

110

BIBLIOTECA  C. QUIMICAS

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA
INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS

ESTUDIO Y MODIFICACIONES EN EL DEPARTAMENTO
DE CALENTAMIENTO Y EVAPORACION DEL INGENIO
MAHUXTLAN.

TESIS PROFESIONAL

RAFAEL LDONDE ESCALANTE

MEXICO, D. F.

1963



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA
INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS

- Estudio y Modificaciones en el Departamento de Calentamiento y Evaporación del Ingenio Mahuixtlan.

T E S I S

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :

RAFAEL DONDE ESCALANTE

A mis padres.

A mis maestros.

I N D I C E .

C A P I T U L O I

INTRODUCCION.

C A P I T U L O II.-

ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS DIFERENTES SISTEMAS DE EVAPORACION.

C A P I T U L O III.-

ESTUDIO DEL EQUIPO ACTUAL DE CALENTAMIENTO Y EVAPORACION Y SUS MEJORAS — INMEDIATAS.

C A P I T U L O IV.-

ESTUDIO Y MODIFICACIONES DEL DEPARTAMENTO DE CALENTAMIENTO Y EVAPORACION, PARA UNA MOLIENDA DE 1500 TONELADAS DE CAÑA EN 24 -- HORAS.

C A P I T U L O V.-

CALCULO DEL EQUIPO AUXILIAR.

C A P I T U L O VI.-

CONCLUSIONES.

C A P I T U L O VII.-

BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO I

INTRODUCCION

GENERALIDADES.-

La Industria Azucarera en el campo internacional juega un importantísimo papel, debido al volumen de sus inversiones, por el valor de su producción y por el número de personas que directamente dependen de ella.

En el campo Nacional la Industria Azucarera Mexicana, reviste una importancia mayor ya que los factores antes mencionados, representan un porcentaje mucho mayor dentro de esta Industria Mexicana, y así vemos que esa Industria ocupa el tercer lugar de importancia en nuestro País.

Cabe señalar también que otro factor de suma importancia dentro de nuestro país es que gracias al desarrollo de esta Industria Azucarera, México se ha convertido de País importador de azúcar, a País exportador de este producto con las correspondientes ventajas, muy principalmente la obtención de divisas.

FUTURO DE LA INDUSTRIA AZUCARERA.-

El azúcar junto con sus sub-productos; el bagazo, miel final y la cachaza tienen dentro de la industria nacional o internacional un futuro bastante halagador, debido a la diversidad de usos, aplicación y nuevas industrias que con base en ellos, se pueden desarrollar, a la vez se estima que siempre será el azúcar el producto que como fuente de calorías para el organismo humano, sea el producto por el cual se obtenga la caloría a más bajo precio.

SITUACION DE LOS INGENIOS MEXICANOS.-

Siendo el azúcar un alimento de primera necesidad para el consumo humano,-

el precio de este producto se ha venido manteniendo, por parte del Gobierno Mexicano en niveles ~~sumamente~~ bajos y que desde el punto de vista de -- los Ingenios de mediana o pequeña producción, hacen que en esta Industria, el márgen de utilidades sea muy estrecho, tomando en cuenta el monto de -- sus inversiones, gastos de fabricación, etc., hecho que conduce a los industriales a limitar la expansión industrial de los valiosos sub-productos y concretar sus esfuerzos sobre tres caminos a saber:

- 1.- Aumento de producción con el objeto de disminuir el por ciento de gastos fijos, con respecto al costo de fabricación.
- 2.- Mejoras en Sistemas para la reducción de los gastos variables, que tam bien provocaría una mejor utilidad.
- 3.- La mejor utilización de su equipo y dirección de trabajo.

Tomando en cuenta todos los factores antes señalados, llevamos el presente estudio sobre el caso particular del departamento de Calentamiento y Evaporación, en el Ingenio de Iahuixtlán, para lograr el aumento de su capacidad y a la vez buscar el sistema más eficiente.

PROCESO DE PRODUCCION.-

Con el objeto de mostrar la importancia del departamento de Calentamiento y evaporación se hace una breve descripción del proceso de elaboración de azúcar a partir de la caña.

Campo.- La materia prima; la caña de azúcar, cuando alcanza su ciclo óptimo de madurez, es cortada, limpiada y transportada, principalmente, por ca miones al Ingenio.

Batey.- La caña proveniente del campo, es almacenada en este lugar con el objeto de mantener una alimentación, durante las 24 horas, al proceso, por

medio de grúas que colocan la caña en Mesas Alimentadoras.

Preparación Caña.- Con el objeto de que la caña sea fácilmente molida, por medio de transportadores, la caña proveniente de las Mesas Alimentadoras, es cortada y desintegrada por cuchillas y desfibradora respectivamente.

Molinos o Trapiche.- El objeto principal de este departamento es extraer - la mayor cantidad posible del jugo contenido en la caña de azúcar, separando por lo tanto éste, llamado guarapo y quedando un residuo fibroso llamado bagazo, el cual contiene toda la fibra de la caña de azúcar, agua como humedad, y rastros de sólidos, azúcares y no-azúcares.

Tratamiento.- En este Departamento que junto con los calentadores y clarificadores forma la Defecación, el jugo de caña es pesado para lograr su control y a la vez se le adicionan, sustancias floculantes como fosfatos, anhídrido sulfuroso, hidróxido de calcio.

Calentamiento.- El jugo de caña con una acidez adecuada y con las sustancias necesarias para una buena floculación es calentado para llenar el último requisito con el objeto de lograr su cometido el próximo departamento.

Sedimentación o Clarificación.- En este departamento por medio de tanques-sedimentadores, llamados clarificadores, son separadas la mayoría de las impurezas del jugo de la caña.

Filtración de Cachaza.- En este departamento los sedimentos o lodos del departamento anterior, se les extrae exhaustivamente el jugo contenido en ellos por medio de los filtros al vacío.

Evaporación.- Este departamento tiene como fin primordial, eliminar el contenido de agua en el Jugo de Caña.

Departo. de Tachos.- En este departamento por medio de la eliminación del último resto de agua, la sacarosa es cristalizada con el objeto de lograr-

la separación de las impurezas contenidas en el licor madre.

Depto. de Centrifugas.- En este departamento las centrifugas hacen función de coladores, separando los cristales de azúcar de su licor madre.

Azúcar Standard - Azúcar Refinada.- La fabricación o elaboración de azúcar standard o mascabado de exportación terminaría con la operación anterior, salvo el envaso y secado, pero la elaboración de azúcar refinada requiere que los cristales de azúcar, se lleven a los siguientes Deptos:

Depto. Tratamientos Refinería.- En este Depto. el azúcar cruda es disuelta en agua a cuya solución se le agrega fosfatos, hidróxido de calcio con el objeto de provocar una floculación de impurezas por medio de un calentamiento y de un emulsionamiento de aire adecuados.

Clarificación Refinería.- Por medio de Clarificadores las impurezas son arrastradas por las burbujas de aire a la superficie, de la cual son eliminadas, proporcionando así soluciones de sacarosa bastante puras.

Filtración con Carbón.- En este Depto. la solución proveniente del Depto. anterior, se le adiciona carbon vegetal, el cual por sus características engloba las más pequeñas impurezas que pueda tener la solución de sacarosa, eliminando éstas al pasar la solución a filtros apropiados.

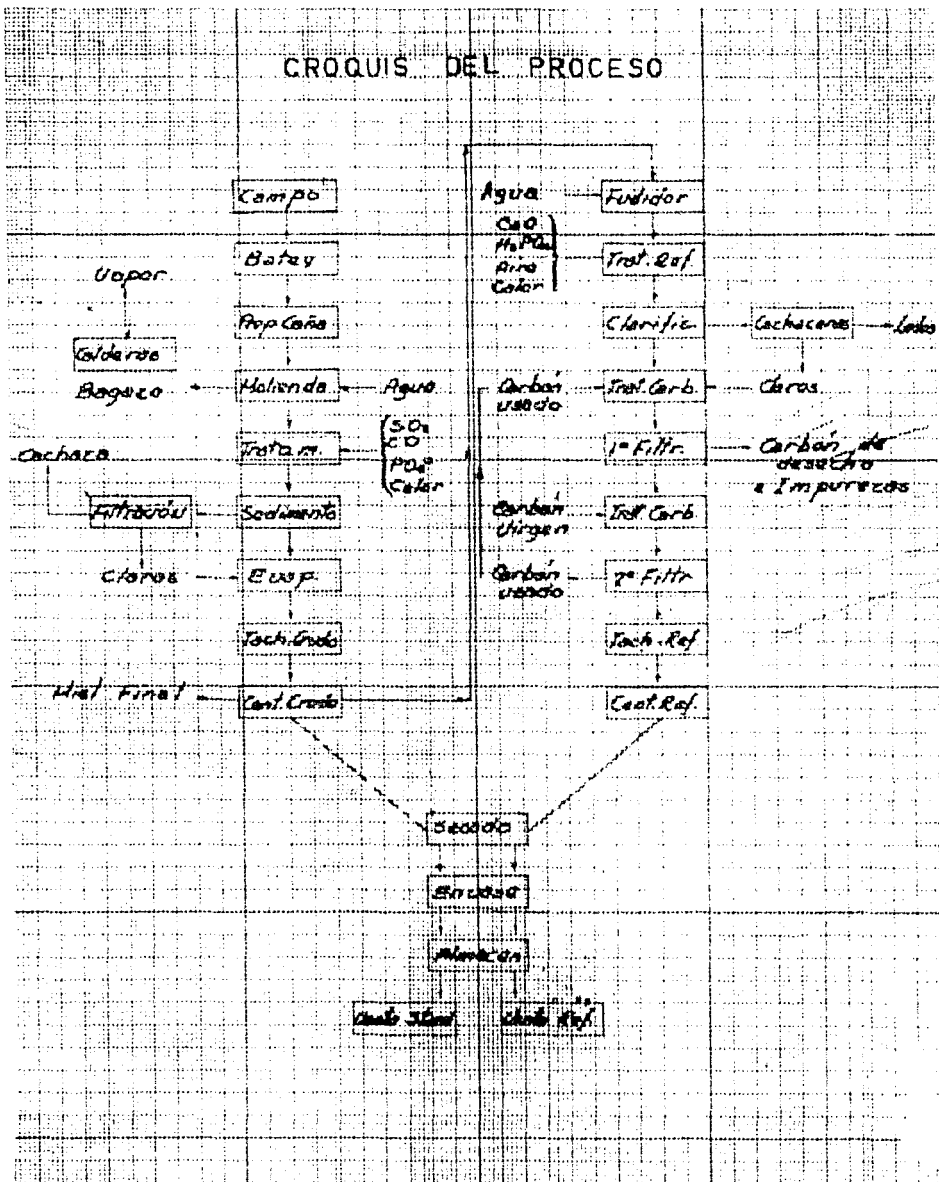
Tachos Refinería.- Este Depto., similar al correspondiente en la fábrica de crudo, con la diferencia de que maneja soluciones de alta pureza.

Centrifugas Refinado.- Igual que el departamento anterior su objetivo es similar al departamento de crudo.

Secado.- A el azúcar húmeda le es extraída ésta por medio de aire caliente en Secadores horizontales.

Depto. de Envaso.- En este departamento el azúcar ya seca es envasada, pesada y almacenada, para su envío a las plazas de consumo.

CROQUIS DEL PROCESO



CAPITULO II.

ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS DIFERENTES SISTEMAS DE EVAPORACION.

GENERALIDADES. -

Como puede advertirse en la descripción del proceso en el Capítulo anterior, la extracción del azúcar en la caña, se logra por la eliminación de todos los productos que no sean azúcar (sacarosa), y así, si se considera en forma global la composición de la caña, tenemos que:

	(FIBRA
CANA DE AZUCAR.) SOLIDOS NO AZUCARES (IMPUREZAS)
) AGUA
	(AZUCAR O SACAROSA.

La fibra se elimina totalmente en la operación de extracción del jugo de la caña, en el departamento de molinos.

Los sólidos no azúcares o impurezas se eliminan en su mayoría en el departamento de Clarificación, quedando el resto a eliminarse por medio de la cristalización, en el departamento de Tachos.

El último componente y el más voluminoso o sea el agua, se elimina por medio de la evaporación en los departamentos de evaporadores y Tachos en la siguiente forma:

1.- En primer lugar interviene el departamento de calentamiento con los siguientes objetivos:

- a) Dar la temperatura adecuada al jugo de caña con el objeto de proveer de una condición más dentro de las requeridas para desarrollar una óptima floculación de impurezas, con el objeto de que sean eliminadas por sedimentación en el departamento de clarificación.
- b) Como para la evaporación es necesario llevar el jugo de caña a la temperatura de ebullición, este departamento de calentamientos pro-

porciona previamente el calor sensible necesario para que éste jugo obtenga la temperatura más cercana a la requerida.

2.- En segundo lugar interviene el departamento de evaporación que elimina propiamente el 90% del agua contenida en el jugo de caña.

3.- Y en tercer lugar interviene el departamento de Tachos que elimina prácticamente el resto del agua contenida en el jugo de caña ya concentrado llamado meladura y a la vez prepara la eliminación de las demás impurezas o sólidos no azúcares, por medio de la cristalización.

La evaporación puede definirse, como la operación que valiéndose del fenómeno de Vaporización, efectúa la separación de los dos componentes soluto y solvente de una solución. En el caso del que se trata, están representados en la siguiente manera:

La solución	Jugo de caña
El soluto	la sacarosa y sólidos no azúcares.
El Solvente	Agua.

Estos departamentos de evaporación y calentamiento son de vital importancia, como se observa en el siguiente ejemplo:

Datos y características en la operación de un Ingenio.

Caña Molida por hora	100.000 kgs.
Extracción de jugo clarificado y caña	100.
Jugo clarificado por hora	100.000 kgs.
Temperatura de jugo mezclado	28°C
Temperatura del jugo calentado	105°C
Temperatura del jugo clarificado	96°C
Concentración de sólidos en jugo clarif.	16 Ht.
Pureza de jugo clarificado	83

Agua evaporada % caña 77
 Concentración de sólidos en Meladura 70 Bx.
 Sistema de evaporaciónCuádruple efecto sin extracciones.
 Sistema de TachosTres templeas.

BALANCE DE CALOR

Evaporación	10.300.000	38.3
Calentadores	6.550.000	24.4
Evap. Calent.	16.850.000	62.70
Tachos	6.150.000	22.9
Fuerza Motriz	2.270.000	8.5
Pérdidas por radiación	<u>1.585.000</u>	<u>5.9</u>
Total	26.855.000	100.0

BALANCE DE MATERIALES

CAÑA	100	100	100.00	Caña	77.00
		12.50	(Sacarosa)	12.50	Azúcar
SOLIDOS	16	3.50	(No Azúcares)		
		77.00	(Evaporación)	87.50	Material
AGUA	84	7.00	(Remanente)		a elimin.
<hr/>					
Agua a eliminar	77 + 7		84.00	Agua a Elimin.	91.60
Agua Evaporada			77.00	Agua a Evap.	100.00

Como puede advertirse dentro de los anteriores Balances, el agua que el Departamento de evaporación elimina, representa valores sumamente altos — respecto al peso de la caña, impurezas y agua existente.

Además este Departamento junto con el Departamento de Calentamiento requiere en las proporciones más altas de las necesidades de calor en un Ingenio.

ANTECEDENTES GENERALES.-

Este Capítulo está fundamentalmente dirigido a obtener el mejor criterio posible, para planear los Sistemas de evaporación en un Ingenio Azucarero, dentro de las condiciones normales de operación, características de las - soluciones, equipo generalmente usado, etc.

Base de cualquier sistema de evaporación es el invento del célebre americano de origen francés Norbert Biolleux que en 1834 llamó "Múltiple Efecto ^{en} Evaporación", y que desarrolló en su afán de reducir la necesidad - de combustibles extras en los Ingenios Azucareros, dejando asentado su - principio en tres postulados.

I.- En un evaporador múltiple efecto cada kilo de vapor utilizado como, -- fuente calorífica producirá tantos kilos de agua evaporada como efectos - existan.

II.- Si se extraen vapores de un determinado vaso en el múltiple efecto, - como sustituto de vapor vivo, para otras aplicaciones, el ahorro de vapor será igual a la cantidad de vapor extraída dividida entre el número de - unidades del múltiple efecto y multiplicada por el número del efecto del - cual se extrae el vapor.

III.- En cualquier aparato donde se condensen vapores se hace necesaria - una extracción continua de gases incondensables.

Cabe aclarar en lo general que estos principios se pueden considerar exac - tos si se desarrolla el sistema bajo características, condiciones o consi - deraciones especiales.

BASE COMPARATIVA.-

Con el objeto de determinar o apreciar cuantitativamente el mejor trabajo o eficiencia en la evaporación bajo diferentes circunstancias y caracteris

ticas empleadas, se comparan los siguientes sistemas de acuerdo con:

- a).- Número de efectos.
- b).- Escala de operación de la presión del vapor.
- c).- Gradientes parciales de temperatura o caídas parciales de presión.
- d).- Tipo en la alimentación del líquido a evaporar.
- e).- Calentamiento previo en la alimentación.
- f).- Recuperación de condensados.

Para este efecto se presupone las siguientes simplificaciones y características especiales:

- a).- El objetivo de esta comparación, es la evaporación de un kilo de agua alimentada al sistema con una temperatura de 15.58 grados centígrados.
- b).- El material en proceso se considerará con las propiedades del agua, - eliminando los efectos que pudieran tener los variables, calor específico- y elevación del punto de ebullición.
- c).- Se considerará solamente el líquido a evaporar y no el concentrado -- resultante.
- d).- La planta de evaporación se considerará sin pérdidas de calor por radiación.
- e).- Se considerará inapreciables las caídas de presión por fricción de el vapor al paso de las tuberías.
- f).- Basamos el criterio de eficiencia en un sistema de Evaporación a la siguiente fórmula:

$$\frac{\text{Calor necesario para calentar y evaporar un Kg. de Agua}}{\text{Calor neto proporcionado}} = \text{Rel. de Eficiencia}$$

ESCALA DE TEMPERATURA Y PRESION.-

Como la exposición se hará principalmente con sistemas de evaporación, con gradientes de temperatura iguales, y como para obtener los datos de calor-

sensible, calor latente, etc. se utilizarán tablas basadas en el sistema inglés, se escogió un rango tal de temperaturas, que proporcionan datos fijos en las tablas, evitándose hasta el mínimo las interpolaciones. Para este efecto, la escala más adecuada fué de $^{\circ}\text{F.}$, ya que es lo bastante amplio para abarcar los sistemas a presión y de vacío, gozando de las características de ser divisible entre los números 4, 3, 2 y 1, que representarían la operación del cuádruple, triple, doble y simple efecto, así:

	Sistema a Pres.	Sistema a vacío.
Extremo alto de temperatura	296 $^{\circ}\text{F.}$	212 $^{\circ}\text{F.}$
Extremo bajo de temperatura	84 $^{\circ}\text{F.}$	128 $^{\circ}\text{F.}$

Consecuentemente los gradientes parciales de temperatura serán, bajo el sistema de presión (Temperatura en $^{\circ}\text{F.}$).

Simple efecto	$\frac{84}{1}$	84	296		212
Doble efecto	$\frac{84}{2}$	42	296	254	212
Triple efecto	$\frac{84}{3}$	28	296	268	240
Cuádruple efecto	$\frac{84}{4}$	21	296	275	233

Bajo sistema a Vacío los gradientes de temperatura serán (Temperatura en $^{\circ}\text{F.}$)

Simple efecto	$\frac{84}{1}$	84	212		128
Doble efecto	$\frac{84}{2}$	42	212	170	128
Triple efecto	$\frac{84}{3}$	28	212	184	150
Cuádruple efecto	$\frac{84}{4}$	21	212	191	149

Señaladas las condiciones de operación se determinaron los datos correspondientes al calor sensible, al calor latente y calor total, efectuándose las correspondientes operaciones, para operar bajo el Sistema Métrico Decimal.

En lo que respecta a los sistemas de evaporación, con caídas de presión iguales en cada vaso, se escogió un rango tal, que coincidiera en forma bastante aproximada, en sus extremos alto y bajo, con el sistema de Gradientes Parciales de temperatura, a la vez también se buscó un rango tal de presión, que pudiera ser divisible exactamente dentro del Sistema Ingles, por los números 4, 3, 2 y 1, correspondiendo al cuádruple, triple, doble y simple efecto. En igual forma al determinar las condiciones de operaciones de los diferentes sistemas, se determinan en las tablas de vapor, los respectivos contenidos de calor y por último se transforman al Sistema Métrico Decimal.

	Sistema a presión <u>(lb/pul 2 abs)</u>	Sistema a Vacío. <u>(lb/pul 2 abs)</u>
Extremo alto de presión	63	14
Extremo bajo de presión	<u>15</u>	<u>2</u>
	48	12

Consecuentemente las caídas de presión parciales, en el sistema a presión será:

	Presiones en lb/pul.2 abs.					
Simple efecto	$\frac{48}{1}$	48	63			15
Doble efecto	$\frac{48}{2}$	24	63	39		15
Triple efecto	$\frac{48}{3}$	16	63	47	31	15
Cuádruple efecto	$\frac{48}{4}$	12	63	51	39	27
					27	15

Y Bajo el sistema a vacío existirán las siguientes caídas de presión:

	Presiones en lb/pul.2 abs.					
Simple efecto	$\frac{12}{1}$	12	14			2
Doble efecto	$\frac{12}{2}$	6	14	8		2
Triple efecto	$\frac{12}{3}$	4	14	10	6	2
Cuádruple efecto	$\frac{12}{4}$	3	14	11	8	5
					5	2

EJEMPLOS ILUSTRATIVOS.-

Con el objeto de dar a conocer la forma en como se desarrollan los cálculos en los ejemplos a comparación, a continuación se desarrollan los cálculos completos de un Sistema, escogidos dentro de los 15 casos que se han estudiado.

DESCRIPCION Y CALCULOS DEL SISTEMA No.2

<u>CARACTERISTICAS.-</u>	2E RA Δ T AI
No. de Efectos	2
Escala de operación	Alta
Cargas parciales de	Temp.
Alimentación	Individual
Calent. Alimentación	—
Recup. Condensados.	—

RESULTADOS.-

Cantidad de vapor utilizado	.67693 Kgs.
Cantidad de condensado	1.13704 Kgs.
Calor neto utilizado	329,48398 K. Calorias
Relación de eficiencia	189.24

Note que el sistema es de escala de operación alto, que es doble efecto y que se desarrolla, bajo iguales caídas o gradientes de temperatura en cada vaso, se determinarán con base en lo antes señalado:

Extremo alto de temperatura	296 °F
Extremo bajo de temperatura	212 °F
Rango total de temperatura	84 °F
Gradiente por efecto	42 °F

Por lo que registra en las siguientes condiciones y características:

	Calorías v.					
	Temp.	Presión		Temp. Sencib.	Latente	Total.
	°F	Lb. pul.	Atm. abs.	°F	Kcal. kg.	Kcal. kg.
Entrada de vapor	296	30.0910	11.13572	146.677	147.407	294.084
	-42					
Vapor 1er. vaso	254	31.9736	11.17954	124.337	125.067	249.404
	-42					
Vapor 2o. Vaso	212	14.6960	11.0323	100.000	100.000	200.000

SISTEMA DE CALCULOS.-

El Sistema de Cálculo utilizado es en reversa, es decir se presupone en la primera fase, una evaporación en el último efecto equivalente a un kilogramo de agua y con base a esto se calculan las necesidades de vapor como fuente de calor, en cantidad necesaria para que su calor latente sea capaz de elevar al punto de ebullición de ese vaso la temperatura de la alimentación y además proporcionar el calor necesario para la evaporación antes señalada o sea de un kilogramo de agua.

El vapor requerido como fuente de calor en el caso anterior, consecuentemente será la evaporación obtenida en el primer efecto, por lo que se desarrolla un cálculo similar al descrito anteriormente, para determinar la cantidad de calor, que debe aplicarse al primer vaso.

Posteriormente se desarrollan los cálculos accesorios, como son los refe-

Dado que el sistema es de cascada de operación alto, que es doble efecto y que se desarrolla, bajo iguales caídas o gradientes de temperatura en cada vaso, se determinarán con base en lo antes señalado:

Extremo alto de temperatura	296 °F
Extremo bajo de temperatura	<u>212 °F</u>
Rango total de temperatura	84 °F
Gradiente por efecto	42 °F

Por lo que registrarán en las siguientes condiciones y características:

	Valores						
	Temp. °F	Presión			Temp. Sensib.	Latente	Total
	°F	lb. pul.	2abs	kg. cm ² abs	°F	Kcal Kg	Kcal Kg
Entrada de vapor	296	63.0910	14.11572	146.67	147.49	107.28	1654.77
	<u>-42</u>						
Vapor 1er. vaso	254	31.9730	12.17951	121.13	123.61	121.77	1647.40
	<u>-42</u>						
Vapor 2o. Vaso	212	14.6960	11.03323	100.00	100.04	719.06	1619.10

SISTEMA DE CALCULOS.-

El Sistema de Cálculo utilizado es en reversa, es decir se presupone en la primera fase, una evaporación en el último efecto equivalente a un kilogramo de agua y con base a esto se calculan las necesidades de vapor como fuente de calor, en cantidad necesaria para que su calor latente sea capaz de elevar al punto de ebullición de ese vaso la temperatura de la alimentación y además proporcionar el calor necesario para la evaporación antes señalada o sea de un kilogramo de agua.

El vapor requerido como fuente de calor en el caso anterior, consecuentemente será la evaporación obtenida en el primer efecto, por lo que se desarrolla un cálculo similar al descrito anteriormente, para determinar la cantidad de calor, que debe aplicarse al primer vaso.

Posteriormente se desarrollan los cálculos accesorios, como son los refe-

rentes a la recolección de condensado, autoevaporación etc.

En la segunda fase las evaporaciones obtenidas en el Sistema inicial, son reducidas a proporcionarnos en todos los vasos un total de evaporación equivalente a un kilogramo de agua, posteriormente a esto se hacen los cálculos accesorios similares a los descritos.

Para evitar el error en estos cálculos, se recomienda desarrollar balances parciales en cada paso, o sea un balance en cada uno de los cálculos de cada operación como son los referentes a los distintos efectos, autoevaporación y por supuesto también el Balance General. En el desarrollo de estos cálculos por cuestión de orden, se ha reservado dos columnas a la derecha de éstos, para colocar los pesos del vapor o agua con sus correspondientes contenidos de calor.

A medida que se desarrollan estos cálculos se van anotando en los diagramas descriptivos, tanto en la primera fase como en la segunda o final, a la vez se señala las condiciones que hemos fijado actuarán en cada vaso.

CALCULOS

PRIMERA PARTE. - (Diagrama 2B)

SITUACION EN EL 2o. EFECTO. -

Kilos KCalorias.

Dado que la alimentación es 1 kilogramo (6) de agua y que ésta entra a una temperatura de 15.56°C, se requerirá el suficiente calor para elevarla a 100°C. y posteriormente su evaporación, así

Calor sensible necesario	1.00000	100.04
--------------------------	---------	--------

	<u>Kilos</u>	<u>K. Calorias</u>
Calor sensible existente	1,00000	- 15,56
Calor sensible faltante.		84,18
Calor latente necesario		• 529,06
Calor total requerido		623,54
Cantidad de vapor requerido		
$\frac{Q}{L} = \frac{623,04 \text{ K. Cal}}{523,77 \text{ K. Cal/Kg.}} (5)$	1,19048	623,54

BALANCE EN SEGUNDO EFECTO.-

Entrada	Vapor	(5)	1,19048	770,74675
	Aliment.	(6)	<u>1,00000</u>	<u>15,56000</u>
			2,19048	786,30675
Salida	Vapor	(8)	1,00000	770,19000
	Cond.	(7)	<u>1,19048</u>	<u>147,17904</u>
			2,19048	786,36904

SITUACION EN EL PRIMER EFECTO.-

Dado que en este efecto se requiere la evaporación de 1,19048 kps. de agua (5) y por ser la alimentación independiente, será esta (2) misma cantidad - la alimentación introducida a este efecto, siguiendo un desarrollo similar al anterior

Calor sensible necesario	1,19048	147,17904
Calor sensible existente		<u>18,52387</u>
Calor sensible faltante		128,65517
Calor latente necesario		623,53774
Calor total requerido		752,19288

Calor permitido para este condensado 267,43193
 Calor sobrante 98,44228

Auto-evaporación (11)

$$\frac{Q}{L} = \frac{98,44228}{539,06} \frac{\text{K. Cal}}{\text{K. Cal/Kg.}} = \underline{\underline{.18262}}$$

Condensado remanente (10) 2,49066

BALANCE EN CONDENSADOS Y AUTO-EVAPORACION.-

	Entrada	Cond. 1er. efecto	(4)	1,48280	218,63817
		Cond. 2o. efecto	(7)	<u>1,19048</u>	<u>117,17907</u>
				2,67328	335,81724
	Salida	Cond. remanente	(10)	2,49066	249,16563
		Auto-evaporación	(11)	<u>.18262</u>	<u>116,71244</u>
				2,67328	365,87807

BALANCE GENERAL.-

	Entrada	Vapor	(3)	1,48280	970,89296
		Alimentación	(1)	<u>2,19848</u>	<u>34,98387</u>
				3,68128	1004,97683
	Salida	Vapor	(8)	1,00000	639,10000
		Auto-Evaporación	(11)	.18262	116,71244
		Condensado	(10)	<u>2,49066</u>	<u>249,16563</u>
				3,67328	1004,97807

SEGUNDA PARTE.- (Diagrama 2)

REDUCCION DE CALCULOS A EVAPORACION TOTAL DE UN KILOGRAMO DE AGUA.

En esta segunda parte se inicia los cálculos reduciendo proporcionalmente las evaporaciones a un kilogramo de agua con sus correspondientes contenidos de calor

		<u>Kilos</u>	<u>K. Calorias</u>
Evaporación en primer efecto	1.19048 (5)	.54348	
Evaporación en 2o. efecto	<u>1.00000 (8)</u>	<u>.45652</u>	
	2.19048 (1)	1.00000	

A continuación se obtienen todos los datos de los contenidos de calor asentándolos en el croquis del sistema, quedando solamente a calcular lo sigui.:

SITUACION EN EL PRIMER EFECTO.-

En forma similar a la primera parte se obtiene la cantidad de vapor requerida para la calandria del primer efecto.

Calor sensible necesario	.54348	67.19043
Calor sensible existente		<u>8.45653</u>
Calor sensible faltante		58.73388
Calor latente necesario		<u>284.65852</u>
Calor total requerido		343.39240

Cantidad de vapor requerido (3)

$$\frac{Q}{L} = \frac{343.39240}{507.28} \frac{\text{K. Cal.}}{\text{K. Cal./Kg.}} = .67693$$

BALANCES INDIVIDUALES.-

Primer efecto	Entrada	vapor (3)	.67693	443.23346
		Aliment. (2)	<u>.54348</u>	<u>8.45653</u>
			1.22041	451.69001
	Salida	Vapor (5)	.54348	351.84895
		Condensad (4)	<u>.67693</u>	<u>99.84041</u>
			1.22041	451.68936

			<u>Kilos</u>	<u>K. Calorías</u>
Segundo efecto	Entrada	vapor (5)	.54348	351,84895
		Aliment. (6)	<u>.45652</u>	<u>7,10345</u>
			1,00000	358,95240
	Salida	vapor (8)	.45652	291,76193
		condensado (7)	<u>.54348</u>	<u>67,19043</u>
			1,00000	358,95236

SITUACION EN LA RECOLECCION DE CONDENSADOS Y AUTO-EVAPORACION.-

Al igual que en la primera parte el condensado total, fruto de la recolección de las calandrias de los dos vasos o efectos posee un contenido de calor superior al permitido para éste, en las condiciones atmosféricas en que ha sido colocada, por lo tanto el calor sobrante provoca la auto-evaporación.

Condensado calandria 1er. efecto	(4)	.67693	99,84041
Condensado calandria 2o. efecto	(7)	<u>.54348</u>	<u>67,19043</u>
Cantidad de calor existente condensado		1,22041	167,03084
Cantidad de calor permitido			<u>-122,08982</u>
Cantidad de calor sobrante			44,94102

Auto-evaporación (11)

$\frac{Q}{L} = \frac{44,94102}{539,06}$	$\frac{K. Cal}{K. Cal/Kg.}$	
		- <u>0,08337</u>
Condensado remanente (10)		1,13704

BALANCE CONDENSADOS Y AUTO-EVAPORACION.-

Entrada	Condensado 1er. efecto (4)	.67693	99,84041
	Condensado 2o. efecto (7)	<u>.54348</u>	<u>67,19043</u>
		1,22041	167,03084

			<u>Kilos</u>	<u>K. Calorias</u>
Salida	Condensado remanente (10)		1.13704	113.74948
	Auto-Evaporación (11)		<u>.08337</u>	<u>53.28177</u>
			1.22041	167.03125

BALANCE GENERAL.-

Entrada	Vapor (3)		.67693	443.23346
	Alimentación (1)		<u>1.00000</u>	<u>15.56000</u>
			1.67693	458.79346
Salida	Vapor (8)		.45652	291.76193
	Auto-evaporación (11)		<u>.08337</u>	<u>53.28177</u>
	Condensado (10)		<u>1.13704</u>	<u>113.74948</u>
			1.67693	158.79318

RELACION DE EFICIENCIA.-

Terminado los cálculos y el diagrama de este Sistema, en el que se evaporó un total de 1 Kg. de agua, que fué alimentada a una temperatura de — 15.56°C., se determina de acuerdo con lo expuesto anteriormente, la "Relación de Eficiencia"., Bajo el siguiente cálculo:

Calor necesario para evaporar y calentar

un Kg. de agua alimentada a 15.56°C.

$$\frac{\text{Calor neto utilizado.}}{(639.10 - 15.56)} = (443.23346 - 113.74948)$$

RELACION DE EFICIENCIA = 189.247

S I S T E M A N U M. 1.-

CARACTERISTICAS:- I E R A

No. de Efectos: 1
 Escala operación: Alta
 Caidas parciales de: ----
 Alimentación ----
 Calent. Alimentación ----
 Recup. Condensados: ----

RESULTADOS.-

Cant. de vapor requerido: 1.22918 Kg.
 Cant. de condensado prod. 1.12098 Kg.
 Calor neto utilizado 692.88735 K.Cal.
 Relación de eficiencia 90.017

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	Unidades.
Presión	1.03323	4.43572	4.43572	1.03323	1.03323	1.03323	1.03323	Kg/cm ² abs.
Temp.	15.56	146.67	146.67	100.00	100.00	100.00	100.0	°C
Cantidad	1.00000	1.22918	1.22918	1.00000	1.12098	1.0820	1.10820	Kg.
C. Sensible	15.56	181.29176	181.29176	100.04	112.14284	10.82433	110.86433	K.Cal.
C. Latente		623.53843		539.06		583.2629	597.38629	K.Cal.
C. Total		804.83019		639.10		69.15062	708.25062	K.Cal.

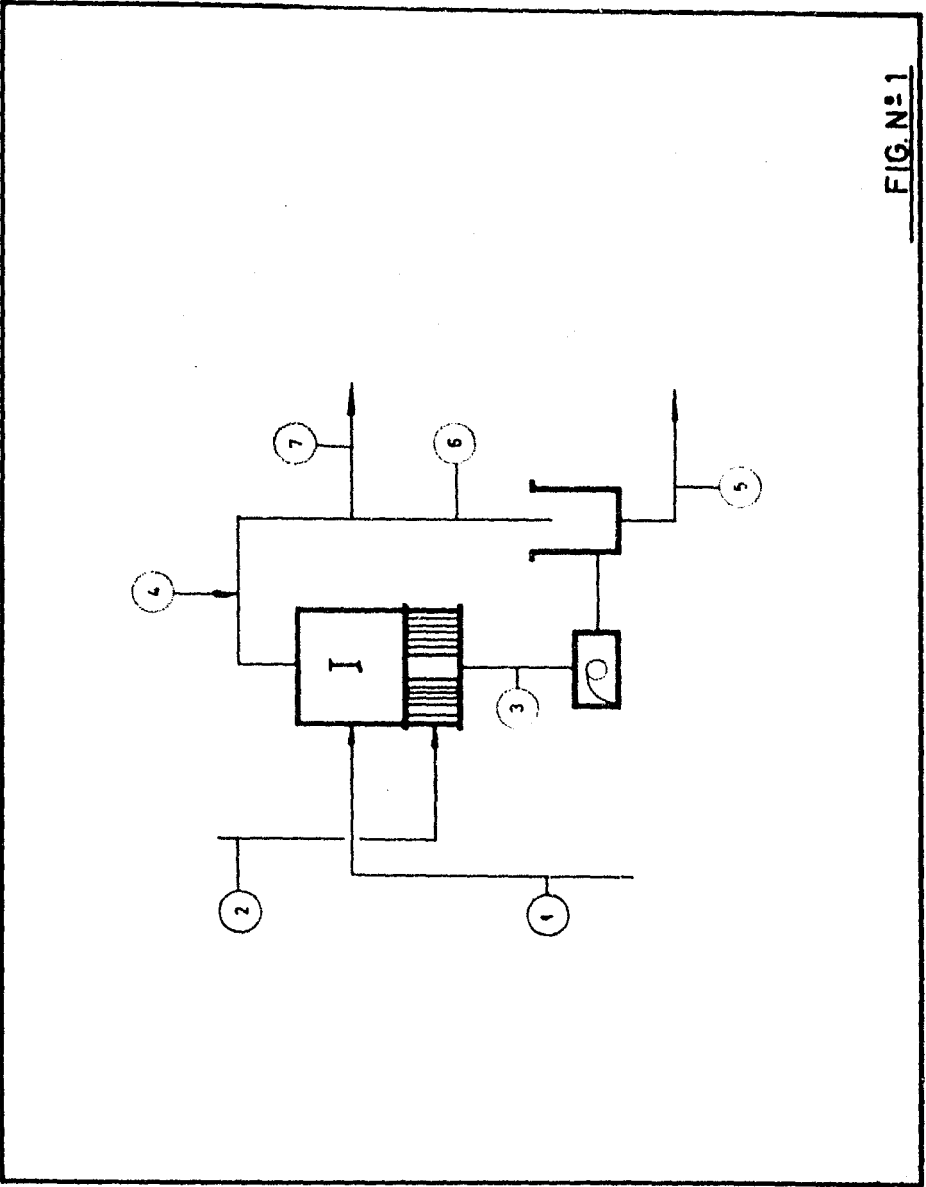


FIG. N°:1

S I S T E M A N o. 2 .-

CARACTERISTICAS:-

2 E R A T A I

RESULTADOS:-

No. de Efectos:	2	Cant. de vapor requerido	.67693 Kg.
Escala de Operación:	Alta	Cant. de condensado prod.	1.13704 Kg.
Caídas parciales de:	Temp.	Calor neto utilizado	329.48398KCal.
Alimentación	Individual	Relación de Eficiencia	189.24
Calent. Alimentación	---		
Recup. Condensados:	---		

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	1.03323	4.43572	4.43572	2.24792	1.03323	2.24792	1.03323
Temp.	15.56	15.56	146.67	146.67	123.33	15.56	123.33	100.00
Cantidad	1.00000	.54348	.67693	.67693	.54348	.45652	.54348	.45652
C. Sensible	15.56000	8.45655	99.84041	99.84041	67.19043	7.10345	67.19043	45.67026
C. Latente			343.39305		284.85852			246.09187
C. Total			443.23346		351.84895			291.76193

Ref. Diagrama	9	10	11	12	Unidades
Presión		1.03323	1.03323	1.03323	Kg/cm ² abs.
Temp.		100.00	100.00	100.00	°C
Cantidad	1.22041	1.13704	.8337	.53989	Kg.
C. Sensible	167.03084		8.34034	54.01060	K.Cal
C. Latente			41.94143	291.03310	K.Cal
C. Total			53.28177	345.04370	K.Cal

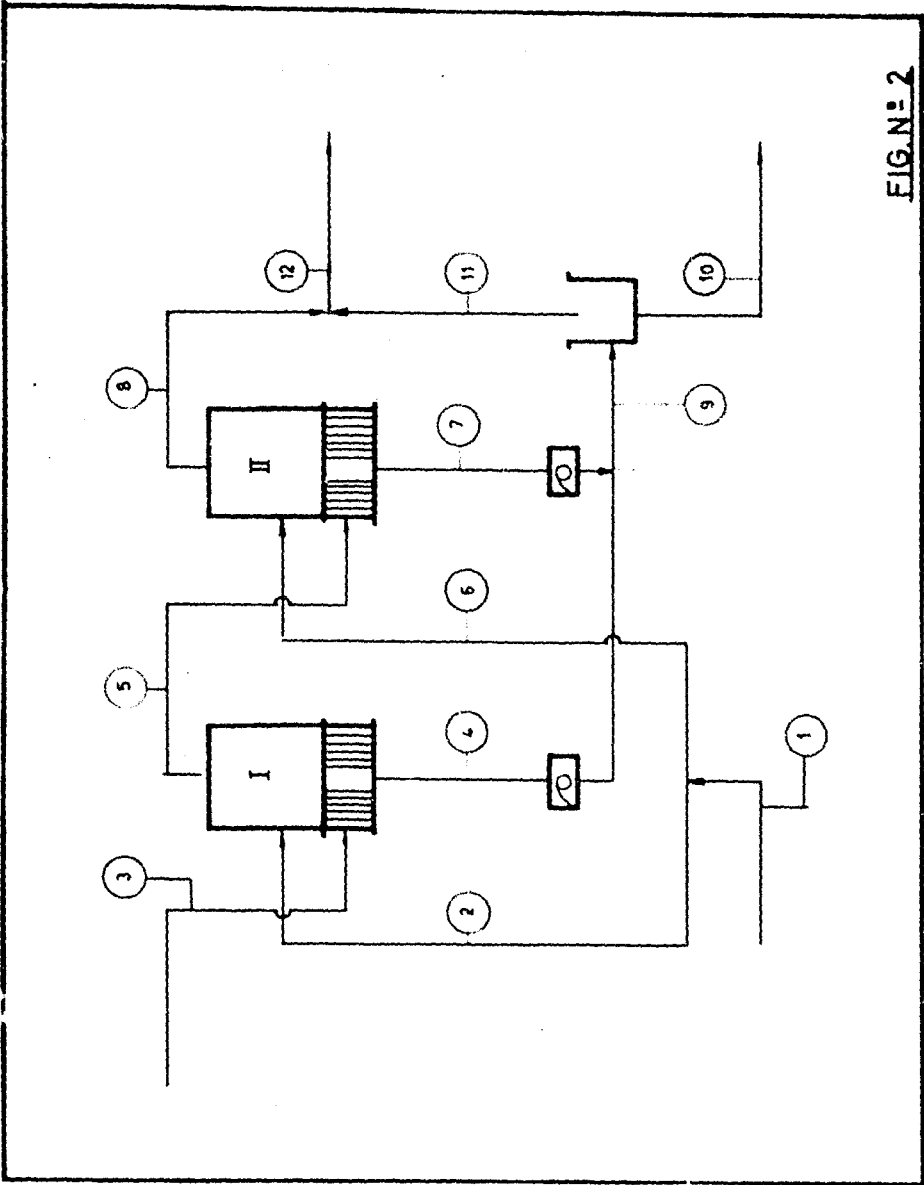


FIG. N.º 2

S I S T E M A N U M. 2.B.-

CARACTERISTICAS:- 2E RA T AI
 No. de Efectos: 2
 Escala de Operación: Alta
 Caídas parciales de: Temp.
 Alimentación Individual.
 Calent. Alimentación - - - - -
 Recup. Condensados: - - - - -

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	1.03323	4.43572	4.43572	2.24792	1.03323	2.24792	1.03323
Temp.	15.56	15.56	146.67	146.67	123.33	15.56	123.33	100.00
Cantidad	2.19048	1.19048	1.48280	1.48280	1.19048	1.00000	1.19048	1.00000
C. Sensible	34.08387	18.52387	218.69817	218.69847	147.17904	15.56000	147.17904	100.04
C. Latente			752.19479		823.53771			539.06
C. Total			970.89296		770.71675			639.10
Ref. Diagrama	9	10	11	12	Unidades.			
Presión		1.03323	1.03323	1.03323	Kg/cm ²			
Temp.		100.00	100.00	100.00	°C			
Cantidad	2.67328	2.49066	1.18262	1.18262	Kg.			
C. Sensible	365.87721	249.16563	18.26930	118.30930	K. Cal.			
C. Latente			98.44314	637.50314	K. Cal.			
C. Total			116.71244	755.81244	K. Cal.			

S I S T E M A N U M. .3-

CARACTERISTICAS:- 3E RA T AI

RESULTADOS.-

No. de Efectos: 3
 Escala de Operación Alto
 Caídas parciales de: Temp.
 Alimentación: Individual
 Calent. Alimentación - - -
 Recup. Condensados. - - -

Cantidad de vapor requerido .49569 Kg.
 Cantidad de condensado prod. 1.14231 Kg.
 Calor neto utilizado: 210.28625 K.Cal.
 Relación de Eficiencia 296.519

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	1.03323	4.43572	4.43572	2.84756	1.03323	2.84756	1.75549
Temp.	15.56	15.56	146.67	146.67	131.11	15.56	131.11	115.56
Cantidad	1.0000	.39634	.49569	.49569	.39634	.32659	.39634	.32659
C. Sensible	15.56	6.16705	73.10932	73.10932	52.14249	5.08174	52.14249	37.79626
C. Latente			251.45382		205.47851			172.76611
C. Total			324.56294		257.62100			210.56237
Ref. Diagrama	9	10	11	12	13	14	15	Unidades
Presión	1.03323	1.75549	1.03323		1.03323	1.03323	1.03323	Kg./cm ² abs
Temp.	15.56	115.56	100.00		100.00	100.00	100.00	°C
Cantidad	.27707	.32659	.27707	1.21862	1.14231	.07631	.35338	Kg.
C. Sensible	4.31121	37.79826	27.71808	163.04807	114.27669	7.63405	35.35213	K.Cal.
C. Latente			149.35735			41.13567	190.49302	K.Cal.
C. Total			177.07543			48.76972	225.84515	K.Cal.

1
12
%

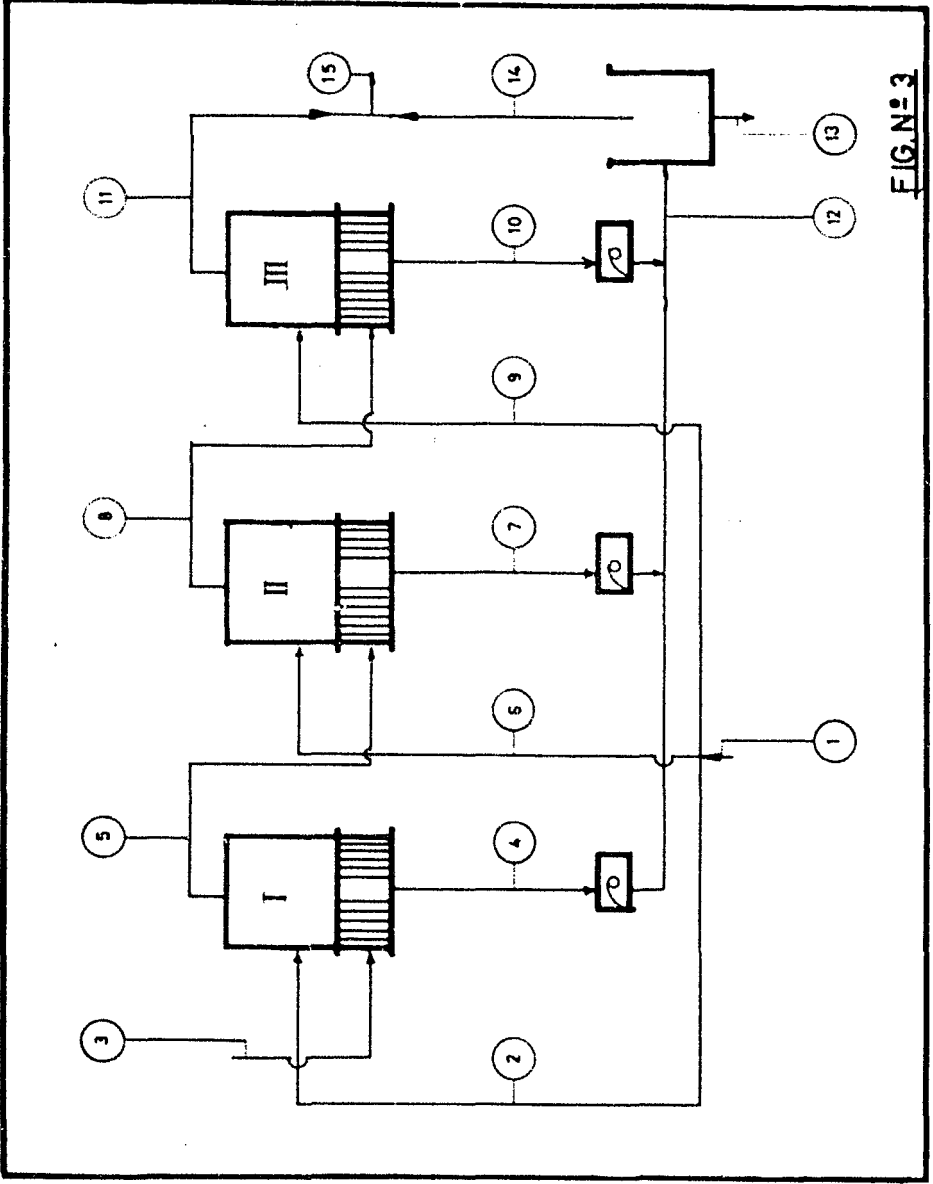


FIG. N° 3

S I S T E M A N U M. 4.-

CARACTERISTICAS:-

4 E R A T A I

RESULTADOS.-

No. de Efectos: 4
 Escala de operación Alta
 Caídas parciales de Temp.
 Alimentación Individual
 Calent. alimentación - - - -
 Recup. condensados - - - -

Cant. de vapor requerido .40716 Kg.
 Cant. de condensado prod. 1.14488 Kg.
 Calor neto utilizado 152.06235 K.Cal.
 Relación de eficiencia 410.055

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	1.03323	4.43572	4.43572	3.191305	1.03323	3.191305	2.24792
Temp.	15.56	15.56	146.67	146.67	135.00	15.56	135.00	123.33
Cantidad	1.00000	.32493	.40716	.40716	.32493	.26520	.32493	.26520
C. Sensible	15.56000	5.05591	60.05203	60.05203	44.03451	4.12651	44.03451	32.78668
C. Latente			206.54412		167.56640			138.90380
D. Total			266.59615		211.60091			171.69048
Ref. Diagrama	9	10	11	12	13	14	15	16
Presión	1.03323	1.03323	1.54485	1.03323	1.54485	1.03323		1.03323
Temp.	15.56	15.56	111.47	15.56	111.47	100.00		100.00
Cantidad	.22126	.18861	.22126	.18861	.22126	.18861	1.21855	1.14488
C. Sensible	3.44281	2.93477	24.74129	2.93477	24.74129	18.86854	161.61451	144.53380
C. Latente			117.60633			101.67211		
C. Total			142.34762			120.54065		
Ref. Diagrama	17	18						
Presión	1.03323	1.03323						
Temp.	100.00	100.00						
Cantidad	.07367	.26228						
C. Sensible	7.36995	26.23849						
C. Latente	39.71255	141.38466						
C. Total	47.08250	167.62315						

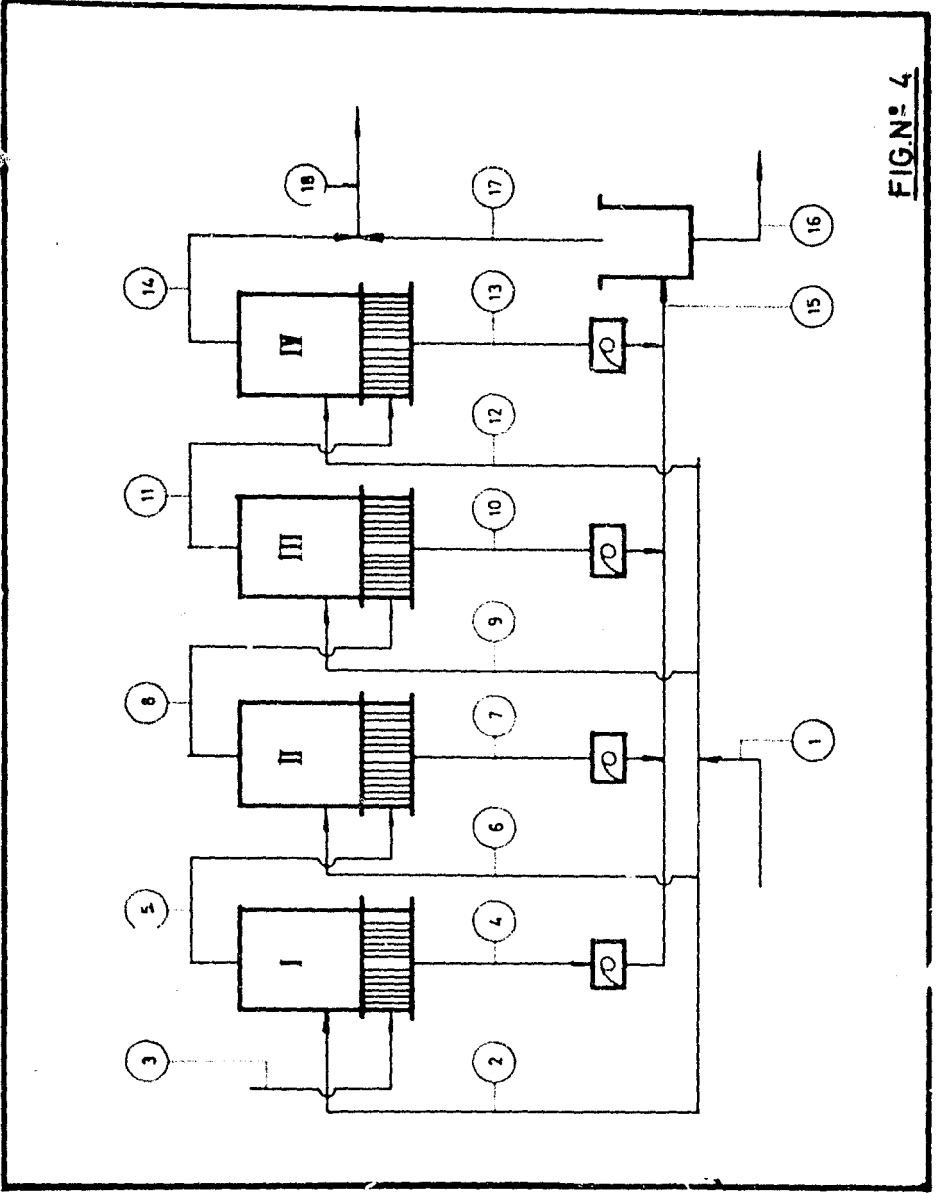


FIG.N° 4

S I S T E M A N U M . 5.-

<u>CARACTERISTICAS:-</u>	3E RB T AI	<u>RESULTADOS.-</u>
No. de Efectos:	3	Cantidad de vapor requerido .42037 Kg.
Escala de operación:	Bajo	Cantidad de condensado prod. 1.11656 Kg.
Caídas parciales de:	Temp.	Calor neto utilizado 172.96959 K.Cal
Alimentación	Individual	Relación de eficiencia 360.491
Calent. Alimentación	---	
Recup. Condensados:	---	

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	1.03323	1.03323	1.03323	.57665	1.03323	.57665	.30274
Temp.	15.56	15.56	100.00	100.00	84.44	15.56	84.44	68.89
Cantidad	1.00000	.36690	.42037	.42037	.36690	.32929	.36690	.32929
C. Sensible	15.56000	5.70896	42.05382	42.05382	30.97003	5.12375	30.97003	22.66503
C. Latente			226.60465		201.34371			183.79980
C. Total			268.65847		232.31374			206.46483

Ref. Diagrama	9	10	11	12	Unidades
Presión	1.03323	.30374	.14809	1.03323	Kg/cm ² abs.
Temp.	15.56	68.89	53.33	85.69972	°C
Cantidad	.30381	.32929	.30381	1.11656	Kg.
C. Sensible	4.72728	22.66503	16.18700	95.68888	K.Cal.
C. Latente			172.34533		K.Cal.
C. Total			188.53233		K.Cal.

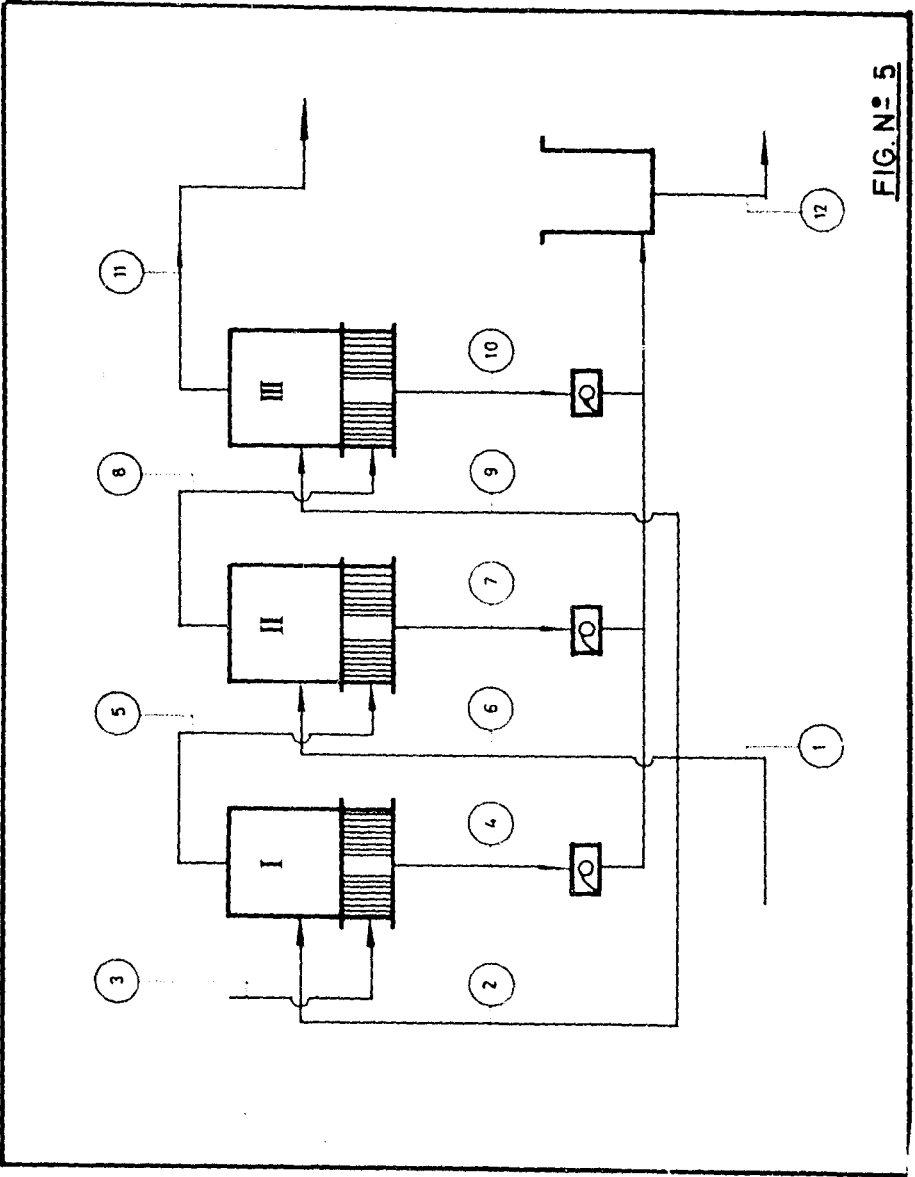


FIG. N° 5

S I S T E M A N U M. 6.-

CARACTERISTICAS:-

3 E R A P A I

RESULTADOS:-

No. de Efectos: 3
 Escala de Operación: Alto
 Cargas parciales de: Presión
 Alimentación: Individual
 Calent. Alimentación: ----
 Recup. Condensados: ----

Cantidad de vapor requerido .50138 Kg.
 Cantidad de condensado prod. 1.14231 Kg.
 Calor neto utilizado 213.98682 K.Cal
 Relación de Eficiencia 291.391

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	1.03323	4.42932	4.42932	3.30441	1.03323	3.30441	2.17951
Temp.	15.56	15.56	146.61	146.61	136.18	15.56	136.18	122.34
Cantidad	1.00000	.39989	.50138	.50138	.39989	.32601	.39989	.32601
C. Sensible	15.56000	6.22229	73.92347	73.92347	54.68096	5.07272	54.68096	39.97535
C. Latente			254.34004		205.87937			170.97268
C. Total			328.26351		260.56033			210.94803

Ref. Diagrama	9	10	11	12	13	14	Unidades
Presión	1.03323	2.17951	1.05460		1.03323	1.03323	Kg/cm2abs
Temp.	15.56	122.34	100.57		100.00	100.00	°C
Cantidad	.27410	.32601	.27410	1.22728	1.14231	.08497	Kg.
C. Sensible	4.26500	39.97535	27.57720	168.57978	114.27669	8.50040	K.Cal.
C. Latente			147.66315			45.80393	K.Cal.
C. Total			175.24035			54.30433	K.Cal.

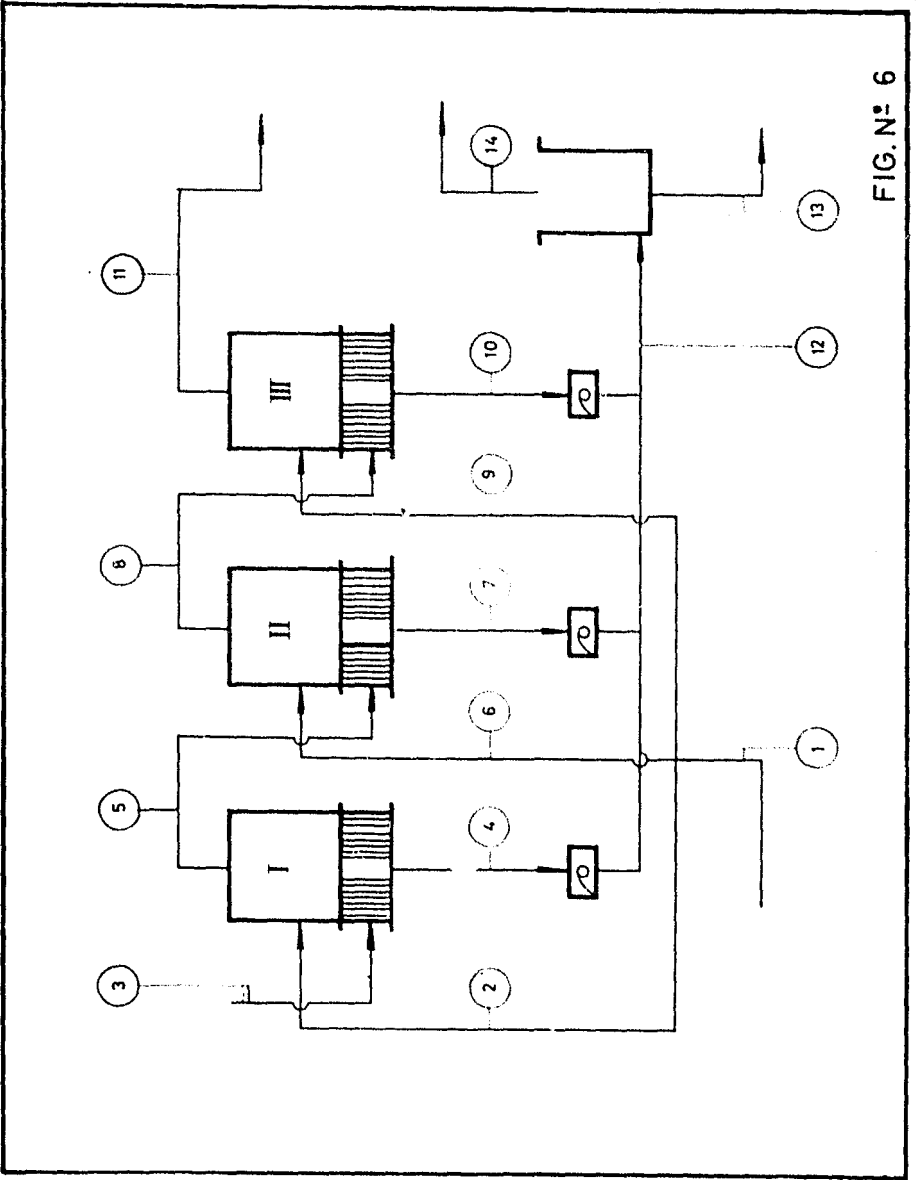


FIG. N° 6

S I S T E M A N U M 7 . º

CARACTERISTICAS:-

3E RB P AI

RESULTADOS:-

No. de Efectos	3	Cantidad de vapor requerido	.42491 Kg.
Escala de operación	Baja	Cantidad de condensados prod.	1.12395 Kg.
Cargas parciales de:	Presión	Calor neto utilizado	171.07 K.Cal
Alimentación	Individual	Relación de eficiencia	365.00
Calent. Alimentación	---		
Recup. Condensados	---		

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	1.03323	.98427	.98427	.70305	1.03323	.70305	.42183
Temp.	15.56	15.56	98.64	98.64	89.56	15.56	89.56	76.70
Cantidad	1.00000	.37029	.42491	.42491	.37029	.32875	.37029	.32875
C. Sensible	45.56	5.76	41.92	41.92	33.16	5.12	33.16	25.20
C. Latente			229.43		202.03			181.94
C. Total			271.35		235.19			207.14

Ref. Diagrama	9	10	11	12	13	Unidades
Presión	1.03323	.42183	.14061		1.03323	Kg-cm2abs
Temp.	15.56	76.70	52.26		89.4	°C
Cantidad	.30096	.32875	.30096	1.12395	1.12395	Kg.
C. Sensible	4.68	25.20	15.72	100.28	100.28	K.Cal.
C. Latente			170.91			K.Cal.
C. Total			186.63			K.Cal.

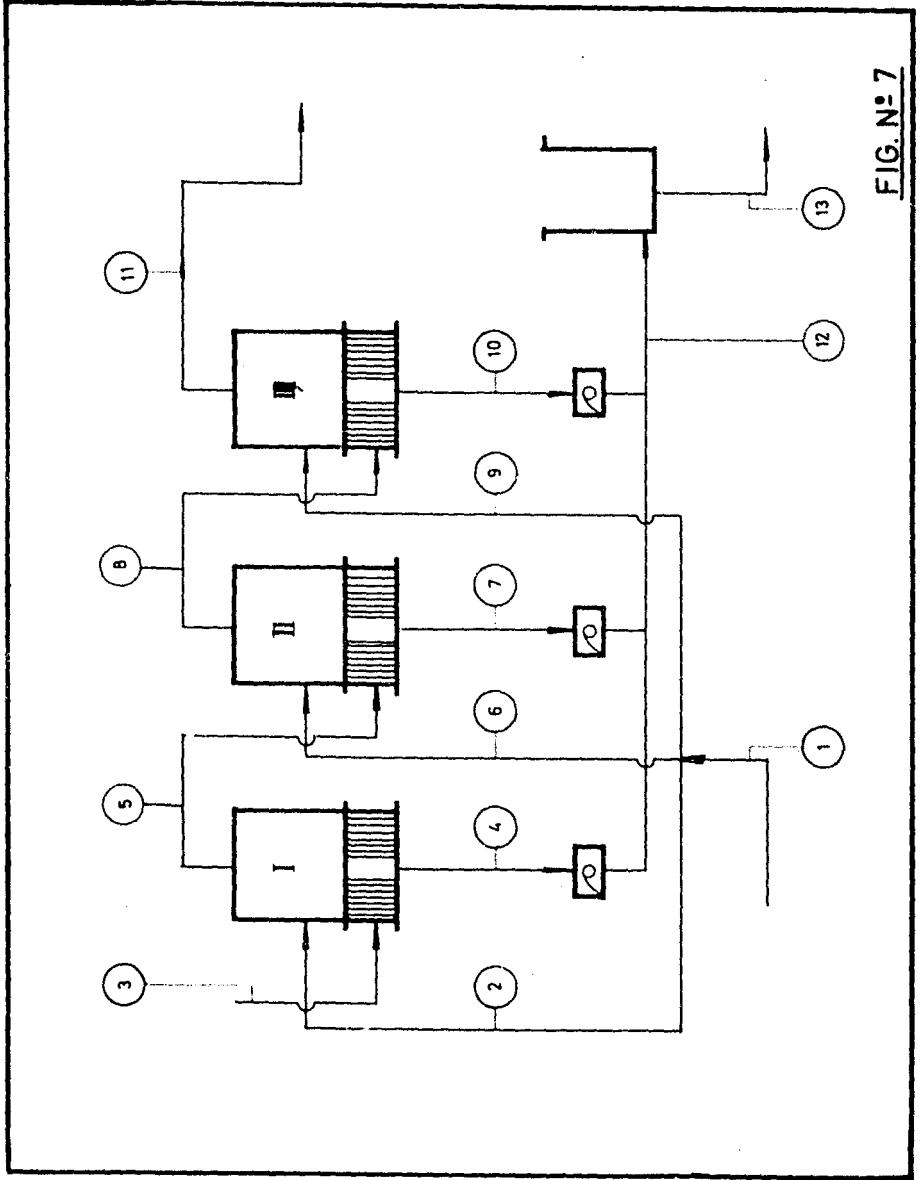


FIG. N° 7

S I S T E M A N U M. 8.-

CARACTERISTICAS:-

2E RA T ACSV

RESULTADOS:-

Nº. de Efectos:	2	Cantidad de vapor requerido	.63304 Kg.
Escala de operación	Alta	Cantidad de condensados prod.	1.13832 Kg.
Caídas parciales de:	Temp.	Calor neto utilizado	300.62 K.Cal
Alimentación	Con el sentido del vap.	Relación de Eficiencia	207.418
Calent. Alimentación	---		
Recup. Condensados.	---		

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	4.43572	4.43572	2.24792	1.03323	2.24792	1.03323	
Temp.	100.00	146.67	146.67	123.33	15.56	123.33	100.00	
Cantidad	.58668	.63304	.63304	.58668	1.0000	.58668	.41332	1.21972
C. Sensible	58.69	93.37	93.37	72.53	15.56	72.53	41.35	165.90
C. Latente		321.13		307.29			222.80	
C. Total		414.50		379.82			264.15	

Ref. Diagrama	9	10	Unidades
Presión	1.03323	1.03323	Kg/cm ² abs
Temp.	100.00	100.00	°C
Cantidad	1.13832	.08140	Kg.
C. Sensible	113.88	8.14	K.Cal
C. Latente		43.88	K.Cal
C. Total		52.02	KCal

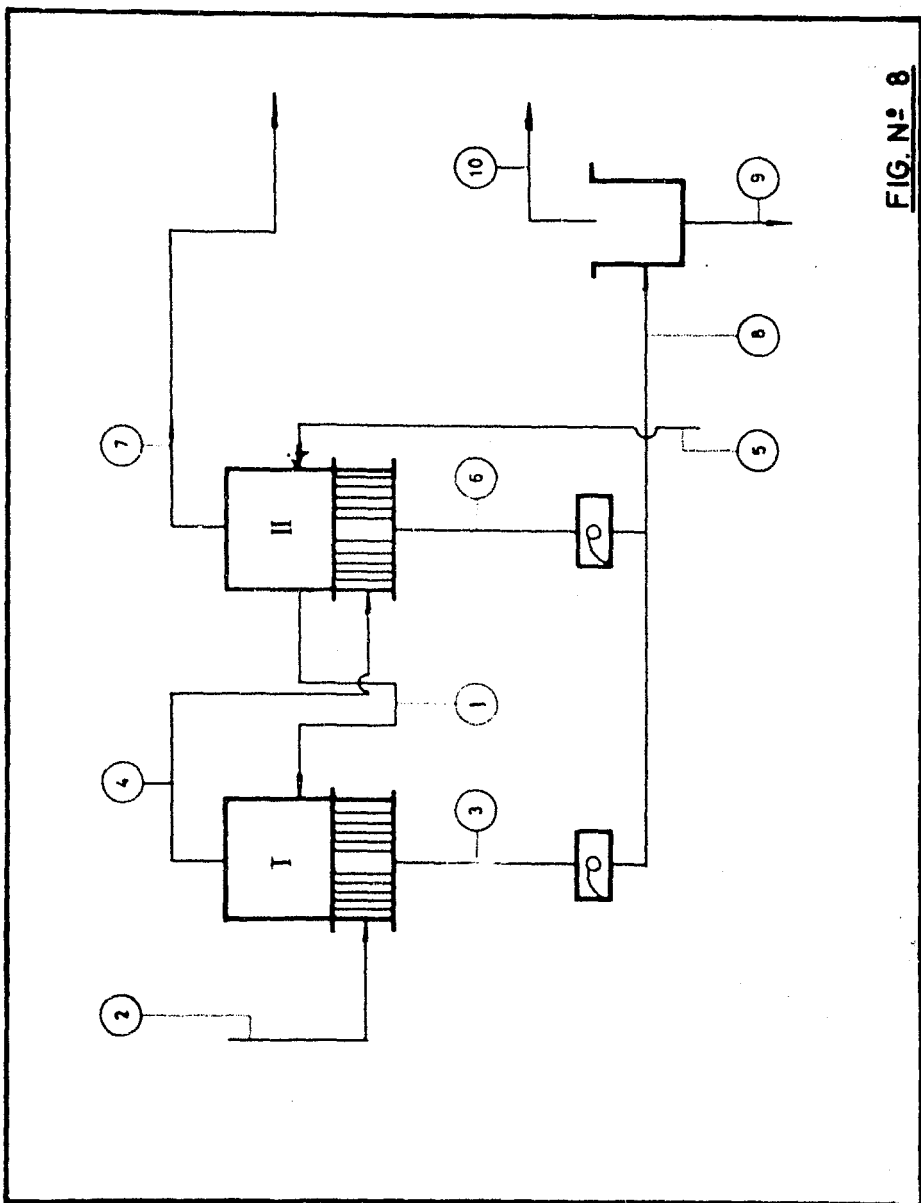


FIG. N° 8

S I S T E M A N U M . 9 . -

CARACTERISTICAS:-

2ERA T ACSV

RESULTADOS:-

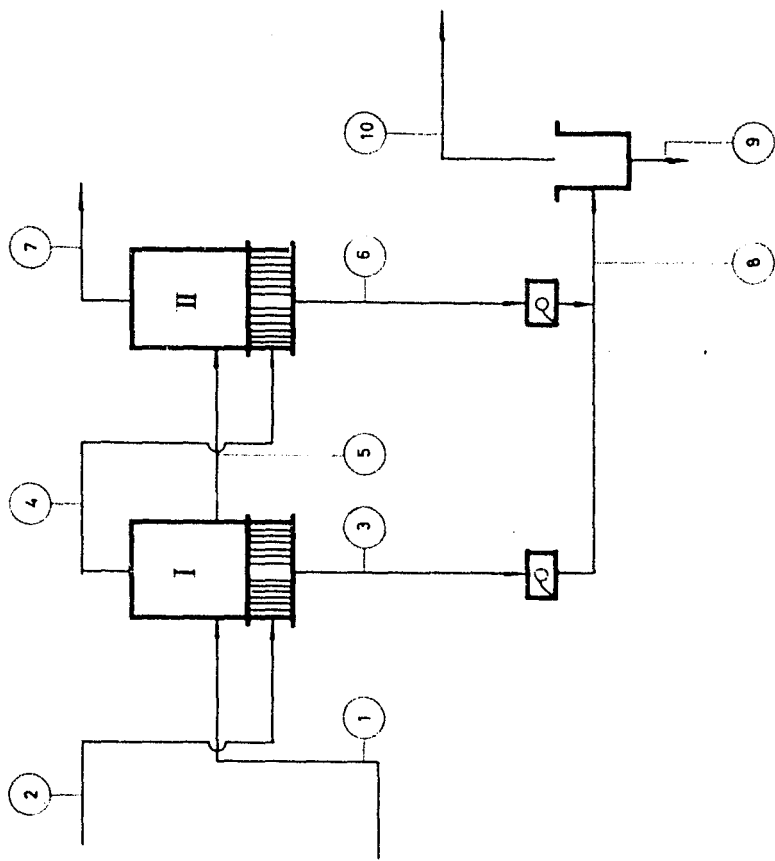
No. de efectos	2	Cantidad de vapor requerido	.72516 Kg.
Escala de operación:	Alta	Cant.de condensado prod.	1.13565 Kg.
Caídas parciales de:	Temp.	Calor neto utilizado	361.20 K Cal.
Alimentación	Contra corriente del vapor	Relación de eficiencia	172.63
Calent. alimentación:	-----		
Recupl condensados	-----		

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	4.43572	4.43572	2.24792	2.24792	2.24792	1.03323	
Temp.	15.56	146.67	146.67	123.33	123.33	123.33	100.00	
Cantidad	1.00000	.72516	.72516	.49601	.50399	.49601	.50399	1.22117
C. Sensible	15.56	106.95	106.95	61.32	62.31	61.32	50.42	168.27
C. Latente		367.86		259.79			271.68	
C. Total		474.81		321.11			322.10	

Ref. Diagrama	9	10	Unidades.
Presión	1.03323	1.03323	'Kg/cm2abs'
Temp.	100.00	100.00	'°C
Cantidad	1.13565	.08552	'Kg.
C. Sensible	113.61	8.56	'K. Cal
C. Latente		46.10	'K. Cal
C. Total		54.66	'K. Cal

6

FIG. N° 9



S I S T E M A N U M . 10.-

CARACTERISTICAS:-

3E R A T ACSV

RESULTADOS:-

No. de efectos	3	Cant. de vapor requerido	.55889 Kg.
Escala de operación	Alta	Cant. de condensado prod.	1.14048 Kg.
Caidas parciales de Alimentación	Temp. Con el sentido del vapor	Calor neto utilizado	251.71983 K Cal.
Calent. alimentación	---	Relación de eficiencia	247.711
Recup. condensados	---		

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	4.43572	4.43572	2.84756	2.84756	2.84756	1.75549	1.75549
Temp.	15.56	146.67	146.67	131.11	131.11	131.11	115.56	115.56
Cantidad	1.00000	.55869	.55869	.32292	.67708	.32292	.33673	.34035
C. Sensible	15.56	82.41119	82.40119	42.48336	89.07664	42.48336	38.96976	39.38871
C. Latente		283.41226		167.41464			178.13017	
C. Total		365.81345		209.89800			217.09993	

Ref. Diagrama	9	10	11	12	13	Unidades
Presión	1.75549	1.03323		1.03323	1.03323	Kg/cm2abs
Temp.	115.56	100.00		100.00	100.00	°C
Cantidad	.33873	.34035	1.21834	1.14048	.07786	Kg.
C. Sensible	38.96976	34.04861	163.85431	114.09362	7.78912	K. Cal.
C. Latente		183.46907			41.97121	K. Cal.
C. Total		217.51768			49.76033	K. Cal.

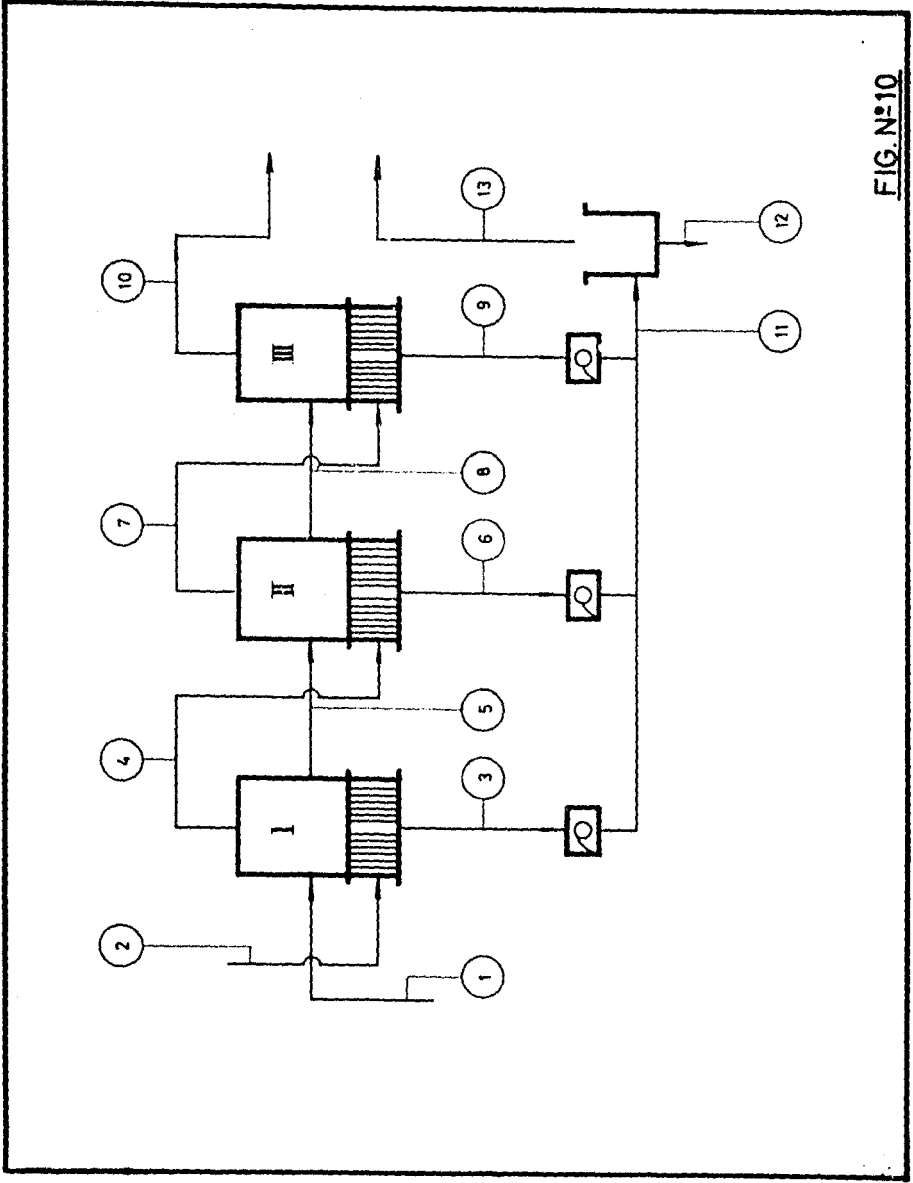


FIG. N°10

S I S T E M A N U M. 11.-

CARACTERISTICAS:-

3E RA T ACCV

RESULTADOS:-

No. de efectos: 3
 Escala de operación Alta
 Caídas parciales de: Temp.
 Alimentación Contra corriente del vapor
 Calent. alimentación ———
 Recup. condensados. ———

Cant. de vapor requerido .43067 Kg.
 Cant. de condensado prod. 1.14421 Kg.
 Calor neto utilizado 167.5230K.Cal
 Relación de eficiencia. 372.211

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.75549	4.43572	4.43572	2.84756	1.03323	2.84756	1.75549	1.03323
Temp.	115.56	146.67	146.67	131.11	100.00	131.11	115.56	15.56
Cantidad	.40891	.43067	.43067	.40891	.78634	.40891	.37743	1.00000
C. Sensible	47.32315	63.51952	63.51952	53.79620	78.66545	53.79620	43.67997	15.56000
C. Latente		218.47028		211.99530			199.66047	
C. Total		281.98980		265.79150			243.34044	
Ref. Diagrama	9	10	11	12	13	14	Unidades.	
Presión	1.75549	1.03323		1.03323	1.03323	1.03323	Kg/cm ² abs	
Temp.	115.56	100.00		100.00	100.00	100.00	°C	
Cantidad	.37743	.21366	1.21701	1.14421	.07280	.28646	Kg.	
C. Sensible	43.67997	21.37455	160.99569	114.46677	7.28291	28.65746	K.Cal	
C. Latente		115.17556			39.24357	154.4191		
C. Total		136.55011			46.52648	183.07659		

1
43
1

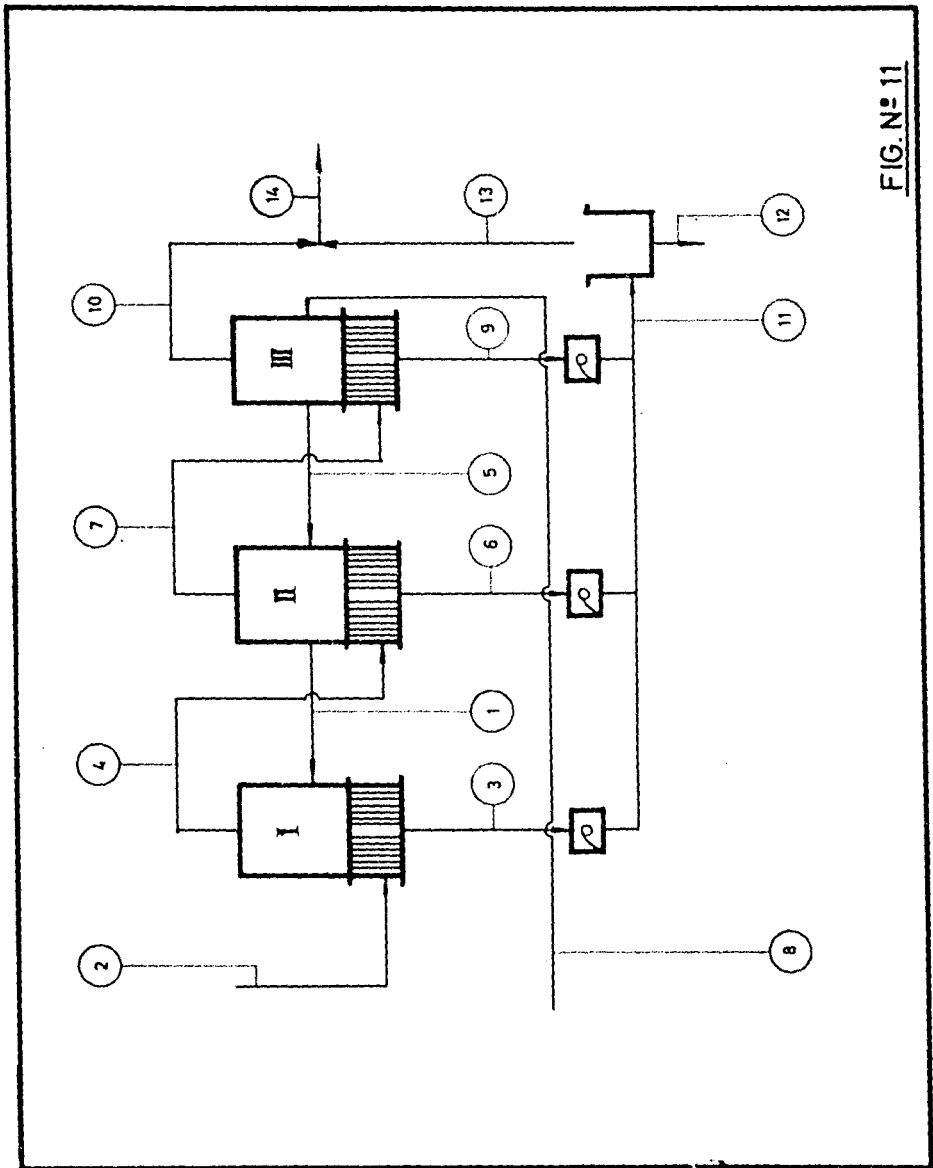


FIG. N° 11

S I S T E M A N U M. 1 2.-

CARACTERISTICAS:-

3 E R A T A I R C

RESULTADOS:-

No. de Efectos	3	Cant. de vapor requerido	.47356 Kg.
Escala de operación	Alta	Cant. de condensado prod	1.4252 Kg.
Cargas parciales de:	Temp.	Calor neto utilizado	195.77518 K.Cal.
Alimentación	Individual	Relación de eficiencia	318.49827
Calent. Alimentación	---		
Recupl Condensados	---		

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión		1.03323	4.43572	4.43572	2.84756	2.84756	2.84756	2.84756
Temp.		15.56	146.67	146.67	131.11	131.11	131.11	131.11
Cantidad	1.00000	.37891	.47356	.47356	.45901	.01455	.37891	.39346
C. Sensible	15.56000	5.89584	69.84536	69.84536	60.38736	1.91420	49.84940	51.76360
C. Latente			240.22752			1.54330	196.44210	203.98540
C. Total			310.07288			9.45750	246.29150	255.74900

Ref. Diagrama	9	10	11	12	13	14	15	16
Presión	1.03323	2.84756	2.84756	1.75549	1.75549	1.75549	1.75549	1.03323
Temp.	15.56	131.11	131.11	115.56	115.56	115.56	115.56	15.56
Cantidad	.32430	.39346	.85247	.82696	.02551	.32430	.34981	.29679
C. Sensible	5.04611	51.76360	112.15096	95.70408	2.95227	37.53124	40.48351	4.61806
C. Latente					13.49479	171.55470	185.04949	
C. Total					16.44706	209.08594	225.53300	

Ref. Diagrama	17	18	19	20	21	Unidades
Presión	1.75549	1.75549	1.03323	1.03323	1.03323	Kg/cm2abs
Temp.	115.56	115.56	100.00	100.00	100.00	°C
Cantidad	.34981	1.17677	1.14252	.03425	.29679	Kg.
C. Sensible	40.48351	136.18759	114.29770	3.42637	29.69087	K. Cal.
C. Latente				18.46280	159.98762	K. Cal.
C. Total				21.88917	189.67849	K. Cal.

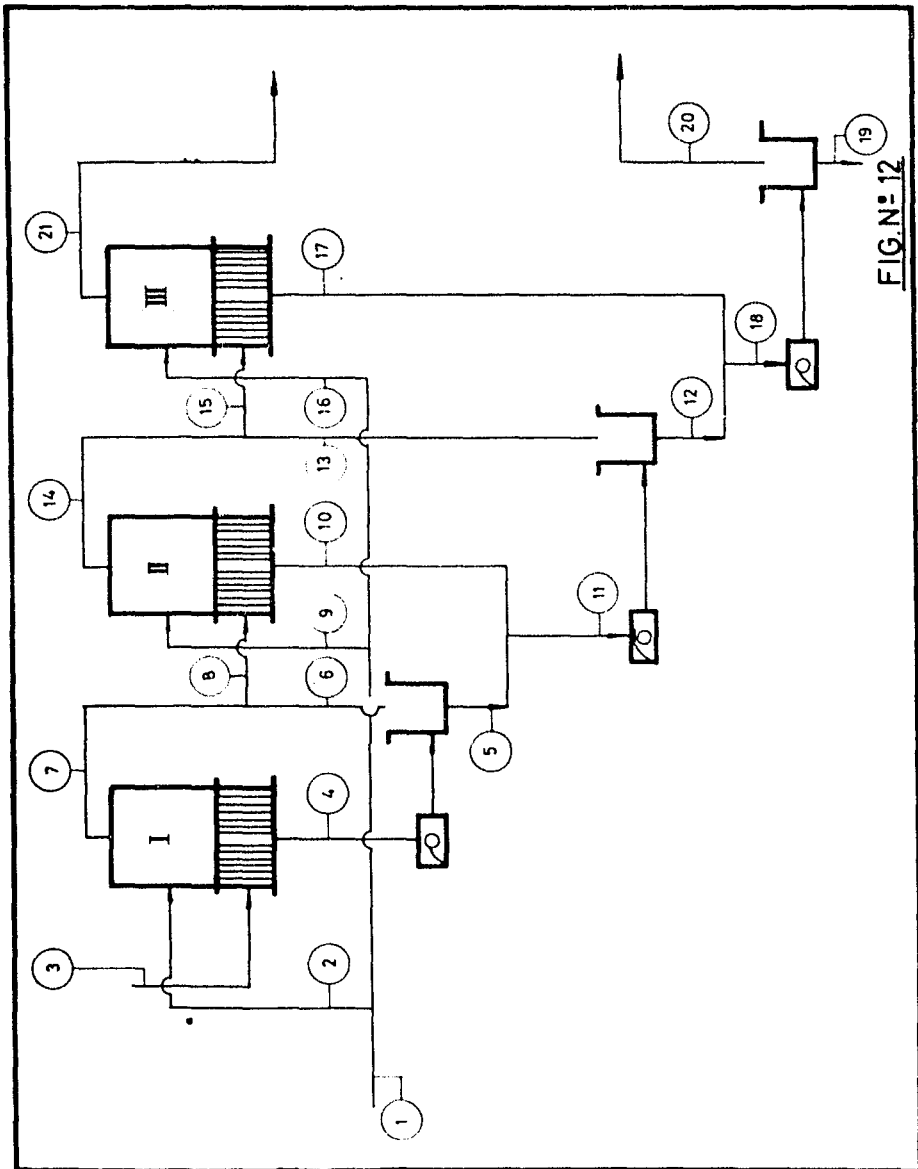


FIG. N° 12

S I S T E M A N U M. 13.-

CARACTERÍSTICAS:-

SE RA T ACSV CPC

RESULTADOS:-

No. de Efectos: 3
 Escala de operación Alto
 Caídas parciales de: Temp.
 Alimentación Con sentido de vapor
 Calent. Alimentación ---
 Recuperación Condensados ---

Cantidad de vapor req. .36168 kg.
 Cant. de condensado prod. 1.14621 kg.
 Calor neto utilizado 122'15036 K.Cal
 Relación de eficiencia 510.469

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	1.03323	1.03323	1.03323	1.43572	2.84756	1.43572	2.84756
Temp.	15.56	100.00	115.56	131.11	146.67	131.11	146.67	131.11
Cantidad	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	.36168	.64611	.36168	.35389
C. Sensible	15.56000	100.04000	115.73000	131.56000	53.34418	85.00223	53.34418	46.55777
C. Latente					183.47003			183.47073
C. Total					236.81721			230.02850
Ref. Diagrama	9	10	11	12	13	14	15	16
Presión	2.84756	2.84756	1.75549	2.84756	1.75549	1.75549	1.75549	1.75549
Temp.	131.11	131.11	115.56	131.11	115.56	115.56	115.56	115.56
Cantidad	.03053	.32336	.30987	.32336	.33624	.02966	.30658	.30358
C. Sensible	1.01653	42.54124	35.86126	42.54124	38.91306	3.43255	35.48050	35.48050
C. Latente		157.64276			177.87096		162.18082	
C. Total		210.18100			216.78402		197.66132	
Ref. Diagrama	17	18	19	20	21	22	23	Unidades
Presión	1.03323	1.03323	1.03323		1.03323	1.03323	1.03323	Kg/cm2abs
Temp.	100.00	100.00	100.00		100.00	100.00	100.00	°C
Cantidad	.30987	.15672	.15315	1.20853	1.14621	.06232	.21547	Kg.
C. Sensible	30.99940	151.49327	15.32113	151.49327	114.66685	6.23449	21.55562	K. Cal
C. Latente	157.03852		82.55704			33.59422	116.15126	K. Cal
C. Total	198.03792		97.87817			39.82871	137.70688	K. Cal

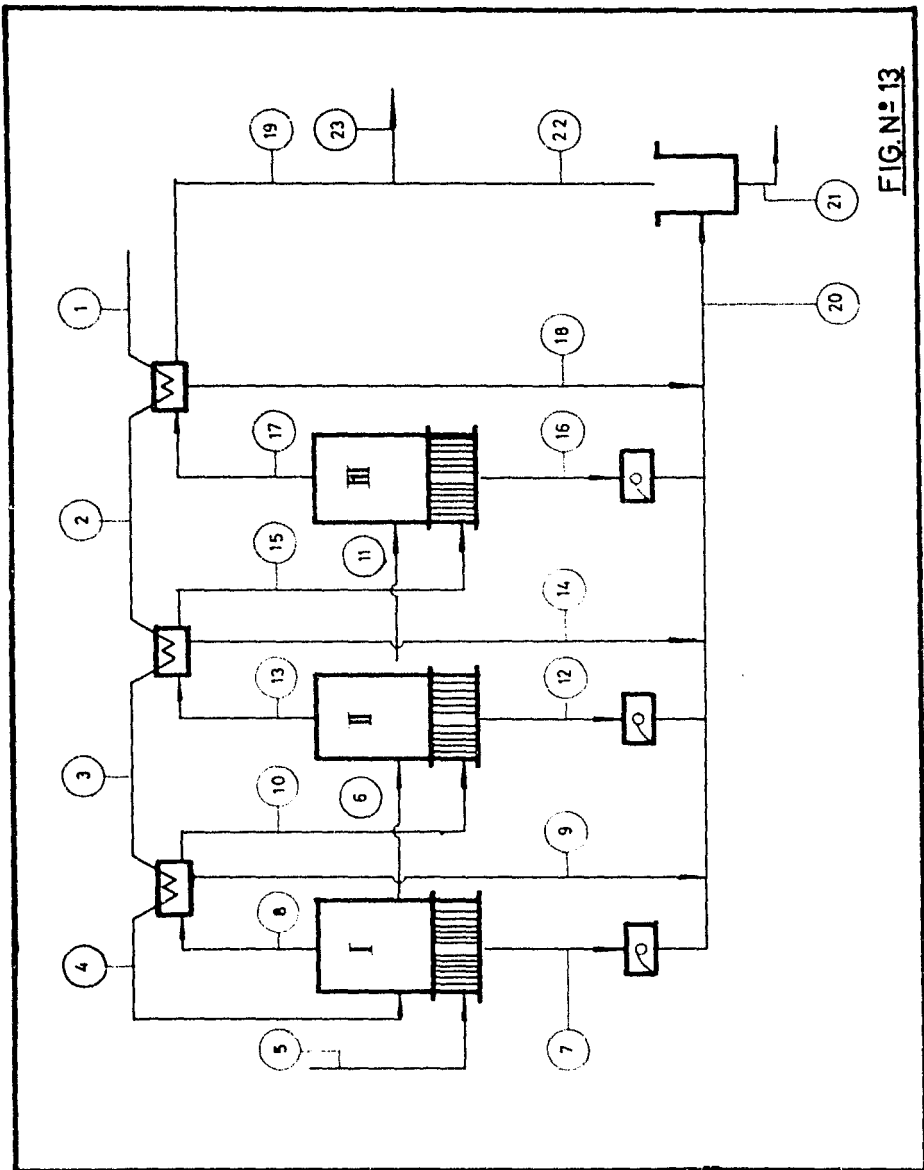


FIG. N.º 13

S I S T E M A N U M . 14.-

CARACTERISTICAS:--

3E HA T ACSV KC CPC

RESULTADOS:--

No. de Efectos:	3	Cant. de vapor requerido	.34700 Kg.
Escala de operación	Alta	Cant. de condensados prod.	1.14661 Kg.
Cafdas parciales de:	Temp.	Calor neto utilizado.	112.49832 K.Cal
Calent. alimentación	previo por cascada	Relación de eficiencia.	554.26
Alimentación	Con sentido vapor.		
Condensados.	Recup. por Auto-Evaporac.		

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	1.03323	1.03323	1.03323	4.43572	2.84756	4.43572	2.84756
Temp.	15.56	100.00	115.56	131.11	146.67	131.11	146.67	131.11
Cantidad	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	.34700	.66047	.34700	.33634
C. Sensible	15.56	100.04	115.73	131.56	51.17903	86.89143	51.17903	44.24889
C. Latente					176.02616			
C. Total					227.20519			
Ref. Diagrama	9	10	11	12	13	14	15	16
Presión	2.84756	2.84756	2.84756	2.84756	2.84756	1.75549	2.84756	2.84756
Temp.	131.11	131.11	131.11	131.11	131.11	155.56	131.11	131.11
Cantidad	.01066	.33953	.03053	.30900	.31966	.32743	.31966	.68653
C. Sensible	1.40243	44.66857	4.01653	40.65204	42.05447	37.80347	42.05447	90.31989
C. Latente	5.52657	176.02593		160.19796	165.72453			
C. Total	6.92900	220.69450		200.85000	207.77900			

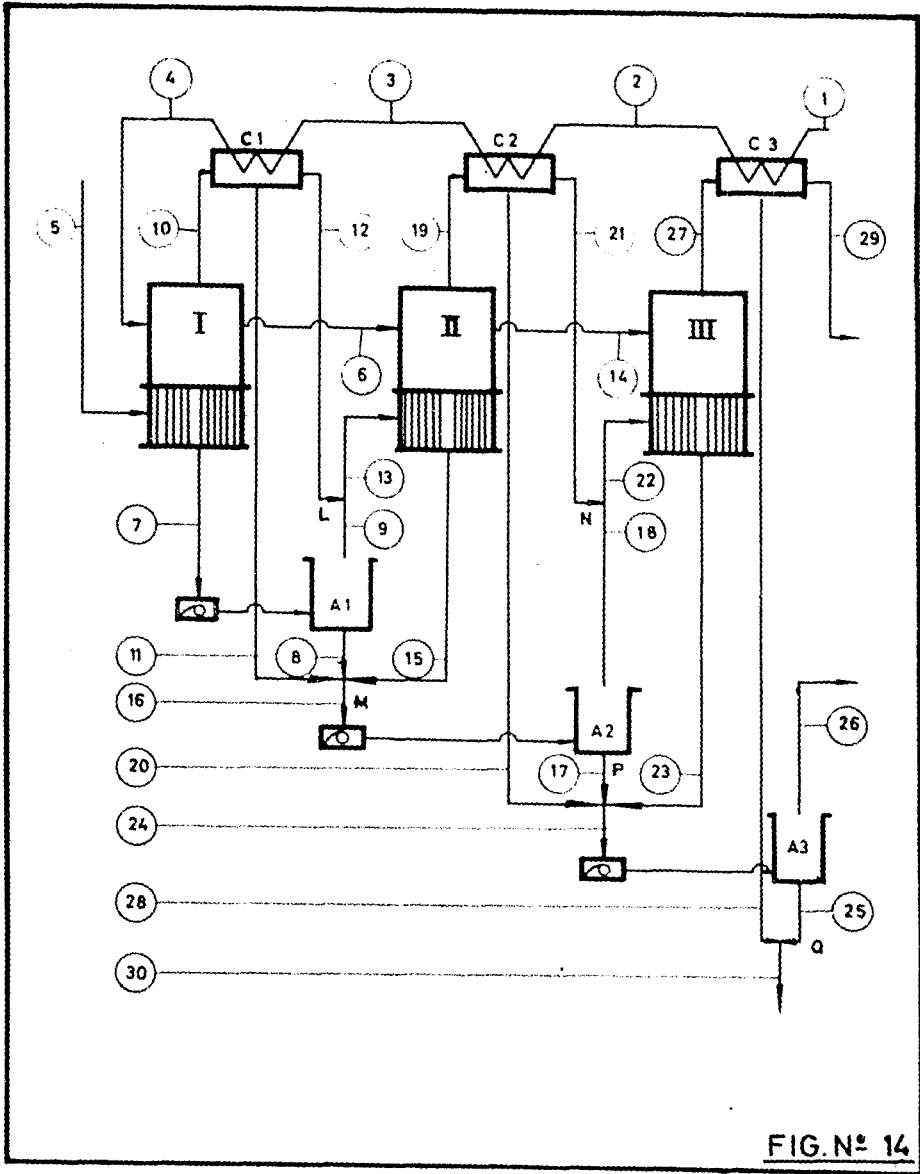


FIG. N° 14

Ref. Diagrama	17	18	19	20	21	22	23	24
Presión	1.75549	1.75549	1.75549	1.75549	1.17549	1.75549	1.75549	1.75549
Temp.	115.56	115.56	115.56	115.56	115.56	115.56	115.56	115.56
Cantidad	.66599	.02054	.33304	.02966	.30338	.32392	.32392	1.01957
C. Sensible	77.07502	2.37709	38.54272	3.43255	35.11017	37.48727	37.48727	117.99184
C. Latente		10.86566	176.17316		160.48802	171.35368		
C. Total		13.24275	214.72088		195.59819	208.84095		
Ref. Diagrama	25	26	27	28	29	30	Unidades	
Presión	1.03323	1.03323	1.03323	1.03323	1.03323	1.03323	Kg/cm2abs	
Temp.	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	°C	
Cantidad	.98989	.02968	.32741	.15672	.17069	1.14661	Kg.	
C. Sensible	99.02860	2.96919	32.75410	15.67827	17.07583	114.70687	K. Cal.	
C. Latente		15.99930	176.49363		92.01215		K. Cal.	
C. Total		18.96849	209.24773		109.08798		K. Cal.	

S I S T E M A N U M. 15.-

CARACTERISTICAS:- I E R A C P C

No. de Efectos: 1
 Escala de operación: Alta
 Caídas parciales de: ---
 Alimentación: ---
 Calent. Alimentación: Previo por cascada
 Recup. Condensados: ----

RESULTADOS:

C ant.de vapor requerido: 1.06265 Kg.
 Cant. de condensado prod. 1.12583 Kg.
 Calor neto utilizado 583.16331KCal
 Relacion de eficiencia 106.923

Ref. Diagrama	1	2	3	4	5	6	7	8
Presión	1.03323	1.03323	4.43572	4.43572	1.03323	1.03323	1.03323	
Temp.	15.56	100.00	146.67	156.67	100.00	100.00	100.00	
Cantidad	1.00000	1.00000	1.06265	1.06265	1.00000	.15672	.84328	1.21937
C. Sensible	15.56000	100.04000	156.73025	156.73025	100.04	15.67827	84.36173	172.40852
C. Latente			539.06109		539.06		454.57852	
C. Total			695.79134		639.10		538.94025	

Ref. Diagrama	9	10	11	Unidades.
Presión	1.03323	1.03323	1.03323	Kg/cm2abs
Temp.	100.00	100.00	100.00	°C
Cantidad	1.12583	.09354	.93682	kg.
C. sensible	112.62803	9.35774	93.71947	K.Cal
C. Latente		50.42367	505.00219	K.Cal
C. Total		59.78141	598.72166	K.Cal

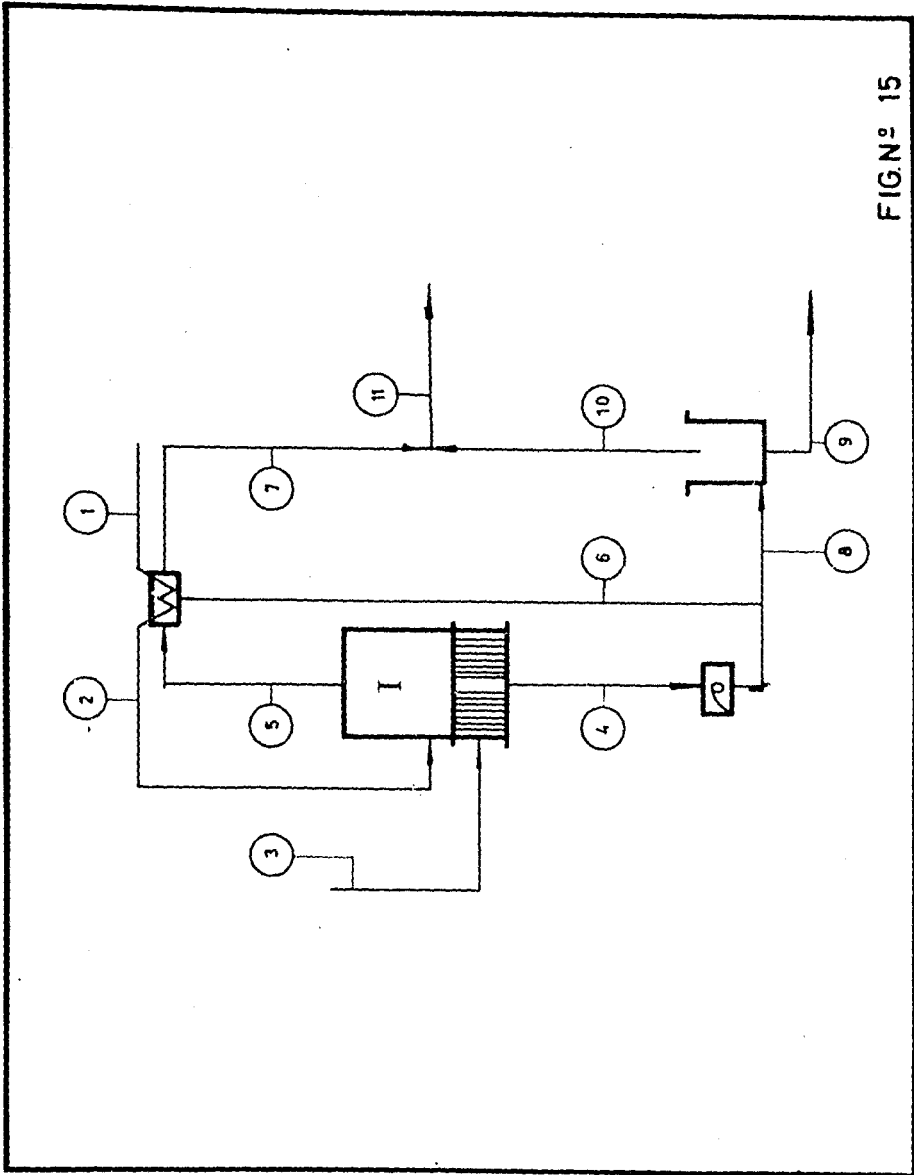


FIG. 15



EVAPORADOR



TACHO



CLARIFICADOR



AUTO-EVAPORADOR



COLUMNA BAROMETRICA



CALENTADOR



TRAMPA



CONDENSADOR



TANQUE



BOMBA



SIFON



LLAMADA

FIG. N° 16

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

POR NUMERO DE EFECTOS.-

Comparando los Sistemas 1, 2, 3, 4, que representan el Cuádruple, Triple Doble y Simple efecto, en los que se ha mantenido uniforme:

- a).- Las condiciones iniciales y finales de presión y temperatura.
- b).- Los gradiente de temperatura iguales en cada vaso.
- c).- Alimentaciones individuales.

Obteniéndose el siguiente cuadro:

C U A D R O No. 1

Sistema.	vapo.necesario		Calor Net.Req.		Condens.		Rel.Efic.	
	(a)	(b)	(c)	(d)	(e)	(f)		
Simple efecto	'1.22918	'100	'692.68	'100	'1.12098	-	'9.7	'90.01
Doble efecto	' .67693	' 55	' 329.48	' 47.6	' 1.13704	+	' 68.0	'189.24
Triple efecto	' .49569	' 40	' 210.28	' 30.3	' 1.14231	+	'132.0	'296.51
Cuádruple "	' .40716	' .33	' 152.06	' 22.0	' 1.14488	+	'181.0	'410.05
Triple (RC)	' .47356	' .38	' 195.77	' 28.0	' 1.14252	+	'142.0	'318.49

- a).- Calor necesario (Kg.)
 - e).- Condensado (Kg.)
 - c).- Calor neto requerido (KCal/Kg)
 - f).- Porciento de exceso de conden.
- Por lo anterior se puede señalar que:

a).- Refiriéndonos al vapor necesario, aparentemente existe una discrepancia, con los principios de Rielleux, pues las cantidades utilizadas, se alejan de la proporcionalidad correspondiente, a medida que se comparan los Sistemas de mayor número de vasos. Sin embargo, debe explicarse esta situación, en el sentido de que en los Sistemas de mayor número de vasos, la proporción de condensados relativa al vapor utilizado, es mucho mayor, consecuentemente este condensado sustrae, una gran cantidad -

de calor, que en últimas instancias proviene del vapor virgen utilizado.

b).- Refiriéndose a la "Relación de Eficiencia", se observa que esta base comparativa aumenta en cada caso, en una cantidad superior a las 100-unidades.

c).- Refiriéndose a el "Calor neto Utilizado", se observa que con base al simple efecto, los demás Sistemas utilizan menos de la mitad, un tercio y una cuarta parte, comprobándose en esta forma los enunciados de Rielleux. Aún si se comparan los Sistemas antes señalados con el Sistema marcado con el número 12, en el que se estudia un triple efecto con recuperación de condensados, por auto-evaporaciones subsecuentes, se observa que el fruto de esta recuperación se orienta en una menor necesidad de vapor vivo y de un menor calor neto utilizado, conservando propiamente la misma cantidad de condensado.

Cabe señalar que estos Sistemas de mayor número de efectos, además de las lógicas ventajas, de tener un menor "Calor neto requerido", un menor vapor vivo utilizado y una mayor relación de eficiencia, se tiene la obtención de una cantidad de condensados mucho mayor, siendo esta cualidad secundaria muy ventajosa, ya que además de reincorporar al Depto. de Generación de Vapor, el condensado proveniente de la primera calandria, se tiene el condensado de las restantes calandrias en calidad y cantidad adecuadas, para su utilización en lavados, diluciones, inhibiciones, etc.

POR ESCALA DE OPERACION.-

Los sistemas 3,4,5,6, y 7, en donde se ha conservado uniformes de:

a).- Número de efectos, en este caso triple efecto.

b).- Alimentaciones individuales.

c).- Gradientes de temperatura iguales en cada vaso, en los Sistemas 3 y

5, y caídas de presiones en cada vaso en los Sistemas 6 y 7.

Obteniéndose con sus resultados los Cuadros 2,3,y 4, pudiendo observar que la escala de operación alta y baja, afecta en la siguiente forma:

Tanto en el Sistema en donde se conservan similares gradientes de temperatura parciales, como en los Sistemas que conservan la misma caída de presión en cada vaso, es ventajosamente utilizable los Sistemas que operan bajo una escala de operación baja, pudiendo advertirse en los datos de:

Vapor virgen necesario, Calor neto requerido, relación de eficiencia, condensado producido, auto-evaporación y esta situación es debida a que:

a).- Las evaporaciones en los Sistemas a vacío se llevan a cabo a una menor temperatura, consecuentemente se requiere utilizar menores cantidades de vapor, como fuente para proporcionar el calor sensible necesario en la alimentación.

b).- Las evaporaciones se llevan a cabo a base de calor latente y los sistemas de escala baja de operación, guardan una mayor proporción dentro del contenido total de calor,

c).- Refiriéndose al condensado se observa que los Sistemas con escala alta de presión el contenido de calor es tal, que provocan en la atmósfera - el fenómeno de autoevaporación, las consecuentes pérdidas de calorías.

GRADIENTES PARCIALES DE TEMPERATURA.-

CAIDAS PARCIALES DE PRESION.-

Utilizando los Sistemas 3,5,6,y 7, en donde se ha conservado uniforme:

a).- Número de efectos siendo en este caso Triple Efecto.

b).- Alimentaciones individuales.

c).- Escala alta de presión en el Sistema 3 y 6, o escala baja de presión en el Sistema 5 y 7.

Dado que la transmisión de calor debe permanecer uniforme, al paso de cada cuerpo, suponiendo pérdidas por radiación inapreciables,

$$\underline{Q} = U_1 A_1 \Delta T_1 = U_2 A_2 \Delta T_2 = U_3 A_3 \Delta T_3$$

En los casos que se han venido suponiendo, y debido a las simplificaciones hechas, los co-eficientes "U" deben ser similares en todos los vasos por lo que en forma automática y por motivos de la igualdad, al orientarse -- gradientes de temperaturas iguales, originan Areas o Superficies de calefacción del equipo también similares; por el contrario para los casos de requerir caídas similares de presión en cada vaso, orientan a un diferente gradiente parcial de temperatura y a su vez para estar en concordia -- con la igualdad, provocan una área distinta en los vasos o efectos del Sistema de evaporación.

Al analizar los resultados de los Cuadros 6, 2, 3, y 4, producto de los datos, de los Sistemas antes mencionados, se puede señalar los siguientes puntos:

Refiriéndose a la relación de eficiencia, el calor neto utilizado, puede decirse que ambos sistemas, están a la par debido a la mínima diferencia de los valores de este concepto.

Debe considerarse que la razón de los resultados similares son causa de un balance o comparaciones, entre las ventajas y desventajas de los Sistemas, como a continuación se detallan:

- 1.- El Sistema de Caídas iguales de presión requiere la introducción de la alimentación al Sistema, a una mayor temperatura consecuentemente un gasto mucho mayor en el vapor virgen y vapor del primer vaso.
- 2.- El Sistema de Caídas iguales de presión, desarrolla mayor proporción de la evaporación, en los primeros vasos con el consecuente mayor gasto -

del vapor virgen.

3.- En el Sistema de Gradientes de temperatura iguales, en los últimos - cuerpos en que se pudiera creer que debería de existir una mayor eficiencia de evaporación al tener mayor gradiente de temperatura, sin embargo, debido que la evaporación se hace en base del calor latente, y que este es mayor a presiones menores, es por lo que se ve eliminado esta aparente ventaja.

4.- Los Sistemas de Caídas iguales de presión, como se ha analizado, requiere de mayor vapor inicial y estos mayores gastos son recogidos en el Sistema, al reincorporar los condensados, puede observarse esta misma situación, pero en forma más efectiva, en los Sistemas de escala baja de presión, ya que en ellos ni siquiera existe pérdida de calorías a la atmósfera en el fenómeno de auto-evaporación.

5.- En los Sistemas de Gradiente de temperatura iguales, existe una pérdida mayor de calorías en la atmósfera, producto de la evaporación del último vaso.

POR LOS SISTEMAS DE ALIMENTACION.-

Utilizando los Sistemas 2,8,9 y 3,10,11 que representan los sistemas de doble y triple efectos, comparándose entre sí desde el punto de vista - "tipo de alimentación", por lo que se mantuvieron uniformes:

a).- El número de efectos, en este caso doble efecto y también triple efecto.

b).- La escala de operación en este caso se refirió a la escala alta - presión.

c).- Gradientes parciales e iguales de temperatura en cada vaso.

Los tipos de alimentación que se comparan son:

a).- Individual; en donde la alimentación es introducida separadamente a cada vaso y a la vez se hace su extracción independiente.

b).- Paralela; en donde la alimentación se introduce en el primer vaso, consecutivamente su extracción es introducida al segundo vaso etc., provocando el sentido de esta Alimentación una dirección paralela al vapor.

c).- Contracorriente; es el caso contrario al Sistema anterior, pues la alimentación es introducida en el último vaso y extraída en el primero.

Analizando sus resultados en el Cuadro No.5, se puede advertir que tanto en los Sistemas de doble como triple efecto la mayor "relación de eficiencia", el menor "calor neto requerido" y el menor "vapor utilizado" corresponde al siguiente orden;

Sistema a Contra-corriente

Sistema Independiente.

Sistema Paralelo.

Podiendo advertir que la causa principal es debida a que el Sistema de alimentación a Contra-corriente, el calentamiento de la misma alimentación, se hace por el Sistema de cascadas, precisamente a Contra-corriente, pues en primer lugar es calentada la totalidad de la alimentación al punto de ebullición del tercer vaso, y con vapores provenientes del segundo vaso, consecutivamente el remanente de la evaporación, es alimentado al segundo vaso y en donde, elevando su temperatura hasta su punto respectivo de ebullición, con vapores provenientes, del primer vaso, por último el remanente, es alimentado al primer vaso proporcionándole el calor sensible necesario para elevarlo a su temperatura de ebullición por medio del vapor vivo; en resumen sólo una mínima fracción de la alimentación es elevada al máximo punto de ebullición del Sistema y en la -

cual es utilizado vapor vico, además de que ventajosamente se le ha proporcionado parte de calor sensible, por medio de los calentamientos previos provocados con los vapores del primero y segundo vaso.

Por el contrario en el Sistema Paralelo toda la alimentación al ser introducida en el primer vaso, debe ser elevada a su máximo punto de ebullición, con vapor virgen exclusivamente. En el Sistema Individual existe una situación intermedia a los casos anteriores como puede observarse en los diagramas de los Sistemas y en el Cuadro No. 5.

Otras Consideraciones sobre los Sistemas de Alimentación.-

La introducción de la alimentación y la extracción de los remanentes de la evaporación en los tres diferentes Sistemas hacen desde el punto de vista práctico tomar un criterio contrario al anteriormente esbosado, — pues se ha definido el Sistema de alimentación a contra-corriente como el Sistema más eficiente, sin embargo, tiene la desventaja de que debe efectuarse un bombeo múltiple al ir pasando los remanentes de las evaporaciones de un vaso al otro, debido a que son introducidos a vasos de mayor presión. Por el contrario y en forma ventajosa ocurre en el Sistema de Alimentación en paralelo, en donde sólo se requiere un bombeo en la introducción de la alimentación, pues el pase de los remanentes de evaporación a cada vaso subsecuente, lo provocará la misma presión del vaso anterior.

Con el objeto de lograr las ventajas del Sistema con mayor eficiencia y el de la simplificación en el bombeo, se ha ideado con base en el segundo principio de Rielleux, un Sistema en que la alimentación es previamente calentada en forma de cascada, por los vapores de cada vaso.

Esta situación puede advertirse al comparar los sistemas, 1 y 15, como —

simples efectos y más notoriamente, en los Sistemas de triple efecto, — con el diagrama señalado con el número 13, en donde puede observarse, que en forma todavía más ventajosa, usa para el calentamiento de la alimentación, exclusivamente vapores producidos en los vasos, sin requerir del vapor virgen.

Siguiendo la línea de los Sistemas más eficientes y a la vez prácticos, — el Sistema No. 14, posee las ventajas antes señaladas aunándole la recuperación de condensados, utilizados en el Sistema 12, sin embargo, today fa puede mejorarse el Sistema, operando a escalas de presiones menores — y efectuando la recolección de condensados, bajo un Sistema de presión.

CONCLUSIONES GENERALES.

Por los puntos anteriores y dentro del marco de simplificaciones y sistemas convencionales, se puede llegar a concluir en una forma general que: El Sistema más eficiente y práctico a utilizarse será aquél que cuente — con el mayor número de vasos posibles, con una alimentación en paralelo — y dentro de un rango de presiones lo más amplio y a la vez bajo posible. Todo lo anterior condicionado a llevar a cabo en el Sistema, extracciones múltiples de vapor, de los diferentes vasos, siendo en cantidad y — con temperatura tal, que puedan proporcionar el calor sensible necesario a la alimentación, para elevar su temperatura a la del punto de ebullición del vaso inicial. Desarrollar a la vez la recuperación de sus condensados, por auto-evaporación subsecuente y también llevar a cabo el retorno de estos condensados, el circuito de generación de vapor, dentro — de la máxima presión.

CUADRO 2

OPERACION EN RANGO ALTO DE PRESION

Gradiente Temperatura Igual.					Temperatura Presión Iguales.				
	Presión Kg/cm2abs.	Temperatura °C	AP Kg/cm2abs	AT °C	AT °C	AP Kg/cm2abs	Temp. °C	Presión Kg/cm2abs	
	C	4.43572	146.67				146.61	4.42932	C Efecto
1o. Efecto			1.59	15.56	10.43	1.12			1o.
	V	2.84756	131.11				136.18	3.30441	V
	C	2.84756	131.11				136.18	3.30441	C
2o. Efecto			1.09	15.55	13.84	1.13			2o. Efecto
	V	1.75549	115.56				122.34	2.17951	V
	C	1.75549	115.56				122.34	2.17951	C
2o. Efecto			.72	15.56	21.77	1.12			2o. Efecto
	V	1.03323	100.00				100.57	1.05460	V
Rango Total			3.40	46.67	46.04	3.47			

C U A D R O 3

OPERACION EN RANGO BAJO DE PRESION DE VAPOR .

		Presión Kg/cm2abs	Temp. °C	Kg/AP cm2abs	AT °C	AT °C	AP Kg/cm2abs	Temp. °C	Presión Kl/cm2abs	
	C	1.03323	100.00					98.64	.98427	C
1o. Efecto				.45858	15.56	9.08	.28122			1o. Efecto
	V	.57865	84.44					89.56	.70305	V
	C	.57865	84.44					89.56	.70305	C
2o. Efecto				.27391	15.55	12.86	.28122			2o. Efecto
	V	.30274	68.89					76.70	.42183	V
	C	.30274	68.89					76.70	.42183	C
3o. Efecto				.15465	15.56	24.44	.28122			3o. Efecto
	V	.14809	53.33					52.26	.14061	V
Rango Total				.88514	146.67	46.38	.84363			

NOTA: Puede observarse al comparar las bases de los Sistemas anteriormente señalados, que existe una ligera discrepancia en lo que respecta a los extremos altos y bajos, de presión de vapor y temperatura; de biéndose ésto al afán de eliminar el problema de interpolaciones. Sin embargo, puede señalarse que esta situación no afecta para los fines de la presente comparación de Sistemas.

CUADRO COMPARATIVO No. 4

Rango	Compara-	No.	Vapor	E v a p o r a c i ó n				Condens.	Real	Auto-	G	Rel.
Presión	tivo.	N	Virgen,	1o. Vaso	2o. Vaso	3o. Vaso		Conden.	Evap.	,KCal/	,Eficien.	
666			Kg.	Kg.	Kg.	Kg.	Kg.	Kg.	Kg.			
Alto)AT	Iguals	3o.	.49569	.39634	.32659	.27707	1.21862	1.14231	.7631	210.28	296.00
	(
Alto	(AP	Iguals	6o.	.50138	.39989	.32601	.27410	1.22728	1.14231	.08497	213.98	291.00
)											
Alto	AT AP	Dif.		.00569	.00355	.00058	.00297	.00297	.00866	.00866		
Bajo)AT	Iguals	5o.	.42037	.36690	.32929	.30381		1.11656		172.96	360.00
	(
Bajo	(AP	Iguals	7o.	.42491	.37029	.32875	.30096		1.12395		171.07	365.00
)											
Bajo	AT AP	Dif.		.00154	.00339	.00054	.00285		.00739			
Alto	Bajo AT			.07532	.02944	.00270	.02670		.02575			
Alto	bajo AP			.07647	.02960	.00274	.02686		.01836			

Nota G = Calor neto requerido

COMPARACION DE SISTEMAS EN REFERENCIA A SU ALIMENTACION (TIPO)

C U A D R O No. 5

No	E R I A A	C	CA	Vap. a Utiliz.	1o. Vaso Kgs.	2o. Vaso Kgs.	3o. Vaso Kg.	Condens. Kgs.	Condens. Real. Kg.	Auto-Evapor. Kilog.	Calor Net. Req. K. Cal.	Rel. Efic.
				(146.67)	(100.00)							
1o.	1'A			1.22918	1.00000			1.22918	1.12098	.10820	692.68	90.0
15o.	1,A			1.06265	1.000			1.21927	1.12583	.09354	583.16	106.9
				(T=146.67)	(123.33)	(100.00)						
2o.	2,A,T,I			.67693	.51348	.15652		1.22041	1.13704	.8337	329.48	189.2
8o.	2'A,T,CCV			.63304	.58668	.41332		1.21972	1.13832	.08140	300.62	207.4
9o.	2,A,T,CSV			.72516	.49602	.50399		1.22117	1.13565	.08352	361.20	172.6
				(146.67)	(131.11)	(115.56)	(100.00)					
3o.	3,A,T,I			.49569	.39634	.32659	.27707	1.21862	1.14231	.07631	210.28	296.5
10o.	3'A,T,CSV			.55869	.32292	.33673	.34035	1.21834	1.14048	.07786	251.71	247.7
11o.	3,A,T,CCV			.43067	.40891	.37743	.21366	1.21701	1.14421	.07280	167.52	372.21
13o.	3'A,T,CSV	CPS		.35168	.35389	.33624	.30987	1.20853	1.14621	.06232	122.15	510.4
14o.	3,A,T,CSV	RC	CPC	.34700	.33953	.33304	.32741		1.14661	.92968	112.49	554.2

E.- Número de efectos en el sistema

R.- Rango de Operación - (A=A17o)

A - Gradiente de temperatura o caída de presión iguales a cada efecto
(T = Temperaturas)

A.- Tipo de alimentación (I=Individual),

CCV = Contra corriente del vapor CSV= Con el sentido del vapor

C.- Condensados (RC=Recup.de cond. por auto-evap.subsecuente).

CA. Calentamiento alimentación -- (CPC= Calent. previo de la alimentación por el Sistema de Cascadas en contra-corriente).

COMPARACION GENERAL DE LOS SISTEMAS.

C U A D R O No. 6.-

No.	E	R	A	C	Ca.	Vap.Utiliz. Kg.	Calor neto	Rel.Efic.	Condens.	K
							Requerido K.Cal		Kg.	
1o.	1	A				1.22918	692.68735	90.01	1.12098	1
2o.	2	A	T	I		.67693	329.48398	189.24	1.13704	4
3o.	3	A	T	I		.49569	210.28625	296.51	1.14231	8
4o.	4	A	T	I		.0716	152.06235	410.05	1.14488	13
5o.	3	B	T	I		.42037	172.96959	360.49	1.11656	10
6o.	3	A	P	I		.50138	213.98682	291.39	1.14231	7
7o.	3	B	P	I		.42491	171.07	365.00	1.12395	11
8o.	2	A	T	CCV		.63304	300.62	207.41	1.13832	5
9o.	2	A	T	CSV		.72516	361.20	172.63	1.13565	3
10o.	3	A	T	CSV		.55869	251.71983	247.711	1.14048	6
11o.	3	A	T	CCV		.43067	187.5230	372.211	1.14421	12
12o.	3	A	T	I	RC	.47356	195.77518	218.49	1.14252	9
13o.	3	A	T	CSV	CPC	.36168	122.15036	510.46	1.14621	14
14o.	3	A	T	CSV	RC CPC	.34700	112.49832	551.26	1.14661	15
15o.	1	A	-	-	CPC	1.06265	583.16331	106.92	1.12583	2

E.- Número de efectos en el Sistema.

R.- Rango de Operación -(A=Alto B= Bajo)
Gradiente de temperatura o caída de presión.
iguales en cada efecto

A.- Tipo de alimentación (I=Individual,CCV=Contra-
corriente del vapor CSV=Con el sentido del vapor.)

C.-Condensados (RC=Recup.de condensados por auto
evaporación subsecuente).

CA=Calentamiento alimentación (CPC=Calent.previo
de la alimentación, por el Sistema de Casca-
das en contra-corriente.

K.- Número de Orden según eficiencia.

1
63
1

CARACTERISTICAS Y CIRCUNSTANCIAS LIMITANTES.-

Habiendo obtenido el criterio general de los requisitos necesarios para desarrollar un Sistema eficiente de evaporación a continuación estudiaremos los aspectos, características y circunstancias, que moldearán este criterio, acondicionándolo a situaciones reales, dentro de la Industria Azucarera y en especial al caso concreto del Ingenio de Mahuixtlán.

I.- CARACTERISTICAS DEL JUGO.-

Las características del jugo, son limitantes de primer orden pues:

1).- Temperatura máxima; el jugo de caña sufre un deterioro de inversión de azúcar, cuando se asientan las siguientes condiciones y características en el jugo de caña. Acidez baja 6.6-7.2 pH, Concentración baja 20 Bx Temp. alta 110°C., pudiendo señalar que las condiciones anteriores son límite de una inversión normal evaluándose en 0.1% por hora.

2).- Equipo de Vacío; El extremo mínimo de temperatura se ve afectado — por el vacío práctico obtenible en los equipos generalmente usados y que en nuestro caso provocan una temperatura de 55°C en el Jugo del último vaso.

3).- Elevación del punto de ebullición; el jugo de caña eleva su punto de ebullición comparativamente con el agua que existiera en la superficie del líquido, debido a los siguientes factores:

- a) Debido a la mayor concentración de sólidos azúcares.
- b) Debido a la menor pureza de sus sólidos respecto a sólidos azúcares
- c) Debido a la mayor columna hidrostática existente.
- d) Debido a la menor temperatura a que se encuentra, pues afecta la densidad de la columna hidrostática y consecuentemente, la presión ejercida hidroestáticamente.

II - GRADIENTES PARCIALES DE TEMPERATURA.

Para una aceptable transmisión de calor en un Sistema de evaporación, es conveniente conservar un gradiente parcial de 5 °C temperatura mínima, — entre la parte caliente o sea los vapores en la calandria y la parte — fría o sea el jugo a concentrar.

III - CALENTAMIENTO Y TIPO DE ALIMENTACION.

Igual a lo señalado en las conclusiones generales, de los Sistemas anteriores, por motivo de la facilidad en el bombeo de la alimentación, se — prefiere en la industria azucarera el tipo de alimentación paralelo al — sentido del vapor, y a la vez se tiende a llevar a cabo el calentamiento de esta alimentación, por medio del vapor extraído en los diferentes vasos del mismo Sistema de Evaporación.

IV - ESCALA DE OPERACION.

La escala de operación en lo que respecta a presión de vapor, en un Sistema de evaporación, se ve afectado por lo siguiente:

- a) Limitantes de temperatura máxima y mínima, que imponen las características de jugo a concentrar y el equipo de vacío.
- b) Circunstancias que prevalecen en las factorías, en las que respecto a necesidades y a características de vapor, ya que este debe ser utilizado en forma mixta o sea, como fuente de energía, en la operación de los grupos turbo-reductores, generadores bombas etc., y como fuente calorífica en los Departamentos de calentamiento y evaporación, cristalización, etc. Circunstancias que coinciden con las limitantes de las características del jugo.

Por los anteriores datos, se operan en la siguiente forma:

En consideración que en el Ingenio Mahuixtlán, el Depto. de Generación -- de Vapor opera a 15 kilos/c² man., que los grupos turbo-generadores así -- como los motores Corliss, proporcionan vapor de escape a 1 kilo por c² man. a continuación por medio del Cuadro No. 7, se especifican las condicio -- nes máximas a operar, así como las que normalmente consideraremos de ope -- ración para el cálculo que se llevará a efecto. A la vez y de acuerdo con el vacío que provoca el equipo con que se cuenta en este Ingenio, se seña -- la el límite inferior de temperatura en el último vaso del Sistema.

C U A D R O No. 7.

Limite Alto de Operación.			Limite bajo de Operación			
	En el Vaso Temp. °C	P. kg cm ² abs	En la Calandria ₂ Temp. °C	P. kg cm ² abs	En el Vaso. Temp. °C	P. kg cm ² abs
Oper.	103	1.175	112	1.560	55	160
Máx.	121	2.033	125	2.366	55	160

NUMERO DE EFECTOS.-

El número de efectos en los evaporadores tienen como factores limitantes:

a).- Escala total de operación del Sistema de acuerdo con las circunstancias de presión de vapor en las factorías y las limitaciones por las ca -- racterísticas del jugo.

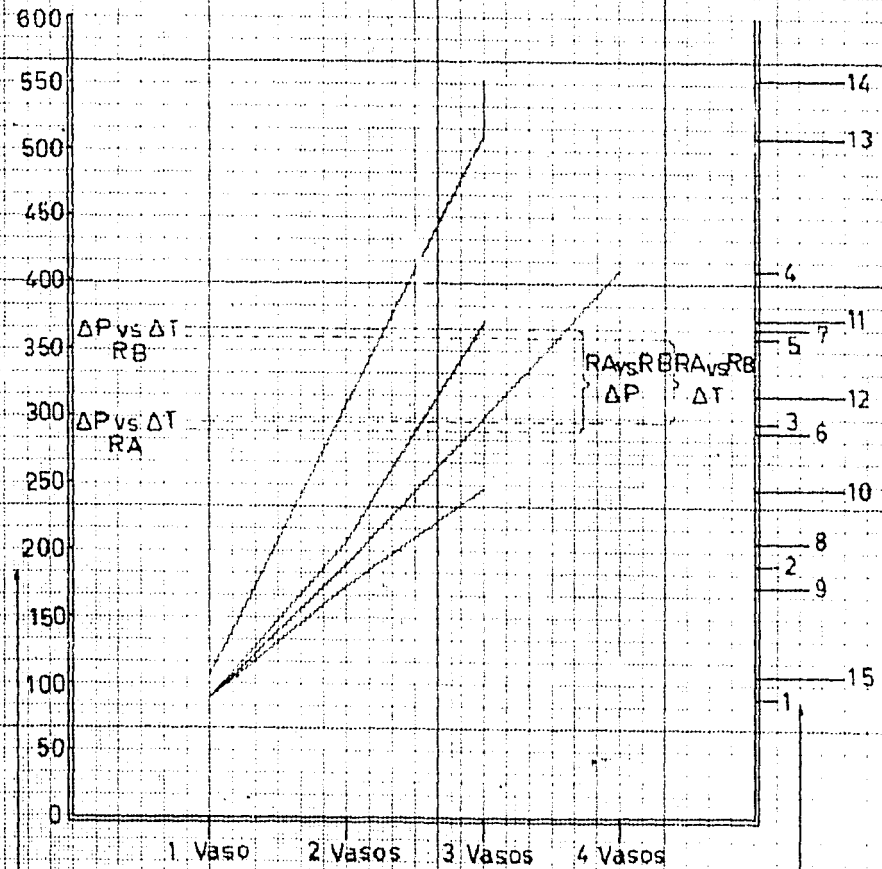
b).- Gradientes parciales de temperatura necesaria en cada vaso.

c).- Elevaciones del punto de ebullición así como otras características -- del jugo de caña y que limita el gradiente total neto de temperatura.

d).- Construcción del equipo en donde debe evaluarse el costo de mayor nú -- mero de efectos contra el ahorro en la mayor eficiencia del Sistema.

* RELACION DE EFICIENCIA *

GRAFICA COMPARATIVA DE LOS SISTEMAS DE EVAPORACION



RELACION DE EFICIENCIA

SISTEMAS COMPARADOS

C A P I T U L O I I I . -

ESTUDIO DEL EQUIPO ACTUAL DE CALENTAMIENTO Y EVAPORACION Y SUS MEJORAS INMEDIATAS. -

Como su título lo señala, este Capítulo describirá en primer lugar, las condiciones y características que se encuentran en el equipo de Evaporación y Calentamiento existente, y en segundo lugar, se describirán las características que se han encontrado más apropiadas, con el objeto de que el equipo de Calentamiento y de Evaporación desarrolle un trabajo correcto y eficiente.

Como es ampliamente conocido el equipo utilizado en los Ingenios Azucareros, desarrolla un trabajo continuo durante el período de Zafra (Diciembre a Junio), y por consecuencia del mismo trabajo la mayoría del equipo sufre descomposturas, desgastes y deterioros, por lo que se emplea el resto del año o sea la época llamada "Reparación" (Agosto a Diciembre), en el reacondicionamiento del mismo, así como en la instalación de nuevas unidades o introducción de mejores Sistemas.

Por las circunstancias anteriores se proyecta como primer paso al plan general, y con base en las segunda parte de este Capítulo, a orientar todas las modificaciones y reacondicionamientos del equipo de evaporación y calentamiento existentes, máxime que sus condiciones de deterioro obligan a la reconstrucción.

PRIMERA PARTE. -

DESCRIPCION DEL EQUIPO DE EVAPORACION Y CALENTAMIENTO EXISTENTE.

Damos por conocido el equipo generalmente usado en estos Departamentos, así como su operación; a continuación se detallan varios renglones de estos Departamentos que por su deterioro, trabajo inadecuado u alguna otra razón obligan a su descripción.

I. - DEPARTAMENTO DE EVAPORACION. -

I. - CIRCULACION DE JUGO. El equipo existente posee para esta función, tubería entre los fondos de los vasos, con válvula para su regulación manual, por lo que se presentan los siguientes inconvenientes:

a). - La Regulación manual provoca una operación en el equipo poco satis -

CALANDRIA DE EVAPORADOR

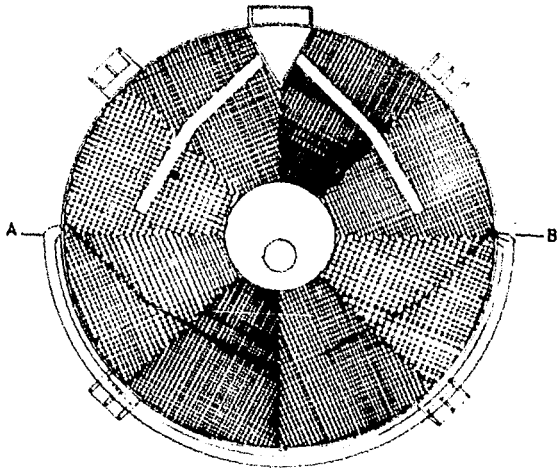
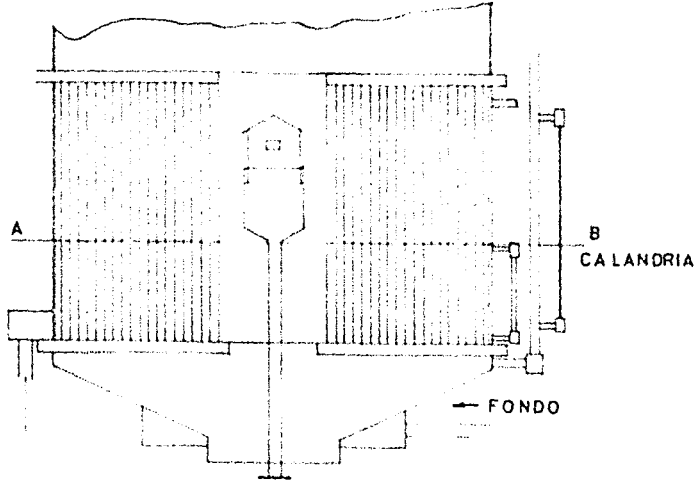


FIG. N° 17

factorio, pues no logra de una manera uniforme un nivel de jugo óptimo, - provocando las consecuencias correspondientes a una operación del equipo, con nivel demasiado alto o bajo.

b).- La cercanía tan inadecuada de la entrada y salida, hacen que no exista para este jugo diluido, un ciclo completo de concentración, sino que - por el contrario, existen posibilidades de "Pase Directo", del jugo entre los vasos.

2.- EXTRACCION DE CONDENSADOS.- Dentro del equipo existente se encuen - tran dos tipos de extracción de condensados en las calandrias respectivas.

a).- Lateralmente por medio de un tubo colocado algunas pulgadas arriba - del espejo inferior, diseño que provoca la existencia de una lámina de - agua en el fondo de la calandria, con la consecuente reducción en el area de transmisión de calor.

b).- Inferiormente por medio de tubos de cobre, que con bridas, une el espejo inferior y la lámina del fondo del aparato, esta forma ampliamente - utilizada en la industria, tiene el inconveniente de ser campo propicio, - para las contaminaciones de azúcar, en los condensados, o por el contra - rio la dilución del jugo a evaporar.

Para la extracción de los condensados, se cuenta con trampas de vapor y - bombas de extracción, equipo que deja mucho que desear tanto por su esta - do, colocación y funcionamiento.

3.- SEPARADOR DE ARRASTRES EN LA EVAPORACION.

Los separadores empleados en el equipo existente, basados en la fuerza - centrífuga y que son ampliamente utilizados en la industria, por su efi - ciencia, para los trabajos a que fueron diseñados, se encuentran con la - desventaja de no poseer la flexibilidad y adaptación a otras condicione - de operación, misma situación que se requerirá al entrar en juego el plan general de evaporación por una mayor capacidad de molienda.

4.- CALANDRIAS.- El estado en que se encuentran los espejos de las ca - landrias en algunos vasos de evaporación obliga a su re-acondicionamiento o sustitución, así mismo, el deterioro existente en los extremos de los - tubos, también obliga a su re-acondicionamiento, existiendo posibilidades de eliminar la parte afectada de los tubos, y así utilizar el resto de tu

bo en la construcción de las nuevas calandrias.

II.- DEPARTAMENTO DE CALENTADORES.-

CALANDRIAS.- Al igual que en el Departamento de Evaporación, los espejos y tubería, se encuentran deteriorados, situación que obliga a su re-acondicionamiento, así mismo al requerirse la operación de este equipo, para sostener moliendas mayores, se hace necesario el rediseño de los espejos con miras a provocar la velocidad de Pase adecuada.

PARTE SEGUNDA.-

CONDICIONES DE OPERACION Y CARACTERISTICAS QUE DEBE REUNIR, EL EQUIPO DE- EVAPORACION Y CALENTAMIENTO.

A continuación se describen las condiciones de operación y características de equipo, que se ha considerado más adecuadas en esta industria, y por lo tanto sirven de base, para la ejecución de los trabajos de re-acondicionamiento y mejoras del equipo anteriormente descrito.

I.- CUERPOS DE EVAPORACION.-

Los cuerpos o efectos de evaporación, constan de las siguientes partes (Fig 17 y 18)

- | | |
|------------------|------------------|
| 1).- Fondo.- | 3).- Vaso.- |
| 2).- Calandria.- | 4).- Separador.- |

1.- FONDO.- Esta parte del cuerpo del evaporador, debe tener un diseño tal, que logren las siguientes miras: (Fig. 17)

- a).- Como recipiente de jugo, deberán contener el menor volumen posible.
- b).- Que posea a la vez, la suficiente amplitud, para lograr desarrollar las reparaciones necesarias, en el fondo de la calandria.
- c).- Para el objeto anterior, deberá procurarse de una puerta de inspección, con entrada de hombre.
- d).- Su construcción deberá llevar a efecto con lámina de fierro, con un grosor no menor a 19.0 mm. con el objeto de resistir las presiones internas, así como lograr una vida más larga al equipo, tomando en consideración el deterioro que por corrosión sufre el mismo, en las limpiezas quin cenales.
- e).- Debe localizarse la entrada o alimentación del jugo, que procure una

buena distribución de éste, en la calandria, y que evite las posibilidades de pase directo, a la salida del jugo concentrado.

f).- La salida del jugo también deberá controlar el nivel de jugo en operación.

2.- CALANDRIA.- La calandria o parte del evaporador donde se lleva a efecto la transmisión del calor, debe reunir las siguientes características de construcción y operación: (Fig. 17)

a).- Los (2) espejos, deben ser de lámina de fierro, con un grueso no menor de 25.4 mm., con el objeto también de lograr una larga vida al equipo, en consideración al deterioro por corrosión, así como de proveer de suficiente area de contacto, a la expansión de los tubos de cobre.

b).- Los tubos deberán guardar las siguientes características:

).- En cuanto a material los tubos deberán ser de cobre o latón, con una composición no menor al 70% de cobre.

).- El tubo deberá tener un mínimo de pared aprox. entre 1.5 a 2.0mm.

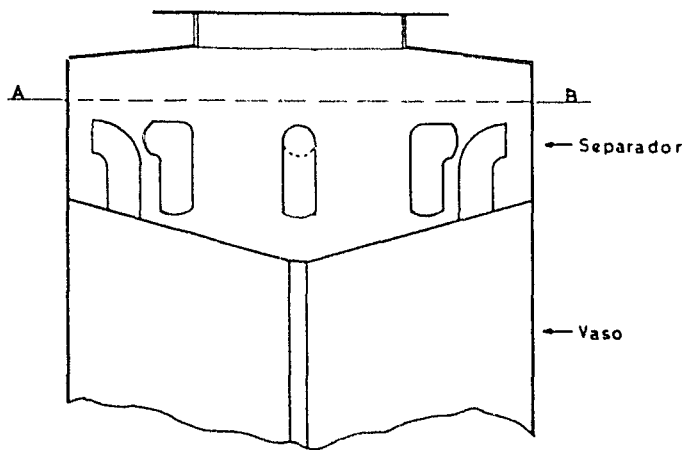
).- Los tubos deben guardar una interdependencia, entre su diámetro, altura y colocación, (según el número de orden del vaso), de acuerdo con la siguiente tabla:

DIAMETRO		LARGO MAX. PERMISIBLE.		LARGO OPTIMO.		LARGO OPTIMO POR EFECTO.			
						1o.	2o.	3o.	4o.
mm.	in.ext.	mts.	ft.	mts.	ft.	mts.	mts.	mts.	mts.
46X50	2	1.75	5.7	1.50	5.0			1.50	1.25
41X45	1 3/4	2.00	6.5	1.75	5.7		2.00	1.75	
36X40	1 1/2	2.50	8.00	2.00	6.5	2.25	2.00	1.75	
32X35	1 3/8	3.00	10.0	2.50	8.0	2.75	2.50		

Cabe señalar que la altura de la calandria es 6 mm., menor que la altura del tubo debido a que, debe dejarse el tubo sobresalir de la calandria, - aproximadamente 3 mm. por lado.

).- Los tubos deben estar colocados en la calandria, bajo el Sistema "Cocol", o sea formando líneas a 120°, para así proporcionar un mayor número de tubos por unidad de area en el espejo.

SEPARADOR DE EVAPORADOR



SECCION "A" "B"

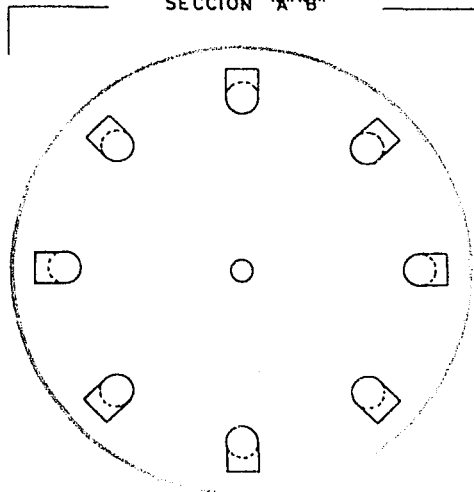


FIG. N° 18

).- "El Paso" o distancia entre tubos, tomando de referencia el diámetro de ellos debe ser; como mínimo 1.28, normal 1.35 y máximo 1.41, pudiendo utilizar las tres relaciones en un mismo diseño, proporcionando en la entrada de vapor el máximo "Paso", o sea - 1.41, con el objeto de que el volumen mayor de vapor, encuentre el menor obstáculo y ya en la parte opuesta, se puede regir con el mínimo "Paso".

c).- El tubo central de la calandria, debe guardar un diámetro de $1/4$ a $1/8$, respecto al diámetro de la calandria, y debe construirse al igual que el envolvente de la calandria, con lámina de 12.7 mm.

d).- Para la mejor circulación de vapor dentro de la calandria, deberá - proveerse de una sola entrada y de mamparas necesarias, para orientar su recorrido a un camino definido, y así la parte más lejana y consecuentemente más fría, poder localizar la extracción de gases incondensables. Cuando se trata de calandria baste grandes, y con recorridos de vapor bas tante largos, es conveniente proveer dentro de la calandria de una vena o conducto, con el objeto de facilitar el paso del vapor.

e).- Los gases incondensables como se señaló, deben recogerse, en la parte más fría de la calandria en forma tal, que se esté en posibilidades de recoger tanto los gases pesados como ligeros,

f).- La salida de condensados debe proyectarse, fuera del cuerpo propia - mente dicho. (Fig. 20), con la mira a eliminar contaminaciones, con el - jugo, objeto de la evaporación y a la vez eliminar la mínima lámina de - agua, que pudiera estancarse en el fondo de la calandria.

g).- Para una buena inspección y control de operación, deberá proveerse a la calandria de niveles de jugo y de condensado respectivamente.

3.- VASO.- El diseño de esta tercera parte del cuerpo de un evaporador, - debe tener características tales, que logren los siguientes objetivos:

a).- La construcción de esta parte deberá llevarse a efecto, con lámina - de acero, con un grueso no menor a 12.7 mm.,

b).- La forma deberá ser cilíndrica con el diámetro que resulte, al deter minar el tamaño de la calandria.

Como es la parte donde se desarrollan las evaporaciones, actúa también co

mo separador de arrastres, sin embargo en la actualidad ya no rige en forma tan estricta este objetivo, ya que para tal efecto debería ser de tamaño tal, que diera una velocidad a los vapores correspondientes de 0.1 mts. por segundo; los nuevos diseños que cuentan, con una gran área de calefacción por unidad de superficie de calandria, provocan tan fuertes evaporaciones que provocan en el vapor velocidades sumamente altas, por lo que debe eliminarse esta pretensión.

De todas maneras la altura del vaso debe considerarse, con un mínimo de 1.5 veces el largo de la calandria.

Para la buena inspección y control de la evaporación deberá proveerse al vaso de suficiente número de mirillas, en la parte delantera y posterior.

d).- Para la inspección de la calandria y el Separador, deberá proveerse en el vaso de un registro con entrada de hombre

4.- SEPARADOR.-

Esta última parte del cuerpo de un evaporador, debe orientarse el diseño, a efectuar la óptima separación de los arrastres de jugo, que acompañan a la evaporación, para este efecto se ha ideado separadores basados en el cambio brusco de velocidad, de dirección en la fuerza centrífuga y en impacto del vapor contra obstáculos o también el conjunto de estos sistemas, como puede observarse en diseño, que además goza de la flexibilidad en la operación, puesto que con el aumento o disminución de los tubos aceleradores de velocidad, puede sostener una mayor o menor volumen de vapor.

II.- EXTRACCION GASES INCONDENSABLES.-

En la descripción del cuerpo del evaporador, se señale la forma y lugares adecuados, para la localización de los gases incondensables, la extracción lleva a efecto por la diferencia de presión, entre la calandria de la que son eliminados y la presión del vaso correspondiente o la atmósfera, donde por una tubería son enviados.

El mayor o menor volumen a extraer, es regulado por una válvula de acuerdo con las indicaciones de dos termómetros; el primero colocado en la tubería misma y el segundo en un punto de la calandria.

Para un buen trabajo a desarrollar en los evaporadores, la diferencia termométrica entre los dos indicadores, deberá ser de dos a tres grados centígrados, la existencia de esta diferencia termométrica, es originada por la baja temperatura del vapor de agua, cuando éste forma parte como mezcla de gases.

III.- AISLAMIENTO-PERDIDAS DE CALOR.-

El aislamiento en un evaporador está en razón directa de las pérdidas de calor que pudieran existir, y estas pérdidas están influenciadas, por la diferencia de temperatura, entre el cuerpo y el Ambiente, y en segundo lugar, influenciadas por el número de orden del efecto que se trata, Así en un Cuádruple efecto los primeros cuerpos guardan una diferencia mayor de temperatura con el Ambiente, en la siguiente proporción:

1er. efecto .. 3; 2o. efecto 2.5; 3o. efecto... 2; y 4o. efecto .. 1.

Respecto al número de orden del efecto, es primordial señalar, que las pérdidas de calor en los primeros efectos, se reflejan en la evaporación de los subsecuentes, ya que son su fuente de aprovisionamiento; de acuerdo con el segundo principio de Rielleux, pues las pérdidas quedarán afectadas para el primer vaso (n-1) veces, siendo "n" = al número de efectos, para el segundo vaso será (n-2) veces, y así sucesivamente.

Por lo anterior y en resumen las pérdidas en un cuádruple efecto serán no tivadas en la siguiente proporción:

	<u>Por dif. Temp. con Ambiente.</u>	<u>Por 2o. Princ. de Rielleux.</u>	<u>Resumen de propor- cionalidad.</u>
1o Efecto	3	3	9
2o "	2.5	2	5
3o "	2	1	2
4o "	1	0	0

A continuación se transcribe una Tabla de Pérdidas de calor en base al ca lor proporcionado por el vapor de calentamiento en la primera Calandria;- En los Ingenios es usual el aislamiento parcial, es decir, el recubrimien to del equipo con excepción de el fondo, conexiones y tuberías que mane - jan el jugo y los condensados, por tal motivo y en nuestro caso que vere - mos, al tener cuádruple efecto, las pérdidas de calor se estimarán en un-

CIRCULACION AUTOMATICA DE JUGO

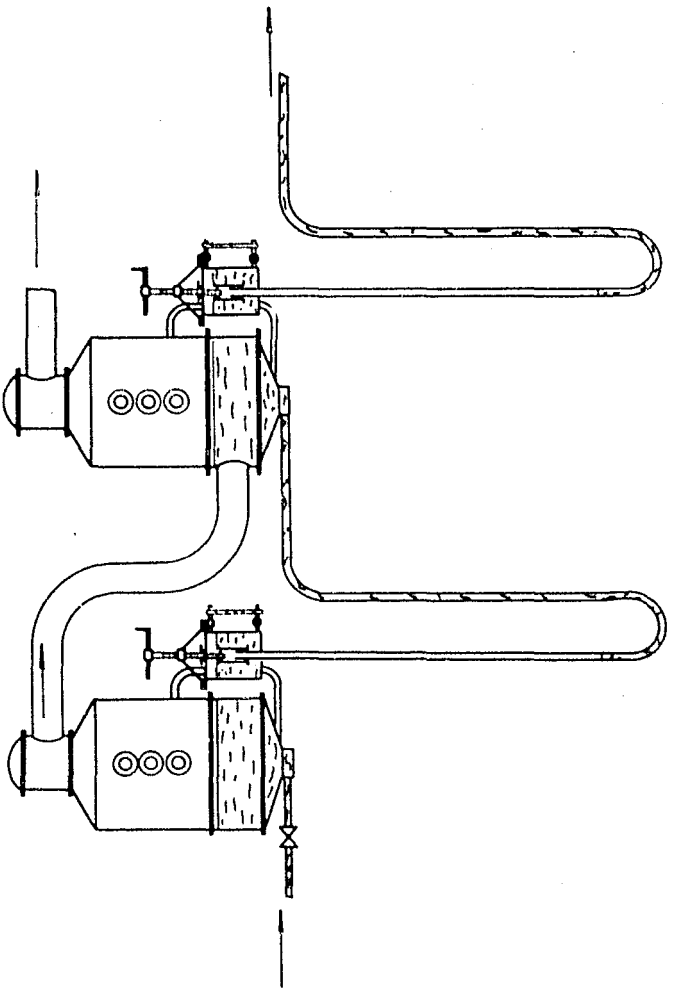


FIG.N.º 19

5% del vapor de calentamiento.

PERDIDAS DE CALOR EN PROPORCION AL VA-
POR UTILIZADO EN EL 1er. EFECTO.

Aislamiento	Ninguno	Parcial	Total.-
Doble efecto	1.06	.46	0.26
Triple efecto	4.20	2.07	1.05
Cuádruple efecto	9.80	5.00	2.70

RECOLECCION DE CONDENSADOS.-

Como se describió anteriormente, los condensados son evacuados lateralmente de la calandria y la recolección de estos en los diferentes cuerpos, - debe lograrse por medio de sifones y tubos barométricos, ya que puede contarse con altura suficiente, método que sin mecanismos extrae práctica y uniformemente los condensados.

Para el efecto anterior debe observarse los siguientes puntos:

- a).- Debe desarrollarse la extracción y recolección unido a la recuperación de estos condensados, aprovechando el fenómeno de auto-evaporación - (Fig. 20).-
- b).- Debe proveerse una red de tuberías con válvulas etc., con el objeto de proporcionar estos condensados al Depto. de Generación de Vapor, o al Depto. de Tratamiento de Refinería (Disolución de Azúcar), de acuerdo con la calidad de los mismos.
- c).- La sección de la tubería debe calcularse con base a las siguientes - velocidades máximas de el condensado:

Tubería inmediata a la salida del Evaporador.	.60 m/sec.
Tubería descendente en el Sifón.	1.20 m/sec.
Tubería ascendente en el Sifón	.60 m/sec.

- d).- Debe considerarse un margen de .50%, sobre el cálculo teórico en el - largo del Sifón.

V.- CIRCULACION DEL JUGO.-

En la descripción del fondo del evaporador, se señalaron los objetivos - que deberían de reunir la entrada y salida del jugo, dentro del cuerpo - del evaporador, siendo principalmente:

a).- El correcto flujo del jugo.

b).- El control de nivel, debiendo éste variar entre el 20 al 40% de altura del tubo, tendiendo al 20% el tubo es de reducido diámetro, o cuando se trate de los últimos efectos del evaporador.

Para completar la buena operación, se requiere un pase automático entre un cuerpo y otro, situación que se logra por medio de sifones, con características similares a los utilizados en la extracción de condensados - (Fig. 20)

VI.- CALENTADORES. -

Comparativamente al evaporador, estos aparatos llevan a cabo una operación más definida por lo que no requieren gran número de características, requisitos o diseños especiales, para lograr una buena operación y por lo general se basan a los diseños clásicos de cambiadores de calor, sin embargo cabe señalar que:

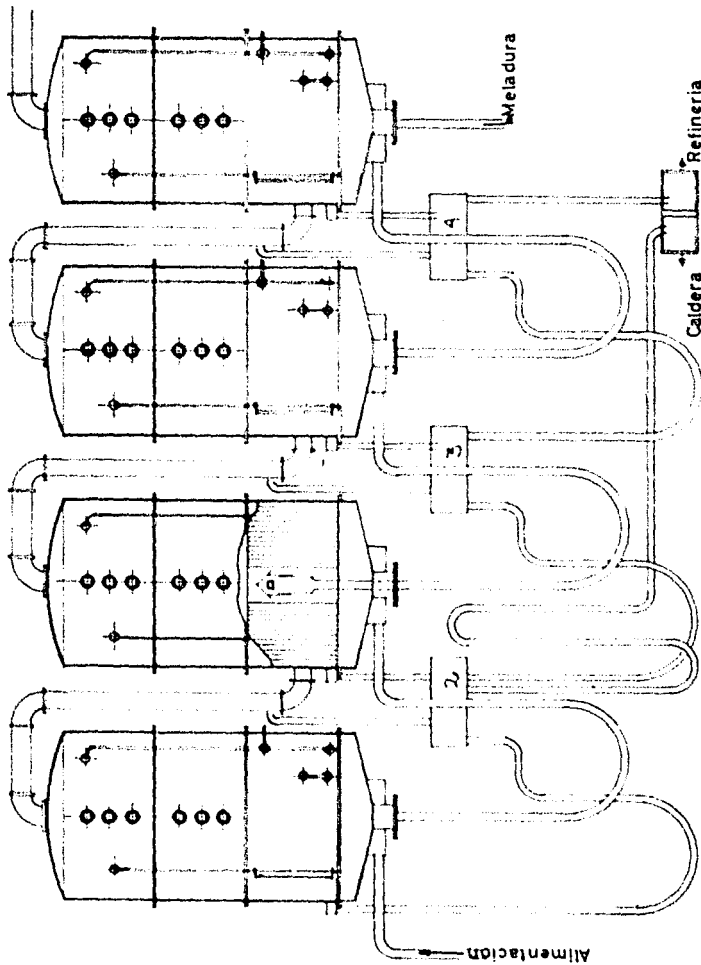
a).- Los calentadores usualmente utilizados, son del tipo horizontal, aun que los de tipo vertical pueden tener ventajas superiores principalmente por la forma de espacio requerido.

b).- El material diámetro, grueso de pared, etc., de los tubos y espejos de las calandrias, deberán ser similares a las descritas en los evaporadores, a excepción del diámetro de los aparatos, que es menor y los largos de tubo que son mucho mayores, dependiendo este largo del área de calefacción requerida, pero limitados a un máximo de 4 a 4.5 mts., en razón a la dilatación térmica.

En cuanto al material y grueso de los espejos, son también similares a los de los evaporadores, difiriendo en que éstos requieren compartimiento entre éstos y la tapa, para obligar al jugo a desarrollar un recorrido de finido, con una velocidad entre 1 a 2 mts./sec.

c).- La extracción de condensados se efectúa como es clásico en el fondo, y es evacuado también por medio de sifones o tubos barométricos, dependiendo de la presión existente en el vapor, así mismo los incondensables se localizan, en las partes frías provocadas por el flujo del vapor, y su extracción se hace por tubería, a la atmósfera o algún vaso del evaporador, dependiendo también de la presión del vapor existente.

SISTEMA DE CUADRUPLÉ · EFECTO



Retineria Condensados
Caldera Condensados
FIG. N.º 20

VII.- COLOCACION DEL EQUIPO.-

Todo el equipo de evaporación y calentamiento, deben colocarse a un nivel alto dentro de la factoría, con los siguientes objetivos:

- a).- Cercanía con el Depto. de Tachos y Clarificación, que también deben de estar en un nivel alto, así como cercanía entre estos dos Departamentos. Evaporación y Calentamiento, por su inter-relación de actividades.
- b).- Facilidad en la inspección y en operaciones de Reparación y limpiezas quincenales.
- c).- Altura suficiente para extraer los condensados correspondientes, por medio de sifones y tubo barométrico.
- d).- Altura suficiente para desarrollar la circulación automática de jugo, sistema que también requiere de sifones.

C A P Í T U L O I V .

ESTUDIO Y MODIFICACIONES DEL DEPTO. DE CALENTAMIENTO Y EVAPORACION PARA - UNA MOLIENDA DE 1.500 TONS. DE CAÑA EN 24 HORAS.-

Aprovechando las orientaciones de las conclusiones obtenidas en los Capítulos anteriores, el presente capítulo tiene como fin desarrollar el cálculo del Depto. de Calentamiento y Evaporación bajo los siguientes puntos de vista:

GENERALIDADES.-

Con el objeto de dar la mejor aplicación al presente estudio, los cálculos, planteamientos, etc., están dentro del marco práctico y específico - de las condiciones de molienda y operación, así como del equipo existente en el Ingenio de Mahuixtlán, por lo que:

- a).- Las condiciones de molienda, características de jugo y aprovisionamiento de vapor, se presuponen similares a las vigentes.
- b).- Para la ejecución de este proyecto de ampliación en estos dos departamentos de la Factoría, se contará como base principal el equipo existente, por lo que muchos datos deben ajustarse a este equipo, aunque por supuesto y de acuerdo con el contenido en el Capítulo III, debe aprovecharse las reparaciones requeridas del equipo actual, para desarrollar las modificaciones, con el objeto de lograr una operación más eficiente.
- c).- Se desarrollaron numerosas pruebas de operación, para determinar factores, capacidades unitarias y demás datos necesarios, para acondicionar los cálculos teóricos de este estudio, a nuestro caso específico.

Estas pruebas aunque sumamente interesantes no se describirán con el objeto de limitar la extensión de este estudio, sin embargo debe señalarse - que todos los factores utilizados en los cálculos, han sido comprobados - o modificados de acuerdo con los resultados de estas pruebas o con los señalamientos de diversos autores sobre la materia.

BASE DE CALCULO Y CONDICIONES DE OPERACION.

A continuación se asientan los datos de molienda, extracción, temperaturas, características de vapor etc., así como los demás datos básicos para la iniciación del cálculo de este Sistema.

Molienda de Caña	=	1.500 Ton/día = 62.50 Ton/hr.
Extracción jugo dil. % Caña	=	90
Brix. jugo diluido	=	15
Brix jugo concentrado (Meladura)	=	63
Temp. jugo diluido	=	23°C.
Pureza jugo diluido	=	80
Temp. jugo diluido previa		
Clarificación	=	104°C.
Temp. jugo clarificado	=	91°C.
Presión de vapor	=	1.560 Kg/cm ² abs.
Densidad del jugo diluido	=	1.060 Kg/dm ³ .

Es conveniente dejar asentado que por la índole y características del proyecto, la ejecución de las operaciones a base de reglade cálculos totalmente satisfactorio, pues no es requerible mayor exactitud.

SISTEMA DE EVAPORACION Y OTRAS CARACTERISTICAS PREFIJADAS.-

De acuerdo con las conclusiones del Capítulo 2o. y el equipo existente, - hacen que el proyecto de ampliación se oriente a operarse bajo las siguientes características:

- a).- Sistema Cuádruple efecto.
- b).- Alimentación de jugo paralelo al sentido del vapor
- c).- Caída de presión en cada vaso ajustandose a lo requerido en el cálculo de superficies mínimas de calefacción
- d).- Calentamiento previo de la alimentación, por el Sistema de Cascada a contra-corriente, con vapores extraídos del primero y segundo vaso.
- e).- Extracción de vapor del primer vaso, para la operación de tachos en-templa de mizas "C".
- f).- Recuperación de condensados por auto-evaporación en cada vaso subse-cuente, mejoría en el Sistema, que balancea las pérdidas de calor y que-por lo tanto no entran en los cálculos.

SISTEMA DE CALCULO.-

Basamos el desarrollo del cálculo al Sistema expuesto por E. Hugot, en -- la Obra "La Sucrerie de Cannes", aunque también se introducen ciertas mo-dalidades en razón de distintas pruebas efectuadas, posteriormente se de-

desarrolla la comprobación por balance térmico según el Cane Sugar Hand book de Spencer.

Se ha preferido el Sistema de cálculo del antes mencionado autor, dado que su obra comprende la experiencia específica en la Industria Azucarera, pudiendo señalar que el Sistema se orienta en primer lugar al terreno teórico, al proyectar las superficies mínimas requeridas, de acuerdo con su respectivo raciocinio y en segundo lugar los factores utilizados, son de tales características que pueden ajustarse a la serie de variantes que pueden existir de un Ingenio a otro, con el objeto de hacer más claro el Capítulo se ha elaborado un "Cuadro de Cálculos", en el cual están numerados todos los renglones, por lo que en el desarrollo de las explicaciones se hace mención en forma escueta con llamadas sobre las operaciones desarrolladas, resultados, etc., que se asientan en este cuadro.

El presente estudio se ha desarrollado bajo el Sistema métrico decimal, y solamente se desarrollan transformaciones al Sistema Inglés, para determinar las condiciones y características del vapor, pues se cuenta exclusivamente con este tipo de tablas.

CALCULOS.-

1.- CONDICIONES DE OPERACION.

En primer lugar se determinan las condiciones de presión y temperatura que regirán en cada vaso del Sistema, a la vez se asientan los contenidos de calor y vapor en las anteriores condiciones, datos necesarios para la ejecución de cálculos posteriores.

- 1).- Presión inicial de vapor.
- 2).- Temp. final del último vaso.
- 3).- Presiones límites de operación.
- 4).- Distribución de la caída de presión en cada vaso.
- 5).- Caída de presión en cada vaso.
- 6).- Presión de vapor en la operación.
- 7).- Transformación de la presión al Sistema Inglés.
- 8, 9, 10, 11 y 12).- Por medio de tablas de vapor se determina la temperatura, el calor sensible, latente y total.

13, 14, 15 y 16).- Transformación de los datos anteriores al Sistema Métrico decimal.

CALCULOS VARIOS.-

Es necesario desarrollar ciertos cálculos o determinaciones que son requeridas para los siguientes pasos o fases del estudio:

Por lo que:

a).- Determinación del calor específico.

Se requiere el valor del calor específico del jugo diluido que se encuentra a 15° Bx.

Fórmula utilizada. $C_p = 1 - .006 B$ (Hugot)

En donde: $B =$ Brix del jugo

$C_p =$ Calor específico kcal/kg. °C

Por lo que: $C_p = 1 - .006 \times 15 = 0.91$ Kcal/Kg/°C

b).- Determinación de la cantidad de jugo a manejar:

Cantidad de jugo

$$62.500 \times \frac{90}{100} = 56250$$

$$\frac{\text{Kg caña}}{\text{hr.}} \times \frac{\text{kg. jugo}}{\text{kg. caña}} = \frac{\text{kg. jugo}}{\text{hr.}}$$

c).- Determinación del Volumen del jugo a manejar:

Volumen de jugo:

$$56250 \times \frac{1}{1.06} = 53000$$

$$\frac{\text{kg. jugo}}{\text{hr.}} \times \frac{\text{dm}^3}{\text{kg. jugo}} = \frac{\text{dm}^3}{\text{hr.}}$$

d).- Determinación de la evaporación necesaria en por ciento del jugo diluido, considerando el Bx. de la meladura y del jugo diluido.

$$\text{Evaporación } \% = \frac{Bx_2 - Bx_1}{Bx_2} \times 100 = \frac{63 - 15}{63} \times 100 = 76$$

e).- Cantidad de agua a evaporar:

$$56250 \times \frac{76}{100} = 42860$$

$$\frac{\text{Kg. Jugo}}{\text{hr.}} \times \frac{\text{Kg. Agua Evap.}}{\text{Kg. de jugo}} = \frac{\text{Kg. de agua Evap.}}{\text{hr.}}$$

III.- EQUIPO DE CALENTADORES.-

A continuación se dan las especificaciones de los Calentadores existentes, así como las determinaciones del área de calefacción, área de paso y velocidad del jugo, que serán necesarias en los cálculos próximos.

CALENTADOR No. 1 y No. 3.-

No. de tubos		Diámetro exterior (De)	50.8 mm (2")
2 Secciones 6 =	12	Diámetro interior (Di)	47.5 mm.
8 Secciones 12 =	96	Largo =	5150 mm.
Total N_t	<u>108</u>		

$$\text{Area-Calefacción} = \pi \text{ DLN} = 3.1416 \times 50.8 \times 5150 \times 108 = 89000000 \text{ mm}^2$$

$$\frac{\text{Area Calefacción} = 90 \text{ m}^2.}{}$$

$$\text{Area de Paso} = .785 d_p^2 \times N_p = .785 (47.5)^2 \times 6 = 10650 \text{ mm}^2$$

$$\frac{\text{Area de Paso} = 1.065 \text{ dm}^2.}{}$$

$$\text{Velocidad} = \frac{\text{Flujo}}{\text{Area sec.}} = \frac{53000}{1.065} \frac{\text{dm}^3/\text{hr}}{\text{dm}^2} \times \frac{1}{3600} \frac{\text{hr}}{\text{sec.}} = 13.8 \text{ dm/sec.}$$

$$\frac{\text{VELOCIDAD} = 1.38 \text{ m/sec.}}{}$$

CALENTADOR No. 2.-

No. de tubos.		Diámetro exterior (de)	38 mm. (1½)
2 Secc. 8 =	16	Diámetro interior (di)	35 mm.
8 Secc. 16 =	<u>128</u>	Largo =	5230 mm.
Total N_t	144		

$$\text{Area Calefacción} = \pi \text{ DLN} = 3.14 \times 38 \times 5230 \times 144 = 90000000$$

$$\frac{\text{Area Calefacción} = 90 \text{ m}^2}{}$$

$$\text{Area de Paso} = .785 \times D^2 N_p = .785 \times (35)^2 \times 8 = 7700 \text{ mm}^2$$

$$\frac{\text{Area de Paso} = .77 \text{ dm}^2}{}$$

$$\text{Velocidad} = \frac{\text{Flujo}}{\text{Area sec.}} = \frac{53000}{.770} \frac{\text{dm}^3/\text{hr}}{\text{dm}^2} \times \frac{1}{3600} \frac{\text{hr}}{\text{sec.}} = 19.2 \text{ dm/sec.}$$

$$\text{Velocidad} = 1.92 \text{ m/sec.}$$

CALENTADOR No. 1.-

No. de tubos.		Diámetro exterior (de)	44.5 mm.
2 Secc. 6 =	12	Diámetro interior (di)	41 mm.
8 Secc. 12 =	96	Largo =	5150 mm.
Total N_t	108		

$$\text{Area Calefacción} = \pi DLN = 3.14 \times 44.5 \times 5150 \times 108 = 78 \text{ dm}^2$$

$$\text{AREA CALIACCION} = 78 \text{ m.}$$

$$\text{Area de Paso} = .785 \times D^2 \times N_p = .785 \times (41)^2 \times 6 = 7920 \text{ cm}^2$$

$$\text{Area de Paso} = .792 \text{ dm}^2$$

$$\text{Velocidad} \frac{\text{Flujo}}{\text{Area}} = \frac{53000 \text{ dm}^3/\text{hr.}}{.7920 \text{ dm}^2} \times \frac{1 \text{ hr.}}{3600 \text{ sec.}} = 18.6 \text{ dm/sec.}$$

$$\text{Velocidad} = 1.86 \text{ m/sec.}$$

IV.- OPERACION DE CALENTAMIENTO.-

Con el plan de desarrollar el calentamiento del jugo diluido con base a la extracción de vapores, provenientes de distintos vasos del Cuádruple efecto, se desarrollan las siguientes operaciones:

A).- Calentamiento "A".- Para la primera fase de Calentamiento del jugo diluido y debido a la posición del equipo se utiliza el calentador No. 1. con el objeto de elevar al máximo la temperatura de este jugo bajo los siguientes datos:

- | | |
|--|------------|
| a).- Temperatura del vapor utilizado | 93°C. |
| b).- Gradiente de temperatura mínimo para este vapor | 15 a 20°C. |
| c).- Temperatura inicial del jugo diluido | 23°C. |
| d).- Temperatura final del jugo | 68°C. |
| e).- Diferencia de temperaturas (1) | 70°C. |
| f).- Diferencia de temperaturas (2) | 25°C. |
| g).- Determinación del D_t | |

$$D_t = \frac{d_{t1} - d_{t2}}{2.3 \log. \frac{d_{t1}}{d_{t2}}} = \frac{70 - 25}{2.3 \log. \frac{70}{25}} = 44^\circ\text{C}.$$

h).- Determinación del coeficiente de transmisión de calor en el calentador en donde:

U = Coef. de transmisión en kcal./m²/hr/°C.

V = Velocidad del jugo en m/sec.

T = Temperatura vapor.

$$U = \frac{T}{.102 + \frac{.076}{V}} = \frac{93}{.102 + \frac{.076}{1.38}} = 595 \quad (\text{Hugot})$$

i).- Determinación del calor requerido para el calentamiento en donde:

W = Peso de Jugo kg/hr.

Cp = Calor específico $\frac{\text{kcal.}}{\text{kg } ^\circ\text{C.}}$

T = Temperatura en °C.

Q = Calor necesario kcal/hr.

$$Q = WC_p (t_2 - t_1) = 56250 \times .91 (68 - 23) = 2300000 \frac{\text{kcal}}{\text{hr.}}$$

j).- Area requerida en el calentamiento en donde:

A = Area en m²

U = Coef. de Transmisión de calor kcal/m²/hr/°C.

ΔT = Gradiente de temp. log. °C.

Q = Cantidad de calor en kcal/hr.

$$Q = UA T$$

$$\text{Por lo que: } A = \frac{Q}{U \Delta T} = \frac{2300000}{595 \times 44} = 87.5$$

k).- Cantidad de vapor requerido.

en donde:

Q = Cantidad de calor kcal/hr.

W = Cantidad de vapor en kg/hr.

L = Calor latente de vaporiz. $\frac{\text{kcal.}}{\text{kg.}}$

$$Q = WL$$

En donde:

$$W = \frac{Q}{L} = \frac{2300000}{513.3 \times .95} = 4480$$

Nota: se introdujo en la anterior fórmula el factor .95, por conceptar -- las pérdidas de calor en un 5%.

B).- CALENTAMIENTO FASE "B".-

Utilizando vapores del primer vaso se desarrolla esta segunda fase de Calentamiento "B" en el calentador No. 2, y con el objeto de elevar al máxi mo la temperatura del jugo diluido, ya previamente calentado en la fase A:

- a).- Temperatura del vapor utilizado. 103°C.
- b).- Gradiente de temperatura mínimo para este vapor 10°C.
- c).- Temperatura inicial del jugo diluido 68°C.
- d).- Temperatura final del jugo 93°C.
- e).- Diferencia de temperaturas (1) 35°C.
- f).- Diferencia de temperaturas (2) 10°C.
- g).- Determinación del D_t

$$D_t = \frac{d_{t1} - d_{t2}}{2.3 \log \frac{d_{t1}}{d_{t2}}} = \frac{35 - 10}{2.3 \log \frac{35}{10}} = 20^\circ\text{C}.$$

h).- Determinación del coeficiente de transmisión de calor en el calenta - dor en donde:

U = Coef. de transmisión en kcal/m²/hr/°C.

V = Velocidad del jugo en m/sec.

T = Temperatura vapor.

$$U = \frac{T}{.102 + \frac{.076}{V}} = \frac{103}{.102 + \frac{.076}{1.92}} = 730$$

i).- Determinación del calor requerido para el calentamiento en donde:

W = kg jugo/hr.

C_p = Calor específico $\frac{\text{kcal.}}{\text{kg } ^\circ\text{C.}}$

T = Temperatura en °C.

Q = Calor necesario kcal/hr.

$$Q = W C_p (t_2 - t_1) = 56250 \times .91 \times (93 - 68) = 1280000$$

j).- Area requerida en el calentamiento en donde:

A = Area en m²

U = Coef. de trasmisión de calor kcal/m²/hr/°C.

ΔT = Gradiente de temp. log. °C.

Q = Cantidad de calor en kcal/hr.

Q = UA T

Por lo que:

$$A = \frac{Q}{U \Delta T} = \frac{1280000}{730 \times 20} = 87.5 \text{ m}^2 \text{ requerid.}$$

k).- Cantidad de vapor requerido

En donde:

Q = Cantidad de calor kcal/hr.

W = Cantidad de vapor en kg/hr.

L = Calor latente de vaporiz. $\frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$

$$Q = WL$$

En donde:

$$W = \frac{Q}{L} = \frac{1280000}{536.9 \times .95} = 2500$$

C).- CALENTAMIENTO FASE "C".-

Por la temperatura requerida del jugo diluido al entrar al Depto. de clarificación (104°C), se hace necesario una tercera fase de calentamiento, con vapores de escape por tener mayor temperatura, para esta operación se utiliza el Calentador No. 4, bajo las siguientes características y condiciones:

- | | |
|--|--------|
| a).- Temperatura del vapor utilizado | 112°C. |
| b).- Gradiente de temperatura mínimo para este vapor | 8°C. |
| c).- Temperatura inicial del jugo diluido | 93°C. |
| d).- Temperatura final del jugo | 104°C. |
| e).- Diferencia de temperaturas (1) | 19°C. |

f).- Diferencia de temperaturas (2)

8°C.

g).- Determinación del D_t

$$D_t = \frac{d_{t1} - d_{t2}}{2.3 \log. \frac{d_{t1}}{d_{t2}}} = \frac{19 - 8}{2.3 \log. \frac{19}{8}} = 12.7$$

h).- Determinación del coeficiente de transmisión de calor en el calentador en donde:

U = Coef. de transmisión en kcal/m²/hr/°C.

V = Velocidad del jugo en m/sec.

T = Temperatura vapor.

$$U = \frac{T}{.102 + \frac{.076}{V}} = \frac{112}{.102 + \frac{.076}{1.88}} = 784$$

i).- Determinación del calor requerido para el calentamiento en donde:

W = kg jugo/hr.

C_p = Calor específico $\frac{\text{kcal.}}{\text{kg } ^\circ\text{C.}}$

T = Temperatura en °C.

Q = Calor necesario kcal/hr.

$$Q = WC_p (t_2 - t_1) = 56250 \times .91 \times (104 - 93) = 564000$$

j).- Area requerida en el calentamiento en donde:

A = Area en m²

U = Coef. de transmisión de calor kcal/m²/hr/°C.

T = Gradiente de temp. log. °C.

Q = Cantidad de calor en kcal/hr.

$$Q = UA\Delta T$$

Por lo que:

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} = \frac{564000}{784 \times 12.7} = 56.6 \text{ m}^2$$

k).- Cantidad de vapor requerido

en donde:

Q = Cantidad de calor kcal/hr.

W = Cantidad de vapor en kg/hr.

L = Calor latente de vaporiz. $\frac{\text{kcal.}}{\text{kg.}}$

Q = WL

En donde:

$$W = \frac{Q}{L} = \frac{564000}{531.16 \times .95} = 1115 \text{ kg/hr.}$$

V.- OPERACION Y LIMPIEZA DE CALENTADORES.-

Por motivo de incrustaciones en el equipo, se hace necesario llevar el siguiente criterio en la operación.

a).- Se reserva exclusivamente el calentador No. 1, para la fase de Calentamiento "A", dado que en la práctica, ésta fase presenta condiciones poco susceptibles a la incrustación, por lo que la limpieza puede desarrollarse quincenalmente, en forma conjunta con el evaporador.

b).- Dado que la fase de Calentamiento "B" y "C" son susceptibles a la incrustación, debe acondicionarse el Calentador No. 3.

Con el objeto de substituir en la operación a los calentadores No. 2 y No. 4, y así poder desarrollar la limpieza de éstos, periódicamente sin la interrupción de las fases de Calentamiento.

VI.- OPERACION EN TACHO "C".-

Habiéndose proyectado el aprovisionamiento de vapor, extraído del primer cuerpo del evaporador, para la ejecución de templeas de 3a. o "C", se determinan a continuación el requerimiento de vapor en base a los siguientes puntos:

a).- Datos.-

Cantidad de miel final producida por Ton. Caña	35 kg. de Miel final/T.C.
Proporción de Miel final en la masa cocida	50%
Volumen tacho "C"	16850 dm ³
Superficie calórica Tacho "C".	93 m ²
Brix masa cocida	94 Bx.
Brix meladura o miel "A" o "B"	83 Bx.
Densidad masa cocida	1.51096
Duración normal de la templea	4 Hrs.
Kilos de vapor requeridos por kg. de agua evap.	1.15 kg. vap/kg. evap.
Evaporación máxima por sup. de calefacción	35 kg. agua/m ² /hr.

b).- Cálculos.-

Cantidad de masa cocida

$$35 \times \frac{100}{50} \times 1500 = 105000$$

$$\frac{\text{Kg M F}}{\text{T. C.}} \times \frac{\text{Kg M C}}{\text{Kg M. F.}} \times \frac{\text{T. C.}}{\text{día}} = \frac{\text{Kg M.C.}}{\text{día.}}$$

Peso de templa

$$16850 \times 1.51096 = 25450$$

$$\frac{\text{dm}^3}{\text{Templa}} \times \frac{\text{kg}}{\text{dm}^3} = \frac{\text{kg M.C.}}{\text{templa}}$$

No. de Templas por día.

$$1050000 \times \frac{1}{25450} = 4.12 \text{ equival. a 16 hrs. de oper.}$$

$$\frac{\text{kg M.C.}}{\text{día}} \times \frac{\text{Templa}}{\text{kg M.C.}} = \frac{\text{Templa}}{\text{día}}$$

Evaporada % en Tacho

$$\frac{Bx_2 - B_1}{Bx_2} = \frac{94 - 63}{94} = \frac{31}{94} = .33$$

Alimentación de miel y meladura al Tacho

$$\frac{Bx_2 \times W_2}{Bx_1} = \frac{94 \times 25450}{63} = 38000 \text{ kg.}$$

Agua Evap. por hora

$$\frac{W \text{ EV } \%}{4} = \frac{38000 \times .33}{4} = 3130 \text{ kg.}$$

Vapor necesario

$$3130 \times 1.15 = 3600$$

$$\frac{\text{Kg AgEvap.}}{\text{hr}} \times \frac{\text{kg Vapor}}{\text{kg. Ag. Evap}} = \frac{\text{kg vapor}}{\text{hr.}}$$

VII.- EVAPORACIONES INDIVIDUALES.-

Tomando como base la evaporación requerida, las extracciones de vapor necesarias en las Fases "A" y "B" de calentamiento, así como el vapor requerido para la operación del tacho "C", se procede en la siguiente forma:

Base.-

Evaporación total = 42860 kg Agua/hr.

Vapor del 1er. vaso para el Calent. en Tacho "C" = 3600 kg/hr.

Vapor del 1er. vaso para la fase "B" de Calent. = 2500 kg/hr.

Vapor del 2o. vaso para la fase "A" de Calent. = 4460 kg/hr.

Por lo anterior se considerará el siguiente cálculo para la obtención de las evaporaciones individuales de los vasos que componen el Cuádruple — efecto:

Evaporación en 4o. vaso =	(X)	kg/hr.
Evaporación en 3er. vaso =	(X)	kg/hr.
Evaporación en 2o. vaso =	(X + 4460)	kg/hr.
Evaporación en 1er. vaso =	(X + 4460 + 2500 + 3600)	kg/hr.
Evaporación total =	(X + 8920 + 2500 + 3600)	= 42860 kg/hr.

Despejando la incógnita "X" de la ecuación:

$$X = 6960 \text{ kg/hr.}$$

Substituyendo la ecuación en el anterior cuadro de evaporaciones, se llega a la obtención de las evaporaciones individuales:

Evaporación en 4o. vaso =	6960 = (6960)	kg/hr.
Evaporación en 3er. vaso =	6960 = (6960)	kg/hr.
Evaporación en 2o. vaso =	11420 = (6960 + 4460)	kg/hr.
Evaporación en 1er. vaso =	17520 = (6960 + 4460 + 2500 + 3600)	kg/hr.
Total Evaporación =	42860 = (27840 + 8920 + 2500 + 3600)	kg/hr.

Conocidas las evaporaciones es posible determinar las concentraciones del jugo, en los distintos vasos del evaporador:

- 17).- Se asienta la cantidad de jugo diluido alimentado.
- 18).- Se asientan el Brix del jugo diluido alimentado.
- 19).- Se determinan el contenido de sólidos que se conservará en el trans curso de la evaporación.
- 20, 21, 22).- Con base en las evaporaciones individuales y por balances -
- 23).- de materiales, se determinan las concentraciones representa das por el Brix.
- 24).- Con base al Brix de entrada y al Brix de salida de jugo en cada va- so, se determina el Brix promedio.

VIII.- DETERMINACION DE LAS ELEVACIONES DEL PUNTO DE EBULLICION.-

El punto de ebullición del jugo, comparativamente con el punto de ebullición que tendría el agua en la superficie de la calandria del correspondiente vaso, se ve afectado por dos causas que lo hacen ser mayor:

- a).- Elevación del punto de ebullición, en cuanto a su concentración de sacarosa y en cuanto a la pureza de la solución.
- b).- Elevación del punto de ebullición, por cuanto a la presión hidrostática ejercida por la columna del mismo jugo.

Para evaluar las anteriores elevaciones del punto de ebullición es necesario pre-determinar las siguientes condiciones:

- 25).- Largo del tubo de la calandria.
- 26).- Nivel del jugo, en referencia a la altura del tubo.
- 27).- Altura máxima del jugo en operación.
- 28).- Altura media del jugo en operación.
- 29).- Por medio de la tabla correspondiente en "La Sucrerie de Cannes", y con base en Brix medio, temperatura del vaso (Vapor), Altura media del jugo, se determinan las elevaciones en el punto de ebullición (b).
- 30).- Por medio de la tabla correspondiente en "La Sucrerie de Cannes", y con base en Brix medio y pureza del jugo, se determinan las elevaciones del punto de ebullición (a).
- 31 y 32).- Se suman las dos elevaciones del punto de ebullición y se limitan a valores prácticos.
- 33).- Con base en el anterior punto (32), y con las temperaturas del vapor en los respectivos vasos (13), se obtienen las temperaturas existentes en el jugo.
- 34).- Se determina del gradiente efectivo de temperatura, entre el vapor de calentamiento y del jugo en evaporación.

IX.- DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE EVAPORACION ESPECIFICA Y DE LA CAPACIDAD DE EVAPORACION.-

- 35).- Por medio de la fórmula de Dessin, se determina el coeficiente de evaporación específica, pero a diferencia del autor, se utiliza el factor 0.0012. En dicha fórmula, por haberlo indicado así la serie de pruebas de

evaporación, en el equipo existente.

Fórmula de Dessin:

$$C = 0.0012 (100 - B) (T - 54)$$

En donde:

C = Coef. de evap. específica T = Temp. del vapor en la calandria °C.
 kg de vapor/hr/m²/°C. B = Bx.medio del jugo existente en el vaso

36).- Con base al coeficiente anterior, se determina la capacidad de evaporación individual (22), entre el coeficiente antes señalado (35).

Lo anterior con base en la siguiente fórmula

$$q = c S t \quad \text{y así} \quad S t = \frac{q}{c} = t.$$

X. - CALCULO DE COEFICIENTES DE RECURRENCIA. - "r" Y DE LOS NUEVOS GRADIENTES DE TEMPERATURA. -

37).- Los cocientes de recurrencia se determinan con base en las siguientes ecuaciones:

$$r_4 = \frac{D_3}{D_4} = \frac{t_3}{2 t_4} \qquad r_3 = \frac{D_2}{D_3} = \frac{(1 + \frac{1}{r_4}) t_2}{2 (t_3 + t_4 r_4)}$$

$$r_2 = \frac{D_1}{D_2} = \frac{(1 + \frac{1}{r_3} + \frac{1}{r_3 r_4}) t_1}{2 (t_2 + t_3 r_3 + t_4 r_4 r_3)}$$

$$r_1 = \frac{D}{D_1} = 1 + \frac{1}{r_2} + \frac{1}{r_2 r_3} + \frac{1}{r_2 r_3 r_4}$$

38).- A su vez se despejan y se determinan las nuevas caídas teóricas de temperatura

$$D_1 = \frac{D}{r_1} \quad D_2 = \frac{D_1}{r_2} \quad D_3 = \frac{D_2}{r_3} \quad D_4 = \frac{D_3}{r_4}$$

39).- A las anteriores caídas teóricas de temperatura, se les suman y rés tan grados de temperatura, como substitución de la simplificación hecha, en la proporcionalidad de las elevaciones del punto de ebullición, respec to a los gradientes de temperatura.

40).- Con las sumas efectuadas se obtienen las caídas teóricas de temperatura corregidas.

41, 42).- Con base en las nuevas caídas teóricas de temperatura (40), y con las elevaciones del punto de elevación (32), se determinan las nuevas temperaturas existentes tanto en el vapor como en el jugo.

43).- Por existir pocas variantes en la temperatura del vapor y del jugo, con las temperaturas primitivamente señaladas, no es necesario la revaluación del cálculo, pudiendo proseguirse directamente a obtener los nuevos coeficientes de evaporación específica.

44).- Con base en la fórmula siguiente, se determinan las superficies mínimas requeribles:

$$S = \frac{q}{c \times t}$$

45).- Debido a que la alimentación del jugo al primer vaso, no es similar a la temperatura de ebullición existente, es necesario dar un aumento en la superficie calórica en el primer cuerpo, con el objeto de poder absorber este requerimiento extra de vapor; la antes señalada superficie se determina con la siguiente fórmula:

$$s = 0.1 \times (t_1 - t_0)$$

En donde:

s = superficie calórica extra m²

W = Cantidad de jugo alimentado en ton/hr.

t₁ = Temperatura de ebullición en el primer cuerpo.

t₀ = Temperatura del jugo alimentado.

Por lo que: $s = 0.1 \times \frac{562.50}{1000} (103 - 91) = 67.5$

46).- Sumando el area suplementaria al primer vaso, quedan en definitiva las areas requeribles.

CUADRO DE CALCULOS

ENTRADA CALANDRIA

1er.

2o.

3o.

4o.

1.- Presión inicial Kg/cm ² abs.	1.560				
2.- Temperatura final °C.					55.
3.- Cond.Limit.de P.Kg/cm ² abs (1,400)	1.560				.160
4.- Distrib. de P.		11/40	10.5/40	9.5/40	9.0/40
5.- Caídas de presión (1,400)		.385	.387	.333	.215
6.- Presión en vaso kg/cm ² abs.	1.560	1.175	.808	.475	.160
7.- Presión Lb/inc ² abs.	22.188	16.712	11.490	6.756	2.275
8.- Temperatura °F	233.5	218.4	199.85	175.10	129.70
9.- Temperatura Aprox. °F.	234.	218.	200.	175.	130.
10.- C. Sensible Btu/lb.	202.27	186.11	167.99	142.91	97.90
11.- C. Latente Btu/lb.	956.10	966.50	977.9	993.30	1020.00
12.- C. Total Btu/lb.	1158.37	1152.61	1145.89	1136.21	1117.90
13.- Temperatura aprox. °C	112	103	93	80	55
14.- C. Sensible Kcal/kg.	112.57	103.39	93.32	79.39	54.39
15.- C. Latente Kcal/kg.	531.16	536.95	543.28	551.83	566.66
16.- C. Total Kcal/Kg.	643.53	640.34	636.60	631.22	621.05
17.- Jugo diluido kg/hr	56250				
18.- Brix.	15				
19.- Sólidos kg/hr	8437	8437	8437	8437	8437
20.- Agua kg-hr	47813	30293	18873	11913	4953
21.- Total kg/hr.	56250	38730	27310	20350	13390
22.- Evaporación kg/hr.		17520	11420	6960	6960
23.- Brix	15	21.8	30.9	41.5	63

Continuación	ENTRADA CALANDRIA	1er.	2o.	3o.	4o.
24.- Brix medio		18.4	26.3	36.2	52.2
25.- Largo de tubo mm.		1750	1950	1530	1450
26.- % de Altura del jugo		45	40	40	40
27.- Altura del jugo mm.		800	800	600	600
28.- Nivel medio cms.		40	40	30	30
29.- EPE (B) oC (Hugot)		1.03	1.45	1.76	4.53
30.- EPE (A) (Hugot)		.28	.55	1.06	2.40
31.- EPE Total °C.		1.31	2.00	2.82	6.83
32.- EPE Práctico °C.	(13)	1.3	2.0	2.8	6.9
33.- Temp. del jugo °C		104.3	95.0	82.8	61.9
34.- Caída de temperatura °C	(44)	7.7	8.0	10.2	18.1
35.- Coeficiente de		(100-18.4)	100-26.3)	100-36.2)	(100-52.2)
Evaporador		(112-54)	103-59)	93-54)	80-54)
Específico		81.6x58	73.7x49	63.8x39	47.8x26
F = .0012 kg vap./hr/m ² /°C.		5.88	4.33	2.98	1.49
36.- Capacid. de evaporación		3080	2640	2340	4660
37.- Cociente de recurrenc.		5.36	.975	.919	.501
38.- Nuevas caídas teóricas		8.2	8.4	9.1	18.3
39.- Correcciones		.3	.2	.0	.5
40.- Caídas corregidas °C		8.5	8.6	9.1	17.8

Continuación	ENTRADA CALANDRIA	1o.	2o.	3o.	4o.
41.- Temperatura vapor °C	112	102.2	91.6	79.7	55.0
42.- Temperatura del jugo °C		103.5	93.6	82.5	61.9
43.- Coeficiente de		(100-18.4)	100-26.3)	100-36.2)	100-52.2)
Evaporador		(112-54)	102.2-54)	91.6-54)	79.7-54)
Específico		81.6-58	73.7-48.2	63.8-37.6	47.8-25.7
F = 10012 kg vap./hr/m ² /°C		5.67	4.26	2.88	1.47
44.- Sup. de Calef. minim. m ²		364	315	266	266
45.- Sup. suplementar. m ²		67			
46.- Sup. definitiv. m ²		431	315	266	266

106

BALANCE DE CALOR Y MATERIALES. -

El Sistema que orienta el "Cane Sugar Handbook", de G.L. Spencer, para los cálculos en los Sistemas de evaporación es el llamado "no-algebraico" en el cual se presupone por tanteos, la cantidad de vapor requerible en la primera calandria, consecuentemente se desarrollan los balances de calor y materiales en cada paso de la operación; este sistema servirá para desarrollar una comprobación aproximada del Sistema anterior, aunque sin coincidir en forma minuciosa por la disparidad en las simplificaciones hechas en cada sistema. En este nuevo sistema se utilizan las condiciones de operación, ya precisadas en el cálculo anterior y solamente se introduce la variación en la temperatura de entrada en la alimentación, con ceptuada en 97°C., con el objeto de aproximarse más en su comparación, modificación que no afecta, pues un sistema que requiera calentamiento del jugo de entrada puede, interpretarse como de doble función, es decir calentador y evaporador y correspondientemente requerirá del conjunto de las respectivas necesidades de vapor. Por lo anterior y de acuerdo con el cálculo que a continuación se describe se requerirá la cantidad de 17520 kg. de vapor, más el necesario para el calentamiento al que se ha hecho mención y que puede evaluarse bajo la siguiente fórmula:

$$wL = Q WC_p (t_2 - t_1) \quad w = \frac{WC_p (t_2 - t_1)}{L}$$

Por lo que:

$$w = \frac{56250 \times .91 \times (97 - 91)}{531.16} = 578 \text{ kg/hr.}$$

En dónde:

w = Cantidad de vapor requerido kg/hr.

L = Calor latente kcal/kg.

W = Cantidad de jugo a calentar kg/hr.

C_p = Calor específico del jugo a 15 Bx. Kcal/kg/°C.

t₂ = Temperatura final de jugo °C.

t₁ = Temperatura inicial jugo °C.

Por lo tanto el total general será: 17520 + 578 = 18098 kg vap/hr.

SISTEMA DE CALCULO "NO-ALGEBRAICO.-

<u>1er. CUERPO</u>	<u>kcalorias.</u>	<u>Kilogramos.-</u>
Calor proporcionado a la 1a. Calandria.		
17520 kg/hr x 531.16 kcal/kg	9,305,923	56,250
Calor sensible requerido:		
56,250 kg/hr x 1 kcal/kg °C x (103.5 - 97)°C	<u>385,625</u>	
Calor sobrante para evaporación	8,940,298	
Evaporación = 8940,298 kcal/536.95 kcal/kg		<u>13,650</u>
<u>2o. CUERPO.-</u>		39,600
Calor proporcionado a la 2a. Calandria.	8,940,298	
Calor sobrante de auto-evaporación:		
39,600 kg/hr x 1 kcal/kg°C x (103.5-93.6)°C	392,040	
Calor enviado a calentador "B" y Tacho "C"		
(3600 + 2500) kg. hr. x 536.95 kcal/kg	<u>3,275,395</u>	
Calor sobrante para evaporación	6,056,943	
Evap. 6,056,943 kcal/513.28 kcal/kg		<u>11,449</u>
<u>3er. CUERPO.-</u>		28,451
Calor proporcionado a la 3a. Calandria.	6,056,943	
Calor sobrante de auto-evaporación		
28,451 kg/hr x 1 kcal/kg°C x (93.6-82.5)°C	315,806	
Calor enviado a calentador "A"		
4,460 kg/hr x 513.28 kcal/kg	<u>2,423,028</u>	
Calor sobrante para evaporación	3,949,721	
Evap. 3,949,721 kcal/551.8 kcal/kg		<u>7,158</u>
<u>4o. CUERPO.-</u>		21,293
Calor proporcionado a la 4a. calandria	3,949,721	
Calor sobrante de auto-evaporación		
21,293 kg/hr x 1 kcal/kg°C x (82.5-61.9)°C	<u>138,636</u>	
Calor sobrante para evaporación	4,388,357	
Evap. 4,388,357 kcal/556.6 kcal/kg		<u>7,884</u>
		13,409
		Bx = 62.9

C A P I T U L O V.

CALCULO DEL EQUIPO AUXILIAR.-

En este Capítulo se desarrollan los cálculos accesorios, al sistema propiamente dicho y que corresponden a:

- a).- Cálculo de las Tuberías de vapor.
- b).- Cálculo de los sifones para la extracción de condensados.
- c).- Cálculo de las tuberías de pase del jugo a evaporar.

Igualmente que el sistema seguido anteriormente se procede a la elaboración de Cuadros de Cálculo y las explicaciones de referencia se hacen en forma escueta.

a).- Cálculo de las Tuberías de vapor.

- 1).- Se asientan las velocidades permisibles en las distintas tuberías de que consta el equipo de evaporación en m/seg.
- 2 y 3).- Se asienta la cantidad de vapor (kg/hr), necesaria a conducir con un margen de 15% de seguridad.
- 4 y 5).- De acuerdo con las temperaturas correspondientes al vapor que maneja la tubería, se determina por medio de las tablas de vapor, la densidad del mismo en kg/m^3 .
- 6, 7 y 8).- Se produce al cálculo del volumen de vapor en dm^3/seg .
- 9 y 10).- Señalando la velocidad del vapor prefijada a desarrollar, se obtiene el área de la tubería.
- 11).- Se determina el diámetro de la correspondiente tubería en dm.

b).- Cálculo de los sifones de extracción de condensados.

De acuerdo con las necesidades se requerirá en el sistema los siguientes

sifones:

Sifón 1_a - Manejando el condensado de la primera calandria se envía al --
Tanque de auto-evaporación de la calandria 2.

Sifón 1_b - Manejando el condensado de la primera calandria se envía desde-
el tanque de auto-evaporación de la calandria 2 al Depto. de Calderas.

Sifón II - Manejando el condensado de la calandria 2, se envía al tanque -
de auto-evaporación de la calandria 3.

Sifón III - Manejando el condensado de la calandria 2 y 3, se envían al -
tanque de auto-evaporación en la calandria 4.

Tubo Barométrico IV - Manejando los condensados de la calandria 2, 3 y 4--
se envían a la fosa de condensados, para su bombeo y utilización en la re
finería.

Explicación del Cuadro.

- 1.- Se asientan las presiones existentes en cada vaso (kg/cm^2 abs).
- 2, 3 y 4).- Se determina las caídas de presión en cada vaso, en kg/cm^2 , -
 kg/dm^2 y se dá un margen del 50% de seguridad.
- 5).- Dividiendo entre la densidad se obtiene el largo del sifón a la vez-
la longitud en dm, se transforma en m.
- 6 y 7).- Se determinan las evaporaciones en cada vaso, con un margen del-
15% de seguridad.
- 8, 9, 10, 11, 12 y 13).- Se determinan los condensados en cada calandria-
y los volúmenes acumulativos de acuerdo con la explicación anterior en -
 dm^3/hr y dm^3/seg .
- 14).- Se asienta la velocidad permitida en los tubos descendentes dm/sec .
- 15).- Considerando el volumen de condensados a manejar y la velocidad per-
mitida, se determina la sección del tubo en dm^2 .
- 16 y 17).- En consecuencia a lo anterior se determinan los diámetros de -
los tubos descendentes en decímetros.
- 18).- Se asientan las velocidades permitidas en los tubos ascendentes en-

dm/sec.

19).- Considerando el volumen de condensado y la velocidad permitida se determina la sección del tubo dm^2 .

20).- Se determinan los diámetros en los tubos (dm)

c).- Cálculo de las tuberías de pase del jugo.

En este caso los volúmenes del jugo van decreciendo, consecuencia de la - evaporación de cada vaso; se determinó como de referencia, la tubería de - entrada al sistema, pues de hecho al ser introducida por bombeo, se provo- can velocidades mayores y consecuentemente se requieren un menor diámetro.

Explicación del Cuadro.

1 y 2).- Se asientan las cantidades de jugo a manejar elevadas con un mar- gen de 15% de seguridad (kg/hr).

3).- De acuerdo con el Bx. existente en la salida de cada vaso, se deter- minan las densidades.

4 y 5).- Se obtienen por lo anterior, el volumen de jugo a manejar en $dm^3/$ hr y en dm^3/sec .

6).- Se asienta la velocidad permitida en dm/sec.

7).- Considerando el volumen a manejar y la velocidad fijada se determina- la sección necesaria de la tubería.

8 y 9).- Se determinan los diámetros de la tubería (dm).

10).- En el cálculo de la tubería ascendente se requiere inicialmente fi- jar la velocidad que debe guardar el jugo en la tubería.

11).- Considerando el volumen de jugo a manejar y la velocidad prefijada- se determina el area de la tubería requerida.

12 y 13).- Por lo anterior, es ya posible la terminación del diámetro de - la tubería en decímetros.

NOTA.- El largo de los Sifones en la tubería de circulación de jugo, en - tre los diferentes vasos, es similar al largo requerido para los sifones- que manejan el condensado, por existir similares caídas de presión entre- los respectivos vasos.

CUADRO DE CALCULO DE TUBERIAS DE VAPOR.

	ENTRADA	1er. Vaso	2o. Vaso	3er. Vaso	4o. Vaso.
1.- Velocidad m/sec.	20-25	25-30	30-35	40-45	50-60
2.- Cantidad de vapor kg/hr.	18386	17520	11420	6960	6960
3.- Margen de seguridad kg/hr.	21100	20200	13120	8000	8000
4.- Temperaturas °C.	112	103	93	80	55
5.- Densidad vapor kg/m ³	.893	.669	.476	.296	.105
6.- Volumen de vapor m ³ /hr.	23700	30200	27600	27000	76100
7.- Volumen vapor m ³ /sec.	6.56	8.46	7.67	7.51	21.2
8.- Volumen vapor dm ³ /sec.	6560	8460	7670	7510	21200
9.- Velocidad dm/sec.	250	300	350	450	600
10.- Area Tubería dm ²	26.1	27.9	21.9	16.70	35.3
11.- Diámetro en dm.	5.60	5.96	5.28	4.61	6.70

CUADRO DE CALCULO DE SIFONES.

1.- Presión de vapor kg/cm ² abs	1.580	1.175	.808	.475	.160
2.- Caída de presión kg/cm ² abs		.385	.367	.393	.315
3.- Caída de presión kg/dm ²		36.5	36.7	33.3	31.5
4.- 50% margen kg/dm ²		57.8	55.0	50.0	47.3
5.- Altura del sifón m.		5.78	5.50	5.0	4.73
6.- Vapor en kg/hr.	18386	17520	11420	6950	6960
7.- 15% margen seguridad kg/hr.	21100	20200	13120	8000	8000
8.- Condensado en Caland. kg/hr.		21100	20200	13120	8000
9.- Sifón 1 ab dm ³ /hr.		21100			
10.- Sifón 2 dm ³ /hr.			20200		

	ENTRADA	1er. Vaso	2o. Vaso	3er. Vaso	4o. Vaso.
11.- Sifón 3 dm ³ /hr.				33320	
12.- Tubo barométrico.					41320
13.- Volumen de Condens. dm ³ /sec.		5.85	5.50	9.00	11.5
14.- Veloc. descendente en dm/sec.		12.0	12.0	12.0	12.0
15.- Area dm ²		.48	.457	.75	.96
16.- Diámetro dm ²		.61	.57	.96	1.22
17.- Diámetro dm.		.78	.755	.98	1.10
18.- Velocidad ascendente dm/sec.		6.0	6.0	6.0	
19.- Area dm ²		.975	.918	1.5	
20.- Diámetro dm.		1.12	1.08	1.38	

CUADRO DE PASE DE TUBERIAS DE JUGO.

1.- Jugo kg/hr.	56250	38730	27310	20350	13390
2.- 15% margen	64800	44500	31400	23200	15400
3.- Densidad jugo	1.06	1.09	1.13	1.18	1.3
4.- Volumen jugo dm ³ /hr.	61100	40900	28800	19700	11850
5.- Volumén jugo dm ³ /sec.	23.6	11.4	7.72	5.46	3.29
6.- Velocidad descendente dm/sec.	12.	12.	12.	12.	12.
7.- Area de Tubería descendente dm ²	1.95	.95	.64	.456	.274
8.- Diámetro ² dm ²	2.50	1.20	.82	.581	.350
9.- Diámetro dm.	1.58	1.1	.905	.762	.59
10.- Velocidad ascendente dm/sec.		6.0	6.0	6.0	
11.- Area de tubería ascendente dm ²		1.90	1.29	.91	
12.- Diámetro de tubería ascendente dm.		1.51	1.28	1.08	

C A P I T U L O VI.-
C O N C L U S I O N E S.

Considerando los datos obtenidos en el Capítulo anterior para lograr la evaporación correspondiente a una mollienda de 1500 toneladas de caña por día y considerando el equipo existente, se pretende presentar el arreglo más conveniente del equipo para dar la capacidad antes señalada. Adicionando a lo anterior, se obtendrán costos y conclusiones.

1.- CARACTERISTICAS DEL EQUIPO DE EVAPORACION.

A continuación se asientan exclusivamente los datos característicos de la capacidad de calefacción de los diferentes vasos existentes así como de los proyectados I,II para completar las necesidades del estudio.

a).- EVAPORADOR I.-

No. de tubos	1910
Largo de tubo	1750 mm.
Diámetro exterior del tubo	44.5 mm.
Area de calefacción = DLN =	$3.14 \times 44.5 \times 1750 \times 19.10 = 467 \text{ m}^2$

b).- EVAPORADOR II.-

No. de tubos	1365
Largo de tubo	1985 mm.
Diámetro exterior del tubo	44.5 mm.
Area de calefacción = DLN =	$3.14 \times 44.5 \times 19.65 \times 13.65 = 374 \text{ m}^2$

c).- EVAPORADOR III.-

No. de tubos	1035
Largo de tubo	1530 mm.
Diámetro exterior del tubo	50.8 mm.
Area de calefacción = DLN =	$3.14 \times 50.8 \times 15.30 \times 1035 = 253 \text{ m}^2$

d).- EVAPORADOR IV.-

No. de tubos	612
Largo de tubo	1550
Diámetro exterior del tubo	50.6 mm.
Area de calefacción = DLN =	$3.41 \times 50.8 \times 15.50 \times 612 = 151 \text{ m}^2$

e).- EVAPORADOR V.-

No. de tubos 602
Largo de tubo 1470 mm.
Diámetro exterior del tubo 50.8 mm.
Area de calefacción = $DLN = 3.14 \times 50.8 \times 14.70 \times 602 = 141 \text{ m}^2$.

f).- EVAPORADOR VI.-

No. de tubos 608
Largo de tubo 1480 mm.
Diámetro exterior del tubo 50.8 mm.
Area de calefacción = $DLN = 3.14 \times 50.8 \times 14.80 \times 608 = 143 \text{ m}^2$.

2.- SISTEMA ACTUAL (SISTEMA A).

Previo al desarrollo del presente proyecto de ampliación, el Sistema de evaporación se desarrollaba en base a un cuádruple efecto sin extracciones, utilizando los cuerpos III, IV, V y VI, consecuentemente en el calentamiento de guarapo y la operación del Tacho "C", se utilizaba vapor vivo como fuente de calefacción. Este equipo cubría las necesidades de una mollienda aproximada de 850 toneladas por día.

3.- ARREGLO DEFINITIVO DEL SISTEMA DE EVAPORACION (SISTEMA B).

Tomando en consideración las necesidades de area de calefacción para el Sistema cuádruple efecto calculado en el Capitulo IV, y considerando el mejor arreglo práctico, se utilizarán los siguientes vasos para el Sistema.

Vaso nuevo (I) ocupando el 1er. vaso del nuevo Sistema.

Vaso nuevo (II) ocupando el 2o. vaso del nuevo Sistema.

Vaso existente (III) ocupando el 3er. vaso del Sistema.

Vasos existentes (IV y V) ocupando el 4o. vaso del Sistema.

Como puede observarse el 4o. vaso está formado por el conjunto de dos cuerpos y operará en la siguiente forma:

a).- El calentamiento proveniente en el vapor del 3er. efecto (III), es introducido por medio de dos tubos a las calandrias de los dos respectivos vasos IV y V).

b).- Los vapores provenientes de la evaporación de los vasos (IV y V) -

son agrupados para enviarse al condensador.

c).- Los condensados correspondientes a la calandria de los cuerpos (IV y V), se unen en el tanque de auto-evaporación No. 4 para evacuarse del Sistema por medio de la columna barométrica.

d).- La alimentación del jugo proveniente del 3er. vaso (III), es introducida al cuerpo (IV) y posteriormente pasa por el Sistema de vasos comunicantes al vaso (V).

A continuación se asientan las capacidades teóricamente necesarias y las capacidades del arreglo práctico existiendo a favor de este último una diferencia de 108 m^2 .

	1er. Vaso m^2	2o. Vaso m^2	3er. Vaso m^2	4o. Vaso m^2	Total. m^2
Cálculo teórico	431	315	266	266	1278
Arreglo práctico	467	374	253	151 + 141	1386
Vasos ocupados	I	II	III	IV y V	

4.- COSTO DE PRODUCCION.-

En este renglón se compara los costos de producción del Sistema hasta la fecha empleado y que se ha intitulado "Sistema A" con el Sistema B, o sea el Sistema proyectado, todo en base a las evaporaciones correspondientes. Por lo anterior se determinan los costos parciales por conceptos, para integrar el costo total.

I.- Costo del vapor utilizado.-

Para este concepto se determina; el costo de producción de 1 kilo de vapor, las necesidades de vapor en cada Sistema y por último el costo anual por este concepto.

I.- Costo de producción de 1 kilo de vapor.- Se considera:

- 61% de eficiencia térmica de la Caldera
- 10.000 Kcal/kg de poder calorífico del petróleo utilizado.
- \$0.14/kg el costo del petróleo.

Considerando:

Calorías de 1 kilo de vapor a 1.560 kg/cm^2 abs.	=	640.66
Calorías de 1 kg. de agua de condensado	=	<u>87.66</u>
Calorías cedidas por 1 kg. de vapor	=	553.00

Por lo que:

$$\frac{10.000}{553} \times \frac{61}{100} = 11.03 \frac{\text{Kcal/kg Pet.}}{\text{Kcal/kg Vap.}} = \text{Kg Vap/Kg Pet.}$$

Ahora bien:

1 Kg Petroleo cuesta \$ 0.14 produciendo 11 kg. vapor.

de donde: Costo de vapor \$ 0.0127/Kg Vapor.

2.- Requerimientos de vapor en los Sistemas A y B.-

a).- Evaporador: En el Sistema A se estima que el equipo de Evaporación requerirá 6.000 kilos por hora de vapor, produciendo 24.000 kg/hr de agua evaporada.

b).- Tacho "C": En el Sistema A se estima que el tacho "C" tiene el mismo requerimiento y evaporación que en el Sistema B.

c).- Calentamiento: En el Sistema A, se estima el siguiente requerimiento de vapor, con base a la fórmula símbolos y condiciones tenidas en el cálculo del calentamiento del proyecto Sistema B:

$$w_1 = Q = W C_p (t_2 - t_1)$$

$$w = \frac{W C_p (t_2 - t_1)}{L} = \frac{31600 \times .91 (104 - 23)}{531.16 \times .95}$$

$$w = 4615 \text{ Kg/hr.}$$

d).- Operaciones del Sistema B:- Por lo que corresponde a las operaciones de este Sistema se utilizan los datos del proyecto de ampliación.

3.- Costo anual por requerimiento de vapor.-

Con base en los dos anteriores renglones se establece el siguiente cuadro:

a).- Vapor requerido y evaporación:

	Sistema A		Sistema B	
	Vapor Req. Kg/hr.	Evap. Kg/hr.	Vap. Req. Kg/hr	Evap. Kg/hr
Evaporación	6000	24000	17520	42860
Tacho "C"	3600	3130		3130
Calentamiento	4615		1115	
Total	14215	27130	18635	45990

b).- Costo del vapor utilizado; Considerando

a).- Gasto de vapor en cada Sistema.

b).- Costo de la producción de vapor.

c).- 140 días de operación.

Por hora	Sistema A		Sistema B.	
	Vapor Req. Kg/hr.	Evap. Kg/hr.	Vap. Req. Kg/hr	Evap. Kg/hr
	14215	27130	18635	45990
24x140x Año	47762400	91150900	62613600	154526400
x\$0.0127/kg				
Costo anual	\$ 606,582.48		\$ 795,192.72	

II.- Mantenimiento.-

Se considera en este renglón en primer lugar el mantenimiento desarrollado en la época de reparación y en segundo término el mantenimiento que quince nalmente requiere el equipo durante la época de Zafra.

1).- Reparación.- Se considerará el concepto mano de obra y costo de mate riales utilizados

a).- Mano de Obra; Se considera 45 días de trabajo del siguiente personal-
(en el sueldo señalado se incluye 7o. día y previsión social)

Categoría	Sueldo	Total/día	No. Días	Total Gral.
1 Mec. de 2a.	49.21			
1 Ayte. Mec. 2a.	29.03			
1 Soldador	55.22			
1 Ayte. Soldador	30.20	163.66	45	\$ 7,364.70

b).- Materiales; Se considera un costo equivalente al 100% de la Mano de -
Obra requerida. \$ 7,364.70

2.- Zafra.- Se considera además de los dos conceptos, Mano de Obra y mate riales requeridos, el renglón substancias para la limpieza del equipo.

a).- Mano de Obra; Se estima en este concepto los trabajos de la Cuadrilla ba; las siguientes consideraciones.

).- 13 quincenas en Zafra

).- \$ 163.66 el costo diario de la cuadrilla.

).- 2 Hrs. de operación por quincena.

Por lo que:

$$13 \times 2 \times \frac{163.86}{8} = \$ 531.80$$

b).- Materiales: Se considera en este renglón un costo equivalente al 100% de la Mano de Obra requerida. \$ 531.80

c).- Substancias para limpieza: Se utiliza quincenalmente para la limpieza del equipo; ácido Muriático y Sosa, bajo los siguientes puntos:

).- El Sistema A utilizaba quincenalmente 255 kilos de ácido muriático y 386 kilos de sosa cáustica.

).- El gasto para el Sistema B se estima comparativo al Sistema A y en proporción basada en el area de Calefacción.

).- Se consideran 13 quincenas de limpieza anuales.

).- El costo unitario de las substancias puestas en el Ingenio son: \$ 0.89/kilo de ácido muriático y \$ 1.73/kilo de sosa cáustica.

Por lo que:

Sistema	"A"	"B"
Area de Calentamiento	688	1386
Gasto Sosa Cáustica (quincenal)	386	780
Costo anual (x 13 x \$ 1.73)	\$ 8681.14	\$ 17542.20
Gasto ácido muriático (quincenal)	255	522
Costo anual (x 13 x \$ 0.89)	<u>" 2950.35</u>	<u>" 6133.50</u>
Costo Total	\$ 11631.49	\$ 23675.70

3).- Costo por Mantenimiento.- Los costos de mantenimiento respecto a mano de obra y materiales, se consideran en proporción al contenido de tubería de cobre para calefacción en los sistemas y con base 100 para el Sistema B. El costo por substancias para limpieza se carga directamente por ya haberse estimado las proporciones debidas.

).- El Resumen de gastos por mano de obra y materiales es el siguiente

<u>Reparación.</u>	Mano de Obra.	\$ 7.364.70
	Materiales	" 7.364.70
<u>Zafra.</u>	Mano de Obra.	" 531.80
	Materiales	<u>" 531.80</u>
Total		\$ 15.793.00

).- El Resumen global de mantenimiento respecto al costo de material, -
mano de obra y substancias para limpieza, quedará:

No. de tubos	2857	5520
Proporción en No. de tubos	51.6	100
Cargo de gastos por materiales y mano de obra.	\$ 8149.18	\$ 15793.00
Cargo por substancias para limpieza	<u>"11631.49</u>	<u>" 23675.70</u>
Total	\$19780.67	\$ 39468.70

III.- COSTO DE OPERACION.-

En este concepto se estima el costo de mano de obra en la operación de ca-
lentadores, Tacho "C" y Evaporador, durante la época de zafra y bajo las-
siguientes condiciones:

a).- Se estima que los operadores del equipo trabajarán 180 días por za-
fra, por incluir en este tiempo pruebas, limpieza, etc.

b).- Los sueldos del personal de acuerdo con la tarifa 5a. del Tabulador-
de la Industria Azucarera son:

Operador Evaporador	\$ 29.01
Operador Calentador	" 20.59
Ayte. Tachero	<u>" 20.59</u>

Total operadores turno normal \$ 70.19

I).- Mano de Obra.- Para la determinación de este concepto, es necesario-
evaluar las horas extras trabajadas diariamente, durante los Domin-
gos, el 7o. Día y Previsión Social.

a).- Costo diario:

3 Turnos del Personal indicado	70.19 x 3	\$ 210.57
1.5 horas extras por día	$\frac{70.19}{8} \times 1.5 \times 2$	" 26.32
7o. Día de 2 personales	$\frac{70.19}{7} \times 2$	" 20.05
Previsión Social de 6 trabaj.	6 x 5 \$/Obrero/Día	" 30.00
Horas extras por Domingo	$\frac{70.19}{7} \times 3$	<u>" 30.08</u>
		\$ 317.02

b).- Costo anual; Considerando el costo diario y los 180 días de ope

ración, tenemos en ambos Sistemas: $180 \times 317.02 = \$ 57.063.60$

IV.- COSTOS DERIVADOS DEL CAPITAL.- Con la idea de hacer una comparación de costos más real, este cálculo se aparta de las normas contables en boga y se considera que el equipo se depreciará un 20% cada año, sobre el valor depreciado, es decir el primer año de amortización se considerará en 20% del valor neto, llamando a valor neto a amortizar la diferencia de el valor original menos el valor- chatarra del equipo, el segundo año se amortizará el 20% de lo que haya quedado como valor amortizado, y así sucesivamente. Para esto:

- a).- El interés del capital lógicamente se considerará en este caso especial, sobre el valor amortizado más el valor- chatarra, con una tasa del 10% anual.
- b).- Se considera el equipo del Sistema "A", en el treceavo año de vida, dentro de los 15 años de amortización completa.
- c).- Con la deducción de las amortizaciones anuales, que se ha hecho mención inicialmente, al final de los 15 años, provoca al equipo un valor despreciable equivalente al 4% del valor original.

I.- Costos derivados del Capital en el Sistema "A".-

- a).- El valor original del Sistema "A" (página 127 y 128) se estima en:
 $(125643.26 + 82.104.16 + 82.104.16 + 82.104.16 = \$ 371.955.74$
- b).- El valor- chatarra del equipo se evalúa en la siguiente forma:
Fierro 8400 kg. + (8 x 5587 kg) = 25.251 a \$0.40 = \$ 10.100.40
Cobre 3598 kg + (3 x 2075 kg) = 9.823 kg a \$4.00 = \$ 39.292.00
Total valor- chatarra \$ 49.392.40
- c).- Consecuentemente el valor neto a amortizar será:
 $371955.74 - 49.392.40 = 322.563.34$
- d).- En la Tabla hecha de amortizaciones señala en el treceavo año un valor de: \$ 22.166.38
- e).- De acuerdo con las bases descritas, la amortización se elevará a la suma de: \$ 22.166.38 al 20% \$ 4.433.28
- f).- El interés del Capital por lo descrito anteriormente se considerará en $22.166.38 + 49.392.40 = 71.558.78$ al 10% \$ 7.155.88
- g).- Consecuentemente los costos derivados del Capital se elevarán a:
 $4.433.28 + 7.155.88$ \$ 11.589.16

2.- Costo derivado del Capital en el Sistema "B".-

- a).- El valor original del Sistema B, respecto a los vasos nuevos y de acuerdo con el Cuadro correspondiente (página 125 y 126) es de:
239.205.06 + 158.629.06 = \$ 397.834.12
- b).- El valor-chatarra de los vasos I y II, pueden evaluarse en:
Fierro 19358 kg + 10889 kg = 30247 kg a \$0.40/kg = " 12.098.80
Cobre 6608 kg + 4603 kg = 11211 kg a \$4.00/kg = " 44.844.00
Total valor-chatarra (precios en Ingenio) " 56.942.80
- c).- El valor amortizado en el treceavo año del equipo en Sistema "A" que se utiliza en este proyecto llamado Sistema "B", es: \$ 22.166.38
- d).- El re-acondicionamiento del equipo antiguo, de acuerdo con el cuadro respectivo página 129, representa \$ 78.050.80
- e).- Consecuentemente el valor a amortizar de los vasos I y II será:
\$ 397.834.12 - 56.942.80 = \$340.891.32
- f).- Respecto de el valor a amortizar de los vasos antiguos será:
\$ 22.166.38 + 78.050.80 = \$100.217.18
- g).- El resumen de valores a amortizar es de: \$441.108.50
- h).- La amortización evaluada en 20% del valor amortizables será:
441.108.50 al 20% = \$ 88.221.70
- i).- El valor del equipo en referencia al interés de capital estará representado por los valores amortizables más los valores-chatarra así:
\$441.108.50 + 56.942.80 + 49.392.40 = \$547.443.70
- j).- Por el renglón anterior el interés de capital se estima en:
\$ 547.443.70 al 10% anual = \$ 54.744.37
- k).- Resumiendo los costos derivados del capital en este Sistema B, o sea considerando la amortización y el interés de capital de los renglones h y j será: \$ 88.221.70 + \$ 54.744.37 = \$142.966.07

V.- COSTO DE AGUA EVAPORADA.-

Determinados los Costos parciales de los diferentes conceptos que afectan el costo de producción del agua evaporada, a continuación, se engloban para referirlos en forma comparativa a los dos Sistemas.

	Sistema "A"	Sistema "B"
I Costo del vapor utilizado	\$ 606.582.48	\$ 795.192.72
II Mantenimiento	" 19.780.67	" 39.468.70

III Operación del equipo	\$ 57.063.60	\$ 57.063.60
IV Costo derivado del Capital	<u>" 11.589.16</u>	<u>" 142.966.07</u>
Total de Costos	\$ 695.015.91	\$1034.691.39
Agua evaporada anualmente (Kilos)	91.156.800	154.526.400
Costo unitario del agua evaporada	\$ 0.00762	\$ 0.00669

5.- CONCLUSIONES COMPARATIVAS.-

Al observar el Sistema proyectado para reunir las necesidades de evaporación y calentamiento y comparando con las características esenciales, expuestas en los sistemas convencionales puede estimarse que:

a).- Por cuanto al número de efectos.- El proyecto consistente en cuádruple efecto, es el Sistema más utilizado dado que provoca cuantiosas economías de vapor, si se le compara con sistemas de menor número de vasos, a la vez, equipo de mayor número de vasos que éste, no provocan una economía tan proporcional, como pudiera estimarse, pues se ve balanceada esta economía por las desventajas que traen consigo las elevaciones del punto de ebullición, pérdidas de calor y costo de equipo, etc., cuando se trata de equipo de mayor No. de vasos.-

b).- En cuanto a rango de operación.- En cuanto este renglón se ha ajustado el proyecto a, Por el límite inferior, a la temperatura de 55°C. que provoca el equipo de vacío disponible.

Por el límite superior se ha ajustado a la presión de vapor disponible y que está por abajo del límite obligado debido a la inversión del jugo, con la alta temperatura.

c).- Por cuanto a las caídas de presión en cada vaso.- A este respecto el sistema se ha ajustado a la distribución de presiones y de área de calent.

d).- Por cuanto a la Alimentación.- En este renglón conforme a lo indicado, la alimentación más práctica, es la paralela a la dirección del vapor, por no requerir de bombeo a cada vaso y a la vez la mejoría que reportaba el Sistema contrario, o sea el de Alimentación en contra del sentido de vapor se ve cumplimentada al extraer vapores de los vasos y desarrollar el calentamiento previo de la alimentación por el Sistema de Cascada.

e).- Por cuanto a la recuperación de condensados.- Se desarrolla en el Sistema proyectado la recuperación de condensados, exactamente a lo indicado en el Capítulo II, sin embargo como se ha explicado no se señala en los -

cálculos, puesto que la economía que pudiera reportar, balancea las pérdidas de calor en el equipo y de lo que tampoco se hace mención.

f).- Por cuanto al Calentamiento previo de la Alimentación.- Aproximadamente el 90% del Calentamiento del jugo, se efectúa por cascada utilizando - las extracciones de vapor en el primero y segundo vaso del Sistema, desarrollando la Fase A y B de Calentamiento, por cuanto a la Fase C, pudiera llevarse a cabo también con vapores provenientes del vaso I, si la presión del vapor fuera más elevada y constante.

g).- Por cuanto a la utilización del Equipo existente.- En este estudio - se ha tenido muy en cuenta el equipo existente, ya que ha sido utilizado, - casi en su totalidad, aunque con un sin número de reformas y re-acondicionamiento; por lo tanto el costo del proyecto es sumamente bajo, minimizando así el capital invertido y consecuentemente la amortización e interés - de capital, pudiendo advertirse en la comparación de costos (pág. 121 y 122)

6.- CONCLUSIONES ULTIMAS.-

Resumiendo las conclusiones anteriores y en general el proyecto de evaporación y calentamiento puede concluirse que:

- 1.- El Sistema proyectado se ha orientado en base a los lineamientos ofrecidos, por los Sistemas estudiados en el Capítulo II.
- 2.- Las áreas de Calentamiento se han calculado en base al Sistema que proporciona las áreas mínimas; resultando en 1278 m² (Pág. 116).
- 3.- Se han tomado todos los datos prácticos para acondicionar este proyecto al caso específico de la evaporación y calentamiento en el Ingenio de - Mahuixtlán.
- 4.- Se ha procurado la mínima inversión de \$ 475,884.12, en la construcción de 2 unidades nuevas y en el re-acondicionamiento del equipo antiguo.
- 5.- En el Sistema proyectado, se ha orientado el aumento de capacidad dentro del Cuadro de eficiencia.
- 6.- De acuerdo con el análisis de costos, el nuevo Sistema de Evaporación, proporciona un costo menor respecto a el agua evaporada en la operación siendo para el Sistema anterior o Sistema A, de \$0.00762/kg y para el del presente proyecto o sea Sistema B, \$0.00669/kg de agua evaporada.

COSTO DE MATERIAL Y MANO DE OBRA.

CUERPO I.

P A R T E S.-	AREA m ²	GRUESO LAVINA (mm)	PESO Kg./m ² .	PESO TOTAL Kgs.
Fondo	9.539	10	153.4	1,463
Envolvente	16.094	22	179.0	2,881
Tubo Central	5.225	22	179.0	935
Vaso	31.135	22	179.0	5,573
Separador.	16.391	19	153.4	2,514
Especjo.	13.168	32	266.0	3,371
Tubería vapor.	50.700	6	51.2	2,621
T O T A L.-	142.252			19,358

C. M. Cuerpo	19,358 + 1,935 = 21,293.80 x 2.40 = \$	51,000.00
C. Tubería Cobre	1910 (tubos) x 3,400 (Kg/tubo) = 6,608 x 18.00 \$/kg. =	118,944.00
C. M. Columna marco	3,432 x 2.40 =	8,230.00
C. M. Base		799.20
C. M. de O. Columna y Cuadro.	3,432 x 1.10 =	3,775.20
C. M. de O. Cuerpo.	19,358 x 1.50 =	29,037.00
C. M. de O. Instalación base.		948.00
C. M. de O. Instalación columna y cuadro.		1,311.28
C. M. de O. Maniobra.		2,122.08
C. M. de O. Instalación.		2,454.90
Hechura de Barrenos.	1,910 x 4.00	7,640.00
Enflusada.	1,910 x 1.00	1,910.00
Sub-Total (Sin C.Tubería Cobre)		109,328.08
Imprevistos.-		10,933.00
G R A N T O T A L.-		<u>239,205.08</u>

N O T A:- C. M. = Costo Material ; C.M. de O. = Costo mano de Obra.

COSTO DE MATERIAL Y MANO DE OBRA.

CUERPO 2.

PARTES.-	AREA m ² .	GRUEGO LAMINA(mm)	PESO Kg/m ² .	PESO TOTAL Kgs.
Fondo	7,031	11	89.5	629
Envolvente	14,798	13	102.0	1,509
Tubo Central.	4,590	11	89.5	411
Vaso.	29,436	11	89.5	2,635
Separador.	6,708	11	89.5	600
Espesjas.	10,092	32	256.0	2,584
Tubería Vapor.	49,248	6	51.2	2,521
TOTAL.-	121,901			10,889

C.M. Cuerpo	10,889 + 1,089 = 11,978 x 2.40	= \$	28,750.00
Costo tubería	1,365 x 3,372 = 4,603 x 18.00 \$/kg.		82,854.00
C.M. columna marco	2,783 x 2.40	=	6,680.00
C.M. de O. bases.	MATERIALES.		399.60
C.M. de O. columna marco hechura.	2,783 x 1.00	=	3,061.30
C.M. de O. cuerpo.	10,889 x 1.50	=	16,333.50
C.M. de O. instalación base.			948.40
C.M. de O. instalación columna y cuadro			1,311.28
C.M. de O. maniobra			2,122.08
C.M. de O. instalación tubería y varios			2,454.90
Hechura de Barreros	1,365 x 4.00		5,460.00
Enflusada.	1,365 x 1.00	=	1,365.00
Sub-Total (Sin C. Tubería cobre)			68,886.08
Imprevistos.-			6,889.00
GRAN TOTAL.-			<u>158,629.08</u>

NOTA:- C. M.- Costo Material ; C.M. de O.- Costo mano de Obra.

COSTO DE MATERIAL Y MANO DE OBRA.

CUERPO 3.

PARTES.-	AREA m2.	GRUESO LAMINA(mm)	PESO KG/m2.	PESO TOTAL Kg.
Fondo.	6,904	11	89.5	618
Envolvente	12,420	13	102.0	1,267
Tubo Central	3,076	11	89.5	275
Vaso.	21,084	11	89.5	1,887
Separador.	9,130	11	89.5	817
Espesos.	10,092	32	256.0	2,584
Tubería Vapor.	20,348	6	51.2	1,042
TOTAL.-	83,054			8,490

C.M. cuerpo	$8,490 + 849 = 9,339 \times 2.40$	= \$	22,400.00
Costo tubería	$1,037 \times 3,470 = 3,598 \times 18.00$	\$/kg.	64,764.00
C.M. columna marco	$2,226 \times 2.40$	=	5,340.00
C.M. de O. bases.	MATERIALES.		399.60
C.M. de O. columna marco. Hechura.	$2,226 \times 1.10$		2,448.00
C.M. de O. cuerpo.	$8,490 \times 1.50$		12,735.00
C.M. de O. instalación base.			948.00
C.M. de O. instalación columna y cuadro			1,311.28
C.M. de O. maniobra.			2,122.08
C.M. de O. instalación tubería y varios			2,454.90
Hechura de Barrenos.	$1,037 \times 4.00$		4,148.00
Enflusada.	$1,037 \times 1.00$		1,037.00
Sub-Total (Sin C. Tubería Cobre)			55,344.28
Imprevistos.-			5,535.00
GRAN TOTAL.-			<u>125,643.26</u>

NOTA :- C.M. = Costo material ; C.M. de O. = Costo mano de Obra.

COSTO DE MATERIAL Y MANO DE OBRA.

CUERPO 4, 5 y 6.

P A R T E S.-	AREA m ²	GRUESO LAMINA (mm)	PESO Kg/m ² .	PESO TOTAL Kgs.
Fondo	4,000	11	89.5	357
Envolvente	9,007	13	102.0	919
Tubo Central.	2,338	11	89.5	209
V a s o.	16,271	11	89.5	1,465
Separador.	6,970	11	89.5	623
Especios.	5,748	32	256.0	1,472
Tubería Vapor.	10,585	6	51.2	542
T O T A L.-	54,929			5,587

C.M. cuerpo	5,587 x 559 = 6,146 x 2.40	= \$ 14,750.00
Costo tubería.	598 x 3,470 = 2,075 x 18.00 \$/kg.	37,350.00
C.M. columna marco	2,094 x 2.40	= 5,025.00
C.M. de O. Bases.	MATERIALES.	399.60
C.M. de O. columna marco. Hechura.	2,094 x 1.10	= 2,303.40
C.M. de O. cuerpo.	5,587 x 1.50	8,380.50
C.M. de O. instalación base.		948.40
C.M. de O. Instalación comuna cuadro.		1,311.28
C.M. de O. maniobra.		2,122.08
C.M. de O. instalación tubería y varios.		2,454.90
Hechura de Barrenos.	598 x 4.00	2,392.00
Enflusada.	598 x 1.00	598.00
Sub-Total (Sin c. Tubería cobre)		40,685.16
Imprevistos.-		4,069.00
G R A N T O T A L.-		<u>82,104.16</u>

N O T A :- C. M. = Costo Material ; C.M. de O. = Costo mano de Obra.

RECONDICIONAMIENTO DE EQUIPO

PARTES.-	CUERPO 3	CUERPO 4	CUERPO 5	TOTAL
Fondo	618 Kg	357 Kg	357 Kg	
Tubo Central	275 Kg	208 Kg	208 Kg	
Espejo	2,584 Kg	1,472 Kg	1,472 Kg	
TOTAL	3,477 Kg	2,038 Kg	2,038 Kg	7,553 Kg
Tubos Cobre	1,037	598	598	2,230 Tn
C. M. Cuerpo + 10%	= 7,553 + 755 = 8,308 a 2.40 =			19,939.20
C. M. de O. Columna y Cuerpo	= 2,226.3 + 2,094 = 2,094 = 6,414 a 1.10 =			7,055.40
C. M. de O. Cuerpo	=			8,308 a 1.50 = 12,462.00
C. M. de O. Instalación				
Columna y Cuadro	= 1,311.28 x 3 =			3,933.84
C. M. de O. Maniobra (subida y bajada)	= 2,122.08 x 3 x 2 =			12,732.48
C. M. de O. Instalación				
Tubería y Varios	= 2,454.90 x 3/2 =			3,682.35
Rechura Barrenos	= 2,230 x 4.00 =			8,920.00
Enflusada :	2,230 x 1.00 =			2,230.00
Sub Total				70,955.27
Imprevisto 10%				7,095.53
GRAN TOTAL .-				78,050.80

NOTA : - C. M. = Costo Material ; C. M. de O. = Costo mano de Obra

MANO DE OBRA DE DIFERENTES OPERACIONES

<u>OPERACION</u>	<u>OPERARIO</u> <u>CATEGORIA</u>	<u>SUELDO</u> <u>DIARIO</u>	<u>7°</u> <u>D I A</u>	<u>PREVISION</u> <u>SOCIAL</u>	<u>TOTAL DEL</u> <u>DIA</u>	<u>NUM. DE</u> <u>OPERARIOS</u>	<u>NUM.</u> <u>DIAS</u>	<u>TOTAL</u> <u>GRAL.</u>
	Mec. 1a.	\$ 56.25	\$ 9.37	\$ 5.00	\$ 70.62	1	8	\$ 564.96
	Ayte. Mec. 1a.	" 25.05	" 4.17	" 5.00	" 34.22	1	8	" 273.76
	3 peones	" 17.15	" 2.85	" 5.00	" 25.00	3	8	" 600.00
<u>MANIOBRA</u>	Un Sold.	" 43.05	" 7.17	" 5.00	" 55.22	1	8	" 441.76
	Ayte. Sold.	" 21.60	" 3.60	" 5.00	" 30.20	1	8	" 241.60
							<u>TOTAL</u>	<u>\$ 2,122.08</u>
	Mec. 2a.	" 37.90	" 6.31	" 5.00	" 49.21	1	8	" 393.68
<u>INSTALACION</u>	Ayte. Mec. 2a.	" 20.60	" 3.43	" 5.00	" 29.03	1	8	" 234.24
<u>COLUMNA Y CUADRO</u>	Un Sold.	" 43.05	" 7.17	" 5.00	" 55.22	1	8	" 441.76
	Ayte. Sold.	" 21.60	" 3.60	" 5.00	" 30.20	1	8	" 241.60
							<u>TOTAL</u>	<u>\$ 1,311.28</u>
	Albañil 1a.	" 29.85	" 4.97	" 5.00	" 39.82	1	10	398.20
	Ayte. Alb. 1a.	" 21.45	" 3.57	" 5.00	" 30.02	1	10	300.20
<u>B A S E S</u>	1 peon	" 17.15	" 2.85	" 5.00	" 25.00	1	10	250.00
							<u>TOTAL</u>	<u>\$ 948.40</u>
	Un Mec. 2a.	" 37.90	" 6.31	" 5.00	" 49.21	1	15	738.15
	Ayte. Mec. 2a.	" 20.60	" 3.43	" 5.00	" 29.03	1	15	435.45
<u>INSTALACION</u> <u>Y</u>	Un Sold.	" 43.05	" 7.17	" 5.00	" 55.22	1	15	828.30
<u>CONEXIONES</u>	Ayte. Sold.	" 21.60	" 3.60	" 5.00	" 30.20	1	15	453.00
							<u>TOTAL</u>	<u>\$ 2,454.90</u>

CAPITULO VII.
BIBLIOGRAFIA.-

En el presente Capitulo sólo resta enumerar las obras consultadas en este estudio, haciéndose especial mención del Libro "LA SUCRERIE DE CANNES", - en la que el autor ha desarrollado un trabajo fundamentado en la teoría y a la vez acoquible a las actividades prácticas, abarcando todos los aspectos de los diferentes Departamentos en un Ingenio Azucarero.

PRINCIPLES OF CHEMICAL ENGINEERING

William H. Walker.- Warren K. Lewis.

William H. Mc.Adams - Edwin R. Gilliland 3a. Edición 1937.

CONVERSION FACTORS AND TABLES.

THE EFFICIENT USE OF STEAM.

O.F. Zimmerman Ph. D.

Oliver Lyle

Irvin Lavine Ph. D. 1944.

1947.

CANE SUGAR HANDBOOK

LA SUCRERIE DE CANNES.

Guilford L. Spencer D. Sc.

E. Hugot.

George D. Meade B.S. Ch. E. 8a. Edición

1950.

THERMODYNAMIC PROPERTIES OF STEAM.

CALCULO AZUCARERO.

Joseph H. Keenan

Senén Viego Delgado.

Frederick G. Keyes.

2a. Edición 1953.

1a. Edición 1957

TECHNOLOGY FOR SUGAR REFINERY WORKERS.

Oliver Lyle.

3a. Edición 1957.

PROCESS HEAT TRANSFER.

Donald. Q. Kern

1950.