

**EVALUACION DE POSIBLES MODIFICACIONES AL
SISTEMA DE EVAPORACION EN UN INGENIO
AZUCARERO**

JUAN MOYA CANCHOLA

**MEXICO, D. F.
1961**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

EVALUACION DE POSIBLES MODIFICACIONES AL
SISTEMA DE EVAPORACION EN UN INGENIO AZUCARERO

T E S I S

QUE PRESENTA PARA SU EXAMEN PROFESIONAL DE

INGENIERO QUÍMICO

JUAN MOYA CANCHOLA

ANTE LA

ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

INSTITUTO MEXICANO DE INVESTIGACIONES
TECNOLOGICAS, A. C.

SECCIÓN DE INGENIERÍA

1 9 6 1

A MIS PADRES

DESEO EXPRESAR MI RECONOCIMIENTO A LA DIRECCIÓN Y TÉCNICOS DEL INSTITUTO MEXICANO DE INVESTIGACIONES TECNOLÓGICAS, A. C., Y ESPECIALMENTE A LA SECCIÓN DE INGENIERÍA, POR LA ASISTENCIA Y FACILIDADES QUE ME FUERON BRINDADAS PARA LA REALIZACIÓN DE ES TA TESIS,

1.- INTRODUCCION.

A. IMPORTANCIA DE LA INDUSTRIA AZUCARERA.

EN NUESTRO PAÍS, UNA DE LAS PRINCIPALES INDUSTRIAS ES LA AZUCARERA, TANTO POR EL MONTO DE SU PRODUCCIÓN Y EL NÚMERO ELEVADO DE TRABAJADORES Y TÉCNICOS QUE UTILIZA, COMO POR EL CAPITAL QUE REPRESENTA Y SU SITUACIÓN EN LA PRODUCCIÓN MUNDIAL.

EL RITMO ASCENDENTE DE PRODUCCIÓN, QUE DURANTE LOS ÚLTIMOS 10 AÑOS HA TENIDO UN INCREMENTO ALREDEDOR DE 9% ANUAL, ES EN SÍ UNA CLARA -- PRUEBA DE SU IMPORTANCIA, QUE LA COLOCA EN EL TERCER LUGAR DENTRO DE LA INDUSTRIA DE TRANSFORMACIÓN EN LA REPÚBLICA MEXICANA.

B. OBJETO DE LA TESIS.

EL RENDIMIENTO ACTUAL DE FÁBRICA EN LOS 77 INGENIOS QUE OPERARON DURANTE LA ZAFRA 1959-1960 TOMANDO EN TÉRMINO DE TONELADAS DE AZÚCAR PRODUCIDAS, POR 100 TONELADAS DE CAÑA MOLIDA ES DE 9.1, OSCILANDO ENTRE 3.96 Y 10.76.

POR OTRA PARTE, LAS OPERACIONES FUNDAMENTALES Y BÁSICAS EN EL RENDIMIENTO DE FÁBRICA DE LOS INGENIOS AZUCAREROS SON, LA EXTRACCIÓN DEL JUGO Y LA EVAPORACIÓN DEL MISMO. POR CADA 0.1% DE AUMENTO EN EL RENDIMIENTO PROMEDIO SIGNIFICA UNA PRODUCCIÓN DE 16,500 TON. MÁS DE AZÚCAR EN EL PAÍS, LAS CUALES REPRESENTAN MÁS DE 16 MILLONES DE PLSOS. ADEMÁS, PARA QUE EL AZÚCAR MEXICA

NO PUEDA COMPETIR VENTAJOSAMENTE EN EL MERCADO MUNDIAL ES INDISPENSABLE BAJAR LOS COSTOS DE PRODUCCIÓN. TODAS ESTAS CONSIDERACIONES NOS INDICAN LA NECESIDAD DE EFECTUAR UNA REVISIÓN DEL DISEÑO Y OPERACIÓN DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN QUE PERMITA MEJORAR LA EFICIENCIA DE FÁBRICA, AL MISMO TIEMPO QUE REDUZCA EL CONSUMO DE COMBUSTIBLE, ABATIENDO EN ESTA FORMA LOS COSTOS DE PRODUCCIÓN.

EL OBJETO DE ESTE ESTUDIO ES EVALUAR ECONÓMICAMENTE LAS POSIBLES MODIFICACIONES DEL SISTEMA DE OPERACIÓN DE LOS EVAPORADORES DE UN INGENIO, CONSIDERANDO CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL EQUIPO ACTUAL Y LAS QUE PUEDEN SURGIR DEBIDO A LA CONVENIENCIA DE ADQUIRIR UNIDADES ADICIONALES O DE REEMPLAZAR TODO EL SISTEMA. LOS RESULTADOS PERMITIRÁN CONOCER LA MEJOR ALTERNATIVA PARA ESTA OPERACIÓN.

C. LIMITACIONES Y ALCANCES DE LA TESIS.

PUESTO QUE PARA EL DISEÑO O REDISEÑO DE UNA ESTACIÓN DE EVAPORACIÓN EN UN INGENIO SE DEBE PARTIR DE LA CANTIDAD DE JUGO POR EVAPORAR Y DE LAS CONDICIONES ESPECÍFICAS EN QUE ÉSTE SE ENCUENTRE, LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LA PRESENTE TESIS, NO PODRÁN APLICARSE A CUALQUIER INGENIO; PERO EN CAMBIO, EL MÉTODO DE EVALUACIÓN DE LAS DISTINTAS COMBINACIONES Y ARREGLOS QUE EN ESTE ESTUDIO SE HACEN PARA ENCONTRAR EL MEJOR SISTEMA, SI TIENE UNA APLICACIÓN GENERAL A TODOS LOS INGENIOS, PUESTO QUE EN SÍ, LA OPERACIÓN DE EVAPORACIÓN VA A REALIZARSE EN CONDICIONES SEMEJANTES Y POR LO TANTO ESTE TRABAJO PODRÁ SERVIR DE GUÍA PARA EL REDISEÑO DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN LOS INGENIOS NACIONALES.

LA UTILIDAD DEL MÉTODO AQUÍ SEGUIDO PARA -

LOS INGENIOS
EN CUANTO A
CIÓN USADOS,
COMUNES COMO
LA ZAFRA Y O
OBRA, EQUIPO
HACEN AL MÉT
ÑO DE LAS ES
INGENIOS.

ERCA
S DE --
NOS IN-
ÓN DEL
CIÓN -
RICA, -
COM--
TOS DE

ECONÓ
SISTE
INGE-
N DEL
IDO A
IONA--
RESUL-
TIVA -

DE --
SE DE
ORAR Y
E SE -
PRE--
ER, IN
CIÓN
QUE -
ME--
AL A
PERA-
DICIO
PO--
STEMA

ARA -

LOS INGENIOS DE LA REPÚBLICA SE APOYA NO SÓLO EN CUANTO A SIMILITUD EN SISTEMAS DE EVAPORACIÓN USADOS, SINO TAMBIÉN EN OTROS FACTORES COMUNES COMO SON TIPOS DE CAÑA, DURACIÓN DE LA ZAFRA Y COSTOS DE MATERIA PRIMA, MANO DE OBRA, EQUIPO, COMBUSTIBLE, ETC., LOS CUALES HACEN AL MÉTODO GENERALIZABLE PARA EL REDISEÑO DE LAS ESTACIONES DE EVAPORACIÓN EN DICHS INGENIOS.

11.- CONDICIONES ACTUALES
DEL SISTEMA DE EVA-
PORACION.

A. GENERALIDADES SOBRE EVAPORACION.

EN UN INGENIO AZUCARERO LA OPERACION DE -- EVAPORACION ES DETERMINANTE EN LO QUE SE REFIERE A COSTO DE PRODUCCION DEL AZUCAR. ADEMÁS, -- ES GENERALMENTE ACEPTADO QUE EL AREA DE CALENTAMIENTO DISPONIBLE EN EVAPORADORES, Y POR CONSIGUIENTE LA CAPACIDAD DE EVAPORACION DE LOS MISMOS, ES UN FACTOR QUE LIMITA EL TONELAJE DE MOLIENDA.

DEBIDO A LAS CONDICIONES PARTICULARES EN -- LAS QUE ESTA OPERACION SE LLEVA A CABO, SE HA VISTO TÉCNICA Y EXPERIMENTALMENTE, QUE RESULTA ECONOMICO TRABAJAR CON EVAPORADORES EN MULTIPLE EFECTO Y A CORRIENTE PARALELA, SIN EMBARGO, ES EVIDENTE, QUE EL NÚMERO DE EFECTOS ÓPTIMO Y LAS MODIFICACIONES SOBRE EL SISTEMA DEPENDERÁN DEL CASO ESPECÍFICO DE UN DETERMINADO INGENIO.

ES FRECUENTE EN UNA FÁBRICA DE AZÚCAR QUE SE TRABAJE ININTERRUMPIDAMENTE DURANTE LA ÉPOCA DE ZAFRA; DEBIDO A ÉSTO, HAY NECESIDAD DE EFECTUAR LA LIMPIEZA Y REPARACION DEL EQUIPO EN EL MENOR TIEMPO POSIBLE O BIEN EFECTUAR LOS ARREGLOS NECESARIOS PARA PODER HACERLO FRACCIONADAMENTE SIN DETENER LA OPERACION. ÉSTO ORIGINA -- QUE EN EL SISTEMA DE EVAPORACION HAYA MULTITUD DE TUBERIAS QUE PERMITAN AISLAR CUALQUIER CUERPO CON OBJETO DE REPARARLO, O BIEN QUE EXISTAN DOS SISTEMAS COMPLETOS DE EVAPORADORES PARA QUE UNO DE ÉSTOS ESTÉ TRABAJANDO MIENTRAS EL OTRO -- SE REPARA Y LIMPIA.

LA EVAPORACIÓN EN ESTE TIPO DE FÁBRICAS, ES ADEMÁS DE SU FUNCIÓN NATURAL, UNA FUENTE DE PRODUCCIÓN DE VAPOR DE BAJA PRESIÓN, EL CUAL SE UTILIZA EN EL PRECALENTAMIENTO DEL JUGO Y EN LA CRISTALIZACIÓN DEL AZÚCAR EN TACHOS DE CRUDO Y DE REFINADO, SIENDO ÉSTA UNA CARACTERÍSTICA DEBIDA A LA CUAL LAS ÁREAS EN LOS DISTINTOS EFECTOS NO SON IGUALES.

SEÑALA LA LITERATURA EXISTENTE SOBRE ESTA OPERACIÓN QUE, EN LA INDUSTRIA AZUCARERA, LA DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURAS EN LOS EFECTOS SE PUEDE TOMAR, SIN INCURRIR EN UN ERROR APRECIABLE PRÁCTICAMENTE, COMO AQUÉLLA OBTENIDA AL CONSIDERAR QUE LA CAIDA DE PRESIÓN ENTRE EL PRIMERO Y EL ÚLTIMO EFECTOS SE ENCUENTRA REPARTIDA EQUITATIVAMENTE EN CADA UNO DE ELLOS, OBTENIÉNDOSE LAS TEMPERATURAS INTERMEDIAS DE ACUERDO CON LA PRESIÓN DEL CUERPO. ES EVIDENTE QUE A LA TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DEL AGUA PARA UNA PRESIÓN DADA HAY QUE SUMARLE EL AUMENTO EN EL PUNTO DE EBULLICIÓN (A.P.E.) QUE TIENE EL JUGO DEBIDO A SU CONCENTRACIÓN Y LA INFLUENCIA DE LA ALTURA HIDROSTÁTICA QUE SE TENGA EN LOS EVAPORADORES, LOS CUALES NO OBSTANTE QUE SON GENERALMENTE TUBOS CORTOS, TIENEN UNAS DIMENSIONES SUFICIENTEMENTE GRANDES, DEBIDO A SU CAPACIDAD, QUE HACEN QUE DICHA CORRECCIÓN NO SEA DESPRECIABLE. PARA CUANTIFICAR LOS FACTORES CITADOS ANTERIORMENTE, EXISTEN TABLAS Y GRÁFICAS CUYA EXACTITUD HA SIDO YA COMPROBADA A TRAVÉS DE LA PRÁCTICA Y CUYO USO SE ACEPTA SIN RESERVAS.

B. DIAGRAMA DEL SISTEMA

ESTE DIAGRAMA MUESTRA LA DISTRIBUCIÓN ACTUAL DE LOS EFECTOS EN EL INGENIO, CON UNA MÁQUINA MÁS FÁCIL DE MANTENER SEPARADA (FIG. # 1) Y LA DISTRIBUCIÓN ANTERIOR (FIG. # 2)

EL CUANTIFICAR LOS MEDIOS DE LOS EFECTOS OBTENIDOS O CUALES SE HAN TOMADOS PARCIALMENTE.

C. CONDICIONES

CONSIDERANDO LA DISTRIBUCIÓN ACTUAL DE LOS EFECTOS, DE TRES CUALES EL ÁREA DE CALOR SE ENCUENTRA EN LIMPIEZA Y EFECTOS DEL TERCER PARE DE ÁREA CADA UNO QUE ESTÉN EN EL OTRO EN LOS TERCEROS EFECTOS RADORES; C/ CALENTAMIENTO DE ELLOS OPERACION Y REPARACION

DE LOS

S, ES
PRO-
E UTI
A CRIS
DE RE
DA A
NO --

STA -
A DIS
PUE--
LE --
SIDE-
O Y -
UITA-
E LAS
PRE--
RATU-
DADA
BULLI
CON-
ROSTÁ
CUA--
COR--
E ---
UE DI
ANTI-
XIS--
O YA
SO SE

B. DIAGRAMA DE FLUJO Y DATOS CUANTITATIVOS DEL SISTEMA.

ESTE DIAGRAMA SE HIZO CONFORME A LA DISTRIBUCIÓN ACTUAL DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN EL INGENIO, CON DATOS AHÍ OBTENIDOS. PARA LOGRAR UNA MÁS FÁCIL VISUALIZACIÓN DEL MISMO, SE PRESENTA SEPARADO EN DIAGRAMA DE FLUJO DE VAPOR (FIG. # 1) Y DIAGRAMA DE FLUJO DE JUGO Y MELADURA (FIG. # 2).

EL CUADRO (NÚM. 1) ADJUNTO MUESTRA LOS PROMEDIOS DE LOS DATOS DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN OBTENIDOS DURANTE UNA CORRIDA EN EL INGENIO, LOS CUALES SE INCLUYEN EN EL APÉNDICE, Y QUE FUERON TOMADOS PARA CUANTIFICAR EL PROCESO SEGUIDO ACTUALMENTE.

C. CONDICIONES DE OPERACION OBSERVADAS.

CONSISTE, BÁSICAMENTE, EL SISTEMA DE EVAPORACIÓN ACTUAL, EN UN PREEVAPORADOR Y UN CUÁDRUPLE EFECTO. PARA LA PREEVAPORACIÓN SE DISPONE DE TRES CUERPOS, CON $929,4 \text{ m}^2$ (10000 ft^2) DE ÁREA DE CALENTAMIENTO CADA UNO DE LOS CUALES SE ENCUENTRAN SIEMPRE DOS EN OPERACIÓN Y UNO EN LIMPIEZA Y REPARACIÓN. LOS PRIMEROS Y SEGUNDOS EFECTOS DEL CUÁDRUPLE ESTÁN CONSTITUIDOS POR TRES PARES DE EVAPORADORES CON $743,5 \text{ m}^2$ (8000 ft^2) DE ÁREA CADA UNIDAD, ARREGLADOS DE TAL MANERA QUE ESTÉN DOS PARES FUNCIONANDO EN PARALELO, Y EL OTRO EN LIMPIEZA Y REPARACIÓN. PARA LOS EFECTOS TERCERO Y CUARTO SE CUENTA CON CUATRO EVAPORADORES; C/W CON $278,8 \text{ m}^2$ (3000 ft^2) DE ÁREA DE CALENTAMIENTO, APAREADOS DE MODO QUE DOS DE ELLOS OPEREN MIENTRAS LOS DOS RESTANTES SE LIMPIAN Y REPARAN.

DE LOS PREEVAPORADORES SE EXTRAE VAPOR DE

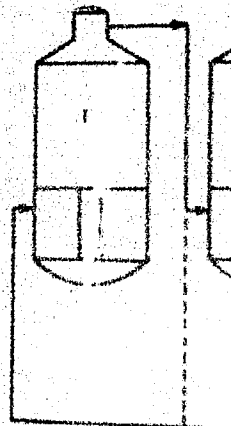
0,879 kg/cm² MANOMÉTRICOS (12,5 PSIG.) PARA TACHOS (CRISTALIZADORES) A, TACHOS DE REFINERÍA Y CALENTAMIENTO SECUNDARIO DEL JUGO. DE LOS SEGUNDOS EFECTOS SE TOMA EL VAPOR DE 0,176 kg/cm² MANOMÉTRICOS (2.5 PSIG.) NECESARIO PARA TACHOS C Y CALENTAMIENTO PRIMARIO DE JUGO.

ESTE SISTEMA REQUIERE PARA SU FUNCIONAMIENTO DE UNA RED DE TUBERÍAS QUE PERMITAN FÁCILMENTE CAMBIAR UNA PAREJA DE EVAPORADORES POR OTRA, SIN SUSPENDER LA EVAPORACIÓN. ESTA FORMA DE OPERACIÓN PRESENTA PROBLEMAS DEBIDO A LA COMPLEJIDAD DE LA RED Y AL FRECUENTE INTERCAMBIO DE EVAPORADORES OCACIONANDO GENERALMENTE POR PROBLEMAS DE INCRUSTACIÓN.

CON LOS DATOS DE OPERACIÓN DE EVAPORADORES OBTENIDOS PRÁCTICAMENTE, SE HIZO EL BALANCE DE CALOR DEL SISTEMA*, CONSIDERANDO ADEMÁS ALGUNOS DATOS INDIRECTOS INCLUIDOS EN LA SIGUIENTE TABLA:

<u>EFEECTO</u>	<u>PRE- EVAPS.</u>	<u>1os.</u>	<u>2os.</u>	<u>3os.</u>	<u>4os.</u>
VAPOR GENERADO (°F).	244.0	254.8	220.0	199.0	152.0
CONC. DE SALIDA (°Bx)	25.79	33.07	46.13	51.62	61.6
A.P.E. (°F)	1.45	2.25	3.65	4.60	6.90
P.A.H. ** (36 IN) (°F)	1.1	1.1	2.2	3.3	8.0
TEMP. EMBULL. (°F)	246.55	258.15	225.85	206.90	166.90
<u>DIFERENCIA DE TEMP. (°F)</u>	<u>44.55</u>	<u>11.60</u>	<u>32.30</u>	<u>18.95</u>	<u>40.0</u>

* EN EL APÉNDICE A SE INDICAN EL PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO PARA EL BALANCE DE CALOR Y EL SIGNIFICADO DE LAS CIFRAS QUE APARECEN EN DICHO BALANCE. ** PÉRDIDA POR ALTURA HIDROSTÁTICA.

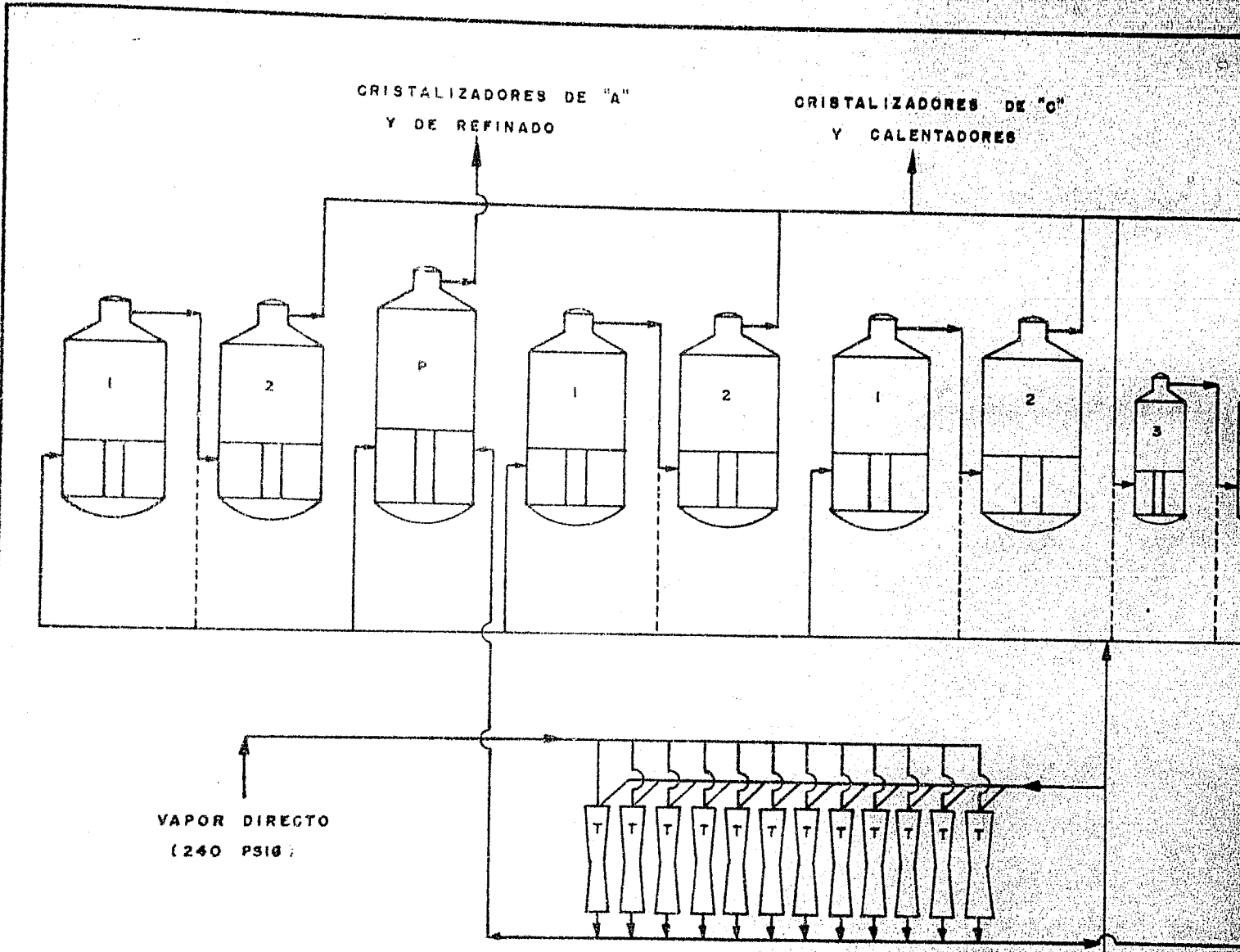


VAPOR
(240)

P = PREEVAPOR
1 = PRIMER EF
2 = SEGUNDO E

□ = 1250 ft² D

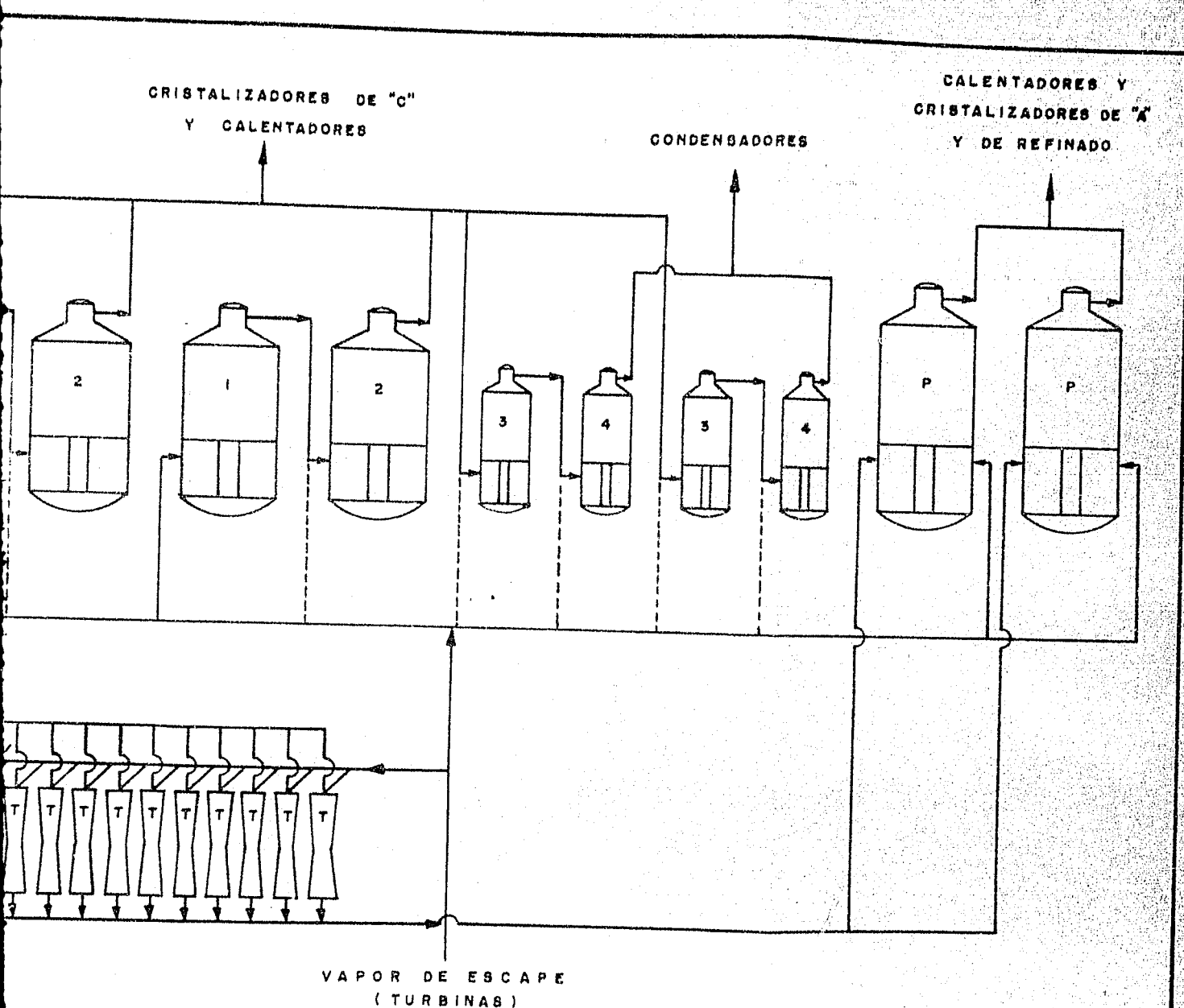
--- LINEAS DE V



- P • PREEVAPORADORES
- 1 • PRIMER EFECTO
- 2 • SEGUNDO EFECTO
- T • TERMOCOMPRESOR
- 3 • TERCER EFECTO
- 4 • CUARTO EFECTO

= 1250 ft² DE AREA DE CALENTAMIENTO EN EVAPORADORES
 - - - - - LINEAS DE VAPOR PARA LIMPIEZA DE EVAPORADORES

U. N. A. M.	Diagrama
Esc. Nat. de Ciencias Químicas	en el Sist.
1961	

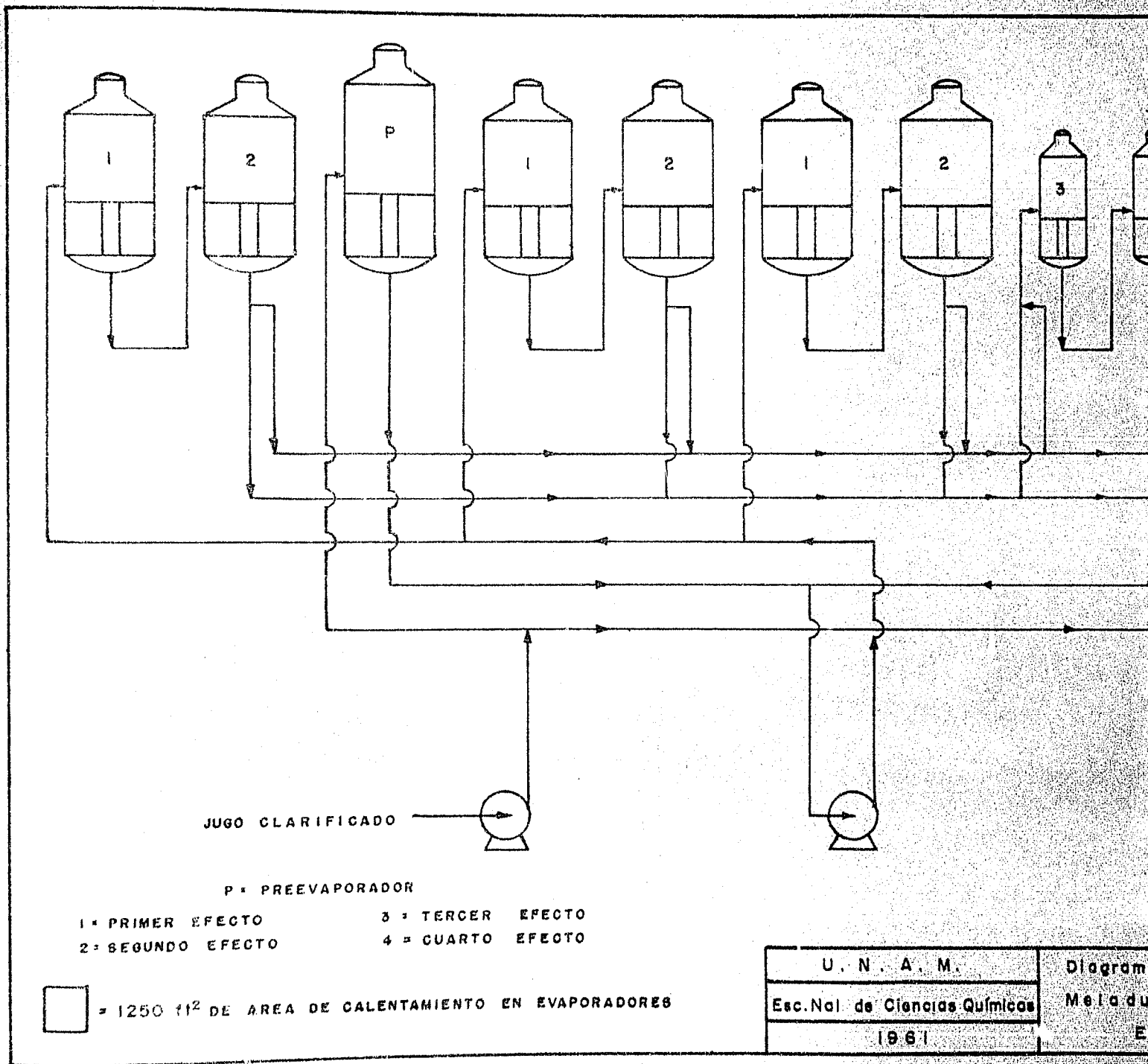


DORES

U. N. A. M.
Esc. Nat. de Ciencias Químicas
1961

Diagrama de Flujo de Vapor
en el Sistema de Evaporación
Actual

JUAN MOYA CANCHOLA
Tesis Profesional
Figura Num. 1



JUGO CLARIFICADO

P = PREEVAPORADOR

1 = PRIMER EFECTO

2 = SEGUNDO EFECTO

3 = TERCER EFECTO

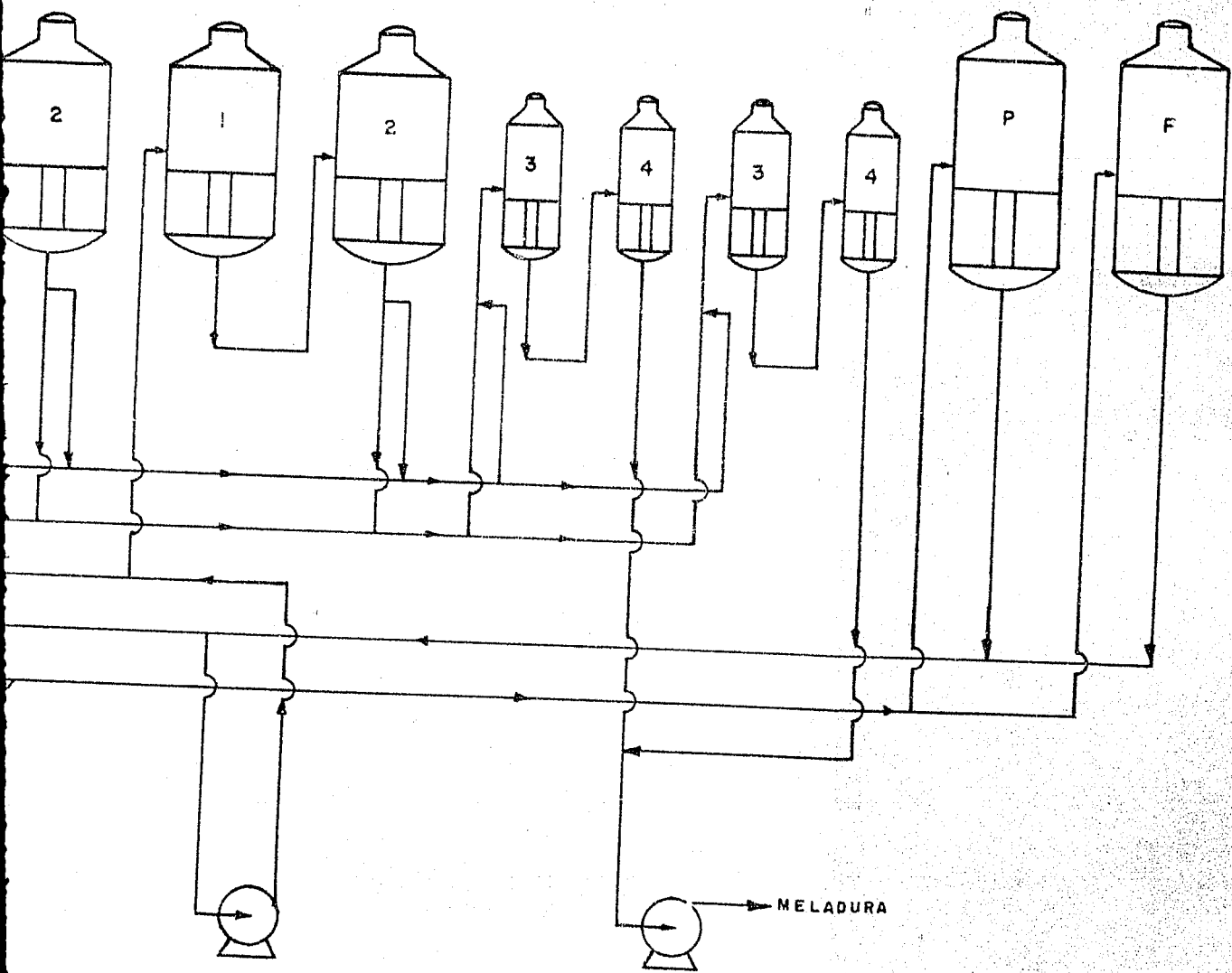
4 = CUARTO EFECTO



= 1250 m² DE AREA DE CALENTAMIENTO EN EVAPORADORES

U. N. A. M.
Esc. Nal. de Ciencias Químicas
1961

Diagrama
Mel a du
Ev



U. N. A. M.
 Esc. Nal de Ciencias Químicas
 1961

Diagrama de Flujo de Jugo y
 Meladura en el Sistema de
 Evaporación Actual

JUAN MOYA CANCHOLA
 Tesis Profesional
 Figura Num. 2

EFECTO No	VAPOR A CALANDRIA			JUGO ALIMENTADO			VAPOR GENERADO			CONDENSADOS			U (APROX) Cdl. hr. cm ² °C/cm	AREA DE CALENTAMIENTO m ²
	TEMP. °C	PRESION Kg/cm ²	PESO Kg/hr.	TEMP. °C	CONC. °Bx	PESO Kg/hr.	TEMP. °C	PRESION Kg/cm ²	PESO Kg/hr.	TEMP. °C	PRESION Kg/cm ²	PESO Kg/hr.		
PREEVAPS.	130	1.744	85679	94.5	15.58	190854	118	0.079	75488	130	1.744	85679	247.5 ⁺	
1 ^o	131	1.779	26765	119.2	25.79	115297	124	1.273	24160	131	1.779	26765	495.6	1859
2 ^o	124	1.273	24155	125.5	33.07	90543	104	0.176	26671	124	1.273	24155	600.6 ⁺	1487
3 ^o	104	0.176	5902	107.8	46.13	64909	93	-0.017	6852	104	0.176	5902	315.4	1487
4 ^o	93	-0.017	7069	97.2	51.62	58005	67	-0.056	9342	93	-0.017	7069	573.3 ⁺	279
A TACHOS				75.0	61.64	48239							111.0	279
													217.2 ⁺	
													243.4	
													161.3 ⁺	
													130.0	

+ Datos aportados por el Ingenio:

U . N . A . M	DATOS PRACTICOS DEL SISTEMA DE EVAPORACION ACTUAL (PROMEDIOS)	JUAN MOYA C.
Esc. Nal de Ciencias Químicas		Tesis Profesional
1961		Cuadro No. 1

PREE

VAPOR (A
188 720.
CALENTAM
419 878.

CALOR LA
PREEVAP.

IEE

VAPOR (A
56 750.C
CALENTAM
253 653.

CALOR LA
EVAP. 1^m

20.

VAPOR (A
53 204.7
FLASH
200 448.

CALOR LA
EVAP. 2^m

BALANCE DE CALOR.

PREEVAPORADORES

BTU. HR.

VAPOR (A) 267°F, 935

188 720.71 x 935=

CALENTAMIENTO

419 878.8 (246.55 - 202)=

176 453 856.29

-18 705 600.54

157 748 255.75

CALOR LATENTE (A) 244°F, 949

PREEVAP. = 157 748 255.75
949

1ER. EFECTO.

VAPOR (A) 267°F, 935

56 750.00 x 935=

CALENTAMIENTO:

253 653.03 (246.55 - 258.15)=

53 061 250.00

-2 942 375.15

50 118 874.85

CALOR LAT. (A) 255°F, 942

EVAP. 1 = 50 118 874.85
942

2o. EFECTO.

VAPOR (A) 255°F, 942

53 204.75 x 942=

FLASH

200 448.28 (258.15 - 225.85)=

50 118 874.85

6 474 479.44

56 593 354.29

CALOR LAT. (A) 220°F, 965

EVAP. 2 = 56 593 354.29
965

BALANCE DE CALOR.

REEVAPORADURES

BTU. HR.

LB. HR.

(A) 267°F, 935
20.71 x 935 =
TAMBIENTO
78.8 (246.55 - 202) =

176 453 856.29

419 878.80
15.58° BRIX.

- 18 705 600.54
157 748 255.75

LATENTE (A) 244°F, 949
AP. = 157 748 255.75
949

166 225.77
253 653.03
25.79° BRIX.

1ER. EFECTO.

(A) 267°F, 935
0.00 x 935 =

53 061 250.00

TAMBIENTO:
53.03 (246.55 - 258.15) =

- 2 942 375.15
50 118 874.85

LAT. (A) 255°F, 942

1 = 50 118 874.85
942

53 204.75
200 448.28
33.07° BRIX.

2o. EFECTO.

(A) 255°F, 942
4.75 x 942 =

50 118 874.85

200 448.28

48.28 (258.15 - 225.85) =

6 474 479.44
56 593 354.29

LAT. (A) 220°F, 965
2 = 56 593 354.29
965

58 645.96
141 802.32
46.13° Bx.

BALANCE DE CALOR.

PREEVAPORADORES

VAPOR (A) 267°F, 935
188 720.71 x 935 =

CALENTAMIENTO
419 878.8 (246.55 - 202) =

CALOR LATENTE (A) 244°F, 949

PREEVAP. = $\frac{157\ 748\ 255.75}{949}$

BTU. HR.

176 453 856.29

$\frac{-18\ 705\ 600.54}{157\ 748\ 255.75}$

LB. HR.

419 878.80
15.58° BRIX.

$\frac{166\ 225.77}{253\ 653.03}$
25.79° BRIX.

1ER. EFECTO.

VAPOR (A) 267°F, 935

56 750.00 x 935 =

CALENTAMIENTO:

253 653.03 (246.55 - 258.15) =

CALOR LAT. (A) 255°F, 942

EVAP. 1^a = $\frac{50\ 118874.85}{942}$

53 061 250.00

$\frac{-2\ 942\ 375.15}{50\ 118\ 874.85}$

$\frac{53\ 204.75}{200\ 448.28}$
33.07° BRIX.

2O. EFECTO.

VAPOR (A) 255°F, 942

53 204.75 x 942 =

FLASH

200 448.28 (258.15 - 225.85) =

CALOR LAT. (A) 220°F, 965

EVAP. 2^a = $\frac{56\ 593\ 354.29}{965}$

50 118 874.85

$\frac{6\ 474\ 479.44}{56\ 593\ 354.29}$

200 448.28

$\frac{58\ 645.96}{141\ 802.32}$
46.13° Bx.

-45 645.96 LB, HR.
DE VAPOR.

<u>3ER. EFECTO.</u>	<u>BTU. HR.</u>	<u>LB, HR.</u>
VAPOR (A) 220°F, 965		
13 000 x 965=	12 545 000.	
FLASH		
141 802.32 (225.85 - 206.9)=	2 687 153.96	
	<u>15 232 153.96</u>	
CALOR LAT. (A) 199°F, 978.4		
EVAP. = <u>15 232 153.96</u>		
978.4		<u>15 568.43</u>
		126 233.89

51.62° Bx.

<u>4O. EFECTO.</u>	<u>BTU. HR.</u>	<u>LB, HR.</u>
VAPOR (A) 199°F, 978.4		
15 568.43 x 978.4=	15 232 153.96	
FLASH		
126 233.89 (206.9 - 166.9)=	5 049 355.60	
	<u>20 281 509.56</u>	
CALOR LAT. (A) 152°F, 1006.7		
EVAP. 4= <u>20 281 509.56</u>		
1 006.7		<u>20 146.53</u>
		106 087.36

61.64° Bx.

-45 645.96 LB, HR.
DE VAPOR.

<u>3ER. EFECTO.</u>	<u>BTU. HR.</u>
VAPOR (A) 220°F, 965	
13 000 x 965 ^m	12 545 000.
FLASH	
141 802.32 (225.85 - 206.9)=	2 687 153.96
	<hr/>
	15 232 153.96
CALOR LAT. (A) 199°F, 978.4	
EVAP. ^m <u>15 232 153.96</u>	
978.4	

<u>4O. EFECTO.</u>	
VAPOR (A) 199°F, 978.4	
15 568.43 x 978.4 ^m	15 232 153.96
FLASH	
126 233.89 (206.9 - 166.9)=	5 049 355.60
	<hr/>
	20 281 509.56
CALOR LAT. (A) 152°F, 1006.7	
EVAP. 4 ^m <u>20 281 509.56</u>	
1 006.7	

-45 645.96 LB, HR.
DE VAPOR.

BTU, HR.

LB, HR.

12 545 000.

2 687 153.96

5 232 153.96

15 568.43
126 233.89

51.62⁰ Bx.

15 232 153.96

5 049 355.60
20 281 509.56

20 146.53
106 087.36

61.64⁰ Bx.

D. ESTIMACION

EL COSTO DE EVAPORACION CON EXISTENTE SE DISPONIBLE EN LOS EFECTUADOS ESTIMACION LIZANDO LA TEMPERATURA D

A CON LOS COSTOS DE LOS TUBOS DE DIMENSIONES ESTAN

UNIDADES AREA
DES LENTAS

4 3 000
6 8 000
3 10 000

EL COSTO DE ESTUDIO SE

EN LOS EFECTUADOS CONSUMIDO, LA OBRA EN REPARACION EN LIMPIEZA SE TAJE REPRESENTA EVALUACION DE

CHILTON G.

D. ESTIMACION DE COSTOS DE INVERSION Y OPERACION

EL COSTO DE INVERSIÓN ORIGINAL DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN UN INGENIO ES DIFÍCIL EVALUAR LO CON EXACTITUD DEBIDO A QUE GENERALMENTE NO SE DISPONE DE DATOS PRECISOS DEL IMPORTE INICIAL NI DE LOS GASTOS DE INSTALACIÓN O DE REARREGLOS EFECTUADOS HASTA LA FECHA. DEBIDO A ESTO, LA ESTIMACIÓN DE COSTOS DE INVERSIÓN SE HIZO ACTUALIZANDO LOS DATOS DE COSTOS EXISTENTES EN LA LITERATURA DISPONIBLE.

A CONTINUACIÓN SE PRESENTE UNA TABLA DE COSTOS DE EVAPORADORES ESTÁNDAR DE CALANDRIA, DE TUBOS DE COBRE Y CUERPO DE FIERRO COLADO Y DE DIMENSIONES IGUALES A LAS DE LOS QUE ACTUALMENTE ESTÁN EN OPERACIÓN.

<u>UNIDADES</u>	<u>AREA DE CALANDRIA</u>	<u>COSTO EN DÓLARES POR UNIDAD (1947)</u>	<u>COSTO EN PESOS POR UNIDAD (1961)</u>	<u>COSTO EN PESOS (1961)</u>
4	3 000 FT ²	35 105	711 625	2 846 500
6	8 000 FT ²	38 855	1 192 775	7 156 650
3	10 000 FT ²	67 115	1 360 500	4 081 500
T O T A L				14 084 650

EL COSTO DE INVERSIÓN CONSIDERADO PARA ESTE ESTUDIO SERÁ POR LO TANTO DE \$ 14 100 000.00.

EN LOS SISTEMAS DE EVAPORACIÓN, EL VAPOR CONSUMIDO, LA MANO DE OBRA DIRECTA, LA MANO DE OBRA EN REPARACIÓN Y LAS MATERIAS PRIMAS USADAS EN LIMPIEZA SON LOS RENGLONES QUE MAYOR PORCENTAJE REPRESENTAN DE LOS COSTOS DE OPERACIÓN. LA EVALUACIÓN DE ESTOS FACTORES SE HIZO BASÁNDOSE

CHILTON C. (VER BIBLIOGRAFÍA)

PRINCIPALMENTE EN DATOS PROPORCIONADOS EN EL INGENIO, Y SE PRESENTAN JUNTO CON CADA MÉTODO SEGUIDO.

1.- EVALUACIÓN DEL CONSUMO DE VAPOR.

EL COSTO DE VAPOR EN EL INGENIO, PARA LOS FINES DEL PRESENTE ESTUDIO, PUEDE CONSIDERARSE QUE ESTÁ DADO POR EL COMBUSTIBLE EMPLEADO EN PRODUCIRLO: SIN EMBARGO, COMO GRAN PARTE DE ESTE COMBUSTIBLE LO CONSTITUYE EL BAGAZO DE CAÑA QUE SE OBTIENE DE LOS MOLINOS, LA EVALUACIÓN DEL COSTO DE COMBUSTIBLE SE HIZO MEDIANTE UN MÉTODO DIRECTO, PERO POR TRES DIFERENTES CAMINOS QUE SON: 1o. TRAYENDO LOS DATOS COMO ECUACIONES MATEMÁTICAS Y ELIMINANDO DE ELLOS EL BAGAZO QUEMADO PARA OBTENER EL PRECIO DEL VAPOR USANDO PETRÓLEO COMO ÚNICO COMBUSTIBLE, 2o. CONVIRTIENDO EL BAGAZO A PETRÓLEO MEDIANTE SUS PODERES CALORÍFICOS PARA OBTENER EL COSTO DEBIDO AL PRECIO DEL PETRÓLEO, Y 3o. UN MÉTODO EN EL CUAL MEDIANTE LA INTRODUCCIÓN DE COSTOS UNITARIOS SE OBTIENE LA ECUACIÓN DE UNA RECTA CUYAS CONSTANTES SON EL PRECIO UNITARIO DEL VAPOR Y DEL BAGAZO.

EL DESARROLLO DE LOS TRES MÉTODOS SE FUNDAMENTA EN LA TABLA INTITULADA "DATOS DEL DEPARTAMENTO DE CALDERAS".

1ER. MÉTODO.

<u>BAGAZO QUEMADO</u> <u>TON / DÍA</u>	<u>PETRÓLEO</u> <u>QUEMADO</u> <u>LTS./DÍA</u>	<u>VAPOR PRODUCIDO</u> <u>KG / DÍA</u>
224	+ 224 602	= 127 875 x 24
106	+ 147 037	= 97 207 x 24

DATOS DEL DEPTO. DE CALDERAS.

DÍA	CAÑA MOLIDA (TON/ DÍA)	BAGAZO EN CAÑA (%)	BAGAZO VENDIDO (TON/ DÍA)	BAGAZO QUEMADO (TON/ DÍA)	PODER CALO- RÍFICO* (CAL/KG)	PETRÓLEO QUEMADO (LTS./ DÍA)	VAPOR PRO DUCIDO, (KG/HR.)
20	4395	30.0	1096	224	1962	224,602	127,875
21	1085	29.0	207	106	1967	147,057	97,207
22	4617	29.1	994	347	1964	193,509	140,090
23	4442	28.9	716	569	1964	155,324	130,558
24	4170	29.0	513	507	1940	123,683	134,919
25	4499	28.9	532	773	1975	97,639	134,601
26	4340	29.0	550	708	1954	97,361	133,107

* PODER CALORÍFICO BAJO.

347	+193	509	=	140,090	x	24
569	+155	324	=	130,558	x	24
507	+123	683	=	134,919	x	24
773	+ 97	639	=	134,601	x	24
708	+ 97	361	=	133,107	x	24

SUMANDO LOS 4 PRIMEROS RENGLONES:

$$1246 \text{ TON} + 720,472 \text{ LT} = 495,730 \times 24 \text{ KG}$$

SUMANDO LOS 3 ÚLTIMOS RENGLONES:

$$1988 \text{ TON} + 318,683 \text{ LT} = 402,627 \times 24 \text{ KG}$$

MULTIPLICANDO ESTOS 2 ÚLTIMOS POR 1988 Y 1246 RESPECTIVAMENTE, TENEMOS:

$$2,477,048 \text{ TON} + 1,432,298,336 \text{ LT} = 985,511,240 \times 24 \text{ KG}$$

$$2,477,048 \text{ TON} + 397,079,018 \text{ LT} = 501,673,242 \times 24 \text{ KG}$$

RESTANDO MIEMBRO A MIEMBRO:

$$1,035,219,318 \text{ LT} = 483,837,998 \times 24 \text{ KG}$$

DE DONDE:

$$2,1396 \text{ LT} = 24 \text{ KG}$$

SI UN LITRO DE PETRÓLEO CUESTA \$ 0.33

$$24 \text{ KG} = 2,1396 \times 0.33 = " 0.7061$$

$$1 \text{ KG} = " 0.02942$$

$$1 \text{ LB} = " 0.01336$$

2o. MÉTODO.

PODER CALORÍFICO DEL PETRÓLEO = 8650 CAL/LT.

EFFECTUANDO LA EVALUACIÓN SEPARADAMENTE POR DÍAS SE TIENE:

DÍA 20:

$$224 \text{ TIB. BAGAZO} \times 1,962,000 \text{ CAL/TON} = 439,488,000 \text{ CAL}$$

$$439,488,000 \text{ CAL} / 8,650 \text{ CAL/LT} = 50,807.87 \text{ LT. DE PETRÓLEO.}$$

$$50,808 \text{ LT} + 224,602 \text{ LT} = 285,410 \text{ LT DE PETRÓLEO TOTALES.}$$

$$285,410 \text{ LT} \times \$0.33/\text{LT} = \$94,185.25$$

$$127,875 \text{ KG/HR DE VAPOR} = 6,759,779.4 \text{ LB/DÍA DE VAPOR}$$

$$\therefore 1 \text{ LB VAPOR} = \frac{\$ 94,185.25}{6,759,779.4} = \$ 0.01393$$

MEDIANTE EL MISMO PROCEDIMIENTO ANTERIOR SE OBTUVIERON LOS SIGUIENTES VALORES:

Día 21	-	\$ 0.01099 / LB
Día 22	-	" 0.01213 / LB
Día 23	-	" 0.01360 / LB
Día 24	-	" 0.01098 / LB
Día 25	-	" 0.01271 / LB
Día 26	-	" 0.01207 / LB

PROMEDIO DE LOS SIETE DÍAS \approx \$ 0.01238 / LB

EN LA ECUACIÓN $AX = CY + BZ$:

- A = COSTO UNITARIO DE VAPOR
- X = LB. DE VAPOR
- C = COSTO UNITARIO DE PETRÓLEO
- X = LT. DE PETRÓLEO
- B = COSTO UNITARIO DE BAGAZO
- Z = TON. DE BAGAZO

DIVIDIÉNDOLA \div CY TENEMOS: $A \frac{X}{CY} = 1 + B \frac{Z}{CY}$

O LO QUE ES IGUAL: $A X = | + B Z |$

$\therefore x | = \frac{X}{CY} ; \quad z | = \frac{Z}{CY}$

DE LOS DATOS SE TIENE:

DÍA	VAPOR (LB/ DÍA) <u>X</u>	COSTO DE PETRÓLEO/ DÍA (PE-- SOS <u>CY</u>	BAGAZO (TON/- DÍA <u>Z</u>
20	6,759,856	74,118.66	224
21	5,138,654	48,528.81	106
22	7,405,578	63,857.97	347
23	6,901,688	51,256.92	569
24	7,132,223	40,815.39	507
25	7,115,413	32,220.87	773
26	7,036,435	32,129.13	708

x'
91.203
105.889
115.970
134.649
174.743
220.832
219.005

SUSTITUYEN
SUMANDO LA
MAS:
44
61

MULTIPLICA
10⁻⁴ Y POR
TIENE:
261,680.81
127,074.85
133,618.11
127,074.85

RESTANDO
128,062.69

A = $\frac{1}{128,062.69}$

SE OBTIENEN
TERIORES,
PRECIO DEL
SENSIBLEMENTE

DE ACUERDO
TADO EN EL
LB. DE VAPOR
EL COSTO
245,500 LB

393

OB-

x^i		z^i		
91.203		30.222	x	10^{-4}
105.889		21.843	x	10^{-4}
115.970		54.339	x	10^{-4}
134.649		111.009	x	10^{-4}
174.743		124.218	x	10^{-4}
220.832		239.407	x	10^{-4}
219.005		220.361	x	10^{-4}

SUSTITUYENDO ESTOS VALORES EN LA ECUACIÓN B Y -
SUMANDO LAS 4 PRIMERAS ECUACIONES Y LAS 3 ÚLTIMAS:

$$447.711 A = 4 + 217.413 \times 10^{-4}$$

$$614.582 A = 3 + 584.486 \times 10^{-4}$$

MULTIPLICANDO ESTAS DOS ECUACIONES POR 584.48×10^{-4} Y POR 217.413×10^{-4} RESPECTIVAMENTE SE TIENE:

$$261,680,811,546 \times 10^{-8} A = 2,339,944 \times 10^{-4} +$$

$$127,074,854,718 \times 10^{-8} B$$

$$133,618,116,366 \times 10^{-8} A = 652,239 \times 10^{-4} +$$

$$127,074,854,718 \times 10^{-8} B$$

RESTANDO MIEMBRO A MIEMBRO:

$$128,062.69,518 A = 1,685.705$$

$$A = \frac{1,685.705}{128,062.69,518} = \underline{\underline{0.01316}}$$

SE OBSERVA CLARAMENTE DE LOS RESULTADOS ANTERIORES, QUE SON PRÁCTICAMENTE IGUALES, QUE EL PRECIO DEL VAPOR POR CONCEPTO DE COMBUSTIBLE ES SENSIBLMENTE DE \$0.013/LB.

DE ACUERDO CON EL BALANCE DE CALOR PRESENTADO EN EL INCISO ANTERIOR SE CONSUMEN 245,500-LB. DE VAPOR EN LOS EVAPORADORES; POR LO TANTO - EL COSTO DE ÉSTE POR AHORA SERÁ DE:
245,500 LB/HR x \$0.013/LB = \$3,192/HR.

BLEO

ZO

Z

CY

TON/-

Z

224
106
347
569
507
773
708

2.- EVALUACIÓN DE LA MANO DE OBRA DIRECTA:

DATOS:

<u>PERSONAL (TURNO DE 8 HRS.)</u>	<u>SUELDO DIARIO (9 - DÍAS A LA SEMANA)</u>
1 OPERADOR	\$ 70.74
1 AYUDANTE DE OPRADOR	" 28.00
4 PEONES	" 88.00 (\$22.00 c/u)
1 BOMBERO DE PREEVAPORADORES	" 22.00
1 TANQUERO DE	" 22.00
TOTAL EN TURNO	\$ 230.74

A PARTIR DE LOS DATOS ANTERIORES SE TIENE:

SALARIOS POR DÍA (3 TURNOS)	\$ 692.22
SALARIOS POR SEMANA (9 DÍAS)	\$6,229.98
SALARIOS POR HORA (168 HR/ SEMANA)	\$ 37.085

3.- EVALUACIÓN DE LA MANO DE OBRA EN REPARACIÓN.

DATOS:

<u>PERSONAL (TURNO DE 8 HRS.)</u>	<u>SUELDO DIARIO (9 DÍAS A LA SEMANA)</u>
4 PAILEROS	\$ 310.92 (\$ 77.73 c/u)
4 AYUDANTES	\$ 132.00 (\$ 33.00 c/u)
TOTAL POR TURNO	\$ 442.92

SALARIOS POR DÍA (3 TURNOS)	\$ 1,328.76
SALARIOS POR SEMANA (9 DÍAS)	\$11,958.84
SALARIOS POR HORA (168 HR/SEMANA)	\$ 71.18

4.- EVALUACIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS USADAS EN LIMPIEZA.

DATOS:

<u>MATERIA PRIMA</u>	<u>KILOGRAMOS A LA SEMANA</u>	<u>PRECIO POR KILOGRAMO</u>
ACIDO MURIÁTICO	9,480 (8,000 LTS.)	\$ 2.30

SOSA CÁUSTICA
DE ACUERDO CON
COSTO SEMANAL
COSTO SEMANAL
TOTAL
COSTO POR HR.

LAS SEMANAS SE
QUE LOS DOMINGOS
DÍA, SE REGAN
DÍAS.

SOSA CÁUSTICA 15,000 \$ 1.15

DE ACUERDO CON LOS DATOS ANTERIORES:

COSTO SEMANAL DE ÁCIDO MURIÁTICO \$ 21,804.00

COSTO SEMANAL DE SOSA CÁUSTICA \$ 17,250.00

TOTAL SEMANAL \$ 39,054.00

COSTO POR HR. (168 HRS/SEMANA) \$ 232.47

EN
R
ÓN.
A)
EN
R

LAS SEMANAS SE CONSIDERAN DE 9 DÍAS DEBIDO A -
QUE LOS DOMINGOS APARTE DE PAGARSE COMO SÉPTIMO
DÍA, SE PAGAN DOBLE PORQUE SE LABORA EN DICHS
DÍAS.

III.- POSIBLES MODIFICACIONES
AL SISTEMA DE EVAPORA-
CION.

A. CAMBIO DE LAS CONDICIONES DE OPERACION CON EL EQUIPO EXISTENTE.

PARA TENER BASES CON LAS CUALES PODER MODIFICAR FAVORABLEMENTE LAS CONDICIONES DE OPERACION ACTUALES, ES NECESARIO CUANTIFICAR LAS NECESIDADES DE LA PLANTA EN CUANTO A CONSUMO DE VAPOR DE BAJA PRESION, CONSIDERANDO SU CAPACIDAD ACTUAL. CON ESTE FIN, SE EFECTUARON BALANCES DE MATERIA Y CALOR EN TACHOS. EN LOS CALENTADORES, ADEMÁS DE UN BALANCE DE CALOR, SE SUPUSO UNA EFICIENCIA RAZONABLEMENTE BAJA, DADAS LAS CONDICIONES DE TRABAJO DEL EQUIPO; LOS SISTEMAS DE CÁLCULO SEGUIDOS SE MUESTRAN EN EL APÉNDICE; LOS RESULTADOS SE RESUMEN A CONTINUACIÓN:

CONSUMO DE VAPOR.

	KG ^o HR.	LB/HR.
A) VAPOR DE 118° C (12.5 PSIG.)		
TACHOS A (FACTOR 1.15)	20,089.5	44,250
TACHOS REF. (FACTOR 1.20)	15,363.4	33,840
CALENTADOR SECUNDARIO (60%N)	22,103.0	48,685
TOTAL	57,555.9	126,775

B) VAPOR DE 104° C (2.5 PSIG.)		
TACHOS C (FACTOR 1.20)	3,078.1	6,780
CALENTADORES PRIMARIOS (60%N)	21,076.9	46,425
TOTAL	24,155.0	53,205

SISTEMA ACTUAL MODIFICADO.

LOS RESULTADOS ANTERIORES SEÑALAN QUE ACTUALMENTE SE ESTÁN EXTRAYENDO DE EVAPORADORES MÁS DE 30,000 LB/HR, DE VAPOR QUE SON INNECESARIOS. ESTE HECHO SIRVIÓ DE BASE PARA TOMAR EN CUENTA LA POSIBILIDAD DE OPERAR CON UN SISTEMA DE EVAPORADORES IGUAL AL QUE ACTUALMENTE ESTÁ TRABAJANDO, PERO EXTRAYÉNDOLE ÚNICAMENTE EL VAPOR NECESARIO PARA TACHOS Y CALENTADORES.

EN ESTA MODIFICACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL SE SUPUSO UNA DISTRIBUCIÓN DE PRESIONES IGUAL A LA DEL ORIGINAL. LOS DATOS DE CANTIDAD Y CONDICIONES DE JUGO Y MELADURA SE TOMARON TAMBIÉN IGUALES A LOS ACTUALES. EN LA SIGUIENTE TABLA SE RESUMEN LOS DATOS DIRECTOS E INDIRECTOS, NECESARIOS PARA EFECTUAR EL BALANCE DE CALOR DE ESTA MODIFICACIÓN.

EFECTO	PREE-VAPS.	1°	2°	3°	4°
VAPOR GENERAL (°F)	244	254.8	220	199	152
CONC. DE SALLIDA (°BRIX)	21.97	28.28	41.31	48.63	62.02
A.P.E. (°F)	1.15	1.7	2.9	4.0	7.0
P.A.H. (18 IN)	1.1	1.1	2.2	3.2	8.0
TEMP. EBULLICIÓN (°F)	246.25	257.6	225.1	206.2	167.0
DIFERENCIA DE TEMP (°F)	-44.25	-11.35	32.5	18.9	39.2

CON LOS DE LOS ANTERIORES SE EFECTUÓ EL BALANCE DE CALOR QUE A CONTINUACIÓN SE PRESENTA:

BALANCE

PREEVAP.
VAP. (A) 267° F, 935
141,600.00 x 935 =
CALENTAMIENTO:
420,000(202-246.25)
CALOR LAT. (A)
244° F, 942
PREEVAP. = 119,421.0
942

1ER. EFECTO.
VAP. (A) 267° F, 935
70,500.00 x 935 =
CALENTAMIENTO:
293,226.10(246.25-257.6) =
CALOR LAT. (A) 255
° F, 942
EVAP. 1 = 62,589.383
942

2º EFECTO.
VAP. (A) 255° F, 942
66,443.10 x 942 =
FLASH
226,783.00(257.6-220)
CAL. LAT. (A) 220° F, 942

BALANCE DE CALOR.

PREEVAP.	BTU/HR.	LB/HR.
VAP. (A) 267° F, 935	$\frac{420,000.00}{15.58}$	° BRIX.
141,600.00 x 935 =	138,006,000.00	
CALENTAMIENTO:		
420,000(202-246.25) =	<u>-18,585,000.00</u>	
CALOR LAT. (A)	<u>119,421,000.00</u>	
244° F, 942 =		
PREEVAP. =	<u>119,421,000</u>	<u>126,773.90</u>
	942	293,226.10
		22.32° Bx.
1ER. EFECTO.		
VAP. (A) 267° F, 935		
70,500.00 x 935 =	65,917,500.00	
CALENTAMIENTO:		
293,226.10(246.25-		
257.6) =	<u>-5,328,116.35</u>	
CALOR LAT. (A) 255	<u>62,589,383.65</u>	
° F, 942		
EVAP. 1 =	<u>62,589,383.65</u>	<u>66,443.10</u>
	942	226,783.00
		28.85° Bx.
2º. EFECTO.		
VAP. (A) 255° F, 942		
66,443.10 x 942 =	62,589,383.65	
FLASH		
226,783.00(257.6-225.1)		
	<u>7,370,447.50</u>	
CAL. LAT. (A) 220° F, 965	<u>69,959,831.15</u>	

$$\text{EVAP.} = \frac{69,959,831.15}{965}$$

$$\frac{72,497.25}{154,285.75} = 42.41^\circ \text{ Bx.}$$

-53,200 LB/HR DE VAPOR

3ER. EFECTO.

BTU/HR.

LB/HR.

VAPOR (A) 220°F, 965

$$19,197.25 \times 965 = 18,525,346.25$$

FLASH

$$154,285.75(225.1-206.2) = 2,916,000.68$$

$$\frac{2,916,000.68}{21,441,346.93}$$

CAL. LAT. (A) 199°F, 978.4

$$\text{EVAP. 3} = \frac{21,441,346.93}{978.4}$$

$$\frac{21,914.70}{132,371.05}$$

$$49.43^\circ \text{ Bx.}$$

4º. EFECTO.

VAP. (A) 199°F, 978.4

$$21,914.70 \times 978.4 = 21,441,346.93$$

FLASH

$$132,371.05(206.1-167.0) = 5,188,945.16$$

$$\frac{5,188,945.16}{26,630,292.09}$$

CAL. LAT. (A) 152°F, 1006.7

$$\text{EVAP. 4} = \frac{26,630,292.09}{1,000.7}$$

$$\frac{26,453.05}{105,918.00}$$

$$61.78^\circ \text{ Bx.}$$

DE ESTE BALANCE CONOCEMOS LA CANTIDAD DE VAPOR NECESARIO, QUE ES:

$$147,600 + 70,500 = 218,100 \text{ LB/HR. DE VAPOR DE } 267^\circ \text{F.}$$

B. INTRODUCCION PARCIAL O TOTAL DE EQUIPO NUEVO.

SE PRESENTAN A CONTINUACION SEIS DIFERENTES.

SISTEMAS QUE RE
LA INTRODUCCION
AMERICAN EL REE
SEIS SISTEMAS U
TO DE CONDENSAD
DIFERENTES ARHE
RADORES Y LOS D
DE CONDENSADOS
CITADOS.

1.- SISTEMA ACT
CONDENSADOS.

PUESTO QUE
DOS ES UN MEDIO
SUMO DE VAPOR,
DE COMPARACION
TEMAS DE EVAPOR
CALOR PARA DETE
RRO.

LOS DATOS
PARA EFECTUAR
CION:

EFECTO PRO

VAPOR GE
NERADO ° F 24

CONC. DE
SALIDA ° Bx 25

A.P.E. ° F

P.A.H.
(18 IN) ° F

TEMP. DE
EBULLICION ° F 24

DIF. DE TEMP ° F -4

SISTEMAS QUE REQUIEREN PARA SU FUNCIONAMIENTO LA INTRODUCCIÓN DE EQUIPO NUEVO, PERO QUE NO AMERITAN EL REEMPLAZO TOTAL DEL MISMO. DE ESTOS SEIS SISTEMAS UNO CORRESPONDE AL APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS CON EL SISTEMA ACTUAL; TRES A DIFERENTES ARREGLOS EN LA DISTRIBUCIÓN DE EVAPORADORES Y LOS DOS RESTANTES AL APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS CONSIDERANDO DOS DE LOS ARREGLOS CITADOS.

1.- SISTEMA ACTUAL CON APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS.

PUESTO QUE LA UTILIZACIÓN DE LOS CONDENSADOS ES UN MEDIO DE OBTENER UN AHORRO EN EL CONSUMO DE VAPOR, QUE INDUDABLEMENTE ES EL PUNTO DE COMPARACIÓN MÁS IMPORTANTE Y DECISIVO EN SISTEMAS DE EVAPORACIÓN, SE EFECTUÓ EL BALANCE DE CALOR PARA DETERMINAR LA MAGNITUD DE DICHO AHORRO.

LOS DATOS DIRECTOS E INDIRECTOS UTILIZADOS PARA EFECTUAR EL BALANCE SE RESUMEN A CONTINUACIÓN:

EFFECTO	PRE	1º.	2º.	3º.	4º.
VAPOR GENERADO ° F	244.0	254.8	220.0	199.0	152.0
CONC. DE SALIDA ° Bx	25.79	30.7	40.0	46.0	61.64
A.P.E. ° F	1.45	1.9	2.8	3.65	6.9
P.A.H. (18 IN) ° F	1.1	1.2	2.2	3.2	8.0
TEMP. DE EBULLICION ° F	246.55	257.9	225.0	205.85	166.9
DIF. DE TEMP ° F	-44.55	-11.35	32.9	19.15	38.85

BALANCE DE CALOR.

PREEVAPORADOR: BTU/HR. LB/HR.
 419,878.80
 15.58° Bx.

VAPOR (A) 267° F, 935
 188,720.70 x 935 = 176,453,856.29

CALENTAMIENTO:
 419,878.80(202-246.55) = $\frac{-18,705,600.54}{157,748,255.75}$

CAL. LAT. (A) 244° F, 949

PREEVAP. = $\frac{157,748,255.75}{949}$ $\frac{166,225.77}{253,653.03}$
 25.79° Bx.

1ER. EFECTO.

VAPOR (A) 267° F, 935
 43,915 x 935 = 41,060,525.00

CALENTAMIENTO:

253,653.03(246.55-257.9) = $\frac{-2,878,961.89}{38,181,563.11}$

CAL. LAT. (A) 255° F, 942

EVAPORACIÓN 1 = $\frac{38,181,563.11}{942}$ $\frac{40,532.44}{213,120.59}$
 30.69° Bx.

2º. EFECTO.

VAPOR (A) 255° F, 942
 40,532.44 x 942 = 38,181,563.11

FLASH DEL JUGO:

213,120.59(257.0-225-0) = $\frac{7,011,667.41}{45,193,230.52}$

FLASH DE CON
 (188,720.70
 (267-255) =

CAL. LAT. (A) 2
 EVAP. 2 = $\frac{47.9}{}$

3ER. EFECTO.

VAPOR (A) 220°
 4079.69 x 96

FLASH DEL JU
 163,395.35(

FLASH DE CON
 (232,635.70
 (255-220) =

(166,225.77

CAL. LAT. (A)

EVAP. 3 = $\frac{2}{}$

4º. EFECTO.

VAPOR (A) 1

21,071.35(9

BTU/HR.

LB/HR.

FLASH DEL JUGO:

 $142,324.00(205.85 - 166.9) =$
 $\frac{5,529,287.40}{26,145,502.93}$

FLASH DE CONDENSADOS:

 $(232,635.70 + 40,532.44 + 166,225.77 + 45,645.96 + 4,079.68) (220 - 199) =$
 $\frac{10,271,510.55}{36,417,013.48}$

CAL. LAT. (A) 152°F, 1006.7

 $EVAP. 4 = \frac{36,417,013.48}{1006.7}$
 $\frac{36,174.64}{106,149.36}$
 61.64° Bx.

VAPOR NECESARIO:

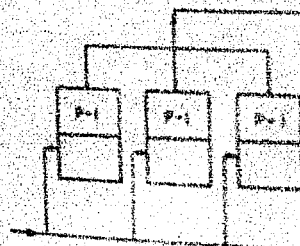
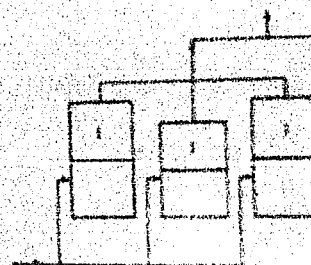
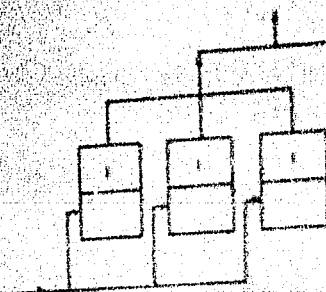
 $188,720.70 + 43,610 = \underline{232,635.70 \text{ LB/HR.}}$

2.- SISTEMA No. 1 (CUÁDRUPLE EFECTO).

ESTE ARREGLO CONSISTE EN UN CUÁDRUPLE EFECTO DEL QUE SE EXTRAE VAPOR DE SUS 1º. Y 2º. EFECTOS (FIG. NO. 3) PARA SATISFACER LA DEMANDA DE VAPOR DE BAJA PRESIÓN A CALENTADORES Y TACHOS, SIENDO ESTA DEMANDA LA CALCULADA NECESARIA EN EL INCISO ANTERIOR; LOS DATOS EN LOS QUE ESTÁ BASADO EL BALANCE DE CALOR RESPECTIVO SON LOS SIGUIENTES:

EFECTO		1º.	2º.	3º.	4º.
VAPOR GENERADO	°F	251	237	205	152
CONC. DE SALIDA	°Bx.	29.0	42.0	49.0	62.0
A.P.E.	°F	1.7	3.0	4.0	7.0
P.A.H. (18 IN)	°F	1.1	2.0	2.9	8.0

-28-



1º - PREEVAPORADOR
 1º - PRIMER EFECTO
 2º - SEGUNDO EFECTO

□ = 5000 ft² DE

U. N. A. M.
 Esc. Nat. de Ciencias Químicas
 1961

/HR.

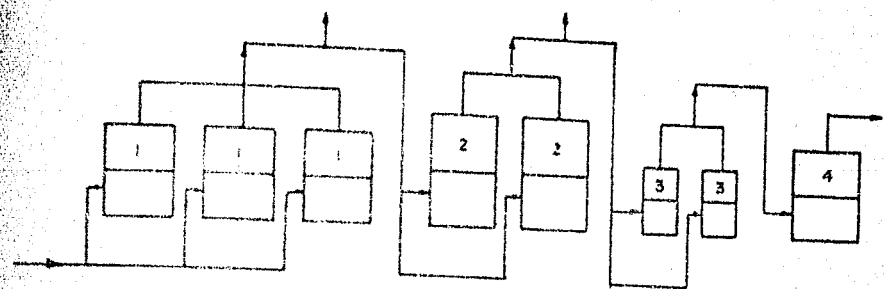
74.54
49.36
B:

HR.

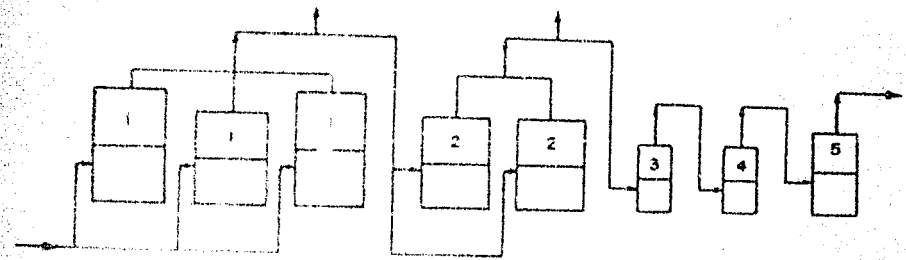
VE EFEC-
G, EFEC-
NDA DE
TACHOS,
A EN EL
A BASA-
S SI--

40.
52
62.0
7.0
8.0

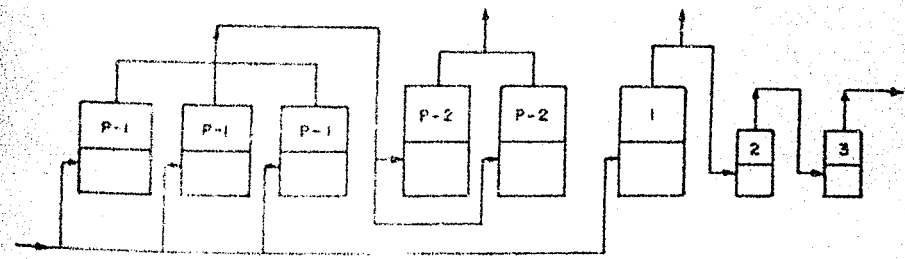
SISTEMA No 1



SISTEMA No 2



SISTEMA No 3



- P = PREEVAPORADOR
- 1 = PRIMER EFECTO
- 2 = SEGUNDO EFECTO
- 3 = TERCER EFECTO
- 4 = CUARTO EFECTO
- 5 = QUINTO EFECTO

= 5000 ft² DE AREA DE CALENTAMIENTO EN EVAPORADORES

U. N. A. M.	DIAGRAMAS DE FLUJO DE VAPOR	JUAN MOYA C.
Esc. Nal de Ciencias Químicas		Tecla Profesional
1961		Figura No 3

TEMP. DE EBULLICIÓN	° F	253.8	242.0	211.9	167.0
DIFERENCIA DE TEMP.	° F	-51.8	11.8	30.1	44.9

BALANCE DE CALOR.

1ER. EFECTO.	BTU/HR.	LB/HR.
BAP. (A) 267° F, 935		420,000.00
220,440 x 935 =	206,074.000	
CALENTAMIENTO:		
420,000(202-253.8) =	<u>-21,765,000</u>	
	184,318,000	
CAL. LAT. (A) 251° F, 944.5		
LVAP. 1 = $\frac{184,318,000}{944.5}$		<u>195,148.75</u>
		224,851.25
		29.10° Bx.

-126,775 LB/HR. DE VAPOR

2º. EFECTO		
VAP. (A) 251° F, 944.5		
68,373.25 x 944.5 =	64,578.534.62	
FLASH		
224,851.25(253.8-242.0) =	<u>2,653,244.75</u>	
CAL. LAT. (A) 237° F, 954		
LVAP. 2 = $\frac{67,231,779.37}{954}$		<u>70,473.56</u>
		154,377.69
		42.39° Bx.

-53,200.00 LB/HR DE VAPOR

3ER. EFECTO	BTU/HR.	LB/HR.
VAPOR (A) 237° F, 954		154,377,69
17,273.56 x 954 =	16,478,957.16	
FLASH		
154,377.69(242.0-211.6) =		
	<u>4,546,768.47</u>	
	21,125,725.63	
CAL. LAT. (A) 205° F, 974.7		
EVAP. 3 = <u>21,125,725.63</u>		<u>21,674.08</u>
974.7		132,703.61
		49.31° Bx.
4º. EFECTO.		
VAPOR(A) 205° F, 974.7		
21,674.08 x 974.7 =	21,125,725.63	
FLASH		
132,703.61(211.9-167.0) =	<u>958,392.09</u>	
	27,084,117.72	
CAL. LAT. (A) 122° F, 1006.7		
EVAP. 4 = <u>27,084,117.72</u>		<u>26,903.86</u>
1,006.7		105,799.75
		61.85° Bx.

DEL BALANCE ANTERIOR VEMOS QUE ESTE SISTEMA NO. 1 REQUIERE: 220,440 LB/HR. DE VAPOR.

3.- SISTEMA NO. 2 (QUÍNTUPLE EFECTO.

ESTE SISTEMA CONSISTE EN UN ARREGLO DE LOS EVAPORADORES EN QUÍNTUPLE EFECTO. LA CANTIDAD CALCULADA NECESARIA DE VAPOR DE BAJA PRESIÓN SE EXTRAE EN LOS 1º. Y 2º. EFECTOS (DIG. NO. 3). EL BALANCE DE CALOR SE BASÓ EN LOS SIGUIENTES DATOS:

EFECTO
 VAPOR GENERAL
 DO
 COND. DE SALIDA
 A.P.E.
 P.A.H. (18 IN.)
 TEMP. DE EBULLICIÓN
 DIFERENCIA DE TEMP.

1ER. EFECTO.
 VAPOR(A) 267° F
 216,900 x 931
 CALENTAMIENTO
 420,000(202-

CAL. LAT. (A)
 E₁ = 179,365
 94

2º. EFECTO.
 VAPOR (A) 25

LB/HR.
154,377.69

21,674.08
132,703.61
49.31° Bx.

26,903.86
105,799.75
61.85° Bx.

ESTE SISTEMA
VAPOR.

REGLO DE LOS
A CANTIDAD
PRESIÓN SE
NO. 3). EL
ENTES DA--

EFFECTO	1°.	2°.	3°.	4°.	5°.
VAPOR GENERADO °F	225	241	223	198	152
CONC. DE SALIDA °Bx.	28.0	39.5	43.5	50.5	62.0
A.P.E. °F	1.7	2.8	3.3	4.3	7.0
P.A.H. (18 IN.) °F	1.1	1.3	2.2	3.4	8.0
TEMP. DE EBULLICIÓN °F	257.8	245.1	228.5	205.7	167.0
DIFERENCIA DE TEMP. °F	-55.8	12.7	16.6	22.8	38.7

BALANCE DE CALOR.

1ER. EFFECTO.	BTU/HR.	LB/HR.
VAPOR(A) 267° F, 935		420,000.00
216,900 x 935 =	202,801,500.00	15.58° Bx.
CALENTAMIENTO:		
420,000(202-257.8) =	<u>23,436,000.00</u>	
	179,365,500.00	
CAL. LAT. (A) 255° F, 942		
E ₁ = <u>179,365,500.00</u> 942		190,409.23
		<u>229,590.77</u>
		28.50° Bx.

-126,775 LB/HR DE VAP.

2° EFFECTO.
VAPOR (A) 255° F, 942

63,634.23 x 942 = 59,943,444.66
FLASH

229,590.77(257.8-245.1) = $\frac{2,915,802.78}{62,859,247.44}$

CAL. LAT. (A) 241^o F, 951

E₂ = $\frac{62,859,247.44}{951}$

$\frac{66,098.05}{163,492.72}$
40.02^o Bx.

-53,200 LB/HR DE VAP.

3ER. EFECTO.

VAP. (A) 241^o F, 951

12,898.05 x 951 = 12,266,045.55

FLASH

163,492.72(245.1-228.5) = $\frac{2,713,979.15}{14,980,024.70}$

CAL. LAT. (A) 223^o F, 963

EVAP. 3 = $\frac{14,980,024.70}{963}$

$\frac{15,555.58}{147,937.14}$
44.23^o Bx.

4^o. EFECTO.

VAP. (A) 223^o F, 963

15,555.58 x 963 = 14,980.024.70

FLASH

147,937.14(228.5-205.7) = $\frac{3,372,966.79}{18,352,991.49}$

CAL. LAT. (A) 198^o F, 979

EVAP. 4 = $\frac{18,352,991.49}{1,000}$

5^o. EFECTO.

VAP. (A) 198^o F, 979

18,746.67 x 979

FLASH

129,190.47(205.7-198.0)

CAL. LAT. (A) 150^o F, 1000

EVAP. 5 = $\frac{23,352,991.49}{1,000}$

POR LO TANTO EL SISTEMA EN CUERPO

4.- SISTEMA NO

ESTE SISTEMA SE OPERA EN DOBLE EFECTO CON EVAPORADORES EN SERIE. EL VAPOR DE 240^o F. SE EXTRAE VAPOR DE LOS SISTEMAS ANTERIORES Y SE RECALIENTA BASADO EN LA TABLA SIGUIENTE CUANDO SE OPERA EN DOBLE EFECTO.

EFECTO VAPOR GENERADO DO CONC. DE SAL LIDA

LB/HR.

EVAP. 4. $\frac{18,352,991.49}{979}$

BTU/HR. LB/HR.

$\frac{18,746.67}{129,190.47}$
50.65° Bx.

50. EFECTO.

VAP. (A) 198° F, 979
18,746.67 x 979 =

18,352,991.49

FLASH

129,190.47 (205.7-167.0) =

$\frac{4,999,671.19}{23,352,662.68}$

CAL. LAT. (A) 152° F, 1,006.7

EVAP. 5. $\frac{23,352,662.68}{1,006.6}$

$\frac{23,197.24}{105,993.23}$
61.74° Bx.

POR LO TANTO EL GASTO DE VAPOR PARA ESTE -
SISTEMA EN QUINTUPLE EFECTO ES DE: 216,900. LB./

4. SISTEMA NO. 3.

ESTE SISTEMA CONSTA DE UNOS PREEVAPORADO--
RES EN DOBLE EFECTO Y DE UN TRIPLE EFECTO DE -
EVAPORADORES; DE LOS PREEVAPORADORES SE OBTIENE
VAPOR DE 240° F. Y DEL PRIMER EFECTO DEL TRIPLE
SE EXTRAE VAPOR DE 246° F. (FIG. NO. 3). COMO EN
LOS SISTEMAS ANTERIORES EL BALANCE DE CALOR ES-
TÁ BASADO EN LAS NECESIDADES ACTUALES Y EN EL -
SIGUIENTE CUADRO:

EFECTO	PREEV. PREEV.		10.	20.	30.
	1	2			
VAPOR GENERA DO ° F	255	240	246	216	152
CONC. DE SA- LIDA ° Bx.	22.0	38.5	56.5	59.0	65.0

$\frac{66,098.05}{163,492.72}$
40.02° Bx.

$\frac{15,555.58}{147,937.14}$
44.23° Bx.

EFFECTO		PREEV. 1	PREEV. 2	1°.	2°.	3°.
A.P.E.	° Bx.	1.2	2.7	5.6	6.2	7.9
P.A.H. (18 IN.)	° F	1.1	1.3	1.7	2.8	8.3
TEMP. DE EBULLICIÓN	° F	257.3	244.0	253.3	225.0	168.2
DIFERENCIA DE TEMP.	° F	-55.3	13.3	-9.3	28.3	56.8

BALANCE DE CALOR.

PREEVAPORADOR 1	BTU/HR.	LB/HR.
VAP. (A) 267° F, 935		420,000.00
149,725 x 935	139,992,875	15.58° Bx.
CALIENTAMIENTO:		
420,000(202-257.3) =	-23,226,000	
	<u>116,766,875</u>	
CAL. LAT. (A) 255° F, 942		
PREEVAP. 1 =	<u>116,766,875 =</u>	<u>123,956.34</u>
	942	296,043.66
PREEVAPORADOR 2.		
VAP. (A) 255° F, 942		
123,956.34 x 942 =	116,766,875.00	
FLASH		
296,043.66(257.3-244.0) =	3,937,380.68	
	<u>120,704,255.68</u>	
CAL. LAT. (A) 240° F, 952		
PREEV. 2. =	<u>120,704,255.68</u>	<u>126,776.86</u>
	952.1	169,266.80
		38.67° Bx.

PREEV. 2 =	<u>120,704,255.68</u>
1ER. EFFECTO	OF, 935
VAP. (A) 267	56,675 x 935 =
CALIENTAMIENTO:	169,266.80 x (244.0 - 202) =
CAL. LAT. (A) 246° F, 947	246,000 x 947 =
EVAP. 1 =	<u>51,323.4</u>
	947
	-53,200
2° EFFECTO:	
VAP. (A) 246° F, 947	995.82 x 947 =
FLASH	
115,070.98(253.3 - 244.0) =	3,937,380.68
	<u>120,704,255.68</u>
CAL. LAT. (A) 216° F, 967	216,000 x 967 =
EVAP. 2 =	<u>4,199.55</u>
	967
3ER. EFFECTO:	
VAP. (A) 216° F, 967	4,378.56 x 967 =

BTU/HR. LB/HR.

DIFERENCIA DE TEMP. °F

FLASH

$$110,728.12 \times (225.0 - 168.2) = \frac{6,289,357.22}{10,488,907.49}$$

CAL. LAT. (A) 152°F = 1,006.7

$$\text{EVAP. 3} = \frac{10,488,907.49}{1,006.7}$$

$$\frac{10,419.10}{100,309.02} \\ 65.23^{\circ}\text{Bx.}$$

∴ VAPOR UTILIZADO:

$$149,725 \times 56,675 = \underline{206,400 \text{ LB/HR.}}$$

5.- SISTEMA No. 2 CON APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS.

ESTE SISTEMA ES UN QUÍNTUPLE EFECTO IGUAL AL DEL SISTEMA DOS, PERO EN ÉSTE SE APROVECHAN LOS CONDENSADOS, TANTO DE LOS EVAPORADORES COMO DE TACHOS Y CALENTADORES. EL VAPOR NECESARIO DE BAJA PRESIÓN SE EXTRAER EN LOS 1o. Y 2o. EFECTOS Y EL BALANCE DE CALOR SE REALIZÓ CON BASE EN LOS SIGUIENTES DATOS:

EFECTO		1o.	2o.	3o.	4o.	5o.
VAPOR GENERADO	°F	255	241	223	198	152
CONC. DE SALLIDA	°Bx	27.1	35.5	38.1	44.5	61.64
A.P.E.	°F	1.6	2.4	2.7	3.4	6.9
P.A.H. (18 IN.)	°F	1.1	1.3	2.0	3.3	8.0
TEMP. DE EBULLICIÓN	°F	257.7	244.7	227.7	204.7	166.9

1ER. EFECTO.

VAPOR (A) 267°F, 935

$$204,900 \times 935 =$$

CALENTAMIENTO:

$$420,000(202-257.7)$$

CAL. LAT. (A) 255°F, 9

$$\text{EVAP. 1} = \frac{168,187.5}{942}$$

-126,7

2o. EFECTO.

VAPOR (A) 255°F, 942

$$51,767.99 \times 942 =$$

FLASH DEL JUGO:

$$241,457.01(257.7 -$$

FLASH DE CONDENSADO
204,900(267-255) =

CAL. LAT. (A) 241°F, 9

$$\text{EVAP. 2} = \frac{54,363.18}{951}$$

-53,2

LB/HR.

DIFERENCIA DE TEMP. ° F -55.7 13.0 17.0 23.0 37.8

BALANCE DE CALOR.

1ER. EFECTO.	BTU/HR	LB/HR.
VAPOR (A) 267° F, 935		420,000.00
204,900 x 935 =	191,581,500.00	15.58° Bx.
CALENTAMIENTO:		
420,000(202-257.7) =	-23,394,000.00	
	<u>168,187,500.00</u>	
CAL. LAT. (A) 255° F, 942		
EVAP. 1 = $\frac{168,187,500}{942}$		<u>178,542.99</u>
		241,457.01
		27.10° Bx.

-126,775 LB/HR. DE VAPOR

2O. EFECTO.		
VAPOR (A) 255° F, 942		
51,767.99 x 942 =	48,765,446.58	
FLASH DEL JUGO:		
241,457.01(257.7-244.7) =	3,138,941.13	
FLASH DE CONDENSADOS:		
204,900(267-255) =	2,458,800.00	
	<u>54,363,187.71</u>	
CAL. LAT. (A) 241° F, 951		
EVAP. 2 = $\frac{54,363,187.71}{951}$		<u>57,164.24</u>
		184,292.77
		35.511 Bx.

-53,200 LB/HR. DE VAPOR

22
49

10,419.10
100,309.02
65,230 Bx.

HR.

DE CONDEN

ECTO IGUAL
APROVECHAN
ADORES COMO
ECESARIO DE
2O. EFECTOS
BASE EN LOS

40. 50.

98 152

44.5 61.64

3.4 6.9

3.3 8.0

04.7 166.9

/HR. LB/HR.
 184,292.77
 9,992.24
 977.09
 201.86
 171.19
 12,742.65
 171,550.12
 38.14° Bx.
 171.19
 652.76
 930.14
 754.09
 24,665.73
 146,884.39
 44.55° Bx.

50. EFECTO. BTU/HR. LB/HR.
 VAPOR (A) 198° F, 979 146,884.39
 24,665.73 x 974 24,147.754.09
 FLASH JUGO:
 146,884.39(204.7-166.9)* 5,552,299.94
 FLASH DE CONDENSADOS:
 (440,607.23+12,742.65)
 (223-198)* 11,333,747.00
 41,033,801.03
 CAL. LAT. (A) 152° F, 1,000.7
 EVAP. 5- $\frac{41,033,801.03}{1,006.7}$ 40,760.70
 106,123.69
 61.66° Bx.

. . ESTE SISTEMA UTILIZA: 204,900 LB/HR. DE VAPOR
 6.- SISTEMA No. 3 CON APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS.

ESTE SISTEMA ES IGUAL AL NÚMERO TRES EN CUANTO A DISTRIBUCIÓN DE EVAPORADORES, PERO DIFIERE EN EL PRECALENTAMIENTO DEL JUGO, QUE EN ÉSTE SE EFECTÚA EN TRES PARTES, EXTRAYÉNDOSE - POR ELLO VAPOR DE BAJA PRESIÓN EN EL 20. EFECTO DE PREEVAPORADORES Y EN LOS 10. Y 20. EFECTOS DEL TRIPLE. ADEMÁS EN ESTE SISTEMA SE UTILIZAN - LOS CONDENSADOS DE TACHOS, CALENTADORES Y EVAPORADORES .

PAR EL CALENTAMIENTO SE NECESITAN LAS SIGUIENTES CANTIDADES DE VAPOR:

1ER. CALENTAMIENTO (VAPOR DE 216° F).

$$\frac{(120-82) 420,000}{0.6 \times 967} = 27,510 \text{ LB/HR.}$$

2o. CALENTAMIENTO (VAPOR DE 240° F).

$$\frac{(150-120) 420,000}{0.6 \times 952.1} = 22,060 \text{ LB/HR.}$$

3ER. CALENTAMIENTO (VAPOR DE 246° F).

$$\frac{(212-150) 420,000}{0.6 \times 952.1} = 45,580 \text{ LB/HR.}$$

POR LO TANTO LA EXTRACCIÓN DE VAPOR SERÁ:

$$\text{PREEVAP. 2} = 44,250 + 33,840 + 22,060 = 100,150 \text{ LB/HR.}$$

$$\text{1ER. EFECTO} = 6,780 + 45,580 = 52,360 \text{ LB/HR.}$$

$$\text{2o. EFECTO} = 27,510 \text{ LB/HR.}$$

CON LOS DATOS ANTERIORES Y LOS DE LA TABLA SIGUIENTE SE EFECTUÓ EL BALANCE DE CALOR.

EFECTO		PREEV. 1	PREEV. 2	1o.	2o.	3o.
VAPOR GENERADO	° F	255	240	246	216	152
CONC. DE SALIDA	Bx	20.1	29.1	42.9	52.4	61.6
A. P. E.	° F	1.1	1.8	3.3	4.7	7.0
A.P.H. (18 IN.)	° F	1.1	1.2	1.5	2.5	8.0
TEMP. DE EBULLICIÓN	° F	257.2	243.0	250.8	223.2	167.0
DIF. DE TEMP.	° F	--55.2	14.2	-7.8	27.6	56.2

PREEVAPORADOR 1

VAPOR (A) 267° F

120,300 x 935 =

CALENTAMIENTO:

420,000(202-257)

CAL. LAT. (A) 255

PREEVAP. 1 = 89

PREEVAPORADOR 2

VAPOR (A) 255° F

94,794.59 x 942 =

FLASH DEL JUGO

325,205.41(257)

FLASH DE CONDENS

120,300(267-255)

CAL. LAT. (A) 24

PREEVAP. 2 = 95

1ER. EFECTO:

VAPOR (A) 267° F

75,100 x 935 =

CALENTAMIENTO:

225,049.95(243)

BALANCE DE CALOR

	BTU/HR.	LB/HR.
PREEVAPORADOR 1		420,000.00
VAPOR (A) 267° F, 935		15.58° Bx.
120,300 x 935 =	112,480,500	
CALENTAMIENTO:		
420,000(202-257-2) =	<u>-23,184,000</u>	
CAL. LAT. (A) 255° F, 942	89,296,500	
PREEVAP. 1 =	<u>89,296,500</u>	<u>94,794.59</u>
	942	325,205.41
		20.12° Bx.

PREEVAPORADOR 2		
VAPOR (A) 255° F, 942		
94,794.59 x 942 =	89,296,500.00	
FLASH DEL JUGO		
325,205.41(257.2-243.0) =	4,617,916.82	
FLASH DE CONDENSADOS:		
120,300(267-255) =	<u>1,442,600.00</u>	
CAL. LAT. (A) 240° F, 952.1	95,358,016.82	
PREEVAP. 2 =	<u>95,358,016.82</u>	<u>100,155.46</u>
	952	225,049.95
		29.08° Bx.

1ER. EFECTO:		
VAPOR (A) 267° F, 935		
75,100 x 935 =	70,218,500.00	
CALENTAMIENTO:		
225,049.95(243.0-250.8) =	<u>1,755,389.61</u>	
	68,463,110.39	

	BTU/HR.	LB/HR.
CAL. LAT. (A) 246° F, 947		
EVAP. 1 = $\frac{68,463,110.39}{947}$		$\frac{72,294.73}{152,755.22}$
		42.84 Bx.

-52,360 LB/HR. DE VAPOR

2o. EFECTO:

VAPOR (A) 246° F, 947
 $19,938.56 \times 947 = 18,881,816.32$

FLASH DEL JUGO:
 $152,755.22(250.8-223.2) = 4,216,044.07$

FLASH DE CONDENSADOS:
 (120,300+94,794.59)
 (255-246) = 1,935,851.31
 $75,100(267-246) = 1,577,100.00$
26,610,811.70

CAL. LAT. (A) 216° F, 967
 EVAP. 2 = $\frac{26,610,811.70}{967}$ $\frac{27,518.94}{125,236.28}$
 52.25° Bx.

-27,510 LB/HR. DE VAPOR.

3ER. EFECTO. 125,236.28

FLASH DEL JUGO:
 $125,236.28(223.2-167.0) = 7,038,278.94$

FLASH DE CONDENSADOS:
 (120,300+94,794.59)
 (246-216) = 6,452,837.70

72,294.73(246-216)

75,100(246-216)

100,155.46(240-216)

CAL. LAT. (A) 152° F

EVAP. 3 = $\frac{20,316}{1.00}$

EL VAPOR NEC.
 120,300

C. ESTIMACION DE

DEBIDO A QUE
 LOS SISTEMAS AN
 TA, LA MANO DE
 TOS DE LIMPIEZA
 TE LOS ACTUALES
 SOLO SE CALCULA
 EN CADA SISTEMA
 MAS IMPORTANTE,
 AFECTADO POR LA
 REARREGLOS,

1.- SISTEMA ACC
CONDENSADOS.

DEL BALAN
 CEMOS QUE UTIL
 SABIENDO QUE EL
 LB., EL COSTO
 RA DE \$3,024.00

PUESTO QU
 PLETAS DE EVAP

B/HR.

BTU/HR.

LB/HR.

2,294.73
2,755.22
7.84 Bx.

72,294.73(246-216) =

2,168,841.90

75,100(246-216) =

2,253,000.00

100,155.46(240-216) =

2,403,731.04
20,316,689.58

CAL. LAT. (A) 152° F, 1,006.7

EVAP. 3 = $\frac{20,316,689.58}{1,006.7}$

20,181.47
105,054.81
62.29° Bx.

°. EL VAPOR NECESARIO ES:

120,300 + 75,100 = 195,400 LB/HR.

C. ESTIMACION DE COSTOS CORRESPONDIENTES.

DEBIDO A QUE EN LOS COSTOS DE OPERACION DE LOS SISTEMAS ANTERIORES, LA MANO DE OBRA DIRECTA, LA MANO DE OBRA PARA REPARACION Y LOS GASTOS DE LIMPIEZA Y MANTENIMIENTO SON PRACTICAMENTE LOS ACTUALES, NO SE REPETIRA SU ESTIMACION, SOLO SE CALCULARA EL COSTO DEL VAPOR UTILIZADO EN CADA SISTEMA, YA QUE ADEMAS DE SER EL RENGLON MAS IMPORTANTE, ES EL QUE RESULTA DIRECTAMENTE AFECTADO POR LAS MODIFICACIONES EN LOS DISTINTOS REARREGLOS.

27,518.94
125,236.28
52.25° Bx.

1.- SISTEMA ACTUAL CON APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS.

DEL BALANCE DE CALOR DE ESTE SISTEMA CONOCIMOS QUE UTILIZA 232,635.70 LB/HR. DE VAPOR Y SABIENDO QUE EL PRECIO DEL VAPOR ES DE \$ 0.013/LB., EL COSTO DE OPERACION POR ESTE CONCEPTO SERA DE \$3,024.00/HR.

125,236.28

PUESTO QUE SE VAN A TENER DOS SERIES COMPLETAS DE EVAPORADORES, HAY QUE CONSIDERAR LA

54
70

INVERSIÓN NECESARIA PARA ADQUIRIR LOS CUERPOS -
 COMPLEMENTARIOS. EN ESTE CASO SE REQUERIRÁN DOS
 EVAPORADORES DE 8,000 FT² DE ÁREA DE CALENTA-
 MIENTO Y UNO DE 10,000 FT², YA QUE EL SISTEMA -
 TENDRÁ CUATRO EVAPORADORES DE 10,000 FT², OCHO -
 DE 8000 FT² Y CUATRO DE 3,000 FT², DE LOS CUALES
 EXISTEN ACTUALMENTE TRES DE 10,000 FT², SEIS DE
 8,000 FT² Y CUATRO DE 3,000 FT². EL COSTO DE ESTOS
 TOSTRES EVAPORADORES SERÁ DE \$3,750,000.00 DE -
 ACUERDO CON LA ESTIMACIÓN HECHA PARA EL EQUIPO
 ACTUAL.

PARA OBTENER EL COSTO DEL EQUIPO PARA APRO-
 VECHAMIENTO DE LOS CONDENSADOS, SE CONSIDERÓ -
 QUE LA TOTALIDAD DE LAS LÍNEAS DE ÉSTOS VAN A -
 SER RENOVADAS, Y LOS RESULTADOS SON LOS SIGUIEN-
 TES:

3 CAJAS DE CONDENSADOS (3' x 2' x 2') = 6,000 (\$2,000
 c/u)

250 METROS DE TUBERÍA AISLADA
 (2-4 IN) = 15,000

VÁLVULAS, CONEXIONES E INSTALACIÓN = 15,000

TOTAL: \$36,000

2.- SISTEMA No. 1 (CUÁDRUPLE EFECTO)

DE ACUERDO CON EL BALANCE DE CALOR CORRES-
 PONDIENTE, ESTE SISTEMA UTILIZA 220,400 LB/HR. -
 DE VAPOR; SI CONSIDERAMOS, DE ACUERDO CON EL -
 CÁLCULO YA EFECTUADO, QUE EL PRECIO UNITARIO -
 DEL VAPOR ES DE \$0.013/LB., TENDREMOS QUE EL -
 COSTO DE OPERACIÓN POR ESTE CONCEPTO SERÁ DE -
 \$ 2,865/HR.

ESTE SISTEMA CONSTARÍA DE 3 EVAPORADORES -
 DE 8,000 FT² DE ÁREA DE CALENTAMIENTO COMO 1ER.

EFFECTO, DOS DE
 3,000 FT² COMO
 COMO DE 40, EFEC
 TRES EVAPORADORE
 FT² Y CUATRO DE
 DOS EVAPORADORE
 10,000 FT². EL
 SERÍA DE \$3,750
 CIÓN HECHA PARA

3.- SISTEMA No.

EL BALANCE
 DICA QUE SU COM
 HR., LO CUAL RE
 COMO ESTE SISTE
 EVAPORADORES DE
 MIENTO Y UNO DE
 DE 8,000 FT² CA
 30., OTRO DE 3
 DE 5,000 FT² C
 ADEMÁS DE LOS
 5,000 FT² DE A
 TRES EVAPORADO
 ACUERDO CON LO
 BLE.

4.- SISTEMA No.

HABIÉNDOS
 DE ESTE SISTEM
 VAPOR OBTENEMO
 OPERACIÓN SERÁ
 PUESTO QU
 DE 8,000 FT²
 10,000 FT² CO
 Y COMO 40, Y
 REQUERIRÁN TR
 PARA TENER, C
 PLETOS EN EST
 EVAPORADORES

EFFECTO, DOS DE 10,000 FT² DE 20. EFFECTO, DOS DE 3,000 FT² COMO 3ER. EFFECTO Y UNO DE 8,000 FT² - COMO DE 40. EFFECTO. SI ACTUALMENTE SE TIENEN -- TRES EVAPORADORES DE 10,000 FT², SEIS DE 8,000 FT² Y CUATRO DE 3,000 FT², SE NECESITARÁN OTROS DOS EVAPORADORES DE 8,000 FT² Y UNO MÁS DE -- 10,000 FT². EL COSTO DE ESTOS TRES EVAPORADORES SERÍA DE \$3,750,000.00 DE ACUERDO CON LA ESTIMA CION HECHA PARA EL EQUIPO ACTUAL.

3.- SISTEMA No. 2 (QUÍNTUPLE EFFECTO).

EL BALANCE TÉRMICO DE ESTE SISTEMA NOS IN- DICA QUE SU CONSUMO DE VAPOR SERÁ DE 216,900 LB/ HR., LO CUAL REPRESENTA UN COSTO DE \$2,820/HR.- COMO ESTE SISTEMA ESTARÍA CONSTITUIDO POR DOS -- EVAPORADORES DE 10,000 FT² DE ÁREA DE CALENTA-- MIENTO Y UNO DE 8,000 FT² COMO 1ER. EFFECTO, DOS DE 8,000 FT² COMO 20. UNO DE 3,000 FT² COMO -- 30., OTRO DE 3,000 FT² COMO 40. Y FINALMENTE UNO DE 5,000 FT² COMO 50. EFFECTO, SE NECESITARÁN, -- ADEMÁS DE LOS EVAPORADORES ACTUALES, DOS DE -- 5,000 FT² DE ÁREA Y UNO DE 10,000 FT². ESTOS -- TRES EVAPORADORES COSTARÍAN DE \$3,250,000.00 DE ACUERDO CON LOS DATOS DE LA LITERATURA DISPONI- BLE.

4.- SISTEMA No. 3.

HABIÉNDOSE CALCULADO QUE PARA LA OPERACIÓN DE ESTE SISTEMA SE NECESITAN 206,300 LB/HR. DE VAPOR OBTENEMOS QUE EL COSTO CORRESPONDIENTE DE OPERACIÓN SERÁ DE \$2,682/HR.

PUESTO QUE SE TENDRÍAN TRES EVAPORADORES -- DE 8,000 FT² DE ÁREA COMO 1ER. EFFECTO, DOS DE 10,000 FT² COMO 20., UNO DE 10,000 FT² COMO 30. Y COMO 40. Y 50. EFFECTOS DOS DE 3,000 FT², SE REQUERIRÁN TRES EVAPORADORES MÁS DE 10,000 FT² PARA TENER, COMO ANTES SE DIJO, DOS SISTEMAS COM- PLETOS EN ESTE ARREGLO. EL COSTO DE ESTOS TRES EVAPORADORES DE 10,000 FT² ES DE \$4,090,000.00.

5.- SISTEMA No. 2 CON APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS.

ESTE SISTEMA UTILIZA 204,900 LB/HR. DE VAPOR; -
DE AQUI QUE EL COSTO DE OPERACION POR CONCEPTO DEL -
MISMO SERA DE \$2,664/HR.

LA INVERSION EN EVAPORADORES SERA LA MISMA QUE
PARA EL SISTEMA DOS, ES DECIR \$3,250,000; PERO A --
ESTA HABRA QUE SUMARLE LA DEL SISTEMA DE APROVECHA-
MIENTO DE CONDENSADOS QUE RESULTA SER DE \$36,000 -
COMO SE VIÓ EN EL SISTEMA ACTUAL CON APROVECHAMIENT-
TO DE CONDENSADOS.

6.- SISTEMA No. 3 CON APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS.

EL VAPOR NECESARIO EN ESTE SISTEMA ES DE - - -
195,400 LB/HR., ES DECIR, SU COSTO DE OPERACION A --
ESTE RESPECTO SERA DE \$2,540/HR.

COMO EN EL CASO ANTERIOR LA INVERSION REQUERIDA
PARA EVAPORADORES ES IGUAL A LA DEL SISTEMA TRES,
O SEAN \$4,090,000 Y LA CORRESPONDIENTE AL APROVECHA-
MIENTO DE CONDENSADOS SERA DE \$36,000.

CONDENSADOR

DE VAPOR; -
CEPTO DEL -

MISMA QUE
PERO A --
APROVECHA-
\$36,000 -
VECHAMEN-

CONDENSADOR

S DE - - -
RACION A -

EN REQUERI-
STEMA TRES,
APROVECHA

IV.- EVALUACION TECNICO -
ECONOMICA DE LAS AL-
TERNATIVAS PREVISTAS

A. RESULTADOS DE CADA UNA DE LAS MODIFICACIONES ESTUDIADAS.

PARA SU MÁS FÁCIL VISUALIZACIÓN SE PRESENTAN LOS RESULTADOS EN FORMA DE TABLAS Y JUNTO CON LOS DEL SISTEMA ACTUAL PARA SU COMPARACIÓN.

TABLA No. 1.

RESULTADOS OBTENIDOS EN LOS BALANCES TÉRMICOS EFECTUADOS.

S I S T E M A	CONSUMO- DE VAPOR	VAPOR- A CON- Densa- dor	COSTO DEL VA- POR - CONSU- MIDO. PESOS/ HR.
	LB/HR.		
ACTUAL	245,470	20,150	3,192
ACTUAL MODIFICADO	218,100	26,450	2,835
ACTUAL CON APROV. DE CONDENSADOS	232,640	36,175	3,024
No. 1 (CUÁDRUPLE EFECTO)	220,400	26,900	2,865
No. 2 (QUÍNTUPLE EFECTO)	216,900	23,200	2,820
No. 3 *	206,300	10,450	2,682
No. 2 CON APROV. DE CONDENSADOS	204,900	40,760	2,664
No. 3 CON APROV. DE CONDENSADOS	195,400	20,180	2,540

* CORRESPONDE A UNA COMBINACIÓN DE UN PREEVAPORADOR DE DOBLE EFECTO Y UN TRIPLE EFECTO.

TABLA No. 2

COMPARACIÓN DE CANTIDAD DE AGUA EVAPORADA POR -
UNIDAD DE SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO.

DISTRIBUCIÓN DEL
EFECTOS DE

EFECTO SISTEMA	PRE-1	PRE-2	10.	20.	30.	40.	50.
	LB./FT ² - HR.						
ACTUAL	8.31	-	3.33	3.67	5.19	6.72	-
ACTUAL MODI FICADO	6.34	-	4.15	4.53	7.30	8.32	-
ACTUAL CON - AP. DE COND.	8.31	-	3.68	3.11	7.02	4.52	-
No. 1	-	-	8.13	3.52	3.61	3.36	-
No. 2	-	-	6.80	4.19	5.19	6.25	4.64
No. 3	5.16	6.34	5.42	1.45	3.47	-	-
No. 2 CON - AP. DE COND.	-	-	6.38	5.21	4.25	4.93	5.11
No. 3 CON - AP. DE COND.	5.25	5.55	7.23	3.45	3.35	-	-

EFECTO SISTEMA
ACTUAL
ACTUAL MODIFICADO
ACTUAL CON AP. DE
No. 1
No. 2
No. 3
No. 2 CON AP. DE
No. 3 CON AP. DE

TABLA No. 3

DISTRIBUCIÓN DEL AREA DE CALENTAMIENTO EN LOS EFECTOS DE LOS SISTEMAS ESTUDIADOS.

ADA POR -
TO.

40.	50.
6.72	-
6.32	-
4.52	-
3.36	-
6.25	4.64
-	-
4.93	5.11
-	-

EFECTO SISTEMA	PRE 1	PRE 2	10	20	30	40	50
	MILES DE FT ² .						
ACTUAL	20	-	16	16	3	3	-
ACTUAL MODIFICADO	20	-	16	16	3	3	-
ACTUAL CON AP. DE COND.	20	-	11	16	3	8	-
No. 1	-	-	24	20	6	8	-
No. 2	-	-	28	16	3	3	5
No. 3	24	20	10	3	3	-	-
No. 2 CON AP. DE COND.	-	-	28	11	3	5	8
No. 3 CON AP. DE COND.	18	18	10	8	6	-	-

TABLA No. 4

COSTO DE VAPOR E INVERSIÓN REQUERIDA EN LOS DIFERENTES SISTEMAS.

S I S T E M A	COSTO DE VAPOR		INVERSIÓN EN EQUIPO ADICIONAL
	POR ZAFRA	DIFERENCIA CON EL ACTUAL	
MILES DE PESOS			
ACTUAL	11,491	-	3,750
ACTUAL MODIFICADO	10,206	1,285	3,750
ACTUAL CON APROV. DE COND. *	10,886	605	36
No. 1	10,314	1,177	3,750
No. 2	10,152	1,339	3,250
No. 3	9,655	1,836	4,090
No. 2 CON APROV. DE COND.	9,590	1,901	3,286
No. 3 CON APROV. DE COND.	9,144	2,347	4,126

*ESTA INVERSIÓN NO INCLUYE LOS EVAPORADORES NECESARIOS PARA TENER UN DOBLE JUEGO DE ÉSTOS COMO EN LOS DEMÁS CASOS.

B. VENTAJAS Y DESVENTAJAS.

EL SISTEMA ACTUAL OFRECERÍA UN AHORRO DE VAPOR EN TERMI-
NACIONES DE PESOS POR
PUNTO DE VISTA ECONÓMICO
TENDRÍA QUE CONDENSAR
MÁS DE VAPOR QUE EN
CUALQUIERA LA MODIFICACIÓN
PROBLEMAS EN SUS 30.
TODO EN ESTE ÚLTIMO
CON RESPECTO A SU APROV.
AUNADO A LA MAGNITUD
QUE PRESENTA, SERÍA
AUMENTAR EN UN MOMENTO
SISTEMA TANTO PORQUE
DADO DE DICHO EFECTO
PROBLEMAS DEBIDO AL APROV.
A CONDENSADORES.

EL APROVECHAMIENTO DEL
SISTEMA ACTUAL PRODUCIRÍA
SI SE TOMA EN CUENTA
INVERSIÓN, QUE AUN CON
CIÓN DE UNA DOBLE SERÍA
NÓMICAMENTE RECOMENDABLE
PUNTO DE VISTA DE SU
COMPLICA LA YA INTRINSECAMENTE
TENTE, LO CUAL ES UN
CUENTA; ADEMÁS CASI
POR POR CONDENSAR, Y
TE, PRESENTA LA NECESIDAD
SAMENTE EL CONDENSADOR
TO QUE LAS CALDERAS
CIÓN DE DICHO CONDENSADOR
CAROSA ES MUY PELIGROSO
DE OCASIONAR UNA EXPLOSIÓN
TUBERÍAS O "FLUCES".

B. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DERIVADAS DE LAS MISMAS.

LOS

CR--
N EN
PO--
C10--
AL

50
50

36
60
60
90

66
6

NE--
CO--

EL SISTEMA ACTUAL MODIFICADO SIGNIFICARÍA UN AHORRO DE VAPOR EQUIVALENTE A MÁS DE 1.2 MILLONES DE PESOS POR ZAFRA; POR LO QUE, DESDE EL PUNTO DE VISTA ECONÓMICO, NO OBSTANTE QUE SE TENDRÍA QUE CONDENSAR APROXIMADAMENTE UN 30% MÁS DE VAPOR QUE EN EL ACTUAL, RESULTARÍA VENTAJOSA LA MODIFICACIÓN; SIN EMBARGO, PRESENTARÍA PROBLEMAS EN SUS 30. Y 40. EFECTOS, PUES SOBRE TODO EN ESTE ÚLTIMO LA EVAPORACIÓN ES ELEVADA CON RESPECTO A SU ÁREA DE CALENTAMIENTO, LO QUE AUNADO A LA MAGNITUD DE EVAPORACIÓN POR FLASH QUE PRESENTA, SERÍA UN OBSTÁCULO SI SE QUISIERA AUMENTAR EN UN MOMENTO DADO A LA CAPACIDAD DEL SISTEMA TANTO PORQUE YA ESTÁ SATURADA LA CAPACIDAD DE DICHO EFECTO COMO PORQUE SE TENDRÍAN PROBLEMAS DEBIDO AL ARRASTRE DE JUGO CON EL VAPOR A CONDENSADORES.

EL APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS EN EL SISTEMA ACTUAL PRODUCE UN AHORRO MUY APRECIABLE SI SE TOMA EN CUENTA LA PEQUEÑA MAGNITUD DE LA INVERSIÓN, QUE AUN CUANDO NO INCLUYE LA INSTALACIÓN DE UNA DOBLE SERIE DE EVAPORADORES, ES ECONÓMICAMENTE RECOMENDABLE. SIN EMBARGO DESDE EL PUNTO DE VISTA DE SU OPERACIÓN, ESTE SISTEMA COMPLICLA LA YA INTRINCADA RED DE TUBERÍAS EXISTENTE, LO CUAL ES UN FACTOR QUE DEBE TOMARSE EN CUENTA; ADEMÁS CASI DUPLICA LA CANTIDAD DE VAPOR POR CONDENSAR, Y LO QUE ES AUN MÁS IMPORTANTE, PRESENTA LA NECESIDAD DE CONTROLAR CUIDADOSAMENTE EL CONDENSADO DE TODOS LOS CUERPOS PUESTO QUE LAS CALDERAS SE ALIMENTARÁN CON UNA PORCIÓN DE DICHS CONDENSADOS, Y UN ARRASTRE DE SACAROSA ES MUY PELIGROSO, PUES ADEMÁS DE QUE PUEDE OCASIONAR UNA EXPLOSIÓN POR IMPACTO EN LAS TUBERÍAS O "FLUCES", PRODUCE ABUNDANTE ESPUMA

TOMARSE EN CUENTA EL QUE SE TENDRÍA QUE CONDENSAR CASI UN 50% MENOS DE VAPOR. LA BAJA EVAPORACIÓN POR UNIDAD DE ÁREA EN LOS 2º. Y 3º. EFECTOS, QUE APARENTAMENTE ESTÁN DESAPROVECHANDO SU CAPACIDAD, ES REALMENTE NECESARIA, DEBIDO A LA GRAN EVAPORACIÓN POR "FLASH" QUE SE TIENE EN DICHS EFECTOS. UNOS EVAPORADORES DE MENOR ÁREA Y POR CONSIGUIENTE MÁS PEQUEÑOS, TENDRÍAN MUCHOS PROBLEMAS DEBIDO AL ARRASTRE DEL JUGO POR LOS EVAPORADORES.

EL SISTEMA NO. 2 CON APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS, COMO ES DE SUPONERSE, DEBIDO A QUE ES UNA APLICACIÓN DE DOS SISTEMAS, PRESENTA EN GENERAL LAS VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE AMBOS, SIN EMBARGO ELIMINA TODA COMPLICACIÓN EN LA RED DE TUBERÍAS YA QUE SE OPERA CON DOBLE SERIE DE EVAPORADORES, Y SE OBTIENE UNA CANTIDAD MÁS UNIFORME DE AGUA EVAPORADA POR PIE CUADRADO EN LOS DISTINTOS EFECTOS.

DE MANERA SIMILAR EL SISTEMA NO. 3 CON APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS REÚNE LAS VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS DOS SISTEMAS QUE APLICA, SUPRIMIENDO COMO EN EL CASO ANTERIOR LA COMPLEJIDAD DEL SISTEMA DE LÍNEA DE VAPOR Y CONDENSADO, LOGRANDO UN AHORRO CONJUNTO DE MÁS DE 2.3 MILLONES DE PESOS, QUE REPRESENTAN UN 20% DEL COSTO ACTUAL DEL VAPOR.

C. DISCUSION DE LOS RESULTADOS.

DEBIDO A QUE LA CANTIDAD DE CAÑA MOLIDA -- POR EL INGENIO TIENE UNA TENDENCIA CRECIENTE, -- ES NECESARIO CUANTIFICAR EL INCREMENTO PROBABLE PARA UN PERÍODO RAZONABLE DE MANERA QUE SEA POSIBLE APRECIAR SI LOS SISTEMAS ESTUDIADOS PUEDEN ABSORVER DICHO AUMENTO.

EL PERÍODO SE TOMÓ DE 5 AÑOS DEBIDO A QUE SI FUESE MÁS AMPLIO PODRÍA TENER UN ERROR BAS--
TANTE CONSIDERABLE; Y EL MÉTODO DE CÁLCULO SE--
GUIDO FUE EL DE LA "ENGINEERING RESEARCH FOUNDA--
TION" (VER APÉNDICE). DE ACUERDO CON LOS DATOS
OBTENIDOS PARA 1966, LA CANTIDAD DE CAÑA MOLIDA
SERÁ UN 18% MAYOR A LA ACTUAL, O SEA QUE SE MO--
LERÁN APROXIMADAMENTE 5,900 TON. DIARIAS.

A PARTIR DEL DATO ANTERIOR CALCULADO Y DE
LOS QUE CONTIENE LA TABLA No. 2, SE DEDUCE QUE
LOS SISTEMAS QUE PERMITEN DICHO AUMENTO DE CAPA--
CIDAD SIN NECESIDAD DE MODIFICACIONES, SON LOS
No. 2 Y 3 CON O SIN APROVECHAMIENTO DE CONDENSA--
DOS.

PARA PODER ELEGIR ENTRE ESTOS SISTEMAS AL
QUE REPRESENTA MAYORES BENEFICIOS ECONÓMICOS,
YA QUE DESDE EL PUNTO DE VISTA TÉCNICO SE VIÓ
QUE SATISFACEN LAS NECESIDADES REQUERIDAS, SE
EVALUARON TOMANDO COMO ELEMENTO DE JUICIO Y COM--
PARACIÓN, LA RENTABILIDAD DE LOS MISMOS.

EN LA TABLA No. 5 SE PRESENTAN LOS DATOS --
EN LOS QUE SE BASÓ LA EVALUACIÓN Y LOS RESULTA--
DOS DE ÉSTA.

TABLA No. 5
EVALUACIÓN ECONÓMICA POR RENTABILIDAD ENTRE LOS
SISTEMAS TÉCNICAMENTE RECOMENDABLES.

SISTEMA / CONCEPTO	No. 2	No. 3	No. 2 CON APROV. DE COND.	No. 3 CON APROV. DE COND.

TABLA No. 5
EVALUACIÓN ECONÓMICA POR RENTABILIDAD ENTRE LOS
SISTEMAS TÉCNICAMENTE RECOMENDABLES.

SISTEMA CONCEPTO	No. 2	No. 3	No. 2 CON APROV. DE COND.	No. 3 CON APROV. DE COND.
INVERSIÓN	\$3,250,000	\$4,090,000	\$3,286,000	\$4,126,000
AHORRO DE VAPOR	"1,339,000	"1,836,000	"1,901,000	"2,347,000
PERÍODO DE AMORTIZACIÓN	5 AÑOS	5 AÑOS	5 AÑOS	5 AÑOS
AMORTIZACIÓN ANUAL	" 650,000	" 818,000	" 657,200	" 825,000
AHORRO REAL	" 689,000	"1,018,000	"1,243,800	"1,521,800
RENTABILIDAD*	21.20%	24.89%	37.85%	36.88%

* RELACIÓN DE AHORRO REAL A INVERSIÓN.

V.- CONCLUSIONES Y
RECOMENDACIONES.

DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS PARA LOS SIETE SISTEMAS REVISADOS PUEDE APRECIARSE QUE EL MEJOR, DESDE EL PUNTO DE VISTA ECONÓMICO Y QUE LLENA LOS REQUISITOS TÉCNICOS INDISPENSABLES ES EL SISTEMA No. 2 CON APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS; SIN EMBARGO NO SE DEBE DESCARTAR POR COMPLETO AL SISTEMA No. 3 CON APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS, PUESTO QUE EL PORCIENTO DE RENTABILIDAD DE ÉSTE ES DE 36.9% Y SÓLO UN 1% MENOR QUE EL DEL SISTEMA PRIMERAMENTE CITADO; ESTE HECHO PERMITE AFIRMAR QUE AMBOS SISTEMAS SON VENTAJOSOS Y QUE PROPORCIONAN AHORROS DE GRAN MAGNITUD POR CONCEPTO DE VAPOR.

DEBE SEÑALARSE QUE ANTES DE DECIDIR ENTRE LOS DOS SISTEMAS ESCOGIDOS, CONVIENE EVALUAR CON MÁS EXACTITUD EL COSTO DE LOS EVAPORADORES COMPLEMENTARIOS NECESARIOS, YA QUE ES ÉSTE UN FACTOR MUY IMPORTANTE Y ESTÁ SOMETIDO A FLUCTUACIONES QUE DEPENDEN NO SÓLO DE LAS DISTINTAS FIRMAS VENDEDORAS, SINO TAMBIÉN VARÍA CONFORME AL NIVEL ECONÓMICO PREVALECIENTE EN UN DETERMINADO MOMENTO.

ES IMPORTANTE HACER NOTAR QUE EL APROVECHAMIENTO DE CONDENSADOS ES UNA MEDIDA QUE RESULTA FÁCIL DE APLICAR A CUALQUIER SISTEMA Y CON LA CUAL SE LOGRA, MEDIANTE UNA BAJÍSIMA INVERSIÓN, UN AHORRO CONSIDERABLE. SERÍA DESEABLE QUE LOS INGENIOS AZUCAREROS DE MÉXICO CONTARAN CON SISTEMAS QUE PERMITAN APROVECHAR DICHS CONDENSADOS.

VI.- BIBLIOGRAFIA.

- BADGER, L. W. AND BANCHERO, T. J., INTRODUCTION TO CHEMICAL ENGINEERING, 170-244, MCGRAW HILL BOOK COMPANY INC., NEW YORK-TORONTO-LONDON, 1955.
- CHILTON, C., COST ENGINEERING IN THE PROCESS INDUSTRIES, 51, MCGRAW HILL BOOK CO., NEW YORK-TORONTO-LONDON, 1960.
- COATES, J., SIMPLIFIED METHOD FOR ESTIMATING -- EVAPORATOR CAPACITY AND STEAM CONSUMPTION, CHEM. ENG. PROGR., 45, 25, (1949).
- COATES, J. AND PRESSBURG, S. G., HOW HEAT TRANSFER OCCURS IN EVAPORATORS, CHEM. ENG., 67, 139-44, (1960).
- COATES, J. AND PRESSBURG, S. B., MULTIPLE EFFECT EVAPORATORS, CHEM. ENG., 67, 157-60, -- (1960).
- COULSON, M. J., EVAPORATION, CHEM. E. PROCESS - ENG., 39, 429-33, (1958).
- DEERR, N., CANE SUGAR, SECOND EDITION, 308-406, NORMAN RODGER, LONDON, 1921.
- FOUSH, J. A., BAKER, M. E. AND BADGER, L. W., LIQUID VELOCITY AND COEFFICIENTS OF -- HEAT TRANSFER IN A NATURAL CIRCULATION EVAPORATOR, IND. ENG. CHEM., 31, 206-11, (1939).
- FRAGEN, N. AND BADGER, L. W., HEAT TRANSFER -- COEFFICIENTS IN VERTICAL-TUBE-FORCED-CIRCULATION EVAPORATORS, IND. ENG. -- CHEM., 28 534, (1936).

INTERNATIONAL COOPERATION ADMINISTRATION, PLANT

REQUIREMENTS FOR MANUFACTURE OF REFINED SUGAR, WASHINGTON, D. C., 1955.

KERN, Q. D., PROCESS HEAT TRANSFER, 375-452, -----
MCGRAW HILL BOOK COMPANY, INC., NEW YORK
TORONTO-LONDON, 1950.

KOHLINS, W. D. AND ENGLANDER, H. P., COST FACTORS
IN EVAPORATOR DESIGN, CHEM. ENG. PROGR.,
52, 45, (1956).

PERRY, H. J., CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK, THIRD
EDITION, 499-522, MCGRAW HILL BOOK COMPA
NY, INC., NEW YORK, 1950.

REINHOLD, F. H. AND CONNELLY, J. F., MULTIPLE -----
EFFECT EVAP., CHEM. ENG. PROGR., 55, 45-
8, (1959).

SPENCER, L. G. AND MEADE, P. G., CANE SUGAR HAND-
BOOK, EIGHTH EDITION, 134-230, JOHN WI-
LEY AND SONS, INC., NEW YORK, 1957.

REFINED

52, ---
NEW YORK

FACTORS
PROGR.,

, THIRD
OK COMPA

PLE ---
55, 45-

EAR HAND-
JOHN WI--
57.

VII.- APENDICE.

A. LA CANTIDAD DE CALOR DISPONIBLE EN CADA EFECTO DEL SISTEMA DE EVAPORACION SE CALCULO SUMANDO ALGEBRAICAMENTE EL CALOR LATENTE DE VAPORIZACION DEL VAPOR USADO Y EL CALOR SENSIBLE O LATENTE DEL JUGO SEGUN SI HAY O NO VAPORIZACION (FLASH). EL AGUA EVAPORADA SE DETERMINO DIVIDIENDO LA CANTIDAD DE CALOR DISPONIBLE ENTRE EL CALOR LATENTE DEL VAPOR PRODUCIDO.

CON OBJETO DE ACLARAR LAS CIFRAS USADAS EN LOS BALANCES DE CALOR, SE PRESENTA A CONTINUACION UNO ILUSTRATIVO, EN EL CUAL SE ESPECIFICAN LOS SIGNIFICADOS QUE TIENEN LAS CANTIDADES COLCADAS EN LOS CORRESPONDIENTES LUGARES.

<u>EFFECTO CONSIDERADO</u>	BTU/HR.	LB/HR. JUGO A EVAPORAR CONCENTRACION
TEMPERATURA DE VAPOR SATURADO Y ENTALPIA DE VAPORIZACION.		
LIBRAS DE VAPOR X ENTALPIA = CALOR DEL VAPOR CALENTAMIENTO O FLASH		
LIBRAS DE JUGO X DIFERENCIA DE TEMP.	SUMA	= $\frac{\text{CALOR DEL JUGO}}{\text{CALOR DISPONIBLE}}$
CALOR LATENTE DEL VAPOR SATURADO OBTENIDO		
AGUA EVAPORADA = $\frac{\text{CALOR DISPONIBLE}}{\text{CALOR LATENTE}}$		$\frac{\text{AGUA EVAPORADA}}{\text{JUGO EVAPORADO CONCENTRACION}}$

B. BALANCE DE MATERIAL EN TACHOS.

A CONTINUACIÓN SE PRESENTAN LOS DATOS EN QUE SE BASARON LOS BALANCES DE MATERIAL EN TACHOS Y LOS CÁLCULOS HECHOS PARA EL BALANCE EN TEMPLAS DE CRUDO; PARA LAS TEMPLAS DE REFINADO SE SIGUIÓ UN MÉTODO SIMILAR Y SÓLO SE PRESENTAN LOS RESULTADOS.

DATOS:	Bx.	Pza.	
JUGO CLARIFICADO	15.58	80.68	(1)
MELADURA	61.64	80.00	(1)
TEMPLA "A"	96.00	79.45	(2)
MIEL "A" (PURGA)	85.00	61.05	(2)
LAVADOS "A"	86.40	69.32	(2)
AZÚCAR "A" (SIN LAVAR)	100.00	95.00	(2)
AZÚCAR "A" (LAVADO)	100.00	98.61	(2)
TEMPLA "C"	99.69	61.17	(1)
AZÚCAR "C"	100.00	91.32	(2)
LICOR DE REFINERIA	61.16	98.76	(1)
JARABE	74.75	88.87	(1)
AZÚCAR REFINADA	100.00	99.91	(1)

(1) = PROMEDIO DE INFORMES DE CORRIBA.

(2) = PROMEDIO DE VARIAS DETERMINACIONES EFECTUADAS.

BALANCE EN TEMPLAS DE CRUDO:
RENDIMIENTOS DE TEMPLA "A":

$$X = \frac{79.45 - 61.05}{95.0 - 61.05} = 54.2 \text{ Az. "A" SL/\% T. "A"}$$

$$100 - X = 45.8 \text{ M. "A"/\%T. "A"}$$

CANTIDAD DE LAVADOS "A"

Az. "A" L	98.61		25.68	87.67	Az. "A" L
		95.0			
L	69.32		<u>3.61</u>	<u>12.33</u>	L
		Az "A" SL	29.29	100.00	Az "A" SL

$$\frac{12.33 \times 54.2}{100} = 6.68 \text{ L "A" / \%T. "A"}$$

TEMPLA "C"

M. "A"	61.05		8.15	98.549	M. "A"
		61.17			
L	69.32		<u>0.12</u>	<u>1.451</u>	L
		T. "C"	8.27	100.00	T. "C"

$$\frac{45.8 \times 100}{98.549} = 46.47 \text{ T. "C" / \%T. "A"}$$

$$46.47 - 45.8 = 0.67 \text{ L EN "C" / \%T. "A"}$$

$$6.68 - 0.67 = 6.01 \text{ L EN "A" / \%T. "A"}$$

TEMPLA "A"

$$91.32 (\text{A. "C"} + 80.0 (\text{M}) + 69.32 (\text{L}) = 79.45 (\text{T. "A"})$$

o SEA:

$$91.32 X + 80.0 Y + 69.32 (6.01) = 79.45 (100)$$

ADEMÁS SE TIENE QUE:

$$X + Y + 6.01 = 100$$

POR LO TAN

Y = 93.18

PARTIENDO

MATERIALE

MELABURA

AZÚCAR "C"

LAVADOS

TEMPLA "A"

MATERIAL

MIEL "A"
LAVADOS
"A"

TEMPLA "

POR LO TANTO:

Y = 93.18 ; X = 0.81

PARTIENDO DE LOS BALANCES ANTERIORES SE TIENE:

TEMPLA "A"

<u>MATERIALES</u>	<u>SÓLIDOS.</u> <u>% SÓLIDOS</u> <u>EN TEMPLA</u> <u>"A"</u>	<u>SÓLIDOS</u>	<u>Bx.</u>	<u>LB/HR.</u> <u>ALIMEN-</u> <u>TADAS</u>
MELADUKA	93.18	65,417.12	61.64	106,127.71
AZÚCAR "C"	0.81	568.66	100.00	586.66
LAVADOS DE "A"	6.01	4,219.33	86.40	<u>4,883.48</u>
				111,597.85
TEMPLA "A"	100.00	70,205.11	96.00	73,467.53
		AGUA EVAPORADA =		38,467.53

TEMPLA "C"

<u>MATERIALES</u>	<u>SÓLI-</u> <u>DOS %</u>	<u>SÓLIDOS</u> <u>LB/HR.</u>	<u>Bx.</u>	<u>LB/HR.</u> <u>ALIMEN-</u> <u>TADAS</u>
MIEL "A"	45.8	32,153.94	85.00	37,828.16
LAVADOS DE "A"	0.67	470.37	86.40	<u>544.41</u>
				38,372.57
TEMPLA "C"	46.47	32,624.31	99.69	<u>32,725.76</u>
		AGUA EVAPORADA =		5,646.81

DE MANERA SIMILAR TENEMOS:

TEMPLAS DE REFINADO.

$$\text{AGUA EVAPORADA} = 28,200.47$$

B. DEMANDA DE VAPOR EN TACHOS.

CON LA CANTIDAD DE AGUA EVAPORADA Y A OBTENIDA, SE CALCULA LA CANTIDAD NECESARIA DE VAPOR INTRODUCIENDO UN FACTOR DE TACHOS QUE ES DE 1.15 PARA TACHOS "A" Y 1.20 PARA TACHOS "C" Y DE REFINADO.

TACHOS "A"	:	$38,467.53 \times 1.15 = 44,237.68$	LB/HR. DE VAPOR.
TACHOS "C"	:	$5,646.81 \times 1.20 = 6,776.17$	LB/HR. DE VAPOR.
TACHOS REF.	:	$28,200.47 \times 1.20 = 33,840.05$	LB/HR. DE VAPOR.

C. BALANCE DE VAPOR EN CALENTADORES.

1). CALENTADORES PRIMARIOS:

CANTIDAD DE JUGO ALIMENTADO	420,000	LB/HR.
TEMP. DE ALIMENTACIÓN	82°	F
TEMP. DE SALIDA	146°	F
CALOR ESPECÍFICO DEL JUGO	1	BTU:LB. ° F
ENTALPIA DEL VAPOR USADO (220 F)	965.2	BTU/LB.
EFICIENCIA TÉRMICA	60%	

$$\text{VAPOR NECESARIO} = \frac{(146-82) \times 1 \times 420,000}{965.2 \times 0.6} = \underline{\underline{46,425}} \text{ LB/HR.}$$

2.- CALEN

CANTIDAD

TEMP. DE

TEMP. DE

CALOR ESP

ENTALPIA

EFICIENCIA

VAPOR

2.- CALENTADORES SECUNDARIOS.

CANTIDAD DE JUGO ALIMENTADO 420,000 LB/HR.

TEMP. DE ALIMENTACIÓN 82° F

TEMP. DE SALIDA 146° F

CALOR ESPECÍFICO DEL JUGO 1 BTU/LB.- ° F

ENTALPIA DEL VAPOR USADO (224° F) 965.2 BTU/LB.

EFICIENCIA TÉRMICA 60%

°. VAPOR NECESARIO $\frac{(212-146) \times 1 \times 420,000}{948.0 \times 0.6} = 48,685$ LB/HR.

ENIDA
RODU--
TA--

DE -
VAPOR.
DE
VAPOR.
DE
VAPOR.

425
HR.

D. CALCULO DE CAÑA MOLIDA EN EL INGENIO PARA LOS PROXIMOS CINCO AÑOS.

AÑO	<u>CAÑA MO</u> <u>LIDA</u>	<u>DE 15</u> <u>AÑOS</u>	<u>DE 14</u> <u>AÑOS</u>	<u>DE 15</u> <u>AÑOS</u> <u>15</u>	<u>DE 15</u> <u>AÑOS</u> <u>(CAL-</u> <u>CULA-</u> <u>DA)</u> <u>15</u>
1942	170,882				
1943	320,542				
1944	317,364				
1945	252,821				
1946	271,184				
1947	351,768				
1948	414,202				
1949	397,522				
1950	366,016				
1951	432,123				
1952	561,889				
1953	595,520				
1954	651,887				
1955	723,170				
1956	660,231	6,487,121	6,316,239	432,475	
1957	695,341	7,011,580	6,691,038	467,439	
1958	757,404	7,448,442	7,131,078	496,563	
1959	740,756	7,871,834	7,619,013	524,789	
1960	754,050	8,373,063	8,101,879	558,204	

1961	704,621	8,806,500	8,454,732		587,100
1962	807,798	9,262,530	8,848,328		617,502
1963	870,232	9,718,560	9,321,038		647,904
1964	853,552	10,174,590	9,808,574		678,306
1965	822,046	10,630,620			708,708

D. CALCULO DE CAÑA MOLIDA EN EL INGENIO PARA LOS PROXIMOS CINCO AÑOS.

AÑO	<u>CAÑA MO</u> <u>LIDA</u>	<u>DE 15</u> <u>AÑOS</u>	<u>DE 14</u> <u>AÑOS</u>	<u>DE 15</u> <u>AÑOS</u> <u>15</u>	<u>DE 15</u> <u>AÑOS</u> <u>(CAL-</u> <u>CULA-</u> <u>DA)</u> <u>15</u>
1942	170,882				
1943	320,542				
1944	317,364				
1945	252,821				
1946	271,184				
1947	351,768				
1948	414,202				
1949	397,522				
1950	366,016				
1951	432,123				
1952	561,889				
1953	595,520				
1954	651,887				
1955	723,170				
1956	660,231	6,487,121	6,316,239	432,475	
1957	695,341	7,011,580	6,691,038	467,439	
1958	757,404	7,448,442	7,131,078	496,563	
1959	740,756	7,871,834	7,619,013	524,789	
1960	754,050	8,373,063	8,101,879	558,204	

1961	704,621	8,806,500	8,454,732		587,100
1962	807,798	9,262,530	8,848,328		617,502
1963	870,232	9,718,560	9,321,038		647,904
1964	853,552	10,174,590	9,808,574		678,306
1965	822,046	10,630,620			708,708

SUPONIENDO QUE EN LA ECUACIÓN: $Y = A X + B$
 $X = \text{AÑO}$; E $Y = \frac{15 \text{ AÑOS}}{15}$

Y SUMANDO 3 Y 2 TÉRMINOS RESPECTIVAMENTE, SE TIENE:

$$\begin{aligned} 1) & 1,396,477 = 5,871 A + 3B \\ 2) & 1,082,993 = 3,919 A + 2B \end{aligned}$$

DE ESTAS DOS ECUACIONES;

$$\begin{aligned} 1) & x 2 = 2,792,954 = 11,742 A + 6B \\ 2) & x 3 = 3,248,979 = 11,757 A + 6B \end{aligned}$$

RESTANDO MIEMBRO A MIEMBRO:

$$\begin{aligned} 456,025 & = 15A \\ \therefore A & = 30,402 \end{aligned}$$

SI SUMAMOS 1) + 2) TENEMOS:

$$2,479,470 = 9,790 A + 5B$$

DE DONDE:

$$B = -59,031,222$$

POR LO QUE:

$$\underline{\underline{Y = 30,402 x - 59,031,222}}$$

CON ESTA ÚLTIMA ECUACIÓN SE CALCULAN LOS VALORES DE LA COLUMNA $\left(\frac{15 \text{ AÑOS}}{15} \right)$ CALC.; CON

EL VALOR ASÍ OBTENIDO SE CALCULA LA COLUMNA DE 15 AÑOS Y RESTÁNDOLE A ÉSTA EL VALOR DE 14 AÑOS ANTERIOR SE OBTIENE LA CANTIDAD DE CAÑA MOLIDA.

CORRIDA: 16	DIA: 20 de Marzo	TURNO: Primero
-------------	------------------	----------------

EFECTO No.	VAPOR A CALANDRIA		JUGO ALIMENTADO		VAPOR GENERADO		CONDENSADOS		U _{Ap} (APROX)	AREA DE CALENTAMIENTO ft. ²
	TEMP °F	PRESION psig	TEMP. °F	CONC. °Bx	TEMP °F	PRESION psig.	TEMP. °F	PRESION psig.		
Pre— 9	265	24.2	202	15.58	244	12.5	265	24.2	274	10,000
Pre— 10	263	23.5	202	15.58	244	12.5	263	23.5	274	10,000
1°— 1	267	25.0	245	25.60	253	17.0	267	25.0	525	8,000
1°— 3	269	25.8	245	25.60	256	18.5	269	25.8	400	8,000
2°— 2	253	17.0	255	33.07	219	2.5	253	17.0	450	8,000
2°— 4	256	18.5	258	33.07	219	2.5	256	18.5	480	8,000
3°— 7	220	2.5	223	45.98	199	-6.7 in	219	2.5	170	3,000
4°— 8	199	-6.7 in.	206	51.59	152	-22.0 in.	199	-6.7 in.	130	3,000

U. N. A. M.	DATOS PRACTICOS DEL SISTEMA DE EVAPORACION ACTUAL	JUAN MOYA C.
Esc. Nal. de Ciencias Químicas		Tesis Profesional
1961		Cuadro No. 1-A

CORRIDA: 16	DIA: 22 de Marzo	TURNO: Tercero
-------------	------------------	----------------

EFECTO No.	VAPOR A CALANDRIA		JUGO ALIMENTADO		VAPOR GENERADO		CONDENSADOS		U _{AP} (APROX.)	AREA DE CALENTAMIENTO (ft ²)
	TEMP °F	PRESION psig.	TEMP °F	CONC. °Bx.	TEMP °F	PRESION psig.	TEMP °F	PRESION psig.		
Pre— 9	266	24.6	201	15.58	244	12.5	266	24.6	274	10,000
Pre— 10	266	24.8	201	15.58	244	12.5	266	24.8	274	10,000
1°— 3	267	25.0	245	25.37	255	17.8	267	25.0	400	8,000
1°— 11	267	25.2	245	25.37	255	18.2	267	25.2	530	8,000
2°— 4	255	17.8	257	33.73	221	2.8	255	17.8	480	8,000
2°— 12	255	18.2	257	33.73	221	2.8	255	18.2	460	8,000
3°— 5	221	2.8	223	46.03	199	-6.7 in.	221	2.8	180	3,000
4°— 6	199	-6.7 in.	206	51.60	152	-22.0 in.	199	-6.7 in.	130	3,000

U. N. A. M.	DATOS PRACTICOS DEL SISTEMA DE EVAPORACION ACTUAL	JUAN MOYA C.
Esc. Nat. de Ciencias Químicas		Tests Profesional
1961		Cuadro No. 2 - A

CORRIDA: 16	DIA: 23 de Marzo	TURNO: Primero
-------------	------------------	----------------

EFECTO No	VAPOR A CALANDRIA		JUGO ALIMENTADO		VAPOR GENERADO		CONDENSADOS		U _{AP} (APROX)	AREA DE CALENTAMIENTO ft ²
	TEMP °F	PRESION psig.	TEMP °F	CONC. Bx	TEMP °F	PRESION psig	TEMP °F	PRESION psig.		
Pre— 10	267	25.2	202	15.58	244	12.5	267	25.2	274	10,000
Pre— 13	267	25.0	202	15.58	244	12.5	267	25.0	290	10,000
1°— I	267	25.4	245	26.08	253	17.6	267	25.4	525	8,000
1°— II	267	25.0	245	26.08	256	18.5	267	25.0	530	8,000
2°— 2	253	17.6	255	32.91	220	2.6	253	17.6	450	8,000
2°— 12	256	18.5	258	32.91	220	2.6	256	18.5	460	8,000
3°— 5	220	2.6	224	46.21	199	-6.7 in.	220	2.6	180	3,000
4°— 6	199	-6.7 in.	206	51.64	152	-22.0 in.	199	-6.7 in.	130	3,000

U . N . A . M .	DATOS PRACTICOS DEL SISTEMA DE EVAPORACION ACTUAL	JUAN MOYA C.
Esc. Nal de Ciencias Químicas		Tesis Profesional
1961		Cuadro No 3-A

CORRIDA: 16	DIA: 24 de Marzo	TURNO: Segundo
-------------	------------------	----------------

EFECTO No	VAPOR A CALANDRIA		JUGO ALIMENTADO		VAPOR GENERADO		CONDENSADOS		U _{AP} (APROX)	AREA DE CALENTAMIENTO
	TEMP °F	PRESION psig	TEMP °F	CONC. °Bx	TEMP. °F	PRESION psig	TEMP. °F	PRESION psig		
Pre-9	267	25.4	204	15.58	244	12.5	267	25.4	274	10,000
Pre-13	267	25.2	204	15.58	244	12.5	267	25.2	290	10,000
1°-1	269	25.8	245	25.82	254	18.0	269	25.8	525	8,000
1°-11	267	25.0	245	25.82	256	18.4	267	25.0	530	8,000
2°-2	254	18.0	255	33.16	219	2.5	254	18.0	450	8,000
2°-12	256	18.4	258	33.16	219	2.5	256	18.4	460	8,000
3°-7	220	2.5	223	46.10	199	-6.7 in.	219	2.5	170	3,000
4°-8	199	-6.7 in.	206	51.50	152	-22.0 in.	199	-6.7 in.	130	3,000

U . N . A . M .	DATOS PRACTICOS DEL SISTEMA DE EVAPORACION ACTUAL	JUAN MOYA C.
Esc. Nal de Ciencias Químicas		Tesis Profesional
1961		Cuadro No 4-A

CORRIDA: 16	DIA 25 de Marzo	TURNO: Tercero
-------------	-----------------	----------------

EFECTO No.	VAPOR A CALANDRIA		JUGO ALIMENTADO		VAPOR GENERADO		CONDENSADOS		U _{AP} (APROX.)	AREA DE CALENTAMIENTO ft ²
	TEMP. °F	PRESION psig	TEMP. °F	CONC. °Bx.	TEMP. °F	PRESION psig	TEMP. °F	PRESION psig.		
Pre-10	266	24.8	201	15.58	244	12.5	266	24.8	274	10,000
Pre-13	266	24.8	201	15.58	244	12.5	266	24.8	290	10,000
1°-1	267	25.2	245	26.13	256	16.5	267	25.2	525	8,000
1°-3	267	25.0	245	26.13	255	18.2	267	25.0	400	8,000
2°-2	256	18.5	258	32.54	219	2.6	256	18.5	450	8,000
2°-4	255	18.2	257	32.54	219	2.6	255	18.2	480	8,000
3°-5	220	2.6	223	46.17	199	-6.9in.	219	2.6	180	3,000
4°-6	199	-6.9in.	206	51.65	152	-22.0in.	199	-6.9in.	130	3,000

U. N. A. M.	DATOS PRACTICOS DEL SISTEMA DE EVAPORACION ACTUAL	JUAN MOYA C.
Esc. Nal. de Ciencias Químicas		Tesis Profesional
1961		Quadro No. 5 - A

CORRIDA: 16	DIA: 26 de Marzo	TURNO: Segundo
-------------	------------------	----------------

EFECTO No	VAPOR A CALANDRIA		JUGO ALIMENTADO		VAPOR GENERADO		CONDENSADOS		U _{AP} (APROX)	AREA DE CALENTAMIENTO ft ²
	TEMP °F	PRESION psig.	TEMP °F	CONC. °Bx	TEMP. °F	PRESION psig	TEMP °F	PRESION psig.		
Pre-9	267	25.2	203	15.58	244	12.5	267	25.2	274	10,000
Pre-13	267	25.0	203	15.58	244	12.5	267	25.0	290	10,000
1°-1	269	25.6	245	25.77	254	18.0	269	25.6	525	8,000
1°-3	269	25.8	245	25.77	255	18.2	269	25.8	400	8,000
2°-2	254	18.0	256	33.01	219	2.5	254	18.0	450	8,000
2°-4	255	18.2	257	33.01	219	2.5	255	18.2	480	8,000
3°-7	220	2.5	223	46.29	199	-6.8 in.	219	2.5	170	3,000
3°-8	199	-6.8 in.	206	51.74	152	-22.0 in.	199	-6.8 in.	130	3,000

U . N . A . M .	DATOS PRACTICOS DEL SISTEMA DE EVAPORACION ACTUAL	JUAN MOYA C.
Esc. Nal de Ciencias Químicas		Tesis Profesional
1961		Cuadro No 6-A