituido por tablillas metálicas como aquel, sino por rastrillos debido a la naturaleza del material que transporta.

#### Cálculos y costos :

Angulo de elevación =  $25^{\circ}$

Altura del conductor = 44 m = 145 pies

Longitud parte inclinada = 11.8 m = 38.7 pies.

Longitud horizontal, arriba de los hornos de las calderas y a todo lo largo de esta igual a 10 m = 33 pies.

Cantidad de tablillas.-

Longitud total = 44 m = 145 pies

Longitud de los eslabones (pitch) = 10.14 cm. = 4 in.

Número de tablillas =  $\frac{4400}{10.14} = 435$

Potencia.- Siguiendo el criterio de Hugot de 1 HP por cada 10 m de longitud.

Potencia = 2 HP.

Se construirá un conductor de bagazo de 80 cm de ancho (2.64 pies) y 44 m de longitud total (145 pies).

Long. total cadena 44 m	\$ 412.50	\$ 18,200.00
Tablillas Mod. A-1/8" 435	\$ 53.60	23,250.00
Sprockets 150 Kg.	15.00	2,250.00

Motor Fairbanks-Morse 2 HP 1000/1200 r.p.m

Tipo K2K		\$ 2,200.00
Precio total del conductor		45,900.00
Precio total adoptado		\$ 47,000.00

Costo de la estructura que soportará el cond.

Vigueta de 6"	132 m	3040 Kg.	9,700.00
Canal de 8"	150 m	2570 Kg.	8,250.00
Canal de 4"	6 m	49 Kg.	156.80
Angular de 3"X5/16"	150 m	1350 Kg.	3,300.00
Placa de 1/4"	55 m <sup>2</sup>	2750 Kg.	6,676.25
		9759 Kg.	\$ 28,083.05
Soldadura 9759 Kg. X \$ 8.50 X 0.05			4,147.57
Mano de Obra 9759 Kg. X \$ 1.50			14,600.00
Costo total estructura :			46,830.62
Precio del conductor LAB. planta :			47,000.00
Costo total del conductor y estructura :			93,830.62
Costo total adoptado sin instalar :			\$ 94,000.00

Caldera.-

Bases para el cálculo.-

Trabajo de la fábrica -----	7.5 T.C.H
Fibra en caña -----	14 %
Cant. de bagazo (25% del peso de la caña) -----	1.875 T.B.H
Exceso de aire en los hornos -----	50 %
Presión de las calderas -----	16.8 Kg/cm <sup>2</sup> (240 lb/in <sup>2</sup> )
Temp. sobrecalentamiento del vapor vivo -----	285 °C
Temp. de los gases en la chimenea -----	300 °C
Temp. del agua de alimentación -----	90 °C
Sólidos no quemados ( $\alpha$ ) -----	0.99
Radiación ( $\beta$ ) -----	0.95
Mala combustión ( $\gamma$ ) -----	0.95
Húmedad del bagazo -----	45 %

V.C.N = Valor calorífico neto del bagazo

q = Pérdida de calor sensible de los gases

Hv = Calor transmitido al vapor por el bagazo

W = Humedad del bagazo (42-48 %)

m = Relación entre el peso del aire empleado y peso de aire necesario

m = 1.5

t = Temperatura de los gases en la chimenea = 300 °C

V.C.N = 4250 - 4850 W

V.C.N = 4250 - 4850 X 0.45 = 2067.5 Kcal/Kg-bagazo

$$q = t(1 - W) \left[ 1.4 m + \frac{0.50}{1 - W} - 0.12 \right]$$

$$q = 300(0.55) \left[ 1.4 \times 1.5 + \frac{0.50}{0.55} - 0.12 \right] = 572.5 \text{ Kcal/Kg-bagazo}$$

$$Hv = (V.C.N - q) \eta_{\text{vap}} = (2067.5 - 572.5) 0.99 \times 0.95 \times 0.95$$

$$Hv = 1335.7 \text{ Kcal/Kg de bagazo}$$

G = Calor necesario para obtener vapor a 16.8 Kg/cm<sup>2</sup> absolutos de presión y 285 °C de temperatura

$$G = \lambda + C^{\circ}(T - t^{\circ}) - h$$

λ = Calor total del vapor saturado a 16.8 Kg/cm<sup>2</sup>

λ = 667.4 Kcal/Kg de vap. (Tablas de vapor sat.)

t° = Temperatura de saturación = 206 °C (a la presión de 16.8 Kg/cm<sup>2</sup>-Tablas)

h = Calor sensible del agua de alimentación = 90

Kcal/Kg de vapor producido (Tablas de vapor)

C° = Calor específico medio del vapor

C° = 0.597 Kcal/°C Kg de vapor

T = Temperatura de sobrecalentamiento = 285 °C

$$G = 667.4 + 0.597(285 - 206) - 90 = 624.6 \text{ Kcal/Kg-vap.}$$

$$\text{Cant. de vapor} = \frac{\text{Calor transm. al vapor por el bagazo}}{\text{Calor necesario para obt. vap. a 16.8 Kg/cm}^2}$$

$$\text{Cantidad de vapor} = \frac{1335.7 \text{ Kcal} \times \text{Kg de vapor}}{\text{Kg de bagazo} \times 624.6 \text{ Kcal}}$$

$$\text{Cantidad de vapor} = 2.1 \frac{\text{Kg de vapor}}{\text{Kg de bagazo}}$$

$$\text{Cantidad de bagazo} = \frac{2.1 \times 1000}{7.5} = 300 \frac{\text{Kg de bagazo}}{\text{T.C.H}}$$

$$\underline{2.1 \times 300 = 630 \text{ Kg de vapor/T.C.H}}$$

Vapor vivo utilizado. (primera alternativa)

1.- Calentadores ----- 900 Kg/h

2.- Defecadores ----- 300 Kg/h

3.- Evaporadores (a presión atm.) --- 700 Kg/h

4.- Tachos ----- 100 Kg/h

5.- Fábrica de aguardiente ----- 1000 Kg/h

Total: 3000 Kg/h

Cantidad total de vapor vivo necesaria = 3000/7.5

Cantidad total de vapor vivo necesaria = 400 Kg/T.C.H

Cantidad de vapor vivo producido por el bagazo = 630  
Kg/T.C.H

Cantidad de vapor vivo que se puede ahorrar = 230  
Kg/T.C.H

$$A = \text{Ahorro de bagazo} = \frac{100 \times 230}{300 \times 2.1} = 36 \%$$

Cantidad total de vapor vivo producido = 630 X 7.5  
= 4750 Kg/h = 10400 lb/h

Bagazo sobrante para otros usos.- De los cálculos anteriores se deduce que está disponible para otros usos el 36 % del bagazo producido.

Segunda alternativa.- Uso de un doble efecto que utilizaría vapor vivo.

Cantidad de vapor vivo utilizado = 5200 lb/h  
= 2363 Kg/h

Consumo de vapor vivo = 2363/7.5 = 315 Kg/T.C.H

Cantidad de vapor recuperado del 2o. efecto

Cant. de vapor recuperado del 2o. efecto = 4895  
= lb/h = 2225 Kg./h

Vapor de escape disponible =  $2225/7.5 = 297 \text{ Kg/TCH}$

Vapor de escape utilizado :

1.- Calentadores -----	900 Kg/h
2.- Defecadores -----	300 Kg/h
3.- Tachos -----	100 Kg/h
4.- Fábrica de aguardiente -----	<u>1000 Kg/h</u>
Total:	2300 Kg/h

Consumo de vapor de escape =  $2300/7.5 = 306 \text{ Kg/TCH}$

De los cálculos anteriores se deduce que el vapor de escape obtenido del 2o. efecto es insuficiente para cubrir las necesidades del equipo de fabricación por lo que el deficit debe cubrirse con vapor vivo no usado en el doble efecto por medio de una válvula reductora de presión seguida de un desobrecalentador.

Deficit de vapor de escape =  $306 - 297 = 9 \text{ Kg/TCH}$

Cantidad total de vapor vivo necesaria =  $315 + 9$

=  $324 \text{ Kg/TCH}$

Cantidad de vapor vivo prod. por el bagazo = 630 Kg

Cantidad de vapor vivo que se puede ahorrar = 306

Kg/TCH

A = Ahorro de bagazo =  $\frac{100 \times 306}{300 \times 2.1} = 49 \%$

De este segundo cálculo se concluye que aún cuando el uso de un doble efecto aumente los costos fijos, nos permite utilizar casi el 50 % del bagazo producido en otros usos que se verán posteriormente y que diluirán la inversión del doble efecto.

Cantidad total de vapor vivo que se puede producir :

$630 \text{ Kg/TCH} \times 7.5 \text{ TCH} = 4750 \text{ Kg/h} = 10400 \text{ lb/h}$

**Capacidad de la caldera :**

Consumo de 10,400 lb de vapor/hora

1 BHP = 33475 Btu/hora

Vapor generado de 860 Btu/lb

$$10,400 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times 860 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \times \frac{1 \text{ BHP}}{33,475 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}} = 270 \text{ BHP}$$

Con 90 % de eficiencia = 300 BHP.

Se instalará una caldera Babcock and Wilcox de 15,000 lb/h de vapor de tubos rectos con horno para quemar bagaso y petróleo en atención a cualquier emergencia, trabajando a un régimen de 16.8 Kg/cm<sup>2</sup> abs. (240 lb/pulg.<sup>2</sup> abs.) y con capacidad de 300 BHP.

Costo : \$ 450,000.00

Chimenea. - Se construirá una chimenea de mampostería de ladrillo de 1.5 metros de diámetro por 25 metros de altura.

Costo : \$ 40,200.00

\* 3.4- CLARIFICACION:

Calentadores de guarapo. - El procedimiento de defecación requiere el calentamiento del jugo por tratar para obtener mejores resultados, debido a lo cual se hace necesaria la instalación de un juego de calentadores operados con vapor de escape.

La función de un calentador es aumentar la temperatura de un fluido por transferencia de calor latente de condensación del vapor.

El calentador consiste esencialmente de un paquete de tubos paralelos, el final de los cuales está dilatado en los espejos que a su vez le sirven también de soporte. El paquete de tubos está dentro de

una coraza cilindrica, que está provista de dos canales a cada lado de los espejos y finalmente dos tapas. El vapor circula por el lado de la coraza y el jugo o guarapo por el lado de los tubos.

Cálculos y costos :

Se pondrán dos calentadores de guarapo para calentar de 25 oC (77 oF) a 70 oC (158 oF), y de 70 oC (158 oF) a 103 oC (217.4 oF). Usando vapor para el primer cuerpo de 93 oC (200 oF), y para el segundo cuerpo de 121 oC (250 oF).

Primer Cuerpo.-

Lado de los tubos (Guarapo).

Extracción = 82.5%

$w$  = Cantidad de guarapo = 6.2 Tons/h = 13640 lb/h

$C_p$  = Calor específico medio del guarapo = 1-0.006 B<sup>o</sup>F

$C_p = 1 - 0.006 \times 20 = 0.988$  Btu/lb <sup>o</sup>F

$t_1$  = Temp. de entrada del guarapo = 77 <sup>o</sup>F

$t_2$  = Temp. de salida del guarapo = 158 <sup>o</sup>F

$T_s$  = Temp. del vapor de calentamiento = 200 <sup>o</sup>F

$\Delta t = 158$  <sup>o</sup>F - 77 <sup>o</sup>F = 81 <sup>o</sup>F

$W_s =$  Vapor necesario para calentar =  $\frac{w C_p \Delta t}{\lambda_s}$

$\lambda_s$  = Calor latente del vapor = 977.9 Btu/lb (a  $T_s=200$ )

$W_s = \frac{13640 \times 0.988 \times 81}{977.9} = 1110$  lb/h = 504.5 Kg/h

$Q$  = Calor absorbido por el guarapo =  $w C_p \Delta t = W_s \lambda_s$

$Q = 13640 \times 0.988 \times 81 = 1,080,000$  Btu/h

$\Delta T_1 = T_s - t_1 = 200 - 77 = 123$  <sup>o</sup>F

$\Delta T_2 = T_s - t_2 = 200 - 158 = 42$  <sup>o</sup>F

LMTD = Media logarítmica de las diferencias de temp.

$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 \log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{123 - 42}{2.3 \log \frac{123}{42}} = 75.6$  <sup>o</sup>F

Coefficiente interno :

$$G_i = \text{Masa velocidad} = 500,000 \text{ lb/h pie}^2 \text{ (seleccionada)}$$

$$a_i = \text{Area interna de flujo} = 13640/500,000$$

$$a_i = 0.0274 \text{ pies}^2/\text{paso}$$

Se usarán tubos de 1 plg. de diámetro, 16 BWG.

$$a' (\text{diám. i plg. 16 BWG-Tablas}) = 0.00363 \text{ pies}^2$$

$$\frac{\# \text{ Tubos}}{\text{Paso}} = \frac{a_i}{a'} = \frac{0.0274}{0.00363} = 7.54 \approx 8$$

$$t_{av} = \text{Temperatura media} = \frac{77 + 158}{2} = 117.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0.988 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F (a } t_{av}\text{)}$$

$$\mu = \text{Viscosidad del guarapo} = 0.97 \text{ cp} \times 2.42 = 2.35 \text{ lb/h} \times \text{pie}$$

$$k = \text{Conductividad térmica del guarapo} = 0.362$$

$$\# \text{ Re} = \text{Di } G_i / \mu = \text{Núm. de Reynolds.}$$

$$\text{Di} = \text{Diámetro interno de los tubos} = 0.87 \text{ plg.}$$

$$\text{Di} = 0.0725 \text{ pies (Tablas)}$$

$$\# \text{ Re} = 36,250/2.35 = 15,400 \longrightarrow J_H = 58$$

$$\# \text{ Pr} = C_p \mu / k = (0.988 \times 2.35) / 0.362 = 6.4$$

$$\# \text{ Pr} = \text{Número de Prandt.}$$

$$(\# \text{ Pr})^{1/3} = 1.85$$

$$h_i = \text{Coeficiente de transferencia de calor interno}$$

$$h_i = J_H k / \text{Di } \text{Pr}^{1/3} \phi$$

$$\frac{h_i}{\phi} = 58 \times \frac{0.362}{0.0725} \times 1.85 = 537 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$T_w = \text{Temperatura de la pared del tubo}$$

$$T_w = t + \frac{1/h_i}{1/h_i + 1/h_{to}} (T - t) = 136.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu_{136.8 \text{ } ^\circ\text{F}} = 0.81 \times 2.42 = 1.96 \text{ lb/h} \times \text{pie}$$

$$\phi = \text{Factor de viscosidad}$$

$$\phi = \left( \frac{2.35}{1.96} \right)^{0.14} = 1.025$$



$\frac{h_{io}}{\phi}$  = Coeficiente de transferencia relacionado al diámetro externo de los tubos

$$\frac{h_{io}}{\phi} = h_i \frac{D_i}{D_o} = 537 \times 0.87 = 456$$

$$h_{io} = 456 \times 1.025 = 466 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$h_o$  = Coeficiente de transferencia de calor externo.

$$h_o = 1500 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$U_c$  = Coeficiente total de transferencia de calor.

$$U_c = \frac{466 \times 1500}{466 + 1500} = 355 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$R_d$  = Factor de ensuciamiento = 0.003

$$1/U_d = 1/355 + 0.003 = 0.00582$$

$$U_d = 172 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \text{Superficie total de calentamiento} = \frac{Q}{U_d \text{ LMTD}}$$

$$A = \frac{1,030,000}{172 \times 75.6} = 83 \text{ pie}^2$$

$$\# \text{ Total de tubos} = \frac{A}{\pi D_o L} = \frac{83}{3.14 \times 0.0835 \times 10} = 31.6$$

$$\# \text{ Pasos} = \frac{\# \text{ Total de tubos}}{\# \text{ Tubos/Paso}} = \frac{32}{8} = 4$$

Diámetro de la envolvente : Para 4 Pasos, 32 Tubos

Pitch triangular de 1 1/4 plg.

$$D_{\text{env.}} = 10 \text{ plg.} = 25.4 \text{ cm}$$

Longitud de los tubos = 10 pies = 3 m.

Segundo cuerpo.-

$$w = 13,640 \text{ lb/h}$$

$$C_p = 0.988 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = \text{Temp. de entrada del guarapo} = 158 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = \text{Temp. de salida del guarapo} = 217.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_s = \text{Temp. del vapor de calentamiento} = 250 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 217.4 - 158 = 59.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\lambda_s = 945.5 \text{ Btu/lb}$$

$$W_s = \frac{13640 \times 0.988 \times 59.4}{945.5} = 845 \text{ lb/h} = 384 \text{ Kg/h}$$

$$Q = 13,640 \times 0.988 \times 59.4 = 800,000 \text{ Btu/h}$$

$$\text{LMTD} = 57.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$G_i = 500,000 \text{ lb/h pie}^2$$

$$t_{av} = 187.7 \begin{cases} C_p = 0.988 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\ \mu = 0.54 \times 2.42 = 1.31 \text{ lb/h pie} \\ k = 0.360 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F/pie} \end{cases}$$

$$a_i/\text{PASO} = 0.0274 \text{ pie}^2$$

$$a^* = 0.00363 \text{ pie}^2$$

$$\text{Diámetro de tubos} = 1 \text{ plg., } 16 \text{ BWG}$$

$$\# \text{ Tubos/Paso} = 0.0274/0.00363 = 7.5 \text{ } 8$$

$$\# \text{ Re} = D_i G_i / \mu = 27,700 \longrightarrow J_H = 94$$

$$\# \text{ Pr} = C_p \mu / k = 3.6$$

$$\# \text{ Pr}^{1/3} = 1.53$$

$$h_i = J_H k / D \text{ Pr}^{1/3} \phi = 718 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 718 \times 0.87 = 624 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_o = 1500 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 444 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}; R_d = 0.003$$

$$U_D = 190 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = Q/U_D \text{ LMTD} = 73.5 \text{ pie}^2 = 6.8 \text{ m}^2$$

$$\# \text{ Tubos totales} = 73.5/2.62 = 28$$

$$\# \text{ Pasos} = 28/8 = 3.5 \approx 4$$

Diámetro de la envolvente : Para 4 Pasos, 28

Tubos, Pitch triangular de 1 1/4 plg.

D env. = 10 plg. = 25.4 cm

Longitud de los tubos = 10 pies = 3 m.

*Caída de presión en los calentadores.-*

$$\Delta P_T = P_t + P_r = \text{Caída de presión total.}$$

$$\Delta P_t = \frac{f Gt^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_t \text{ s.gr. } t}$$

# Re = 15,400 , f = 0.00024 , Gt = 500,000 , L = 10  
n = 4 pasos , D<sub>t</sub> = 0.075 pies , s. gr. = 1.06 = 1.025

$$\Delta P_t = 0.545 \text{ lb/plg.}^2$$

$$\Delta P_r = \frac{4 n}{S} \frac{v^2}{2 g t} ; \frac{v^2}{2 g t} = 0.035 \text{ (Kern-gráfica)}$$

$$\Delta P_r = 0.56$$

$$\Delta P_T = 0.545 + 0.560 = 1.105 \text{ lb/plg.}^2$$

Calentador No. 1 : Area de calentamiento igual a 83 pies<sup>2</sup>, 32 tubos, diámetro igual a 1 plg. 16 BWG, 10 pies de longitud, paso triangular 1 1/4 plg., diámetro de la envolvente igual a 10 plg.

Calentador No. 2 : Area de calentamiento igual a 73.5 pies<sup>2</sup>, 28 tubos, diámetro igual a 1 plg. 16-BWG, 10 pies de longitud, paso triangular 1 1/4 plg., diámetro de la envolvente igual a 10 plg.

1) Coraza.-

Placa de acero de 1/2" B-242-66	269.0 Kg. @ 8.00	\$ 2152.00
Superficie calórica	179.5 Kg. @ 40.00	<u>7180.00</u>
Costo mat. c/m. obra	448.5	9332.00

2) Coraza.-

Placa de acero de 1/2" B-242-66	269.0 Kg. @ 8.00	2152.00
Superficie calórica	157.9 Kg. @ 40.00	<u>6310.00</u>
Costo mat. c/m. obra	426.9	8462.00
Soldadura	538.0 Kg X @ 8.50 X 0.05	240.00
Barrenos	337.4 Kg X @ 3.00 X 2	2224.40
Baffles		2000.00

Tirantes	400.00
Total	\$ 22658.00
Aditamentos 10 %	<u>2265.84</u>
Precio total de los calentadores :	\$ 24,924.24

Costo de la estructura que soportará los calentadores y el doble efecto.-

Vigueta de 8"	88 m	2394 Kg	7,660.80
Canal de 2"	96 m	392 Kg	1,254.40
Placa de 1/2"	24 m <sup>2</sup>	<u>2452 Kg</u>	<u>6,007.40</u>
		5238 Kg	\$ 14,922.60
Soldadura 5238 Kg. X \$ 8.50 X 0.05			2,230.00
Mano de Obra 5238 Kg X \$1.50			<u>7,857.00</u>
Costo total estructura :			25,009.60
Precio de los calentadores LAB. planta			24,924.24
Costo total de calentadores y estructura:			49,933.84
Costo total adoptado sin instalar :			\$ 50,000.00

\*Defecadores.- La clarificación con cal y calor, conocido como proceso de defecación simple, es el método más antiguo de purificación del jugo, y en muchos sentidos es el más efectivo.

La defecadora consiste en un tanque cilíndrico de 2.5 m<sup>3</sup> de capacidad, equipada con serpentines de vapor para calentar el guarapo, tres válvulas para dar salida al guarapo defecado claro y que están alternas en la parte exterior y una válvula en el fondo para dar salida a la cachaza. †

Cálculos y costos.-

$$w = \text{Cantidad total de guarapo} = 13,640 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$= 6.2 \text{ Ton/h}$$

Debido a que el volumen es muy grande se dividirá en tres porciones.

$$w_{\text{Defecador}} = 4,547 \text{ lb/h} = 2.06 \text{ Ton/h}$$

Area de calentamiento :

Se usará serpentín de tubo de cobre de diámetro igual a 1.5 plg., diámetro del ser--

-pentón igual a 1.2 m (3.93 pies).

Medio de calentamiento- vapor

Suponiendo que existe una pérdida de calor de los calentadores al defecador de 10 %.

$t_1$  = Temp. de entrada del guarapo al defecador

$$t_1 = 190 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$t_2$  = Temp. a la que se desea mantener el guarapo para la defecación = 212  $^\circ\text{F}$

$T_s$  = Temp. del vapor = 250  $^\circ\text{F}$

$\lambda_s$  = Calor latente del vapor = 945.5 Btu/lb

$$Q = w C_p \Delta T = 4,547 \times 0.988 (212 - 190)$$

$$Q = 98,500 \text{ Btu/h}$$

$W_s$  = Cantidad de vapor necesario para calentar el guarapo. = 98,500/945.5 = 104 lb/h

$$W_s = 47.4 \text{ Kg/h}$$

$h_i$  = Coeficiente interno (vapor) = 1500

$$h_{io} = h_i ID/OD = 1500 \times 0.785 = 1180 \text{ Btu/hpie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$h_o$  = Coeficiente externo de transf. de calor.

$$h_o = 20 \left( \frac{\Delta T}{D_o} \right)^{1/4}$$

$$\Delta T/D_o = 22/0.135 = 163 ; (\Delta T/D_o)^{1/4} = 3.57$$

$$h_o = 20 \times 3.57 = 72 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$R_d$  = Factor de ensuciamiento = 0.01

$$h_d = 100$$

$$U_c = \frac{72 \times 1180}{72 + 1180} = 68 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$U_d = \frac{68 \times 100}{68 + 100} = 40.5 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{68 - 38}{\ln \frac{68}{38}} = 47.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \text{ LMTD}} = \frac{98,500}{40.5 \times 47.7} = 51 \text{ pies}^2$$

Tiempo necesario para alcanzar la temperatura de 212 °F.- Aproximadamente igual al tiempo de defecación

$\theta_T$  = tiempo de defecación

$$\theta_T = \frac{w C_p}{U A} \ln \frac{T_s - t_1}{T_s - t_2}$$

$$\theta_T = \frac{4547 \times 0.988}{40.5 \times 51} 2.3 \log \frac{250 - 190}{250 - 212} = 0.996 \text{ h}$$

$\theta_T$  = tiempo de defecación = 1 hora

Diámetro del serpentín = 1.2 m

Separación entre vuelta y vuelta = 0.08m = 3.1"

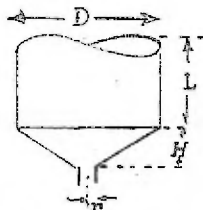
$$L_{\text{Tubo}} = \frac{A}{D} = \frac{51 \times 12}{3.14 \times 1.5} = 130 \text{ pies} = 39.5 \text{ m}$$

$$\# \text{ Vueltas} = \frac{L}{D_{\text{Serp.}}} = \frac{39.5}{3.14 \times 1.2} = 10.5$$

Altura del serpentín = # Vueltas X Separación

Altura del Serpentín = 10.5 X 0.08 = 0.84 m

Dimensiones :



$$D = 1.4 \text{ m} = 4.6 \text{ pies}$$

$$L = 1.2 \text{ m} = 3.95 \text{ pies}$$

$$H = 0.4 \text{ m} = 1.31 \text{ pies}$$

$$r = 0.08 \text{ m} = 0.263 \text{ pies}$$

$$V_{\text{cil}} = \frac{\pi}{4} D^2 L = 0.785 \times 1.96 \times 1.25 = 1.8 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cono}} = \frac{\pi}{3} H(D^2 + r^2 + Dr) = 1.02 \times 0.4(1.96 + 0.0064 + 0.112) = 0.8 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Total}} = 1.8 + 0.8 = 2.6 \text{ m}^3 \text{ (Vol. práctico)}$$

$$V_{\text{Teórico/Def.}} = 2.06 \text{ Ton/h} \times \text{m}^3/1.09\text{Ton} \\ = 1.9 \text{ m}^3/\text{h}$$

Conclusión : Se pondrán 6 unidades en 2 baterías de 3 tanques cada una.

Tanques (6)

Lámina de 3/16" B-254-68	1950 Kg	\$ 7.00	\$ 13,650.00
Serpentina de 1.5" de diámetro 15 BWG Admiralty 41-443			
Costo del material c/m. obra	465 Kg	\$ 59.00	\$ 30,200.00
	2,415 Kg		43,850.00
Soldadura	2,415 Kg X	\$ 8.50 X 0.05	1,030.00
Precio total de los calentadores :			\$ 44,880.00

Costo de la estructura que soportará los defecadores.

Vigueta de 8"	24 m	650 Kg	\$ 2,090.00
Vigueta de 6"	52 m	1200 Kg	3,850.00
Duelas (madera)	55 m2	5600 Kg	5,600.00
Canal de 2"	70 m	286 Kg	915.00
		7736 Kg	12,455.00
Soldadura	2,136 Kg X	\$ 8.50 X 0.05	910.00
Mano de Obra	7,736 X	\$ 1.50	11,600.00
Costo total estructura :			24,965.00
Precio de los defecadores :			44,880.00
Costo total de defecadores y estructura :			69,845.00
Costo total adoptado sin instalar :			\$ 70,000.00

### 3.5- EQUIPO DE BOMBEO :

Bomba de guarapo. - Tiene por objeto transportar el guarapo del tanque almacenador a los calentadores.

Las bombas más comunmente usadas para transportar este tipo de líquidos, son las centrifugas, dichas bombas pueden acoplarse a un motor eléctrico o de vapor.

Cálculos y costos : Por balance de Bernoulli.

$$Z_1 \frac{g}{gc} + \frac{v_1^2}{2 gc} + \frac{P_1}{\rho} - W_f^* = Z_2 \frac{g}{gc} + \frac{v_2^2}{2 gc} + \frac{P_2}{\rho} + H_f$$

$w$  = Gasto en masa = 13,640 lb/h = 3.8 lb/seg.

$q$  = Gasto volumétrico = 13,640 lb/h  $\times$  pie<sup>3</sup>/67.1 lb

$q$  = 203 pie<sup>3</sup>/h = 0.0565 pie<sup>3</sup>/seg.

$A$  = Área de flujo del tubo =  $\pi/4 \cdot D_i^2$

$D_i$  = Diámetro interno del tubo

Usando tubo de 1 1/2 plg. cedula 40, entonces

$D_i$  = 0.134 pies

$v$  = Velocidad del fluido =  $q/A$  = 0.0565/0.01414

$v$  = 4.0 pies/seg.

-  $W_f^*$  = Trabajo producido por la bomba

$$- W_f^* = \Delta Z \frac{g}{gc} + \Delta \left( \frac{v^2}{2gc} \right) + \frac{\Delta P}{\rho} + H_f$$

$\Delta Z$  = 6.6 m = 21.7 pies

$\alpha$  = 1 (flujo turbulento)

$v_1$  = 0,  $v_2$  = 4.0 pies/seg.,  $v_2^2$  = 16 pie<sup>2</sup>/seg<sup>2</sup>

$$\Delta \left( \frac{v^2}{2gc} \right) = \frac{16}{2 \times 32.2} = 0.249 \frac{\text{pie} \cdot \vec{\text{lb}}}{\text{lb}}$$

$P_1$  = 13.1 lb/plg<sup>2</sup>;  $P_2$  = 14.205 lb/plg<sup>2</sup>

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{1.105 \times 144}{67.1} = 2.36 \text{ pie } \vec{\text{lb}}/\text{lb}$$

-  $W_f^*$  = 21.7 + 0.249 + 2.36 + 22 = 46.3 pie  $\vec{\text{lb}}/\text{lb}$

Potencia =  $w(-W_f^*)$  = 3.8 lb/seg  $\times$  46.3 pie  $\vec{\text{lb}}/\text{lb}$

Potencia = 175.9 pie  $\vec{\text{lb}}/\text{seg}$ .

HP = 550 pie  $\vec{\text{lb}}/\text{seg}$ .

Potencia = 175.9/550 = 0.32 HP ;  $\eta_{\text{mec.}} = 50 \%$

BHP = 0.32/0.5 = 0.64  $\approx$  1



Costo de la bomba sin instalar : \$ 7,000.00

3.6- EVAPORACION : El guarapo procedente de la clarificación contiene el agua natural que se exprime de la caña, en proporción media aproximada de 85 % de agua y 15 % de sólidos. En consecuencia hay que eliminar la mayor parte de esta agua hasta que el guarapo tenga consistencia de meladura de aproximadamente 65 °Brix, para lo que se utilizarán evaporadoras al vapor a presión atmosférica (1a. alternativa), o un doble efecto (2a. alternativa).

Evaporadoras a presión atmosférica.- Consisten de un tanque hecho de plancha de acero de poca profundidad y gran superficie calórica, la superficie calórica consiste de un serpentín hecho de tubos grandes de cobre atornillados a una conexión múltiple de vapor montado sobre muñones giratorios huecos. Cada tubo es independiente y puede ser cambiado. Todo el serpentín puede levantarse, para hacer la limpieza.\*

Cálculos y costos :

$t_1$  = Temperatura a la que llega el guarapo a la evaporadora = 212 oF = 100 oC

$t_2$  = Temperatura de evaporación del guarapo = 225 oF = 107 oC

$T_s$  = Temperatura del vapor = 250 oF = 121 oC

E = Cantidad de agua a evaporar

$$E = J(1 - B_j/B_s)$$

$B_j$  = Brix del jugo = 20

$B_s$  = Brix de la meladura = 65

J = Peso del jugo obtenido

Tomando 5 % de cachaza, entonces :

J = 5.89 T.G.H.

$$E = 5.89(1 - 20/60) = 4.08 \text{ Ton/h} = 8,980 \text{ lb/h}$$

$w$  = Flujo masa total a manejar en evaporación

$$w = 5.89 \text{ Ton/h} = 12,900 \text{ lb/h}$$

$$Q = w C_p \Delta T = 12,900 \times 0.988(225 - 212)$$

$$Q = 168,000 \text{ Btu/h}$$

$$W_s = Q / s = 168,000/945.5 = 176 \text{ lb/h} = 80 \text{ KG/h}$$

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.31 \log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{38 - 25}{2.3 \log \frac{38}{25}} = 30.6 \text{ oF}$$

$$h_i = \text{Coef. interno} = 1500 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ oF}}$$

$$h_{io} = h_i ID/OD = 1500 \times 2.067/2.125 = 1460$$

$h_o$  = Coef. externo.

$$h_o = 20(\Delta T/OD)^{1/4}; OD = 2.125 \text{ plg.} = 0.176 \text{ pie}$$

$$\Delta T/OD = 13/0.176 = 74$$

$$(\Delta T/OD)^{1/4} = 2.94$$

$$h_o = 20 \times 2.94 = 59$$

$$U_c = \frac{1460 \times 59}{1519} = 56.8 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ oF}}$$

$$R_d = 0.01, h_c = 100$$

$$U_d = \frac{56.8 \times 100}{156.8} = 36.1 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ oF}}$$

$$A = \frac{Q}{U_d LMTD} = \frac{168,000}{36.1 \times 30.6} = 152 \text{ pie}^2 = 14.1 \text{ m}^2$$

Conclusión : Se pondrán 9 unidades en 3 baterías de 3 evaporadoras cada una, con una longitud de tubos de 3m (9.9 pies), de tubo de cobre de 2 plg. (5.08 cm) de diámetro.

$$A/EVAP. = 51 \text{ pie}^2 = 4.77 \text{ m}^2$$

Sup. X pie<sup>2</sup>/pie lineal = 0.622 ( para tubos de 2 plg.-Tablas)

$$\text{AREA/TUBO} = 0.622 \times 9.9 = 6.1 \text{ pie}^2$$

$$\# \text{ TUBOS} = 51/6.1 = 8.5 \quad 9$$

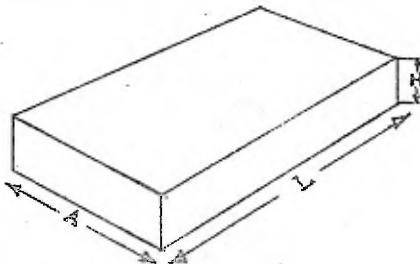
Dimensiones :

$$w = 5.89 \text{ Ton/h}$$

$$V = 5.89 \text{ Ton/h} \times \text{m}^3/1.09 \text{ Ton} = 5.4 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V/\text{EVAP.} = 1.8 \text{ m}^3 \text{ (Teórico)}$$

Debido al calentamiento se fabricarán de 2.5 m<sup>3</sup>



$$L = 3.5 \text{ m} = 11.2'$$

$$A = 1 \text{ m} = 3.3'$$

$$H = 0.7 \text{ m} = 2.3'$$

Tanques (9)

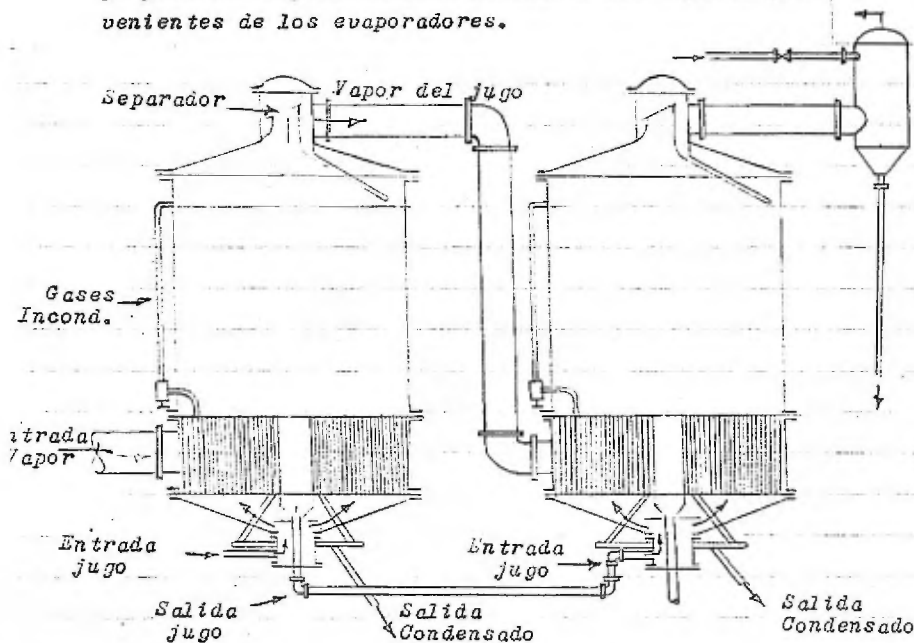
Lámina de 3/16" B-254-68	3,348 Kg	\$ 7.00	\$ 23,688.00
Tubos de cobre de 2" de diámetro 15 BWG Admiralty A1-443			
Costo del material c/m. obra	612 Kg	\$ 59.00	\$ 39,718.00
	3,996 Kg		63,406.00
Soldadura 3,996 Kg X \$ 8.50 X 0.05			1,698.30
Precio total de las evaporadoras :			\$ 65,104.30

Costo de la estructura que soportará las evaporadoras.

Vigueta de 8"	20 m	540 Kg	\$ 1,730.00
Vigueta de 6"	78 m	1800 Kg	5,750.00
Duelas (madera)	72 m <sup>2</sup>	7300 Kg	7,300.00
Canal de 2"	10 m	41 Kg	131.00
		2381 Kg	14,911.00
Soldadura 2,381 Kg X \$ 8.50 X 0.05			1,010.00
Mano de Obra 2,381 X \$ 1.50 + \$ 7,300.00			10,860.00
Costo total estructura :			26,781.00
Precio de las evaporadoras :			65,104.30
Costo total de evaporadoras y estructura :			91,885.30
Costo total adoptado sin instalar :			\$ 92,000.00

Doble efecto. - Su función es la misma que la de las evaporadoras a presión atmosférica, la gran diferencia es el ahorro de vapor. El equipo consta de dos cuerpos de hierro colado con su respectiva calandria cada uno, en la cual van montados los tubos que es por donde circula el guarapo, este equipo trabaja al vacío el cual se hace mediante una bomba de vacío.

La extracción de condensados se hace mediante tanques de expansión, unido al doble efecto trabaja un condensador barométrico de aire seco y a contracorriente cuya función es precisamente condensar los vapores provenientes de los evaporadores.



Cálculos y costos :

$$w_{\text{Alimentación}} = 6.2 \text{ Ton/h} = 13,600 \text{ lb/h}$$

$$oB = \text{Briz inicial} = 20^{\circ}$$

$$B_F = \text{Brix final} = 65^{\circ}$$

Vapor de 30 lb/plg<sup>2</sup> absolutas.

$$T_s = \text{Temperatura del vapor} = 250 \text{ oF}$$

$$\lambda_s = \text{Calor latente del vapor} = 945.3$$

$$\text{Presión en el segundo efecto} = 4 \text{ plg. de Hg} \\ = 1.96 \text{ lb/plg}^2$$

$$\text{Coeficientes : } U_1 = 425 \text{ lb/h pie}^2 \text{ oF}$$

$$U_2 = 292 \text{ lb/h pie}^2 \text{ oF}$$

$$E = \text{Evaporación total} = 13,600(1 - 20/65)$$

$$E = 9,439 \text{ lb/h}$$

$$w_{\text{Producto}} = w_{\text{Alim.}} - E = 4,200 \text{ lb/h}$$

$$C_{P_{\text{Alim.}}} = 0.988 \text{ Btu/lb oF}$$

$$t_{\text{Alimentación}} = 212 \text{ oF}$$

$$t_2 = 125 \text{ oF a } 1.96 \text{ lb/plg}^2$$

$$\text{Diferencia total de temp.} = T_s - t_2 = 125 \text{ oF}$$

$$\text{Promedio de las diferencias de presión} = \frac{30 - 1.96}{2}$$

$$= 14.52 \text{ lb/plg}^2/\text{efecto}$$

Distribución de las diferencias de presión total

	Presión lb/plg <sup>2</sup> Abs.	Presión del vap oF	E.P.E	Temp. Real	Btu/lb
1o. efecto	30	T <sub>s</sub> = 250	1.0	251	945.3
2o. efecto	15.42	t <sub>1</sub> = 213	2.0	215	966.0
Vap. al cond.	1.96	t <sub>2</sub> = 125	6.4	131.4	1017.5

$$\text{Primera estimación: } \dot{W}_{\text{vap.}} = \frac{E}{0.75 \times \# \text{Efect.}}$$

$$\dot{W}_{\text{vap.}} = \frac{9,439}{1.50} = 6200 \text{ lb/h}$$

$$1.- \text{Suponiendo } \dot{W}_{\text{vap.}} = 6200 \text{ lb/h al 1o. efecto}$$

$$w_{\text{Alimentación}} \quad 13,640 \text{ lb/h}$$

$$6200 \times 945.3 = \quad 5,860,860 \text{ Btu/h}$$

Deducción para calentar el alimento

$$13640 \times 0.968(250 - 212) = \underline{512,100}$$

Disponible para evaporación 5,348,760 Btu/h

$$\lambda_1 = 966 \text{ a } 215^\circ\text{F}$$

$$w_1 = 5,348,760/966 = 5,510 \text{ lb/h}$$

Alimento al segundo efecto

$$13,640 - 5,510 = 8,130 \text{ lb/h}$$

2.- Vapores del primer efecto 5,348,760 Btu/h

$$\text{Mas flash } 8,130 \times 0.76(215-131.4) = \underline{519,000}$$

$$5,867,760 \text{ Btu/h}$$

$$w_2 = 5,867,760/1017.5 = 5,450 \text{ lb/h}$$

$$\text{Producto } 8,130 - 5,450 = \underline{2,680 \text{ lb/h}}$$

Con una segunda estimación de  $W_s = 5,600 \text{ lb/h}$

da un producto igual a 3,449 lb/h por lo que :

Tercera estimación  $W_s = 5,200 \text{ lb/h}$

1.- Alimentación 13,640 lb/h

$$5,200 \times 945.3 = 4,915,560 \text{ Btu/h}$$

Deducción para calentar el alimento

$$13,640 \times 0.968(250 - 212) = \underline{512,100}$$

Disponible para evaporación 4,403,460 Btu/h

$$\lambda_1 = 966 \text{ Btu/lb a } 215^\circ\text{F}$$

$$w_1 = 4,403,460/966 = 4,558 \text{ lb/h}$$

Alimento al segundo efecto

$$13,640 - 4,558 = 9,082 \text{ lb/h}$$

2.- Vapores del primer efecto 4,403,460 Btu/h

$$\text{Mas flash } 9,082 \times 0.76(215-131.4) = \underline{577,033}$$

$$4,980,493 \text{ Btu/h}$$

$$w_2 = 4,980,493/1017.5 = 4,895 \text{ lb/h}$$

$$\text{Producto } 9,082 - 4,895 = 4,187 \text{ lb/h}$$

$$A_2 = \frac{W_s \lambda_s}{U_1 (T_s - t_1)} = \frac{4,915,560}{425(251 - 215)} = 320 \text{ pies}^2$$

$$A_2 = \frac{w_1 \lambda_1}{U_2(t_1 - t_2)} = \frac{4,558 \times 966}{170(215 - 131.4)} = 310 \text{ pie}^2$$

Promedio de Areas =  $630/2 = 315 \text{ pie}^2$

Se tomarán Areas de  $315 \text{ pie}^2$

$$F_1 = w_1/\#s = 4,558/5,200 = 0.876$$

$$F_2 = w_2/w_1 = 4,895/4,558 = 1.07$$

Longitud de tubos igual a  $1.25 \text{ m}$  ( $4.125 \text{ pies}$ )

Diámetro tubos acero igual a  $3.8 \text{ cm}$  ( $1.5 \text{ plg.}$ )

$$\# \text{ de tubos} = A / \text{DoL} = (315 \times 12) / (3.14 \times 1.5 \times 4.125)$$

$$\# \text{ de tubos} = 194$$

Altura del cuerpo.- (Ver ref. Ho. ) es igual a  $1.5$  veces la longitud de los tubos.

$$\text{Altura del cuerpo} = 1.5 \times 1.25 = 1.88 \text{ m} = 6.2'$$

Diámetro.- La sección horizontal (superficie de evaporación) debe ser de  $1 \text{ m}^2$  por cada  $400 \text{ m}^3/\text{h}$  de vapor producido.

$$A = \pi/4 D^2 ; D = (A/0.785)^{1/2}$$

$$D = (1/0.785)^{1/2} = 1 \text{ m} = 3.3 \text{ pie} = 39.5 \text{ plg.}$$

CALANDRIA.- Las perforaciones de las placas de la calandria que se destinan a recibir los tubos deben tener aproximadamente  $1 \text{ mm}$  más de diámetro que el exterior de estos o sea:

$$\text{Diámetro perforaciones} = 38 + 1 = 39 \text{ mm}$$

Espesor de la placa de la calandria.-

$$1.- \text{ Por torsión ; } t = \frac{F G}{2} \frac{P_D}{S} + C$$

$$P_t = \text{Presión de trabajo} = 190 \text{ lb/plg}^2$$

$$P_D = 1.3 P_t = 190 \times 1.3 = 247 \text{ lb/plg}^2$$

$$S = 10,500 \text{ psi (esfuerzo cortante)}$$

$C = 0.38$  (Factor de corrosión)

$F = 0.70$

$G = 39.5 \text{ plg} + 6.4 = 45.9 \text{ plg}$

$$t = \frac{0.7 \times 46}{2} \frac{247}{10500} + 0.38$$

$$t = 2.85 \text{ plg.} = 7.0 \text{ cm}$$

2.- Por esfuerzo cortante.

$$t = \frac{0.31 D_L}{(1 - d_o/P)} \times (P/S) + C$$

$$D_L = 4A/C^2 = 4 \times 0.785(49.5)^2/33 = 230$$

$$t = \frac{0.31 \times 230}{1} (247/10,500) + 0.38$$

$$t = 2.0 \text{ plg} = 5 \text{ cm}$$

En este caso se selecciona este último valor ya que el anterior esta excedido.

$$t_{\text{Placa calandria}} = 2'' = 5 \text{ cm}$$

Espesor Calandria :

$$t = \frac{P D}{2SE - 1.2 P} + C$$

$$P_D = 1.3 P_t = 190 \times 1.3 = 247 \text{ lb/plg}^2$$

$$S = 12,500 \text{ psi}$$

$E = 85\%$  con radiografía de soldadura parcial

$C = 0.38$  (factor de corrosión)

$$D = 49.5 \text{ plg}$$

$$t = \frac{247 \times 49.5}{2 \times 12500 \times 0.85 - 1.2 \times 247} + 0.38$$

$$t = 0.9 \text{ plg.}$$

Entrada de Vapor.-

$$W_s (\text{entrada}) = 5,200 \text{ lb/h} = 2,370 \text{ Kg/h}$$

$$T_s = 250^\circ \text{F} = 120^\circ \text{C}$$



$v = \text{vel. del vapor elegida} = 50 \text{ m/seg.}$

$W' = 1.1Ws = 1.1 \times 2,370 = 2,620 \text{ Kg/h}$

Peso específico a  $120^\circ \text{C}$  (tablas vapor) =  $1/13.82$   
 $= 0.072 \text{ lb/pt}^3$

$\rho = 0.072 \text{ lb/pt}^3 = 1.18 \text{ Kg/m}^3$

$Q = \text{Gasto} = 2,620/1.18 = 2,220 \text{ m}^3/\text{h} = 0.62 \text{ m}^3/\text{seg.}$

$S = \pi/4 D^2 v = 0.62/50 = 0.0124 \text{ m}^2$

$D^2 = (0.0124 \times 4)/\pi = 0.0158 \text{ m}^2$

$D = 0.396 \text{ m} = 396 \text{ mm}$

Se tomará  $D = 400 \text{ mm} = 15.7 \text{ plg.}$

Entrada de guarapo.-

$Q_{\text{Vol.}} = 13,600 \text{ lb/h} = 6.2 \text{ ton/h} \times \text{m}^3/1.09 \text{ ton}$

$Q_{\text{Vol.}} = 5.7 \text{ m}^3/\text{h} = 0.00158 \text{ m}^3/\text{seg.}$

$v = 3 \text{ pie/seg.} = 0.91 \text{ m/seg.}$

$S = 0.00158/0.91 = 0.00174 \text{ m}^2$

$D = (S/0.785)^{1/2} = (0.00174/0.785)^{1/2} = 47 \text{ mm}$

Se tomará  $D = 50 \text{ mm} = 2 \text{ plg.}$

Cuerpo:

Altura = 1.88 m ; Diámetro = 1 m

Area del cuerpo----- 5.9 m<sup>2</sup>

Area de las tapas 0.34X2--- 0.68 m<sup>2</sup>

Area total----- 6.58 m<sup>2</sup>

Placa de 1" peso/m<sup>2</sup>----- 199.18 Kg

Peso de 6.58 m<sup>2</sup>----- 1300.00 Kg

Costo por Kg.----- \$ 8.00

Costo de 1300 Kg.----- \$ 10,400.00

Calandrias:-

Sup. de calentamiento----- 315 m<sup>2</sup>

Costo X m<sup>2</sup> de Area----- \$ 40.00

Costo total----- \$ 12,600.00

Placas (2) 2" espesor

Peso/m<sup>2</sup>----- 398.36 Kg

Diámetro ----- 1 m

Area de las placas ----- 1.57 m<sup>2</sup>

Peso ----- 625 Kg

Costo \$ 8.00 X 625.0 Kg----- \$ 5,000.00

Envolvente calandria :

3.21 m<sup>2</sup> placa de 3/4"

Peso ----- 479.4 Kg

Costo \$ 8.00 X 479.4 \$ 3,835.00

Soldadura 2404.4 Kg X \$8.50X0.05 1,020.00

Barrenos 625 Kg X 2 X \$3.00 3,750.00

Mano de Obra 2404.4 Kg X \$ 1.50 3,600.00

Costo total \$ 40,205.00

Precio total del doble efecto

sin instalar : \$ 80,410.00

Condensador. - Su objeto es condensar el vapor proveniente del doble efecto.

Se instalara un condensador barométrico de aire seco y a contracorriente, alimentado con agua fria a la temperatura de 30 °C .

Cálculos y costos :

Q = Cantidad de vapor que se va a condensar

Q = 10,000 lb/h = 4.5 Ton/h

S = Sección transversal del condensador

S = 0.15 Q = 0.15 X 4.5 = 0.67 m<sup>2</sup>

D = Diámetro del condensador

D = (0.67/0.785)<sup>1/2</sup> = 0.92 m

p = gasto del vapor = 4.5/3.6 = 1.25 Kg/seg

Densidad del vapor = 0.100 Kg/m<sup>3</sup>

Volumen del vapor = 1.25/0.100 = 12.5 m<sup>3</sup>/seg

Velocidad del vapor = 50 m/seg.

Sección del tubo de vapor = 12.5/50

= 0.25 m<sup>2</sup>

Diámetro del tubo de vapor = (0.25/0.785)<sup>1/2</sup>

= 0.56 m

Tv = Temperatura del vapor = 55 °C = 131 °F

t<sub>1</sub> = Temperatura del agua fria = 30 °C

t<sub>2</sub> = Temperatura del agua caliente

t<sub>2</sub> = Tv - 0.12(Tv - t<sub>1</sub>) = 55 - 0.12(55 - 30)  
= 52 °C

$w$  = Cantidad de agua fría necesaria

$P$  = Presión absoluta en el condensador correspondiente al vacío.

$P = 0.160 \text{ Kg/cm}^2$  (vacío de 64 cm Hg referidos a 76)

$L$  = Calor total del vapor a la presión  $P$

$L = 620.4 \text{ Kcal/kg}$  (tablas vapor)

$$w = \frac{L - t_2}{t_2 - t_1} = \frac{620.4 - 52}{52 - 30} = 25.84 \frac{\text{Kg de agua}}{\text{kg de vap. cond.}}$$

$$q = 25.84 \frac{\text{kg de agua}}{\text{kg de vap. cond.}} \times 1.25 \frac{\text{kg vap.}}{\text{seg}} = 32.3 \text{ kg/seg de agua de enfriamiento}$$

$h$  = altura del agua fría a la entrada del cond.

$h = 30 \text{ dm}$

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

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

$$v = (2gh)^{1/2} = (2 \times 98 \times 30)^{1/2} = 76.6 \text{ dm/seg}$$

$D^*$  = Diámetro de la tubería de agua de enfriamiento.

$$D^* = \left( \frac{4 \times 32.3}{3.14 \times 76.6} \right)^{1/2} = 0.735 \text{ dm} = 7.35 \text{ cm}$$

Se construirá un condensador barométrico con un diámetro de 0.9 m y una altura de 2.2 m con tubería de entrada de vapor de 0.56 m y tubería de entrada de agua fría de diámetro de 0.07 m

Costo del condensador sin instalar: \$ 6,000.00

Bomba de vacío. - Ya que el doble efecto trabaja a vacío, se hace necesaria la instalación de una bomba de vacío la cual cubrirá las necesidades de dicho equipo.

Cálculos y costos : Para calcular la bomba de vacío es necesario conocer el volumen de aire que se

va a extraer del condensador. Dicho volúmen se cál-  
cula de la siguiente forma.

$H$  = Vacío deseado = 64 cm

$t_1$  = Temperatura del agua de enfriamiento.

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

$q'$  = Peso del vapor de escape consumido emplea-  
do en el primer cuerpo del doble efecto.

$q' = 5200\text{ lb/h} = 2360\text{ Kg/h}$

$J$  = Peso del jugo por manejar = 6200 Kg/h

$Q$  = Peso total del vapor al condensador.

$Q = 4500\text{ kg/h}$

$T_v$  = Temperatura del vapor que corresponde al  
vacío =  $55\text{ }^\circ\text{C} = 131\text{ }^\circ\text{F}$

$t_2$  = Temperatura del agua caliente = 52 oC

$W$  = Cantidad de agua fría necesaria para la con-  
densación del vapor = 25.84 kg/kg de vapor

$V$  = Volúmen del aire por extraer =  $\Delta \cdot v$

$\Delta$  = Peso total del aire =  $q' \cdot a_1 + J \cdot a_2 + (W \cdot a_3 + a_4)Q$

$a_1$  = aire en el vapor de calentamiento = 10 g/ton

$a_2$  = aire presente en el jugo = 300 g/ton

$a_3$  = aire que entra en el agua fría = 40 g/ton

$a_4$  = aire que entra por las fugas = 3000 g/ton

$a_1 \cdot q' = 10 \times 2.3 = 23\text{ g/h}$

$a_2 \cdot J = 300 \times 6.2 = 1860\text{ g/h}$

$a_3 \cdot W \cdot Q = 40 \times 26 \times 4.5 = 4700\text{ g/h}$

$a_4 \cdot Q = 3000 \times 4.5 = 13500\text{ g/h}$

$\Delta = 20,083\text{ g/h}$

$p_a$  = presión del aire saturado a la salida del  
condensador.

$p_v$  = presión del vapor correspondiente a  $t_1$

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

$p$  = presión correspondiente al vacío = 0.160 psia

$p_a = p - p_v = 0.160 - 0.043 = 0.117\text{ kg/cm}^3\text{ abs.}$

$$t_a - t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$v$  = Volumen específico de aire a una presión absoluta  $p_a$  en  $\text{m}^3/\text{kg}$

$$v = R T_a / p_a$$

$$R = \text{constante} = 0.002927$$

$$T_a = \text{Temp. absoluta del aire} = 273 + t_a$$

$p_a$  = presión parcial del aire en  $\text{kg}/\text{cm}^2$

$$v = 0.002927 \times \frac{273 + 30}{0.117} = 7.6 \text{ L/gmol}$$

$$V = A.v = 20,063 \times 7.6 = 152,000 \text{ l/h}$$

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

$$V' = \frac{152,000 \times 1.20}{0.70} = 260,000 \text{ L/h}$$

$$V' = 156 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

Costo de la bomba sin instalar : \$ 13,500.00

### \*3.7- COCILIENTO :

Tachos de dar punto. - La meladura después de ser concentrada en la evaporación tiene un contenido aproximado de 65 % de sólidos y un 35 % de agua parte de la cual hay que eliminar para dar el punto a la meladura que finalmente será piloncillo, para esto se utilizan los tachos de dar punto que son tanques cilindricos de fondo cónico de poca profundidad, hechos de plancha gruesa de acero.

Debido a su poca profundidad son ideales para esta operación, la superficie de calentamiento esta compuesta de serpentines de cobre por donde circula el vapor. \*

Cálculos y costos :

$w =$  Cantidad de meladura = 5.89 - 4.08

$w = 1.81 \text{ Ton/h} = 3980 \text{ lb/h}$

Brix inicial =  $65^{\circ}$  ; Brix final =  $70^{\circ}$

$E =$  agua a evaporar =  $1.81(1 - 65/70)$

$E = 0.127 \text{ Ton/h} = 280 \text{ lb/h}$

$t_1 =$  Temperatura de entrada al tacho

$t_1 = 225^{\circ}\text{F}$

$t_2 =$  Temperatura máxima permitida =  $240^{\circ}\text{F}$

$T_s =$  Temperatura del vapor =  $250^{\circ}\text{F}$

$Q = w C_p \Delta T$

$C_p = 1 - 0.006(67.5) = 0.595$

$Q = 3980 \times 0.595(240 - 225) = 35,500 \text{ Btu/h}$

$W_s = Q/\lambda_s = 35,500/945.3 = 37.6 \text{ lb/h}$

$\dot{W}_s = 17.1 \text{ kg/h}$

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 \log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{25 - 10}{2.3 \log \frac{25}{10}} = 16.3^{\circ}\text{F}$$

$h_i =$  Coeficiente interno =  $1500 \text{ Btu/h pie}^2\text{oF}$

Se usará tubo de cobre de 1.5" de diámetro

$ID = 1.28"$  ;  $OD = 1.623"$  = 0.135 pies

$h_{io} = 1500 \times 1.28/1.623 = 1180$

$h_o =$  Coeficiente externo =  $20(\Delta T/OD)^{1/2}$

$h_o = 20(15/0.135)^{1/2} = 65 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ oF}$

$$U_c = \frac{65 \times 1180}{65 + 1180} = 62 ; R_d = 0.01$$

$$U_D = \frac{62 \times 100}{162} = 38.3$$

$$A = \frac{Q}{U_D LMTD} = \frac{35,500}{38.3 \times 16.3} = 60 \text{ pie}^2$$

Se pondrán 2 baterías de 2 tachos cada una

A/Tacho = 30 pie<sup>2</sup>

Diámetro Serpentin = 1m

separación entre vuelta y vuelta = 0.06 m

$$L_{\text{Tubo}} = \Delta / \pi D = (30 \times 12) / (3.14 \times 1.5)$$

$$L_{\text{Tubo}} = 76.8 \text{ pies} = 23.4 \text{ m}$$

$$\# \text{ Vueltas} = L / \pi \phi_{\text{Serp.}} = 23.4 / 3.14 \times 1$$

$$\# \text{ Vueltas} = 7.5 \text{ } \&$$

$$\text{Altura del Serpentín} = 8 \times 0.06 = 0.48 \text{ m}$$

Dimensiones :

$$D = 1.25 \text{ m} = 4.1 \text{ pies}$$

$$L = 0.75 \text{ m} = 2.46 \text{ pies}$$

$$H = 0.25 \text{ m} = 0.82 \text{ pies}$$

$$r = 0.08 \text{ m} = 0.263 \text{ pies}$$

$$V_{\text{cil}} = \frac{\pi}{4} D^2 L = 0.915 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cono}} = \frac{\pi}{3} H(D^2 + r^2 + Dr) = 0.116 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Total}} = 0.915 + 0.116 = 1.031 \text{ m}^3 \text{ (Vol. práctico)}$$

$$V_{\text{Teórico/Tacho}} = 0.82 \text{ m}^3$$

Tanques(5)

Lámina de 3/16" B-254-68	1500 kg	\$ 7.00	\$ 10,500.00
Serpentín de 1.5" de diámetro 15 B&G Admiralty A1-443			
Costo del material c/m. obra	339 kg	\$ 59.00	\$ 20,001.00
	2,139 kg		30,501.00
Soldadura	2,139 kg	X \$ 8.50 X 0.05	909.00
Precio total de los tachos :			\$ 31,410.00

Costo de la estructura que soportará los tachos.

Vigueta de 6"	37 m	354 kg	\$ 2,732.80
Canal de 8"	20 m	530 kg	1,696.00
Dueñas (madera)	20 m <sup>2</sup>	2040 kg	2,040.00
		1384 kg	6,468.80
Soldadura	1384 kg	X \$ 8.50 X 0.05	588.20
Mano de Obra	3424 kg	X \$ 1.50	5,136.00
Costo total estructura :			12,193.00
Precio de los tachos :			31,410.00

Costo total de tachos y estructura :       \$ 43,603.00  
 Costo total adoptado sin instalar :       \$ 44,000.00

\*3.8- CRISTALIZACION :

Enfriador. - El objeto del enfriador es provocar la solidificación del piloncillo. Debido a la alta viscosidad del licor madre y a la gran sobresaturación no sería posible obtener una solidificación completa si se dejara la masa cocida en reposo, por lo que es necesario mantenerla en continuo movimiento y disminuir poco a poco su temperatura provocando así la solidificación.

El enfriador consiste de un tanque en forma de U (combinación de un rectángulo horizontal con un semi-cilindro también horizontal), hecho de plancha de acero y provisto de un agitador de paletas, movido por un motor acoplado al enfriador. \*

Cálculos y costos :

$$w = \text{Cantidad de masa cocida} = 1.81 \text{ Ton/h}$$

$$w = 3980 \text{ lb/h}$$

$$\text{Meladura} = 84.4 \text{ lb/pt}^3$$

$$V_T = 3980/84.4 = 47.3 \text{ pies}^3 = 1.14 \text{ m}^3$$

Debido a la agitación se triplicará el volumen.

$$L = 2 \text{ m} = 6.6 \text{ pies}$$

$$A = 1 \text{ m} = 3.3 \text{ pies}$$

$$h = 0.75 \text{ m} = 2.46 \text{ pies}$$

$$R = 0.75 \text{ m} = 2.46 \text{ pies}$$

$$V_{\text{Rectángulo}} = L \times A \times h = 1.5 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Semi-circ.}} = R^2 L / 2 = 1.76 \text{ m}^3$$

$$V_T = 1.5 + 1.76 = 3.26 \text{ m}^3$$



Tanque de lámina de 3/16" B-254-68	430 kg @ 7.00	\$ 3,010.00
Soldadura 430 kg X @ 6.50 X 0.05		<u>182.75</u>
		3,192.75
Equipo necesario para mover el enfriador.		
Motor Fairbanks-Morse (2) 2 HP 1000/2000 rpm		4,400.00
Paletas		1,178.00
Corona y reductor de velocidad		<u>10,234.00</u>
Precio total del enfriador :		\$ 19,004.00
Costo total del enfriador s/instalar :		\$ 19,000.00

### 3.9- TANQUERIA :

Tanque almacenador. - Destinado a almacenar el guarapo proveniente de la molienda, debido a su uso puede fabricarse de concreto armado, mampostería, o utilizar los prefabricados hechos de plancha gruesa de acero o plástico. †

#### Cálculos y costos :

$$20^{\circ} \text{ Briz, } 20 \text{ } \rho = 67.42 \text{ lb/pie}^3 = 1.09 \text{ Ton/m}^3$$

$$T.C.H = 7.5$$

$$\% \text{ Extracción} = 82.5$$

$$T.G.H = 6.2$$

$$V = 6.2 / 1.09 = 5.7 \text{ m}^3/\text{h}$$

Para su construcción será de 7.5 m<sup>3</sup>

$$\text{Dimensiones del tanque : } 2.5 \times 2 \times 1.5 = 7.5 \text{ m}^3$$

Se construirá un tanque de mampostería.

Tabique	13.5 m <sup>2</sup>	\$ 50.00	\$ 675.00
Concreto	0.5 m <sup>3</sup>	\$ 1.00/lt.	<u>500.00</u>
			1,175.00
Costo total adoptado sin instalar :			\$ 1,200.00

Tanque distribuidor. -

$$V = 5.7 \text{ m}^3$$

La relación más económica de diámetro a al-

tura es igual a :  $h = 1.3D$

$$V = \pi/4 D^2 h = 0.785 D^2 \times 1.3D$$

$$D^3 = 5.7/1.02 = 5.6$$

$$D = 1.775 \text{ m} ; h = 1.3 \times 1.775 = 2.32 \text{ m}$$

Se construirá un tanque de lámina de hierro de 1.8 m de diámetro por 2.3 m de altura.

Angular de 3 X 3/8"	4 m	43 kg	\$ 107.00
Placa de 1/2"	13 m <sup>2</sup>	<u>1340 kg</u>	<u>3,350.00</u>
		1373 kg	3,457.00
Costo total adoptado sin instalar :			\$ 3,500.00

Tanque de agua caliente. - Tomando en cuenta que la caldera trabaja a su máxima capacidad, produciendo 4750 kg/h de vapor, requiriendo la misma cantidad de kg de agua de alimentación suministrada a una temperatura promedio de 90 °C con un volumen de :

$$\rho_{\text{Vapor}} = 1010 \text{ kg/m}^3$$

$$V = 4750/1010 = 4.7 \text{ m}^3 = 4700 \text{ lt.}$$

Se construirá un tanque para almacenar 3 veces ese volumen.

$$V' = 4700 \times 3 = 14,100 \text{ lt.}$$

La relación más económica de diámetro a altura es :  $h = 1.3 D$

$$V = \pi/4 D^2 h = 0.785 D^2 \times 1.3 D$$

$$D^3 = 14.1/1.02 = 13.8$$

$$D = 2.4 \text{ m} ; h = 1.3 \times 2.4 = 3.12 \text{ m}$$

Se construirá un tanque de lámina de fierro de 2.4 m de diámetro por 3.1 m de altura.

Angular de 3 X 3/8"	6 m	64 kg	\$ 160.00
Placa de 1/2"	23 m <sup>2</sup>	<u>2340 kg</u>	<u>5,740.00</u>
		2404 kg	5,900.00
Costo total adoptado sin instalar :			\$ 5,900.00

Tanque para cachaza. - Considerando que se produce el 5 % de cachaza.

$W$  = Cantidad de cachaza producida por hora.

$W = 0.31 \text{ Ton} = 310 \text{ kg}$

Densidad considerada =  $1.8 \text{ kg/lit.}$

Volúmen =  $310 \text{ kg/h} \times 1 \text{ lit}/1.8 \text{ kg} = 172 \text{ lit/h}$

Volúmen por día =  $4128 \text{ lit}/24 \text{ h}$

Se construirá un tanque con capacidad para absorber la producción de media zafra.

Tiempo promedio para media zafra = 45 días

Volúmen para 45 días =  $185,760 \text{ litros}$

Si la relación más económica de diámetro a altura es :  $h = 1.3D$

$186 \text{ m}^3 = 0.785 \times 1.3 D^3$

$D^3 = 186/1.02 = 182$

$D = 5.68 \text{ m}$  ;  $h = 1.3 \times 5.68 = 7.4 \text{ m}$

Se construirá un tanque de lámina de fierro de 5.68 m. de diámetro por 7.4 m de altura.

Angular de 3 X 3/8"	50 m	528 kg	\$ 1,320.00
Placa de 1/2"	131 m <sup>2</sup>	<u>13400 kg</u>	<u>33,000.00</u>
		13928 kg	34,320.00
Costo total adoptado sin instalar :			\$ 35,000.00

Tanque para petróleo .- Consumo promedio de petróleo igual a 4 lit/ton de caña molida.

Se tomafá como base la molienda durante una tercera parte de la zafra y que es igual a 5400 toneladas de caña

Consumo de petróleo en 30 días de zafra =  $21,600 \text{ lit.}$

$h = 1.3 D$  ; relación más económica de diámetro a altura

$21.6 \text{ m}^3 = 0.785 \times 1.3 D^3$

$D^3 = 21.6/1.02 = 21.1$

$D = 2.76 \text{ m}$  ;  $h = 1.3 \times 2.76 = 3.58 \text{ m}$

Se construirá un tanque de lámina de fierro de 2.76 m de diámetro por 3.58 m de altura.

Angular de 4 X 3/8"	10 m	145.8 kg	\$ 364.50
Placa de 1/2"	31 m <sup>2</sup>	<u>3160.0 kg</u>	<u>7,742.00</u>
		3305.5 kg	8,106.00
Costo total adoptado sin instalar :			\$ 8,100.00

Tanque para sosa. - Debido a la necesidad de limpiar los tubos de la calandria del doble efecto y para prevenir la corrosión en los tubos de las calderas se utiliza hidróxido de sodio (NaOH) en solución al 40 % (en peso).

El consumo aproximado de sosa es de 80 gramos/ton de caña.

Se diseñará un tanque con capacidad suficiente para almacenar en solución la cantidad correspondiente a media safra.

$$\text{Molienda} = 8100 \text{ ton de caña}$$

$$\text{Cantidad de sosa} = 8100 \times 0.08 = 648 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Peso de la solución al 40 \%} &= 648 / 0.4 \\ &= 1620 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densidad de la solución a } 30 \text{ }^\circ\text{C} &= 1.4232 \\ &\text{kg/lt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumen de la solución} &= 1620 / 1.4232 \\ &= 1138 \text{ litros} \end{aligned}$$

$h = 1.3 D$  ; relación más económica de diámetro a altura .

$$1.138 \text{ m}^3 = 0.785 \times 1.3 D^3$$

$$D^3 = 1.138 / 1.02 = 1.115$$

$$D = 1.03 \text{ m} ; h = 1.3 \times 1.03 = 1.339 \text{ m}$$

Se construirá un tanque de lámina de fierro de 1 m de diámetro por 1.3 m de altura.

Angular de 3 X 3/8"	2.5 m	17.5 kg	\$ 42.90
Placa de 3/8"	4 m <sup>2</sup>	<u>307.0 kg</u>	<u>752.15</u>
		324.5 kg	795.05

*Costo de la estructura para soportar los tanques :  
Se considerará como un 30 % del valor total de  
los mismos.*

*Costo total de los tanques : \$ 53,300.00*

*Costo de las estructuras : \$ 15,900.00*

CAPITULO IV.

ANALISIS ECONOMICO.

4.1.- INVERSION FIJA.

4.1.a. Costo del equipo.

1.- Manejo de la caña.

Báscula para 20 Tons.	\$	40,000.00
Conductor de caña.		151,000.00
Mesa de alimentación.		37,000.00
Cuchillas cañeras.		<u>45,000.00</u>
Total		273,000.00

2.- Molinos.

Tandem de 3 molinos.		<u>1,334,000.00</u>
Total		1,334,000.00

3.- Planta de vapor.

Calderas		450,000.00
Conductor de bagazo.		94,000.00
Chimenea.		<u>40,200.00</u>
Total		548,200.00

4.- Clarificación.

Alcalizadores.		13,000.00
Defecadores.		70,000.00
Calentadores.		<u>50,000.00</u>
Total		133,000.00

5.- Evaporación ( 1a Alternativa )

Doble efecto.		80,000.00
Condensador.		6,000.00
Bomba de vacío		<u>13,500.00</u>
Total		99,500.00

Evaporación ( 2a Alternativa )

Evaporadoras a presión atm.		<u>92,000.00</u>
Total		92,000.00

6.- Cocimiento.

Tachos.		<u>44,000.00</u>
Total		44,000.00

7.- <i>Cristalización.</i>	
<i>Enfriador.</i>	\$ <u>19,000.00</u>
<i>Total</i>	19,000.00
8.- <i>Tanquería.</i>	
<i>Tanque almacenador (mampostería)</i>	1,200.00
<i>Tanque distribuidor.</i>	3,500.00
<i>Tanque para agua.</i>	5,900.00
<i>Tanque para mieles y cachaza.</i>	35,000.00
<i>Tanque para petróleo.</i>	8,100.00
<i>Tanque para sosa.</i>	800.00
<i>Estructura para soportar tanques</i>	<u>15,990.00</u>
<i>Total</i>	69,990.00
9.- <i>Equipo de bombeo.</i>	
<i>Bomba de 2 HP.</i>	<u>7,000.00</u>
<i>Total</i>	7,000.00
<i>El resto del flujo se mueve por gravedad.</i>	
<i>ANÁLISIS DE LA 1a. ALTERNATIVA.</i>	
<i>Costo del equipo</i>	2,555,900.00
4.1.b.- <i>Conexiones, válvulas y tuberías</i>	
<i>15 % del costo del equipo</i>	383,385.00
<i>Imprevistos.</i>	
<i>10 % del costo del equipo</i>	255,590.00
<i>Costo total del equipo</i>	3,194,875.00
<i>Instalación del equipo</i>	
<i>30 % del costo total del equipo</i>	958,462.00
4.1.c.- <i>Costo total del equipo inst.</i> 4,153,337.00	
<i>Terrenos y edificios.</i>	
<i>Terreno disponible.</i>	
<i>Edificios.</i>	
<i>Planta 1,500 m<sup>2</sup> X \$ 600.00 m<sup>2</sup></i>	<u>900,000.00</u>
<i>Total</i>	900,000.00
<i>INVERSION FIJA TOTAL</i>	\$ 5,053,337.00

*ANALISIS DE LA 2a. ALTERNATIVA.*

Costo del equipo.	\$ 2,548,400.00
<i>Conexiones, válvulas y tuberías.</i>	
15 % del costo del equipo	382,260.00
<i>Imprevistos.</i>	
10 % del costo del equipo	254,840.00
Costo total del equipo.	3,185,500.00
<i>Instalación del equipo.</i>	
30 % del costo total del equipo	955,650.00
Costo total del equipo instalado.	4,141,150.00
<i>Terrenos y edificios.</i>	
<i>Terreno disponible.</i>	
<i>Edificios.</i>	
Planta 1,500 m <sup>2</sup> X \$ 600.00 m <sup>2</sup>	900,000.00
<i>INVERSION FIJA TOTAL.</i>	<i>\$ 5,041,150.00</i>

*La primera alternativa tiene una inversión mayor que la segunda de \$ 12,187.00. En esta alternativa se consume más vapor que implica un gasto mayor de bagazo y como este subproducto se emplearía para la elaboración de carbón activado el ahorro no es determinante. Por lo que se tomó como buena la primera alternativa.*

*4.2.- COSTO DE PRODUCCION.*

*4.2.a.- Materias primas.*

*Caña, 16,200 Ton a \$ 70.00/Ton 1,134,000.00*

*Varios.*

*4 % del costo de la caña 45,360.00*

*Total 1,179,360.00*

*4.2.b.- Combustible.*

*Petróleo 64.8 m<sup>3</sup> \$ 180.00 m<sup>3</sup> 11,664.00*

*Total 11,664.00*



4.2.c.- Mano de Obra.

Operación.	No. de Turnos	Sal. men.	Tot. zafra.
Manejo de caña	4 3	\$ 750.00	\$ 27,000.00
Molienda	3 3	900.00	24,000.00
Planta de vapor	1 3	900.00	8,000.00
Clarificación	3 3	900.00	24,300.00
Evaporación	1 3	1,000.00	9,000.00
Tachos	1 3	1,200.00	10,800.00
Enfriamiento	5 3	750.00	33,750.00
Seguro social e impuestos			<u>10,000.00</u>
Total			147,250.00

Supervisión.

Jefe de turno.	1 3	4,000.00	36,000.00
Seguro social e impuestos			<u>3,735.00</u>
Total			39,735.00

TOTAL DE MANO DE OBRA.

186,985.00

4.2.d.- Gastos de fábrica. (Costo de Operación)

Costo de la energía eléctrica.

Determinada en relación a la potencia consumida y el tiempo que trabaja el equipo.

	HP/Unidad	HP.	Hr. de trabajo	HPH.
1.- Manejo de la caña.				
Mesa de alimentación	3	3	24	72
Conductor de caña	3	3	24	72
Cuchillas cañeras	25	25	24	600
2.- Molienda.				
primer molino	75	75	24	1800
2o. y 3o. molino	50	100	24	2400
3.- Planta de vapor				
Conductor de bagazo	2	2	24	48
4.- Clarificación.				
3 agitadores	2	6	24	144
bomba de guarapo	2	2	24	48
5.- Evaporación.				
Bomba de vacío	3	3	24	72

#### 6.- Cristalización.

Enfriador	3	3	24	72
Total		169		5256

$$H.P.H. \times 0.746 = Kw-H$$

$$5256 \times 0.746 = 3900 Kw-H$$

$$\text{Precio del Kw-H} = \$ 0.135$$

$$3900 \times 0.135 = \$ 530.00$$

$$\text{Gasto por zafra} = \$ 530.00 \times 90 \text{ dias} = \$ 47,500.00$$

Consumo de vapor.- Se determina que la cantidad de vapor necesaria en la operación de la fábrica es ;

$$324 \text{ Kg/T.C.H.} \times 7.5 \text{ T.C.H.} = 2440 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Consumo de vapor por zafra} = 2440 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \times 24 \frac{\text{h}}{\text{Dia}} \times 90$$

$$= 5,250,000.0 \text{ Kg.}$$

$$\text{Costo del vapor} = \$ 0.03/\text{Kg}$$

$$\text{Costo por zafra} = 5,250,000.0 \times \$ 0.03 =$$

$$\$ 158,000.00$$

Total gastos de operación:

$$\$ 205,500.00$$

#### 4.2.e.- Mantenimiento y reparaciones.

Mantenimiento 10 % del costo del equipo inst.

$$\$ 415,333.00$$

Reparaciones 3 % del costo del equipo inst.

$$\$ 124,600.00$$

Total mantenimiento y reparaciones 539,933.00

#### 4.2.f.- Depreciación del equipo

10 % del costo total

$$415,333.00$$

#### 4.2.g.- Varios

$$41,159.00$$

COSTO TOTAL DE PRODUCCION :

$$\$ 2,579,934.00$$

#### 4.3 GASTOS DE ADMINISTRACIÓN Y VENTA.-

4.3.a- Salarios

$$60,000.00$$

#### 4.4 CAPITAL DE TRABAJO.-

Estimación.

Capital de trabajo máximo:

Inventario de piloncillo a costo \$ 3,150,000.00

Deuda por caña 1,134,000.00

Diferencia 2,016,000.00

Interés del financiamiento - 8 % anual

Total de intereses que se suman:

(Capital de trabajo máximo) X 1/2 (Interés anual)

(2,016,000.00) X 1/2 (0.08) = \$ 80,640.00

#### 4.5 ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS.-

4.5a- Ventas

3000 Ton piloncillo a \$ 1500.00/Ton \$ 4,500,000.00

4.5b- Costo de producción 2,579,934.00

Utilidad Bruta 1,920,066.00

4.5c- Gastos de administración 60,000.00

Utilidad de operación 1,860,066.00

4.5d- Interés del financiamiento 80,640.00

Utilidad antes de impuestos 1,779,426.00

4.5e- Impuestos 43 % 765,153.00

UTILIDAD NETA : \$ 1,014,273.00

#### 4.6 RENTABILIDAD

Utilidad después de impuestos \$ 1,014,273.00

Inversión fija 5,041,150.00

$$\text{Rentabilidad} = \frac{\text{Utilidad neta}}{\text{Inversión fija}} \times 100$$

$$R = \frac{1,014,273.00}{5,041,150.00} \times 100 = 20.2 \%$$

4.7 TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION.

Depreciación \$ 415,333.00

X = Tiempo en años en que se recuperará la inv.

$$X = \frac{\text{Inversión fija}}{\text{Utilidad neta} + \text{Depreciación}}$$

$$X = \frac{5,041,150.00}{1,014,273.00 + 415,333.00} = 3.5 \text{ Años.}$$

## CAPITULO V.

### APROVECHAMIENTO DE LOS SUBPRODUCTOS.

#### 1.- Fabricación de Aguardiente.

La materia prima que se utilizará para la elaboración del aguardiente será la sacarosa contenida en la cachaza que resulta de la elaboración del piloncillo. Esta cachaza se filtrará y se lavará; lo que resulte de las operaciones anteriores será evaporado hasta obtener una miel con un grado Brix de 65°. Esta miel será la que nos sirva para obtener el aguardiente. Como la capacidad de la fábrica de piloncillo no es en un principio capaz de satisfacer de cachaza, será conveniente echar mano de mieles incristalizables, que serán adquiridas del ingenio de San Martín, ubicado en el poblado de Cocula Gro. lugar cercano a la ciudad de Iguala Gro., por conducto de U.N.P.A.S.A. y con el permiso de la S.I.C.

Se tiene que el 5% del volumen manejado de guarapo es cachaza (Hugot). El volumen del guarapo manejado será de 6.2 Ton/h, de lo cual resultan 0.31 ton/h de cachaza, teniendo un volumen de 6.52 m<sup>3</sup>/dia.

Teniendo la materia prima, el primer paso para la elaboración del aguardiente es el de acondicionar ésta para que la levadura encuentre un medio propicio para desarrollarse y se obtenga un buen rendimiento en la elaboración de aguardiente.

El acondicionamiento se efectúa en unos tanques en donde se precipitan todos los no azúcares. Esta operación se lleva a cabo agregando lechada de cal hasta elevar el pH en 0.5 y la miel tenga un grado Brix de 55°. La temperatura se elevará a 70 °C.

El segundo paso, es el de separar estas impurezas utilizando una centrifuga. Se puede prescindir

de ésta si se deja reposar un tiempo suficiente, para que las impurezas se sedimenten.

Después de lo anterior, queda listo el mosto y es pasado a las tinas de levadura y de fermentación en donde se baja la temperatura a 30 °C y se agrega sulfato de amonio y fosfato de amonio para suplir las deficiencias en Nitrógeno y el fósforo. También se agrega ácido sulfúrico en cantidad suficiente para bajar el pH hasta 4.5, que es el más propicio para el desarrollo de la levadura. El fluoruro de amonio puede agregarse, siempre y cuando la levadura esté aclimatada a este reactivo, evitando otras fermentaciones que no sean la alcohólica.

El tiempo de fermentación es de 60 horas y el mosto ya muerto se deja reposar durante 12 horas. Posteriormente es pasado por una centrífuga para separar los sólidos. Este mosto ya separado y fermentado es pasado a un precalentador y posteriormente a destilación en un alambique en el cual se obtiene un producto que es pasado por otro alambique de refinación del cual se obtiene un producto que es ajustado antes de salir al mercado.

#### CÁLCULO DEL EQUIPO.

Cálculo de la materia prima disponible de la cañaza:

$$E = J(1 - B_j/B_s)$$

$$B_j = 16^\circ \text{ Bx}$$

$$B_s = 85^\circ \text{ Bx}$$

$$J = 0.31$$

$$E = 0.31(1 - 16/85) = 0.25 \text{ ton/n}$$

$$0.25 \times 23 = 5.75 \text{ ton/día.}$$

$$5.75 \times 90 = 517.50 \text{ ton/zafra.}$$

Como se dijo anteriormente estas 517.5 ton. se complementarán con mieles incristalizables hasta completar un volumen de 1000 toneladas.

La fábrica deberá de estar sujeta a trabajar dentro de un permiso de categoría "B", de acuerdo a la Ley de alcoholes.

#### TANQUE DE DILUCION.

Se procesarán 11.1 toneladas de miel por día. Una miel analizada arroja el siguiente resultado:

<sup>o</sup> Brix a 20°C	85
Pol. directa	32%
Pol. Clerget	38%
Red. directos	30%
Red. totales	60%
Cenizas	11%

Esta miel se diluirá a 55<sup>o</sup>Brix.

$$11.1 \times 0.85 = 0.55 \times X$$

$X = 18.0$  ton de 55<sup>o</sup>Bx. con una densidad de 1.259 ton/m<sup>3</sup>

Se tendrá un volumen de 13.6 m<sup>3</sup>/día.

Para la fabricación del tanque se guardará una relación de  $h = 1.3D$

$$13.6 = 0.785 \times D^2 \times 1.3D$$

Despejando y efectuando operaciones  $D = 2.4$  m.

$$h = 1.3 \times 2.4 = 3.10 \text{ m.}$$

por lo tanto las dimensiones del tanque serán de:

$$h = 3.10 \text{ m} \quad D = 2.4 \text{ m.}$$

Esta miel tiene que ser calentada hasta 65<sup>o</sup>C (149<sup>o</sup>F) la temperatura a la que se encuentra es de aproximadamente 26<sup>o</sup>C (79<sup>o</sup>F) el calentamiento se efectuará por medio de un serpentín el cual se calcula como sigue:

$$C_p = 1 - 0.006 Bx^0$$

$$C_p = 1 - 0.006 \times 55$$

$$C_p = 0.67 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$w = 11.1 \text{ ton} = 25,000 \text{ lb/día}$$

$$t_1 = 79 ^\circ\text{F}; t_2 = 150 ^\circ\text{F}$$

$$Q = w C_p(t_2 - t_1)$$

$$Q = 1,170,000 \text{ Btu/día}$$

Coefficiente interno (vapor)  $h_i = 1500$

Coefficiente externo  $h_o = 20(t/D_o)^{1/4}$

Se utilizará tubo de 1.5 plg.  $\phi$

$$t/D_o = 71/0.135 = 525$$

$$h_o = 96 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.01; h_d = 100$$

$$h_{io} = ID/OD \times h_i$$

$$h_{io} = 1180$$

$$U_c = (96 \times 1180)/(96 + 1180)$$

$$U_c = 89.5 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = (89.5 \times 100)/(89.5 + 100)$$

$$U_d = 47.5$$

$$\Delta t_2 = 250 - 79 = 171$$

$$LMTD = 52.5 ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 250 - 150 = 100$$

$$A = Q/U \times LMTD = 471 \text{ pie}^2$$

El calentamiento se efectuará en tres horas.

$$A = 471/3 = 157 \text{ pie}^2 = 17 \text{ m}^2.$$

$$\text{Long. del tubo} = A/3.14 \times d = (157 \times 12)/3.14 \times 1.5 \\ = 400 \text{ pies} = 121 \text{ m.}$$

Diám. del serpentín igual a 2m.

$$\text{Núm. de vueltas} = 121/3.14 \times 2 = 19$$

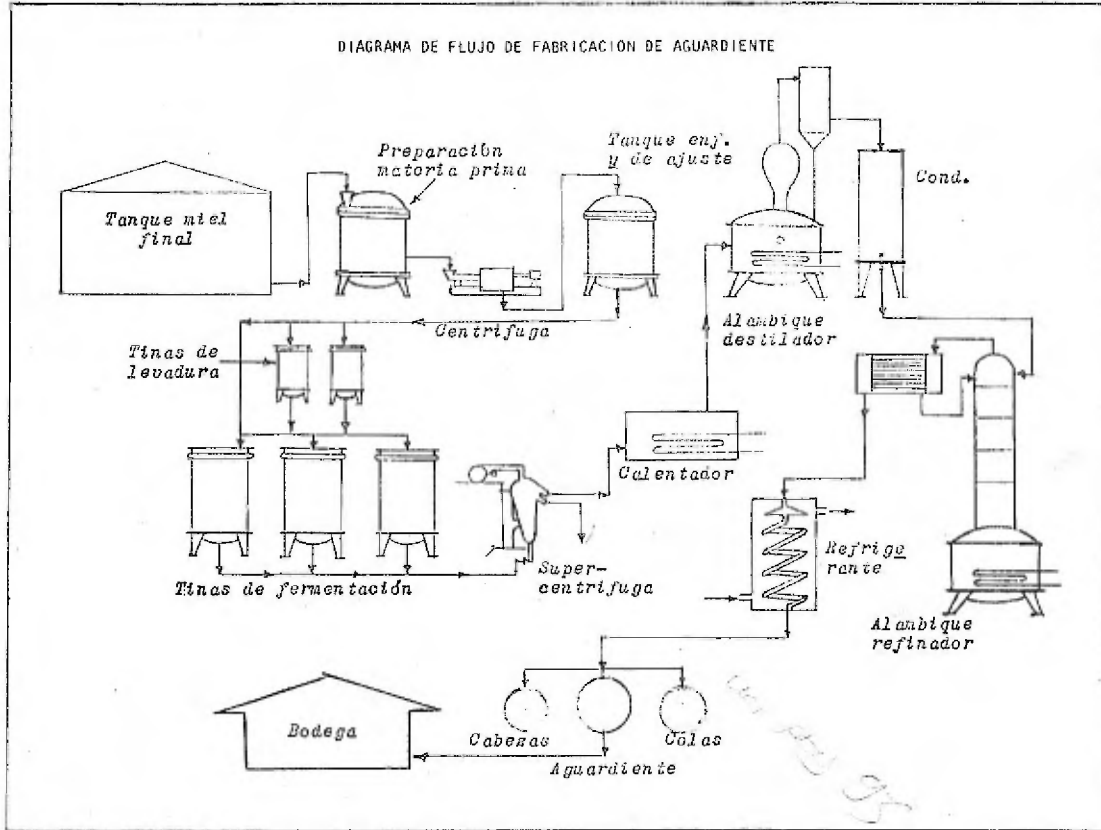
#### TANQUE DE AJUSTE.

La temperatura óptima a la cual se logra la mayor eficiencia en la fermentación es la de  $30 ^\circ\text{C}$ ,

La cantidad de azúcares totales a esta temperatura es de:



78A



14.0 g/100 ml. de mosto

(Valor tomado de fábricas que trabajan con una miel similar).

La relación de grado Brix a azúcares totales es de:

$$85/60 = 1.42$$

La densidad a esta concentración es aproximadamente de 1.070 g/ml. Se tiene que 100 ml. de mosto pesarán:

$$100 \times 1.070 = 107.0 \text{ g. de mosto}$$

$$107.0 \text{ g de mosto} \text{-----} 14.0 \text{ g de Az./100 ml}$$

$$100 \text{ g de mosto} \text{-----} x$$

$$x = 13.0 \text{ \% inicial de azúcares red. en el mosto.}$$

El Brix de carga sería de :

$$^{\circ}\text{Bx} = 13 \times 1.42 = 18$$

En este tanque la dilución se efectuará de 55  $^{\circ}\text{Bx}$  a 18  $^{\circ}\text{Bx}$ .

La separación de sólidos se efectuará por medio de una centrifuga, en donde se tiene una merma de 18 \% aproximadamente.

Se tendrán 6.0 tons. que se manejarán por cada turno de 8 horas.

$$6.0 \times 0.55 = 0.18 \times X$$

$$X = 18.5 \text{ ton. de mosto de } 18 \text{ }^{\circ}\text{Bx}$$

Al cual corresponde una densidad de 1.07 ton/m<sup>3</sup>

El volúmen que se tendrá será de 17.3 m<sup>3</sup>.

Para dimensionar el tanque se tomaba la relación de

$$h = 1.3 D$$

$$17.3 = 0.785 \times D^2 \times 1.3D$$

$$D = 2.6 \text{ m}$$

$$h = 3.4 \text{ m}$$

Dando una tolerancia para espumas, se tendrá que la altura del tanque será de 3.7m , lo que da un volúmen total de 19.5 m<sup>3</sup>.

A este tanque el mosto llegará con una temperatura



de 65 °C, la que se tendrá que bajar a 30 °C que es la temperatura óptima para iniciar la fermentación.

Para quitar este calor se pondrá un serpentín el cual se cálcula como sigue :

Se supone una pérdida de calor de un 12% del agregado en el primer tanque.

$$1,360,000 - 165,000 = 1,215,000 \text{ Btu.}$$

Se utilizará agua de 20 °C (68 °F), para efectuar la dilución.

18.5 ton = 42,156 lb/día de mosto de 18 °Bx  
Se tenían 29,000 lb de mosto de 55 °Bx, por lo tanto será necesario agregar 13,156 lb de agua de 20 °C  
Se necesitará una cantidad de calor para elevar la temperatura a 30 °C igual a :

$$q = 13,156 (86 - 68) = 236,000 \text{ Btu}$$

$$1,215,000 - 236,000 = 979,000 \text{ Btu}$$

Es la cantidad de calor que hay que quitar al sistema por día.

Para determinar el área de enfriamiento es necesario conocer la temperatura de salida, la cual se cálcula como sigue :

Se utilizará tubo de cobre de 1.5" de  $\phi$ .

$$\text{Área transversal del tubo} = 0.01414 \text{ pies}^2$$

$$\text{Vel. agua} = 5 \text{ pie/seg. (supuesta)}$$

$$\text{Vel. agua} = 18,000 \text{ pie/h}$$

$$18,000 \text{ pie/h} \times 0.01414 = 254.5 \text{ pie}^3/\text{h}$$

$$254.5 \times 62.15 = 15,818.4 \text{ lb/h}$$

El calentamiento se efectuará en tres turnos por lo que el calor a quitar por turno es :

$$979,000/3 = 326,333 \text{ Btu.}$$

Este calor se quitará en tres horas, por lo que hay que quitar por hora :

$$108,773 \text{ Btu.}$$

Aplicando la siguiente ecuación encontramos la temperatura que deseamos conocer :

$$108,773 = 15,818.4 (t_2 - 68)$$

efectuando operaciones y despejando encontramos que la temperatura de salida del agua ( $t_2$ ) es de 75 °F (24 °C).

También es necesario conocer la temperatura del mosto después de la dilución, para lo cual aplicamos la siguiente ecuación:

$$q = w C_p (t_1 - t_2)$$

$$C_p = 1 - 0.006 Bx$$

$$C_p = 0.904$$

$$q = 326,333 \text{ Btu/turno}$$

$$w = 14,046 \text{ lb/turno de mosto}$$

$$326,333 = 14,046 \times 0.904(150 - t_2)$$

$$t_2 = 124 \text{ °F}$$

$$\Delta t_2 = 124 - 75 = 49$$

$$LMTD = 31 \text{ °F}$$

$$\Delta t_1 = 86 - 68 = 18$$

aplicando la ecuación anterior de transferencia de calor calcularemos el área de enfriamiento que necesitamos en las tres horas que dura la dilución.

$$U = 90 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ °F}$$

$$108,777 = 90 \times A \times 31$$

$$A = 39.5 \text{ pies}^2 = 3.75 \text{ m}^2$$

$$\text{Long. del tubo} = (39.5 \times 12) / (3.14 \times 1.5)$$

$$\text{Long. del tubo} = 100 \text{ pies} = 30.4 \text{ m}$$

$$\text{Tubo de cobre de } 1.5'' \text{ de } \phi$$

**TINAS DE LEVADURA.** La inoculación en las tinas de fermentación se lleva a cabo con el contenido de las tinas de levadura que a su vez son inoculadas de un medio estéril, esto se hace para tener una buena fermentación.

Se pondrán cuatro tinas de 2.5 m<sup>3</sup> de capacidad total y 2.0 m<sup>3</sup> de cupo útil.

Guardando la relación de  $h = 1.3D$ , se tienen las siguientes dimensiones:  $h = 2.5 \text{ m}$  y  $D = 1.8 \text{ m}$

**TINAS DE FERMENTACION.**— Se tratarán 12,850 litros de mosto de 18 °Bx repartidos en tres turnos que trabajarán en la siguiente forma :

primer turno de 0 hrs a 8 hrs.

segundo turno de 8 hrs a 16 hrs.

tercer turno de 16 hrs. a 24 hrs.

El tiempo de fermentación contando el reposo y la preparación de la carga será de 72 hrs. , para esto se dispondrá de 6 tinas de la misma capacidad que el tanque de ajuste.

En las tinas se debe mantener una temperatura de 30 °C, que como se dijo anteriormente es la temperatura óptima para efectuar la fermentación.

La reacción que se lleva a cabo es una reacción exotérmica por lo cual estas tinas deberán estar provistas de un sistema para retirar este calor.

La reacción que se lleva a cabo es la sig. :



$$H = - 31,200 \text{ Cal.}$$

Cada tina de fermentación contendrá 12,850 lts. con una densidad de 1.07 Kg/lit. lo que representa en peso 13,750 Kg.

Los azúcares reductores totales que tiene el mosto al pasar a la tina de fermentación son de 13 %.

$$13,750 \times 0.13 = 1787 \text{ kg de az. red./tina}$$

El peso molecular de la sacarosa es de 180.

$$180 \text{ kg ----- } 31,200 \text{ Cal}$$

$$1787 \text{ kg ----- } X \text{ Cal}$$

$$X = 309,746 \text{ Cal} = 1,233,000 \text{ Btu}$$

Esta cantidad de calor es la que hay que retirar del sistema en el tiempo que dura la fermentación.

Para quitar esta cantidad de calor, el agua de enfriamiento se hará resbalar por la superficie exterior del tanque empleando para ello unos aspersores colocados en la parte superior de el. Recuperandose

esta agua en la parte inferior por medio de unas canales.

Posteriormente a la fermentación tenemos un mosto listo para efectuar la destilación, la cual se efectuará en forma intermitente para ello se pondrán dos alambiques los cuales trabajarán simultaneamente y cuando se le tenga que dar mantenimiento a uno de ellos trabajará solo uno.

El aguardiente obtenido en esta primera destilación contiene impurezas por lo que es necesario pasarlo por un alambique refinador.

**ALAMBIQUE.** - El volumen de cada tina a destilarse será de 12,850 litros, la experiencia de personas que se dedican a trabajar en estos procesos han obtenido pérdidas de mosto de un 3%, por lo cual el volumen a destilar es de 12,465 lts.

Los azúcares totales antes de la fermentación son de 14.0 g/100 ml de mosto.

Se ha visto que teniendo una miel libre de impurezas la eficiencia de Pasteur es de 94%, se tiene que 100 kg. de reductores dan 60.91 lts. de alcohol al 100%

$$14.0 \times 0.609 \times 0.94 = 8 \text{ ml. de alcohol en } 100 \text{ ml de mosto.}$$

Los azúcares que no fermentaron fueron :

$$14.0 \times 0.06 = 0.84 \text{ g. de az./100 ml de mosto}$$

En el mosto inicial se tiene que los azúcares totales son del 13%, la densidad del mosto muerto es de 1.04 g/cm<sup>3</sup>.

104 g. de mosto muerto contienen 0.84 g. de azúcares que no fermentaron. 104 g ----- 0.84

$$100 \text{ g ----- } X \quad X = 0.807 \text{ g. az.}$$

$$13.0 - 0.807 = 12.19\% \text{ de az. que se transf.}$$

El grado Briz del mosto muerto será de :

$$18 - 12.19 = 5.8 \text{ } ^\circ\text{Bx}$$

La densidad que corresponde a este  $^\circ\text{Bx}$  es de 1.026 g/ml.

Como se indico anteriormente la destilación se efectuará en dos alambiques, por lo tanto la alimentación a cada uno de ellos será de :

$$12,465 \text{ lts.} = 436.6 \text{ pie}^3$$

$$436.6 \text{ pie}^3/2 = 218.3 \text{ pie}^3$$

Lo que corresponde a 13,818 lb de mosto por turno y por alambique.

El mosto tiene 8.0% de alcohol en volúmen lo que equivale a 7.31% en peso, se quiere obtener un aguardiente de 62% en volúmen que equivale a 56.28% en peso.

La concentración inicial del mosto muerto es de 7.31%.

La concentración del aguardiente es 56.28%.

Se tomarán como base 100 lb de alimentación.

$$100 - 7.3 = 92.7 \text{ lb. de agua}$$

$$7.3/46 = 0.159 \text{ moles de alcohol}$$

$$92.7/18 = 5.150 \text{ moles de agua}$$

5.309 moles totales en 100 lb de alimentación

$$0.159 \times 100/5.309 = 2.98 \text{ \% de moles de alcohol}$$

$$100 - 56.28 = 43.72 \text{ lb de agua en el aguardiente}$$

$$56.28/46 = 1.223 \text{ moles de alcohol}$$

$$43.72/18 = 2.432 \text{ moles de agua}$$

3.652 moles totales.

$$1.223 \times 100/3.652 = 34.7\% \text{ moles de alcohol en el aguardiente.}$$

$$2.432 \times 100/3.652 = 65.269\% \text{ moles de agua en el aguardiente.}$$

Como la destilación será intermitente por efectuarse en alambiques, la ecuación a utilizar será la de Rayleigh.

$$\ln F/W = \int_{x_1}^{x_0} \frac{dx}{y-x}$$

En donde :  $F$  = lb mol de alimentación

$W$  = lb mol de residuo

$x_0$  = moles de concentración inicial

$x_1$  = moles de concentración final

Esta mezcla no sigue la Ley de Rault por lo que esta ecuación se resolverá por integración gráfica.

$$y = f(x)$$

Se tomará de la curva de ebullición.

$$F = 13,818 \times 7.270/100 = 1035.52 \text{ lbmol de alimentación}$$

De la curva de ebullición se observa que al evaporar un mosto de 2.98% mol se tiene un vapor de  $x_0 = 0.029$  y  $x_1 = 0.0024$ .

Se obtiene un vapor de concentración de 27.5% al condensar este vapor nos proporciona un líquido de igual concentración de alcohol, la concentración de residuo será de 24% mol.

Los primeros vapores tienen una concentración de 27.5 % en mol y los últimos de 1.2% mol, por lo tanto la ecuación quedará :

$$\ln F/W = \int_{0.0024}^{0.029} \frac{dx}{y-x}$$

$x$	$y$	$y-x$	$1/y-x$
0.0025	0.040	0.0380	26.316
0.0075	0.080	0.0725	13.793
0.0125	0.115	0.1025	9.756
0.0175	0.155	0.1375	7.273
0.0290	0.275	0.2460	4.065



$$A_1 = (26.316 + 13.793)/2 \times 0.005 = 0.100$$

$$A_2 = (13.793 + 9.756)/2 \times 0.005 = 0.59$$

$$A_3 = (9.756 + 7.273)/2 \times 0.005 = 0.43$$

$$A_4 = (7.273 + 4.065)/2 \times 0.012 = 0.068$$

$$A_1 + A_2 + A_3 + A_4 = 0.801$$

Substituyendo este valor en la ecuación de Rayleigh

$$2.3 \log F/W = 0.801$$

$$F/W = 1.2225$$

$$W = 915.0 \text{ lb mol}$$

$$F = W + P$$

$$P = 10,035.52 - 915 = 120.52 \text{ lb mol}$$

Materia volátil.

$$F x_f = W x_w + P x_p$$

$$x_p = (F x_f - W x_w) / P$$

$$x_p = 23.02$$

Los vapores que salen de la olla tienen una composición de 23.02% mol de alcohol.

**DIMENSIONES DE LA OLLA Y DEL PRECALENTADOR.** - Como el volumen de mosto a manejar será el mismo en la olla y en el precalentador, las dimensiones de éste serán igual a las de la olla, que se calculan de la siguiente forma:

Para fines de cálculo y como seguridad para las fluctuaciones de mosto se tomará una tolerancia de un 15% del mosto.

Vol. de mosto 218.3 pies<sup>3</sup>

15% del total 32.7 "

Total 251.0 "

La relación de longitud a diámetro será de 1.3

$$251.0 = 0.785 \times D^2 \times 1.3D$$

$$D = 1.89 \text{ m} \quad \text{y} \quad h = 2.46 \text{ m}$$

Superficie de calentamiento del precalentador.  
La temperatura a la que se calentará el mosto será de  $93^{\circ}\text{C}$  ( $199^{\circ}\text{F}$ ).

$$C_p = 0.904 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 199^{\circ}\text{F}$$

$$\dot{W} = 19,504.6 \text{ lb.}$$

El vapor a usar será de 30 psia con una temperatura de  $250^{\circ}\text{F}$ .

$$\Delta t_2 = 250 - 77 = 173$$

$$\text{LMTD} = 102^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 250 - 199 = 51$$

$$U = 120 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

$$A = \dot{w} c_p (t_2 - t_1) / U \text{ LMTD}$$

$$A = 171.5 \text{ pies}^2/\text{h}$$

El calentamiento se efectuará en una hora y cuarenta y cinco minutos, por lo tanto el área que se necesita es :

$$A = 171.5 / 1.75 = 98 \text{ pies}^2$$

El tubo a utilizar será de 2"  $\phi$  de cobre.

$$\text{Long. del tubo} = 187.05 \text{ pies} = 57 \text{ m}$$

Superficie de calentamiento de la olla.

La temperatura final de ebullición será de  $99^{\circ}\text{C}$  ( $210^{\circ}\text{F}$ ).

El calor a suministrar será el siguiente :

$$q = \dot{W}_w c_p (t_2 - t_1) + \dot{W}_{\text{alc.}} \times \lambda_{\text{alcohol}} + \dot{W}_{\text{agua}} \times \lambda_{\text{agua}}$$

El calor necesario para elevar la temperatura de los residuos de  $92^{\circ}\text{C}$  ( $197^{\circ}\text{F}$ ) a  $99^{\circ}\text{C}$  ( $210^{\circ}\text{F}$ ) se calcula con la siguiente fórmula:

$$Q = \dot{W}_w c_p (t_2 - t_1)$$

$$\dot{W}_w = 1 \text{ lb de residuos.}$$

$$\dot{W}_w = 915 \times 0.0025 = 2.28 \text{ lb mol de alcohol}$$

$2.28 \times 46 = 104.88$  lb de alcohol en el residuo  
 $W - W_{x_w} = 915 - 2.28 = 912.72$  lb mol de agua  
en el residuo.

$912.72 \times 18 = 16,533.8$  lb de agua  
 $W_{alc.} \neq alc. =$  Calor necesario para evaporar  
el alcohol.

$120.52 \times 0.2302 = 27.74$  lb mol de alcohol en  
los vapores.

$27.74 \times 46 = 1276.2$  lb de alcohol en el vapor  
 $W_{agua} = P - P x_p = 120.52 - 27.74 = 92.78$  lb  
mol de agua en los vapores

$92.78 \times 18 = 1670.0$  lb de agua en el vapor.  
 $alc. = 368$  Btu/lb ,  $agua = 977$  Btu/lb

Substituyendo los valores en la ecuación anterior te  
nemos que :

$$q = 2,294,676 \text{ Btu}$$

Para calcular el área de calentamiento necesitamos  
conocer el LMTD.

$$LMTD = 46.26 \text{ } ^\circ F$$

$$A = 2,294,676 / 120 \times 46.26$$

$$A = 40.20 \text{ pies}^2 = 38.4 \text{ m}^2$$

Se efectuará la destilación en 3.5 horas por lo que  
se necesitará una área de: 10.97 m<sup>2</sup>

El tubo a utilizar será de 2"  $\phi$ .

$$\text{Long. del tubo} = 10.97 / 0.525 = 20 \text{ m}$$

CONDENSADOR.- Al salir de la olla los vapores se tie  
nen que condensar para lo cual es necesario poner un  
condensador que se calcula de la siguiente forma.

Los vapores que es necesario condensar son :

1272.2 lb de alcohol y 1670 lb de agua.

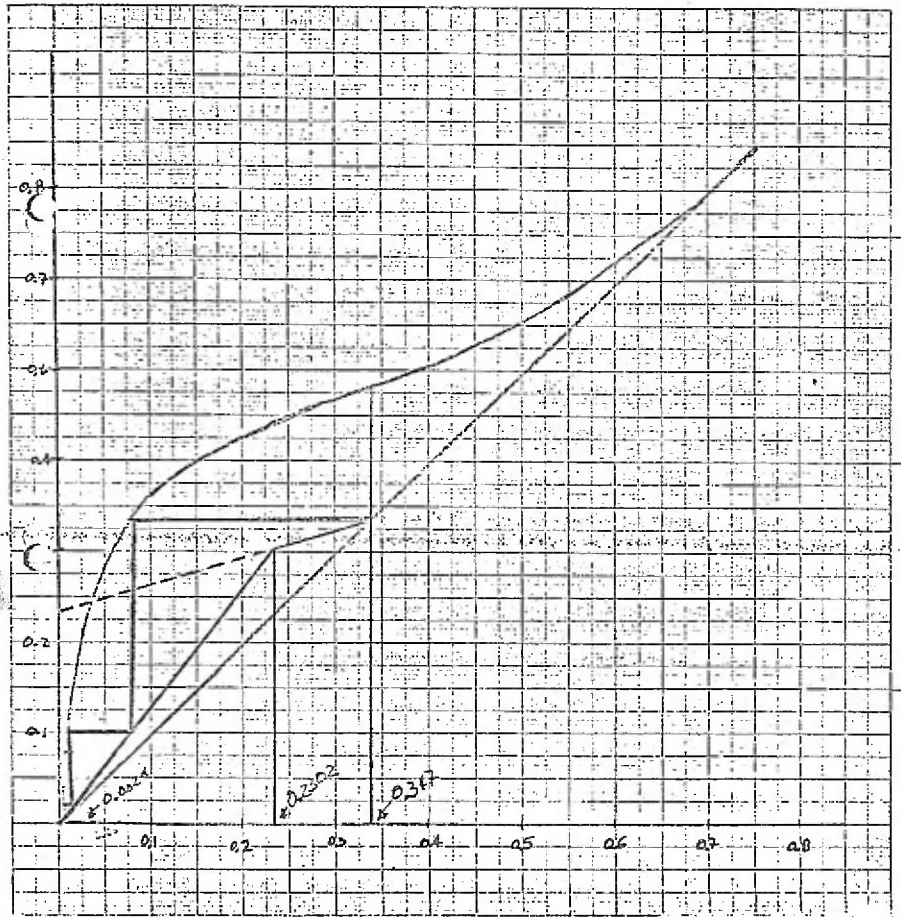
Lo que da un total de 2946.2 lb.

La cantidad de calor que hay que retirar será de:

$$1272.2 \times 368 = 469,641.6 \text{ Btu}$$

$$1670.0 \times 977 = 1,631,590 \text{ Btu}$$

$$\text{Total} = 2,101,231.6 \text{ Btu}$$



Como la destilación se efectuará en 3.5 horas la cantidad de calor a retirar por hora será :

$$2,101,231.6/3.5 = 600,351.8 \text{ Btu/h}$$

El agua de enfriamiento tendrá una temperatura de  $20^{\circ}\text{C}$  ( $68^{\circ}\text{F}$ ) al entrar y al salir de  $25^{\circ}\text{C}$  ( $77^{\circ}\text{F}$ ). La temperatura de condensación es de  $84^{\circ}\text{C}$  ( $183^{\circ}\text{F}$ ). La LMTD es de  $108.4^{\circ}\text{F}$

$$U = 180.0 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ oF}$$

$$A = 600,351.8/180 \times 108.4 = 30.8 \text{ pies}^2$$

El tubo a utilizar será de 1.5"  $\phi$ . de cobre.

$$\text{Long. del tubo} = 30.8/0.393 = 78.37 \text{ pies}$$

$$\text{Long. del tubo} = 23.8 \text{ m}$$

Gasto de agua : Velocidad del agua = 1.5 pie/seg.

$$600,351.8 = w (77 - 68)$$

$$w = 66,705.76 \text{ lb/h}$$

$$\text{Gasto Vol.} = 66,705.76/61.3 = 1,088 \text{ pie}^3/\text{h}$$

$$\text{Gasto vol.} = 0.30 \text{ pies}^3/\text{seg.}$$

$$\text{Gasto Vol.} = \text{Area del tubo} \times \text{Velocidad}$$

$$0.30 = 1.5 \times 0.0125 \times N$$

$$N = 15 \text{ tubos de } 1.5'' \text{ de } \phi$$

$$\text{Long. de los flushes} = 78.37/15 = 3.3 \text{ pies}$$

$$= 1 \text{ m}$$

$$\text{Longitud del condensador} = 1.0 + 0.5 = 1.5 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro del condensador} = 0.40 \text{ m}$$

ALAMBIQUE REFINADOR.- La concentración de alcohol en los vapores a la salida de la olla de 23.07% en mol estos vapores son condensados en el condensador calculado anteriormente, la alimentación será en forma constante mientras dure la primera destilación. La concentración de salida de esta columna será de 62% en volumen equivalente a 56.28% en peso con una concentración molar de 34.7 %.

La alimentación será de :  $F = 120.52 \text{ lb mol.}$

Como la alimentación se efectuará en 3 horas se tendrá una alimentación por hora de :

$$F = 40.17 \text{ lb mol/h}$$

$$x_f = 0.2302 \text{ fracción mol de la alm.}$$

$$x_w = 0.0024 \text{ fracción mol del residuo.}$$

$$x_D = 0.3470 \text{ fracción mol del prod.}$$

Efectuando un balance de materia se tiene :

$$F = W + D$$

$$Fx_f = Wx_w + Dx_D$$

$$40.17 \times 0.2302 = W \cdot 0.0024 + D \cdot 0.3470$$

$$40.17 = W + D$$

Sustituyendo y resolviendo el sistema de ecuaciones.

$$D = 27.0 \text{ lb mol/h}$$

$$W = 13.17 \text{ lb mol/h}$$

Para calcular el el número de platos de la columna rectificadora se seguirá el método de Mc. Cabe y Thiele.

Se tomará un reflujo constante de 0.5 , se trazará el diagrama de la curva de equilibrio y sobre ella se trabajará como se explica a continuación :

- a) Se traza la diagonal a  $45^\circ$  ( $x = y$ ).
- b) Se traza la línea  $q$  con una pendiente de 1, en el punto  $x_f$  ( $q = 1$  significa que el calor necesario para convertir una mol de alimentación en vapor saturado entre el calor molar latente es igual a la unidad).
- c) Se traza la línea de operación tomando como referencia el punto  $y = x_D/(R + 1)$ , y la intersección de las líneas  $x_D$  y la diagonal a  $45^\circ$ .  
$$y = 0.347/(0.5 + 1) = 0.23$$
- d) A partir del punto de intersección de las líneas  $x_D$  y la diagonal a  $45^\circ$  se traza una horizontal a tocar la curva de equilibrio, de éste punto se traza una vertical hasta tocar la línea de opera

ción y otra horizontal a tocar la curva de equilibrio, y así sucesivamente.

Las intersecciones de las líneas horizontales con la curva de equilibrio nos da el número de platos en nuestro caso el número de intersecciones es de tres por lo tanto nuestra columna deberá tener 3 platos.

Dimensiones de la Columna. — La separación entre plato y plato será de 70 cm. (27.6 plg.).

La velocidad óptima en la sección normal esta dada por la fórmula siguiente :

$$u = k \sqrt{(d_L - d_v) / d_v}$$

$k$  = cte. que es función de la distancia entre plato y plato.

$$k = 0.048 \text{ m/seg.} = 0.160 \text{ pies/seg.}$$

$d_L$  = 55.3 lb/pie<sup>3</sup>, densidad del líquido a la temperatura de 180°F.

$d_v$  = 0.099 lb/pie<sup>3</sup>, densidad del vapor.

$$u = 3.65 \text{ pies/seg.}$$

Los vapores que se desprenden son :

$$V = 40.5 \text{ lb mol/h}$$

Estos vapores tienen una concentración de 34.7% de alcohol.

$$40.5 \times 0.347 = 14.05 \text{ lb mol/h de alcohol.}$$

$$40.5 - 14.05 = 26.45 \text{ lb mol/h de agua}$$

$$14.05 \times 46 = 646.30 \text{ lb de alcohol/h}$$

$$26.45 \times 18 = 476.10 \text{ lb de agua/h}$$

$$\text{Total} = 1122.40 \text{ lb mol totales de vapor/h} = 0.31 \text{ lb vapor/seg.}$$

Cálculo de la sección de la columna. —

$G$  = gasto masa.

$$G = u \cdot S \cdot d_v$$

$$0.31 = 3.65 \times S \times 0.099$$

$$S = 0.86 \text{ pies}^2$$

$$S = 0.785 \times D^2$$

$$0.86 = 0.785 \times D^2$$

$$D = 1.05 \text{ pies} = 0.320 \text{ m}$$

Características de la columna.-

No. de platos = 3

Diámetro = 0.320 m

Separación entre plato y plato = 50 cm.

Altura de la columna = 2.0 m

Cálculo del hervidor de la columna.-

La cantidad de vapores que salen de la olla son de 1,122.4 lb/h.  
El calor latente de evaporación de la mezcla es de 658 Btu/lb .

El calor necesario que hay que proporcionar será :

$$q = 658 \times 1,122.4 = 738,539 \text{ Btu/h}$$

Se tiene una pérdida de calor de 8%, por lo que el calor total a suministrar será de :

$$q = 812,392 \text{ Btu/h}$$

El calentamiento se efectuará con vapor de 90 psia. al cual le corresponde una temperatura de 320 °F.

La U que se tomará será de 600 Btu/h pie<sup>2</sup> °F.

La temperatura de evaporación es de 180 °F.

Sacando un  $t = 320 - 180 = 140$  °F.

$$A = 812,392 / 600 \times 140$$

$$A = 9.8 \text{ pies}^2 = 0.90 \text{ m}^2$$

Se utilizará tubo de cobre de 1"  $\phi$ .

$$\text{Long. del tubo} = (9.8 \times 12) / 3.14$$

$$\text{Long. del tubo} = 37.4 \text{ pies} = 11.41 \text{ m.}$$

$$\text{Diám. serpentín} = 0.4 \text{ m}$$

$$\text{Núm. de vueltas} = 11.41 / 0.4 \times 3.14$$

$$\text{Núm. de vueltas} = 9.08$$

$$\text{Sep. entre vuelta y vuelta} = 0.09 \text{ m}$$

$$\text{Altura del serpentín} = 0.82 \text{ m}$$

$$\text{Altura del hervidor} = 0.82 + 0.20$$

$$\text{Altura del hervidor} = 1.02 \text{ m}$$



Diámetro del hervidor = 0.73 m

**Cálculo del condensador.-**

En el condensador serán condensadas las 40.5 lb/h de vapores de las cuales 13.5 lb/h regresarán a la columna y 27 lb/h serán sacadas a un refrigerante en el cuál se bajará la temperatura a una un poco más arriba de la ambiente.

El calentador se calcula de la siguiente forma :

$q$  = Cantidad de calor a retirar en el condensador.

$$q = W_v \cdot \lambda_v$$

$$W_v = 1,122.4 \text{ lb/h}$$

$$\lambda_v = 658 \text{ Btu/lb}$$

$$q = 1,122.4 \times 658 = 740,000 \text{ Btu/h}$$

El agua de enfriamiento que se utilizará tendrá una temperatura de entrada de 20 °C (68 °F) y una temperatura de salida de 25 °C (77 °F), la temperatura de condensación es de 82 °C (180 °F).

$$t_2 = 180 - 68 = 112$$

$$LMTD = 100 \text{ °F}$$

$$t_1 = 180 - 77 = 103$$

La  $U$  a utilizar será de 180 Btu/h pie<sup>2</sup> °F.

$$A = 740,000 / 180 \times 100 = 41.11 \text{ pie}^2$$

$$A = 3.82 \text{ m}^2$$

Se utilizará tubo de cobre de 1"  $\phi$ .

$$\text{Long. del tubo} = 41.1 / 0.26$$

$$\text{Long. del tubo} = 158 \text{ pies} = 48.16 \text{ m}$$

La velocidad del agua de enfriamiento será de 3 pie/sg

Área del tubo igual a 0.00545 pies<sup>2</sup>.

$$740,000 = W(77 - 68)$$

$$W = 82,222 \text{ lb/h} = 0.37 \text{ pies}^3/\text{seg.}$$

$$q = S \times v$$

$$S = s \times W$$

$$0.37 = 2 \times 0.00545 \times N$$

$$N = 37 \text{ Tubos}$$

$$\text{Long. del condensador} = 48.16/37$$

$$\text{Long. del condensador} = 1.3 \text{ m}$$

*Cálculo del refrigerante.-*

El refrigerante enfriará de la temperatura de condensación a un poco más que la temperatura ambiente, la temperatura de condensación es de  $180^{\circ}\text{F}$ , y la de salida  $86^{\circ}\text{F}$ .

$$D = 27 \text{ lb mol/h de } 34.7\% \text{ mol de alcohol}$$

$$27 \times 0.347 = 9.36 \text{ lb mol de alcohol}$$

$$27 - 9.360 = 17.6 \text{ lb mol de agua}$$

$$9.36 \times 46 = 430.56 \text{ lb de alc./hr}$$

$$17.6 \times 18 = 316.80 \text{ lb de agua/hr}$$

$$\text{Total} = 747.36 \text{ lb de } 62^{\circ}\text{G.L./hr.}$$

El calor a retirar será :

$$q = w \text{ cp}(t_2 - t_1)$$

$$\text{cp} = 1.03 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 180^{\circ}\text{F}, t_1 = 86^{\circ}\text{F}$$

$$q = 72,356 \text{ Btu/h}$$

$$t_2 = 180 - 77 = 103^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = 86 - 68 = 18^{\circ}\text{F} \quad \text{LMTD} = 48.85^{\circ}\text{F}$$

La  $U$  a utilizar será de  $180 \text{ Btu/h pie}^2 ^{\circ}\text{F}$ .

$$A = 72,356/180 \times 48.85$$

$$A = 8.3 \text{ pies}^2 = 0.768 \text{ m}^2.$$

Se utilizará tubo de cobre de  $1'' \phi$ .

$$\text{Long. del tubo} = 98.76/3.14 = 31.43 \text{ pies}$$

$$\text{Long. del tubo} = 9.582 \text{ m.}$$

$$\text{Diám. del serpentín} = 0.40 \text{ m.}$$

$$\text{Núm. de vueltas} = 9.6/1.25 = 7.6$$

Tanque de almacenamiento del producto.-

El producto se almacenará en un tanque de acero inoxidable. Se tienen 27 lb mol/h con 34.7% mol de alcohol. se tiene que separar el producto de 15 min. [después de iniciada la destilación y 10 min. antes que se pare la destilación, esto es para obtener el aguardiente sin impurezas.]

Cantidad de aguardiente obtenido :

$$27 - 27 \times (10 + 15)/60 = 15.74 \text{ lb mol/h}$$

$$15.74 \times 3 \text{ hrs.} = 47.22 \text{ lb mol}$$

Se tendrán 47.22 lb mol de producto aprovechables con una concentración de 34.7% mol de alcohol.

Se tiene que 100 lb mol de 34.7% mol de alcohol equivalen a 2589 lb de alcohol.

$$100 \text{ ----- } 2589$$

$$47.22 \text{ -- } X$$

$$X = 1222 \text{ lb de aguardiente.}$$

$$1222 \times 3 = 3667 \text{ lb} = 1661 \text{ kg de aguardiente de } 62^{\circ} \text{Gl.}$$

$$1661/0.91 = 1814 \text{ lbs de aguardiente de } 62^{\circ} \text{Gl.}$$

Este aguardiente tendrá que ser diluido hasta una concentración de 45 °Gl.

$$1814 \times 0.62 = X \times 0.45$$

$$X = 2483 \text{ lbs. de aguardiente de } 45^{\circ} \text{Gl.}$$

Por temporada de trabajo se obtendrán :

$$162,487 \text{ lbs de aguardiente de } 45^{\circ} \text{Gl.}$$

Para dimensionar el tanque se guardará la relación de  $h = 1.3D$

$$2.08 = 0.785 \times D^2 \times 1.3D$$

$$D = 1\text{m.}, h = 1.3 \text{ m}$$

ANÁLISIS ECONÓMICO.-

Inversión fija :

Equipo.

Filtro Door Oliver	\$	70,000.00
Tanque almacenador , lámina de Fe 3/16"		25,000.00
Tanque de dilución " " "		9,000.00
Tanque de ajuste , " " "		6,500.00
Finas de fermentación ( 6) lámina Fe 3/16		38,500.00
Finas de levadura (4) lámina de Fe 3/16"		14,600.00
Alambiques de destilación(2)lámina de Cu 1/8"		44,000.00
Condensador, lámina de Cu de 1/8"		5,000.00
Alambique de refinado, lámina de Cu 1/8"		30,000.00
Condensador, lámina de Cu de 1/8"		5,000.00
Preclentador " " "		19,000.00
Refrigerante " " "		2,000.00
Tanque para producto final (2) acero inoxidable		25,000.00
Tubo de cobre.		61,000.00
Tubo de fierro.		7,000.00
Bombas (3)		21,000.00
Centrifuga, 15000 rpm.		85,000.00
Centrifuga de 7,500 rpm.		70,000.00
Compresor		6,000.00
Estructura para soportar la tanqueria.		20,000.00
COSTO TOTAL DEL EQUIPO :	\$	563,600.00
Conexiones válvulas y tuberías:		
15% del costo total del equipo		84,540.00
Imprevistos , 10% del costo total		56,360.00
Instalación del equipo 30%		169,080.00
COSTO TOTAL DEL EQUIPO INSTALADO :		873,580.00
Terrenos y edificios.		
Terreno disponible .		
Construcción de la planta:		900,000.00
1500 m2 a \$ 600.00/m2		

INVERSION FIJA TOTAL : \$ 1,773,580.00

COSTO DE PRODUCCION.-

Materia prima:

Miel incristalizable	81,225.00
Substancias químicas	10,000.00
Varios, 4% del valor de la miel.	3,249.00
TOTAL.	\$ 94,474.00

Energía eléctrica y combustible:

Equipo	H.P.	Hs. de trabajo	H.P.H
3 bombas	2	12	72
Centrifuga de fond.	7	12	84
Centrifuga de sep.	5	12	60
Compresora	3	18	54

Total de H.P.H = 270

Total de Kw-H = 201.42 x 90 = 180,000

Costo total de la energía eléctrica = \$ 2,490.00

Combustible :

25 m3 a \$ 180.00/m3 4,500.00

Mano de obra

	No. de obr.	Turnos	Sal. men.	Sal. Tot.
Tanque preparador	1	3	\$ 900.00	\$ 8,100.00
Tanque de ajuste	1	3	900.00	8,100.00
Finas de fermentación	2	3	1,000.00	9,000.00
Alambique	2	3	1,200.00	10,800.00
Tanque final	1	1	900.00	2,700.00
Seguro social e impuestos				8,000.00
Total				46,700.00
Supervisión :				
Jefe de turno	1	3	4,000.00	36,000.00
Ayudante	1	3	3,000.00	27,000.00
Seguro social e impuestos				5,000.00
Total				68,000.00
Total de mano de obra			\$ 114,700.00	

*Mantenimiento y reparaciones.*

*Mantenimiento.*

10 % del costo del equip instalado. \$ 78,134.00

*Reparaciones.*

3 % del costo del equipo instalado. 23,436.00

Total 101,570.00

*Depreciación del equipo y edificios.*

10 % anual 87,358.00

COSTO TOTAL DE PRODUCCION. 405,092.00

Costo de administración y venta. 40,000.00

*Capital máximo de trabajo*

Inventario de alcohol al costo 812,435.00

Deuda por materia prima 94,474.00

Diferencia \$ 717,961.00

Interes del financiamiento 8% anual

$(717,961) \times 1/2(0.08) = \$ 28,795.00$

Prestamo del Banjidal.

*ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS.*

Ventas 162,467 lts de aguardiente

a \$ 9.00 litro 1,462,389.00

Costo de producción 405,092.00

Utilidad bruta 1,057,291.00

Gastos de administración 40,000.00

Utilidad de operación 1,017,291.00

Interes del financiamiento 28,795.00

Utilidad antes de impuestos 988,496.00

Impuestos del 43 % sobre las ventas 628,824.00

UTILIDAD NETA 359,672.00

RENTABILIDAD  $(359,672.00 / 1,773,580.00 + 717,961.00) \times 100$

= 14.4 %

TIEMPO PARA RECUPERAR LA INVERSION

$$1,773,580.00 / 87,358.00 + 366,929.00 \\ = 3.9 \text{ años.}$$

## 5.2- Fabricación de Carbón Activado.

### Generalidades:

El uso del carbón como adsorbente se conoce desde el siglo XVIII pero la razón de su alta capacidad de adsorción se ha venido entendiendo solamente gracias a los avances efectuados, en los últimos 50 años en la química de superficies.

El carbón se puede presentar en forma cristalina o amorfa. Como ejemplo de carbón cristalino se tiene el diamante y el grafito, sus propiedades y usos son bien conocidos.

La forma amorfa se obtiene generalmente por calentamiento o ignición de materiales orgánicos.

El carbón activado puede adsorber, en soluciones acuosas, alrededor de un tercio de su propio peso de impurezas. Es por esto que el carbón puede ser usado eficientemente cuando las impurezas están presentes en concentraciones bajas.

En términos generales, los siguientes lineamientos deben ser seguidos para determinar el tipo de carbón más apropiado para un proceso determinado:

a) Determinación de tiempo de contacto para eficiencia máxima.

Es necesario determinar en primer término las velocidades de adsorción con el objeto de encontrar el tiempo de contacto óptimo. Esto se puede lograr con la simulación del proceso en el laboratorio y tomando muestras con intervalos de, por ejm. 5 min. para filtrarlos y, después determinar el color residual.

b) Isotermas de adsorción. Una vez que se ha determinado el tiempo de contacto es esencial obtener una isoterma de adsorción, Esto se refiere a un estudio de la adsorción de las impurezas en la solución usando distintas dosificaciones de carbón y manteniendo



siempre la solución a temperatura constante.

c) Tratamiento en dos etapas a contracorriente. En algunos casos, una vez que se ha determinada la eficiencia de un tipo de carbón en un solo tratamiento puede ser interesante determinar las cantidades que serían necesarias si se empleara un tratamiento en dos etapas y a contracorriente. Con esto, normalmente, se logran mejoras en la eficiencia del proceso.

Usos. - Se usa como decolorante y deodorante.

El campo más amplio para el uso del carbón activado es la refinación de azúcar, tratamiento de aguas, refinación de aceites etc.

Demanda fluctuante. - En la industria azucarera se usa un promedio de 4 Kg. por tonelada de azúcar refinada, debido a la importancia de su industria en México aproximadamente el 80 % de la producción es consumida por los ingenios, siendo por esto su mayor demanda en temporada de safra.

Consumo Nacional de Carbón Activado:

<u>Años</u>	<u>Importación</u> (Tons)	<u>Prodn. Nal.</u> (Tons)	<u>Total</u> (Tons)
1964	560.000	1700.0	2260.000
1965	573.465	1800.0	2373.465
1966	592.168	2000.0	2592.168
1967	782.145	2200.0	2982.145

(Datos tomados de los perfiles económicos publicados por la ANIQ).

X = Tasa de crecimiento del consumo

$$X = \frac{(2982.145 - 2373.465) \text{ Ton}}{3 \text{ Años}} = 202.893 \frac{\text{Ton}}{\text{Año}}$$

Proceso de fabricación y Planta Industrial. - En este se utilizaría el proceso pirolítico que es el más a-

decuado. El cual consiste unicamente en mezclar el agente químico adecuado y el material razonable, (en este caso el bagazo de caña), sometiendose esta mezcla a temperaturas de 400 a 700 °C.

Como se dijo antes la materia prima a utilizar es el bagazo de caña, cuyo costo seria nulo ya que es el sobrante de la fabricación de piloncillo y que es igual a 2000 ton/safrá.

Este bagazo debe tener más del 15 % de humedad, como agente activante se emplea ácido fosfórico, como un 75 % de ácido fosfórico.

Descripción del proceso.— El bagazo, se alimenta de una manera regulada y continua a un mezclador de acero inoxidable por un transportador tipo helicoidal. El ácido fosfórico se alimenta previamente mediante una bomba de acero inoxidable desde un tanque de almacenamiento también de acero inoxidable.

La mezcla bagazo-ácido pasa a un horno rotatorio de unos 5m de largo y 1.5 m de diámetro, donde se somete a calentamiento.

La temperatura, de la cual depende en gran parte el grado de activación, debe ser de 650-700 °C.

En los hornos se puede usar petróleo, aceite disel o gas natural.

El carbón así tratado se conduce a una serie de tanques lavadores, por medio de un elevador de cangilones y distribuidor, recuperandose así parte del ácido fosfórico que es regresado al proceso. El carbón activado es neutralizado con una solución diluida de sosa (último tanque lavador), hasta obtener un pH de 6.5-7.5 aproximadamente.

Inmediatamente pasa a un secador rotatorio en donde se ajusta la humedad de acuerdo a las especi-

ficaciones, pasando posteriormente mediante otro elevador de canchales a un molino de bolas de 7 ton por hora de capacidad, quedando listo el producto para su envase y distribución.

Capacidad de producción. - La capacidad instalada de producción sería de 3000 Ton/año, trabajando un turno de 8 horas durante 300 días al año.

Tomando en cuenta la cantidad de bagazo de que se dispone, la capacidad real para entrar en operación sería de un 50 % de la capacidad instalada o sea 1500 ton. anuales. Que es el mercado aproximado que tendría si tomamos en cuenta la tasa de crecimiento del consumo en el país.

Precios. -

a) Materia prima:

Bagazo	\$	11,664.00
$H_3PO_4$ (835 Ton/año) precio/Ton		2,200.00

b) Producto terminado:

Carbón activado	precio/Ton	4,500.00
-----------------	------------	----------

## 5. CONCLUSIONES

De los resultados obtenidos del análisis económico se ve que es bastante atractiva la instalación de las plantas, principalmente la de piloncillo ya que este es un producto cuyo consumo está en constante aumento, debido a que el consumo del aguardiente del cual es materia prima aumenta también proporcionalmente al incremento de población.

Por otra parte la instalación de dichas plantas redundará en beneficio de los campesinos del ejido en el cual se instalarán. Aumentando sus ingresos, ya que aparte de que se pueden ocupar en las fábricas tendrían oportunidad de aprovechar mejor sus cultivos.

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- *Spencer-Heade.- Cane Sugar Handbook.*  
John Wiley and Sons.- 1967 New York
- 2.- *Estadísticas azucareras U.H.P.A.S.A.- (1969)*
- 3.- *Mc Cabe and Smith.- Unit Operations of Chemical Engineering.- Mc Graw Hill (1972)*
- 4.- *Kern D. Q.- Process Heat Transfer.- Mc Graw Hill (1969)*
- 5.- *Perry J. H.- Chemical Engineering Handbook 4o. Ed. Mc Graw Hill.- (1964) New York.*
- 6.- *Rautenstrauch y Villers.- Economía de las empresas industriales.- 3o. Ed. Fondo de Cultura Económica.- (1965)*
- 7.- *Prescott H. G.- Microbiología Industrial. Versión española de Joaquín Ocon.- Aguilar S.A. (1952) Madrid.*
- 8.- *Hugot.- Manual para Ingenieros azucareros.- Editorial CEGSA. (1969).*
- 9.- *Tromp. L.- Machinery and equipment of the cane sugar factory.*  
London Norman Rodger. (1946).