

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



ESTUDIO DE AUMENTO DE CAPACIDAD DE
EVAPORACION DE SALMUERAS UTILIZANDO
EVAPORADORES DE ALTA PRESION

RODOLFO QUINTERO RAMIREZ

MEXICO, D. F.

1971



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 NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO DE AUMENTO DE CAPACIDAD DE
EVAPORACION DE SALMUERAS UTILIZANDO
EVAPORADORES DE ALTA PRESION

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA

RODOLFO QUINTERO RAMIREZ

MEXICO, D. F.

1971

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE.: ALBERTO BREMAUNTZ MONGE
VOCAL PROF.: JOSE E. GALINDO FUENTES
SECRETARIO PROF.: CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO
1er. SUPLENTE PROF.: ENRIQUE ALARCON ROBLES
2o. SUPLENTE PROF.: ENRIQUE M. DE LA GAZA TOLEDO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

SOSA TEXCOCO, S. A.

SUSTENTANTE

RODOLFO QUINTERO RAMIREZ

ASESOR DEL TEMA

ING. ALBERTO BREMAUNTZ M.

I N D I C E

	Pág.
1.- INTRODUCCION.....	4
2.- DESCRIPCION DEL PROCESO UTILIZADO EN LA FABRICACION DE CARBONATO DE SODIO Y SOSA, A PARTIR DE SALMERAS NATURALES.....	6
3.- DETERMINACION DE LOS FACTORES CONTROLANTES DE LA OPERACION.....	10
a).- Balance de vapor.....	10
b).- Balance de materia de función de la capacidad instalada de generación de vapor..	18
c).- Condiciones de operación existentes.....	25
4.- PLANTEAMIENTO DE LAS DIVERSAS ALTERNATIVAS...	28
a).- Efectos cero.	
b).- Nuevo triple efecto.	
5.- SELECCION DE LA ALTERNATIVA MAS VIABLE Y CALCULO DEL EVAPORADOR CONSIDERANDO LA VARIACION DE LA PRESION DE ALIMENTACION DEL VAPOR.....	32
6.- CALCULO DEL EQUIPO ADICIONAL.....	63
7.- ESTIMACION ECONOMICA DEL PROYECTO.....	66
8.- CONCLUSIONES.....	67
9.- REFERENCIAS.....	72

1.- INTRODUCCION.

El presente estudio tiene por objeto lograr un aumento en la capacidad de evaporación de salmueras naturales para la producción de carbonato de sodio y sosa cáustica en Sosa Texco, S. A.

En el estudio se pretende mostrar el uso de evaporadores de alta presión con la finalidad de utilizar en mejores condiciones el vapor disponible para evaporación.

Se cuantificó el vapor que se expande actualmente en válvulas antes de consumirlo en los evaporadores de la planta; de ahí partió el estudio que consiste en emplear presiones mayores a las tradicionalmente aplicadas en los evaporadores, de terminando las capacidades adicionales que se pueden conseguir con los aumentos de presión del vapor de calentamiento.

Para ello se determinaron los factores controlantes particulares de la planta, lo cual se consiguió mediante un balance de materia y de calor y el conocimiento de las condiciones de operación actuales.

Conocidos los factores regulantes, se plantearon diversas alternativas y se buscó determinar la mejor.

Se fijaron las dimensiones y características del equipo necesario, así como sus accesorios. Finalmente se hizo un estudio económico del proyecto.

En la planta se cuenta actualmente con 3000 T/D de vapor vivo y 750 de vapor degradado. Los evaporadores tienen una economía de 1.86, lo cual significa que se evaporan 6975 T/D; si se colocan nuevas evaporadores, la economía aumentará a 2.40 y se tendrán 7200 T/D, que sumadas a las 750 hacen un total de -- 8595 T/D, con lo que se logra un aumento de evaporación de 1620 T/D. Esto significa un aumento de 160 T/D de soda, pues se necesitan aproximadamente 10 T/D de evaporación por 1 T/D de soda.- Ahora bien si se desean las 8595 T/D pero con economía de 1.86, se necesita entonces aumentar el vapor vivo a 3870 T/D.

2.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO UTILIZADO EN LA FABRICACIÓN DE CARBONATO DE SODIO Y SODA A PARTIR DE SALMUERAS.

En el lago de Texcoco, el punto más bajo de la gran cuenca de el Valle de México, las aguas de lluvia no han tenido -- otra salida más que la evaporación solar, por lo que todos los -- acarrea de las corrientes que circulaban por las vertientes, -- tanto sólidos en suspensión como sales disueltas, se fueron acu -- lando.

En la actualidad dichas sales, que constituyen la mate -- ria prima, se extraen por bombeo de pozos cuya concentración -- promedio (concentración álcali total de 3 a 7%, variable según -- la localización), queda expresado en la tabla 1 (4).

TABLA 1

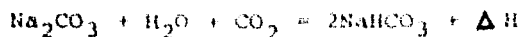
Composición y concentración de sales en las aguas del -- subuelo del vaso de Texcoco.

AT (Alcali Total como Na_2CO_3)	6.1000	g/100 ml
Cl (Como NaCl)	6.5000	"
Na_2CO_3	5.4000	"
NaHCO_3	1.4000	"
K (como K_2O)	0.5000	"
SiO_2	0.0110	"
Ca (como CaO)	0.0005	"
Mg (como MgO)	0.0010	"

Fe_2O_3	0.0015	-
Al_2O_3	0.0014	-
S (como Na_2SO_4)	0.1150	-
Li	0.3000	ppm
B	0.1600	-

Estas salmueras se hacen circular a través de diferentes vasos de un evaporador solar, conocidos como "el caracol", donde aumenta la concentración de sales de dichas salmueras; así se obtiene la materia prima en concentraciones que varían de 6 a 11%, según la estación, que se envía a la planta en donde se procesa en la forma siguiente:

Las salmueras provenientes del caracol son enviadas al departamento de evaporación donde la concentración de sales es incrementada hasta un valor conveniente, dependiendo de la relación de las mismas. Posteriormente, se hacen pasar a través de unas torres carbonatadoras, en las que se inyecta CO_2 a contracorriente, efectuándose la siguiente reacción:



De las torres de carbonatación se obtienen dos corrientes; una de gases diluidos y otra de magma. Esta última se hace pasar a través de un equipo de filtración donde se separan los cristales de bicarbonato de sodio, los que a continuación pasan a través de unos hornos "Herreshoff", donde el material es cal-

cinado, obteniéndose así el producto final.

Las aguas madres de filtros se envían a unos asentadores con objeto de recuperar el bicarbonato que va en suspensión; de los asentadores las aguas madres saturadas de bicarbonato, son-caustificadas con el propósito de evitar que el bicarbonato de-sodio que aún queda en las aguas madres, se precipite en las sa-linas.

En la figura 1 se muestra el diagrama del flujo seguido-en el proceso. Los números que aparecen en ella se describen a-continuación.

Corrientes de Proceso

- 1.- Salmueras diluidas.
- 2.- Salmueras concentradas.
- 3.- Corriente de mazza.
- 4.- Corriente de cristales de bicarbonato.
- 5.- Corriente de aguas madres calientes.
- 6.- Corriente de aguas madres calientes decantadas.
- 7.- Corriente de bicarbonato (recuperación).
- 8.- Corriente de carbonato de sodio.
- 9.- Corriente de carbonato de sodio calcinado.
- 10.- Corriente de CO_2 .

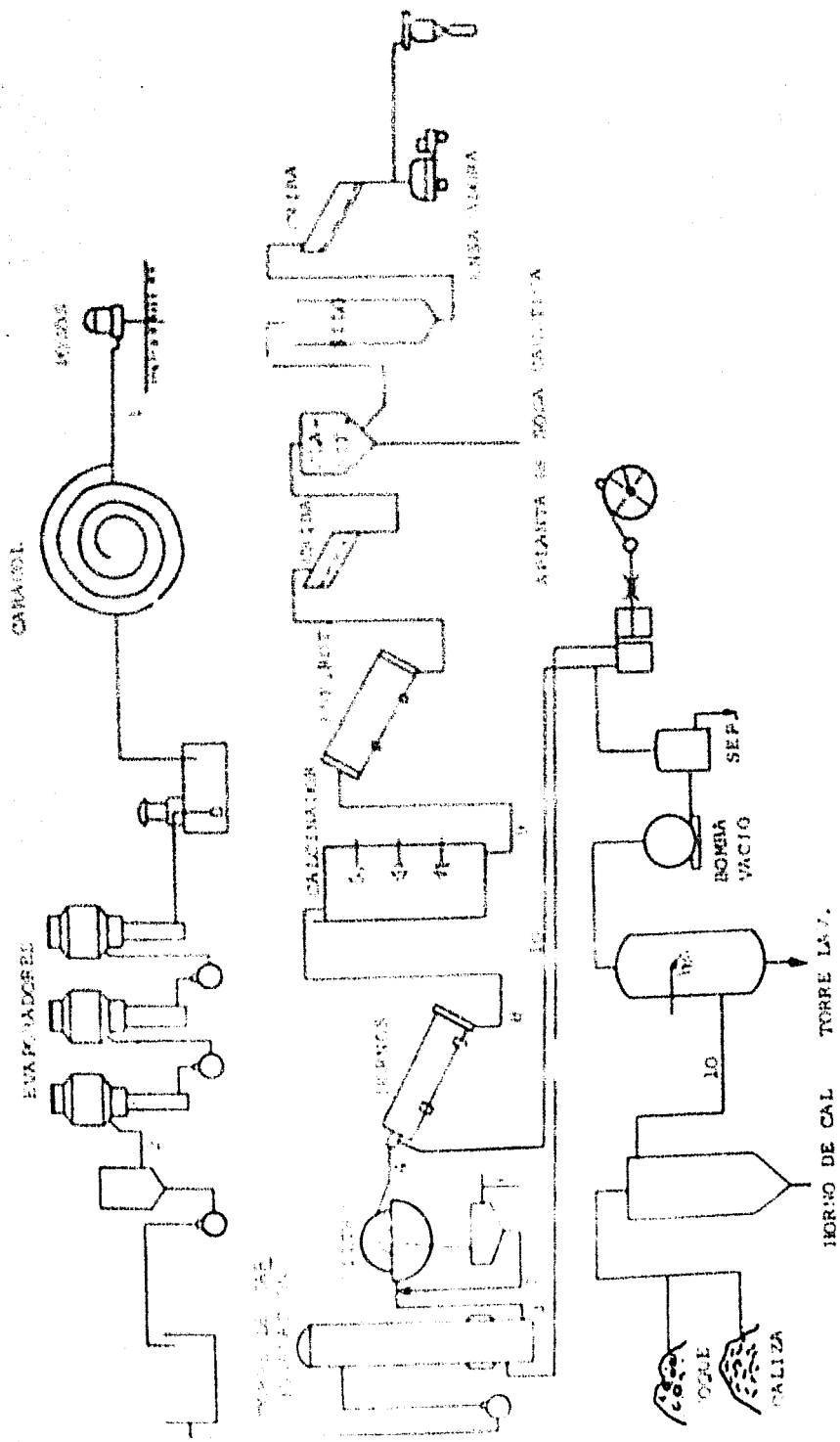


Fig. 1

1.- DETERMINACION DE LOS FACTORES CONTROLANTES DE LA OPERACION.

Con el objeto de determinar cuáles son las condiciones de operación de la planta, se procedió a efectuar un balance de vapor para conocer la cantidad y calidad del vapor disponible.

También se realizó un balance para determinar la capacidad productiva de la planta, en función de la capacidad instalada de generación de vapor y finalmente, se hizo una recopilación de datos de operación y características de un triple efecto.

a).- Balance de Vapor

En la primera parte se indica la capacidad de generación de las 9 calderas instaladas junto con los consumos en máquinas y algunos aparatos, que no varía con las condiciones de los procesos de fabricación y que pueden considerarse "consumos fijos de vapor". Tomando en cuenta además que el vapor utilizado en máquinas realmente no se consume, sino que es degradado a $4.2 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ y 92.5% de calidad, se anota el vapor "producido" en las máquinas de la planta al que se llama "vapor degradado". En la segunda parte se hace referencia a las capacidades de producción factibles con el vapor disponible para procesos, siendo este último la diferencia entre el vapor total producido y los consumos fijos.

BALANCE DE VAPOR

Generación y consumos de vapor vivo y de vapor degradado.

I. Vapor vivo (16 Kg/cm²man)

A. Generación. Capacidad instalada.

	T/D	lb/hr
Calderas 1 a 5	2 400	220 000
Caldera 6 (c.o. máxima)	875	80 000
Caldera 7	1 090	100 000
Caldera 8 (c.o. máxima)	1 680	154 000
Caldera 9	<u>820</u>	<u>75 000</u>
	6 865	629 000

B. Consumos (en máquinas de vapor y eyectores)

Calderas

Calderas 1 a 5	419	38 400
Caldera 6	150	13 750
Caldera 7	321	29 400
Caldera 8	212	19 450
Compresores de aire	<u>158</u>	<u>14 500</u>
	1 260	115 500

Bicarbonato

Nash CL-6001	197	18 100
Nash H-8 (2)	284	26 100
Compresores de CO ₂ (11)	656	60 130

Estructura de calderas	100	9 170
Reactores	<u>44</u>	<u>4 000</u>
	1 281	117 500
Generación total vapor vivo	6 965	629 000
Consumos fijos vapor vivo	2 541	233 000
Vapor vivo para procesos	4 324	396 000

II. Vapor desalado (4.2 kg/cm²man).

Proviene de las turbinas y de los compresores de la planta, con calidad de 97.5% y de los flashes de condensados y purgas de calderas, de consumo, principalmente en evaporadores.

A. Generación	T/2	lb/hr
Calderas		
Turbinas calderas 1 a 5	388	35 567
Turbinas caldera 6	139	12 742
Turbinas caldera 7	297	27 225
Turbinas caldera 8	196	17 967
Compresores de aire	<u>146</u>	<u>13 393</u>
	1 166	106 884
Flash purgas calderas de baja	47	4 308
Flash purgas calderas de alta	<u>34</u>	<u>3 100</u>
	1 247	114 292
Bicarbonato		
Nash C1600L	182	16 683
Nash H-8 (2)	263	24 108
Compresoras de CO ₂ (11)	607	55 642

Flash condensados hornos y

Calentador agua lavado torres	<u>136</u>	<u>12 467</u>
	1 188	108 900
Generación total vapor degradado	2 435	223 192
B. Consumos Vapor Degradado		
Tratamiento de agua No. 1	121	11 100
Tratamiento de agua No. 2	62	5 700
Desaerador caldera 9	125	11 500
Desaerador caldera 8	212	19 400
Calentador agua lavado torres	180	16 500
Caustificación aguas madres	<u>79</u>	<u>7 200</u>
	779	71 400
Generación total vapor degradado	2 435	223 192
Consumo fijos vapor degradado	779	71 400
Vapor deg. p/procesos	1 656	151 792
Vapor total disponible para procesos		
Vapor vivo	4 1	396 000
Vapor degradado	<u>1 656</u>	<u>151 800</u>
	5 980	547 800

De lo anterior podemos deducir las siguientes conclusiones:

nos:

1. La capacidad instalada de generación de vapor vivo - es de 6865 T/D (629 000 lb/hr), operando la planta -

- termoeléctrica a máxima generación.
2. Las máquinas de la planta utilizan 2541 T/D de vapor vivo, de las cuales condensan 174. El vapor degradado, entonces a 2367 T/D.
 3. El vapor disponible para procesos es de 5980 T/D, correspondiendo 4124 al vapor vivo y 1856 al vapor degradado.
 4. El consumo unitario de vapor en la producción de sosa cáustica es de 6.80 Ton/ton., distribución en la forma siguiente:

	Ton vapor/Ton sosa
Disolvedores	0.505
Hidratadores	0.427
Caustificadores	0.253
Total de Caustificación	1.185
Evaporadores (10 a 40%)	5.615
Total Sosa Cáustica	6.80

5. El consumo unitario en la fabricación de soda ash va ría con las concentraciones de las salmueras iniciales y con el aprovechamiento de álcali en la planta (fig. 2).

Salmueras Consumo unitario de vapor en soda ash
Iniciales Aprovechamiento de álcali en la Planta

XAT	66%	69%	72%	75%
6.0	9.99	9.62	9.28	8.96
6.5	9.04	8.70	8.40	8.12
7.0	8.29	8.00	7.72	7.47
7.5	7.60	7.33	7.08	6.86
8.0	6.99	6.75	6.53	6.32

6. Las producciones de soda ash que podrían obtenerse para las condiciones anteriores, manteniendo en 190 T/D la producción de soda cáustica seca (Fig. 3):

Salmueras Producción de soda ash
Iniciales Aprovechamiento de álcali en la planta

XAT	66%	69%	72%	75%
6.0	469	487	505	523
6.5	518	539	558	577
7.0	565	586	607	628
7.5	619	640	662	683
8.0	670	695	718	742

Valores en T/D.

Un aumento de 3% en el aprovechamiento de álcali representa 20 Ton adicionales de soda ash.

7. Los déficit de vapor y de evaporación de salmueras para producciones constantes de 600 T/D de soda ash-

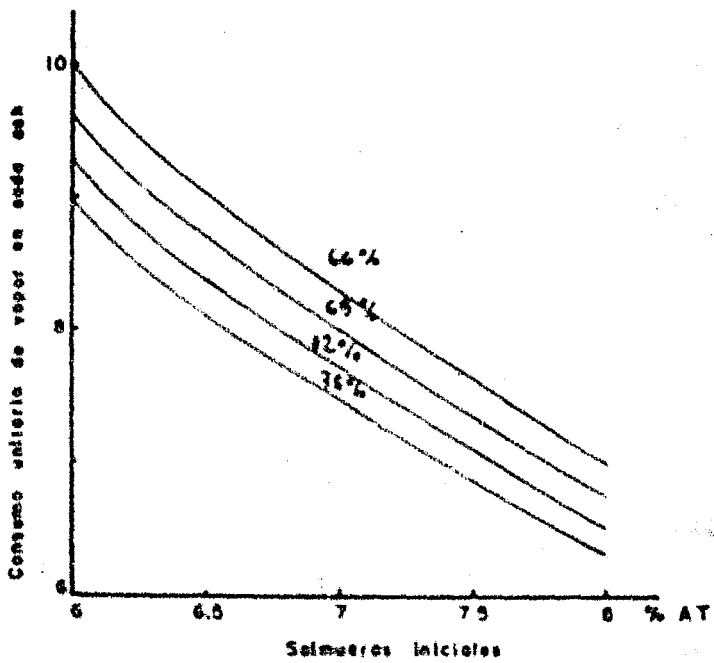


Fig. 2

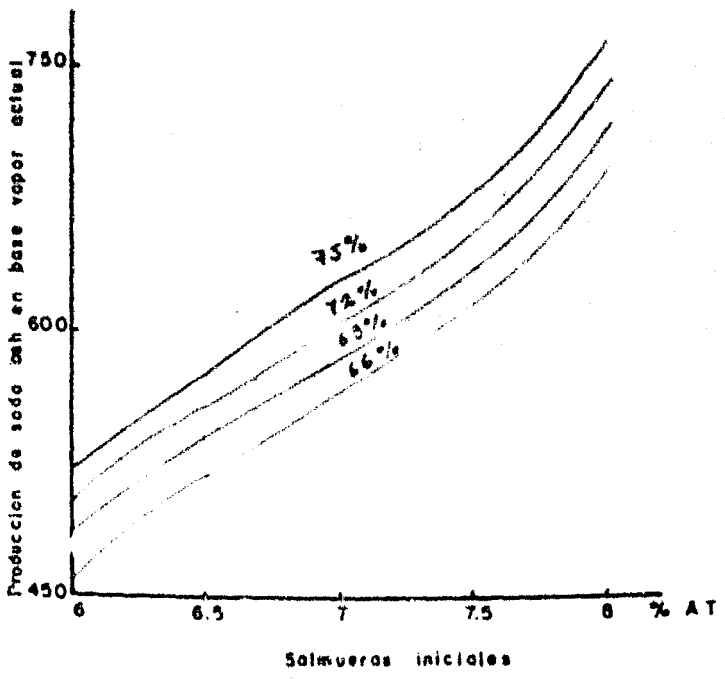


Fig. 3

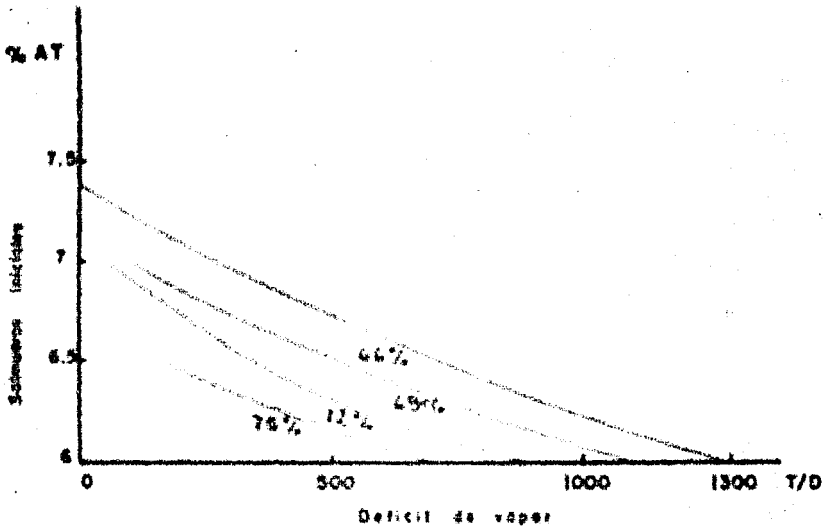


Fig. 4

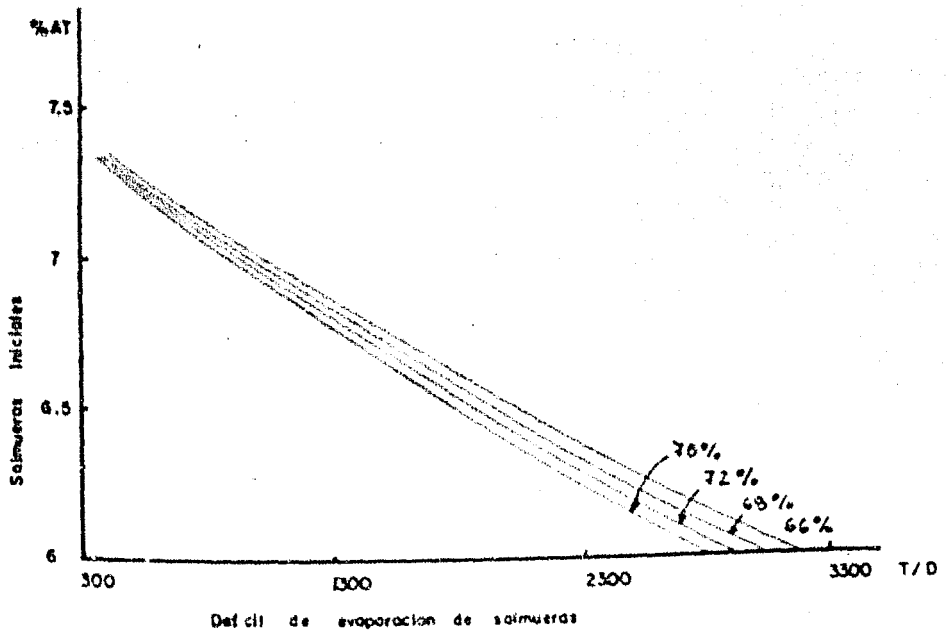


Fig. 5

y 190 T/D de sosa cáustica, a distintas concentraciones de salmueras y aprovechamiento de Alkali, son -- (figs. 4 y 5).

Salmueras Déficit de vapor

Iniciales aprovechamiento de Alkali

	66%	69%	72%	75%
6.0	1 306	1 004	890	688
6.5	736	532	352	184
7.0	286	112	56	---
7.38	0	---	---	---

Valores en T/D.

Salmueras Déficit de evaporación de salmueras

Iniciales Aprovechamiento de Alkali

	66%	69%	72%	75%
6.0	3 146	3 009	2 884	2 786
6.5	2 006	1 919	1 839	1 765
7.0	1 034	989	948	910
7.38	422	407	387	371

Valores en T/D de agua evaporada.

b).-Balance de materia en función de la capacidad instalada de generación de vapor.

Establecido el vapor disponible para proceso, se determinaron las producciones de soda ash y de sosa cáustica factibles, utilizando los parámetros y consideraciones siguientes:

1. En la elaboración de soda ash se consideraron los consumos por evaporación de las salmueras y por secado del bicarbonato. En soda cáustica, por caustificación de soda ash y por concentración de la soda diluida.
2. El consumo de vapor en los evaporadores de salmuera (We), dependerá de la economía departamental (Ec) y del agua total evaporada (E). Estos dos parámetros -- son función, a su vez, de la concentración inicial de las salmueras (W₀), si se mantiene constante la concentración de descarga de los evaporadores (C). El agua evaporada dependerá, además, del aprovechamiento de álcali en la planta (N), fijado por las condiciones del proceso mismo.

Con base en lo anterior, se establecen las siguientes ecuaciones:

$$W_0 = \frac{E}{E_c} ; E = \frac{S}{N} \left(\frac{1}{C_0} - \frac{1}{C_1} \right) \quad \frac{1}{C_1}$$

en donde S representa la capacidad de producción de soda ash.

Fijando valores para C_0 variables entre 6.0 y 11.0% p/v de álcali total; C_1 igual a 17.2% p/v de álcali total, que corresponde en realidad a la alimentación de las torres de carbonatación y N igual a 66%, el agua evaporada y el consumo de vapor en los evaporadores, para producir 1 tonelada de soda ash-- será:

Agua evaporada y consumo de vapor en los evaporadores de salmueras para producir 1 Ton de soda ash.

Co	E	Ec	We
Gal	Ton	T/T	Ton
6.0	16.41	1.91	8.59
6.5	14.51	1.90	7.64
7.0	12.89	1.87	6.89
7.5	11.47	1.85	6.20
8.0	10.24	1.83	5.59
8.5	9.15	1.80	5.08
9.0	8.18	1.77	4.62
9.5	7.31	1.74	4.20
10.0	6.53	1.71	3.82
11.0	5.19	1.63	3.18

3. El consumo de vapor para secado del bicarbonato (Wh) se puede fijar en 1.4 ton de vapor por tonelada de soda ash, de acuerdo a mediciones directas de la planta. En estas condiciones el consumo total de vapor (Weh) para producir 1 ton de soda ash será:

Consumo total de vapor para producir

1 Ton de soda ash

Co	Weh
6.0	9.99

2.- DESCRIPCION DEL PROCESO UTILIZADO EN LA FABRICACION DE CARBONATO DE SODIO Y SOSA A PARTIR DE SALINERAS.

En el lago de Texcoco, el punto más bajo de la gran cuenca de el Valle de México, las áreas de lluvia no han tenido otra salida más que la evaporación solar, por lo que todos los acarrees de las corrientes que circulaban por las vertientes, tanto sólidos en suspensión como sales disueltas, se fueron acumulando.

En la actualidad dichas sales, que constituyen la materia prima, se extraen por bombeo de pozos cuya concentración promedio (concentración álcali total de 3 a 7%, variable según la localización), queda expresado en la tabla I (4).

TABLA I

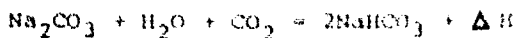
Composición y concentración de sales en las aguas del subsuelo del vaso de Texcoco.

AT (Alcali Total como Na_2CO_3)	6.1000 g/100 ml
Cl (Como NaCl)	6.5000 "
Na_2CO_3	5.4000 "
NaHCO_3	1.4000 "
K (como K_2O)	0.5000 "
SiO_2	0.0110 "
Ca (como CaO)	0.0005 "
Mg (como MgO)	0.0010 "

Fe ₂ O ₃	0.0015	-
Al ₂ O ₃	0.0014	-
S (como Na ₂ SO ₄)	0.1150	-
Li	0.3000	ppm
B	0.1600	-

Estas salmueras se hacen circular a través de diferentes vasos de un evaporador solar, conocidos como "el caracol", donde aumenta la concentración de sales de dichas salmueras; así se obtiene la materia prima en concentraciones que varían de 6 a 11%, según la estación, que se envía a la planta en donde se procesa en la forma siguiente:

Las salmueras provenientes del caracol son enviadas al departamento de evaporación donde la concentración de sales es incrementada hasta un valor conveniente, dependiendo de la relación de las mismas. Posteriormente, se hacen pasar a través de unas torres carbonatadoras, en las que se inyecta CO₂ a contracorriente, efectuándose la siguiente reacción:



De las torres de carbonatación se obtienen dos corrientes; una de gases diluidos y otra de magma. Esta última se hace pasar a través de un equipo de filtración donde se separan los cristales de bicarbonato de sodio, los que a continuación pasan a través de unos hornos "Herreshoff", donde el material es cal-

cinado, obteniéndose así el producto final.

Las aguas madres de filtros se envían a unos asentadores con objeto de recuperar el bicarbonato que va en suspensión; de los asentadores las aguas madres saturadas de bicarbonato, son-caustificadas con el propósito de evitar que el bicarbonato de sodio que aún queda en las aguas madres, se precipite en las salinas.

En la figura 1 se muestra el diagrama del flujo seguido en el proceso. Los números que aparecen en ella se describen a-continuación.

Corrientes de Proceso

- 1.- Salmueras diluidas.
- 2.- Salmueras concentradas.
- 3.- Corriente de magma.
- 4.- Corriente de cristales de bicarbonato.
- 5.- Corriente de aguas madres calientes.
- 6.- Corriente de aguas madres calientes decantadas.
- 7.- Corriente de bicarbonato (recuperación).
- 8.- Corriente de carbonato de sodio.
- 9.- Corriente de carbonato de sodio calcinado.
- 10.- Corriente de CO_2 .

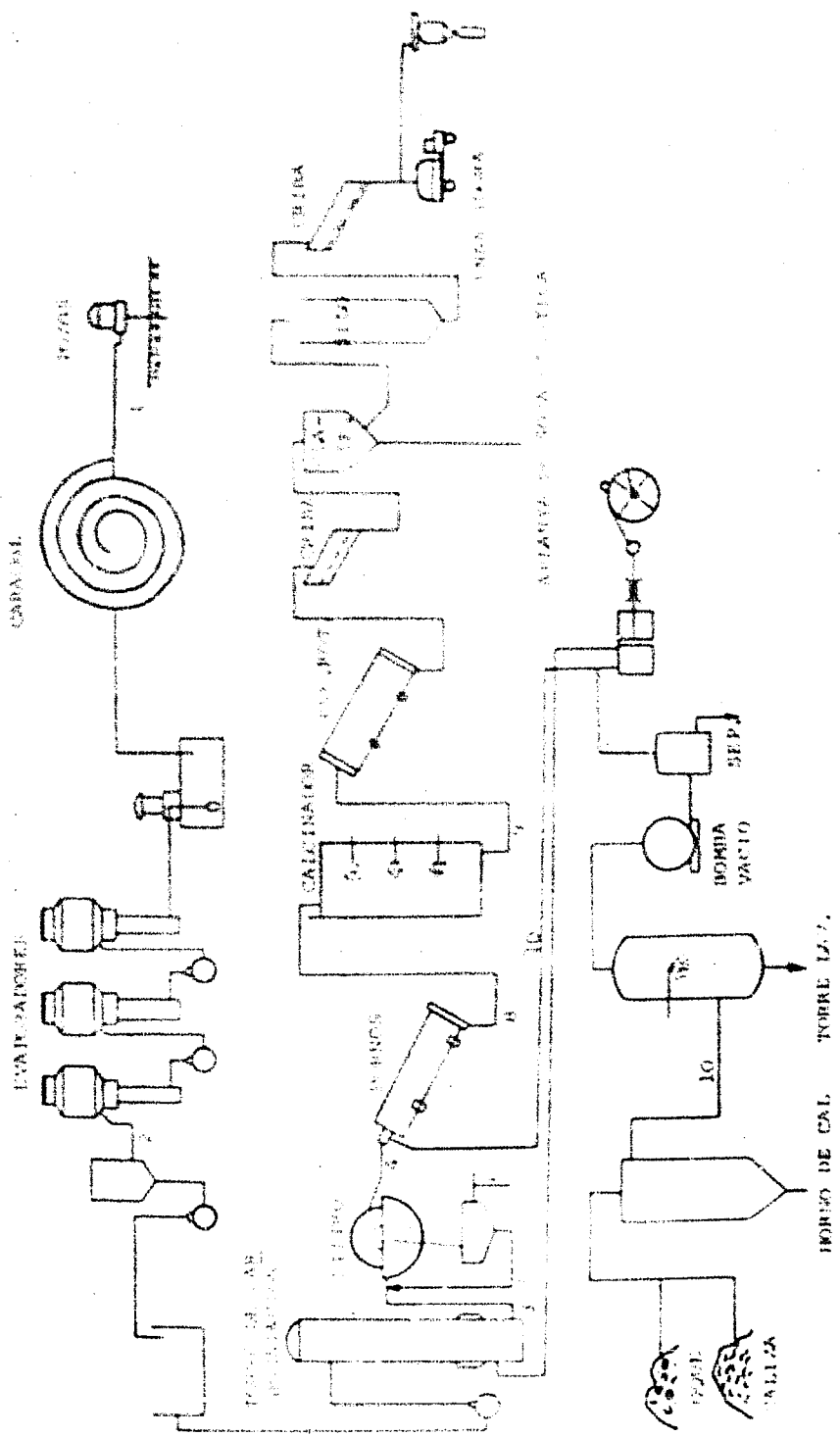


Fig. 1

3.- DETERMINACION DE LOS FACTORES CONTROLANTES DE LA OPERACION.

Con el objeto de determinar cuáles son las condiciones de operación de la planta, se procedió a efectuar un balance de vapor para conocer la cantidad y calidad del vapor disponible.

También se realizó un balance para determinar la capacidad productiva de la planta, en función de la capacidad instalada de generación de vapor y finalmente, se hizo una recopilación de datos de operación y características de un triple efecto.

a).- Balance de Vapor

En la primera parte se indica la capacidad de generación de las 9 calderas instaladas junto con los consumos en máquinas y algunos aparatos, que no varía con las condiciones de los procesos de fabricación y que pueden considerarse "consumos fijos de vapor". Tomando en cuenta además que el vapor utilizado en máquinas realmente no se consume, sino que es degradado a 4.2 Kg/cm²man. y 92.5% de calidad, se anota el vapor "producido" en las máquinas de la planta al que se llama "vapor degradado". En la segunda parte se hace referencia a las capacidades de producción factibles con el vapor disponible para procesos, siendo este último la diferencia entre el vapor total producido y los consumos fijos.

BALANCE DE VAPOR

Generación y consumo de vapor vivo y de vapor degradado.

I. Vapor vivo (16 Kg/cm²man)

A. Generación. Capacidad instalada.

	T/D	lb/hr
Calderas 1 a 5	2 400	220 000
Caldera 6 (c.e. máxima)	875	80 000
Caldera 7	1 090	100 000
Caldera 8 (c.e. máxima)	1 680	154 000
Caldera 9	<u>820</u>	<u>75 000</u>
	6 865	629 000

B. Consumo (en máquinas de vapor y eyectores)

Calderas

Calderas 1 a 5	419	38 400
Caldera 6	150	13 750
Caldera 7	321	29 400
Caldera 8	212	19 450
Compresores de aire	<u>158</u>	<u>14 500</u>
	1 260	115 500

Bicarbonato

Nash CL-6001	197	18 100
Nash H-8 (2)	284	26 100
Compresores de CO ₂ (11)	656	60 130

Eyeectores de calderas	100	9 170
Reactores	<u>44</u>	<u>4 000</u>
	1 281	117 500
Generación total vapor vivo	6 865	629 000
Consumos fijos vapor vivo	2 541	233 000
Vapor vivo para procesos	4 124	396 000

II. Vapor degradado (4.2 Kg/cm²abs).

Proviene de las turbinas y de los compresores de la planta, con calidad de 42.5% y de los flashes de condensados y purgas de calderas. Se consume, principalmente en evaporadores.

A. Generación	T/D	lb/hr
Calderas		
Turbinas calderas 1 a 5	388	35 567
Turbinas caldera 6	139	12 742
Turbinas caldera 7	297	27 225
Turbinas caldera 8	196	17 967
Compresores de aire	<u>146</u>	<u>13 383</u>
	1 166	106 884
Flash purgas calderas de baja	47	4 308
Flash purgas calderas de alta	<u>34</u>	<u>3 100</u>
	1 247	114 292
Bicarbonato		
Nash ClockL	182	16 683
Nash H-8 (2)	263	24 108
Compresores de CO ₂ (11)	607	55 642

Flash condensados hornos y

Calentador agua lavado torres	<u>136</u>	<u>12 467</u>
-------------------------------	------------	---------------

	1 188	108 900
--	-------	---------

Generación total vapor degradado	2 435	223 192
----------------------------------	-------	---------

B. Consumo Vapor Degradado

Tratamiento de agua No. 1	121	11 100
---------------------------	-----	--------

Tratamiento de agua No. 2	62	5 700
---------------------------	----	-------

Desaerador caldera 9	125	11 500
----------------------	-----	--------

Desaerador caldera 8	212	19 400
----------------------	-----	--------

Calentador agua lavado torres	180	16 500
-------------------------------	-----	--------

Cuantificación aguas madres	<u>79</u>	<u>7 200</u>
-----------------------------	-----------	--------------

	779	71 400
--	-----	--------

Generación total vapor degradado	2 435	223 192
----------------------------------	-------	---------

Consumo fijos vapor degradado	779	71 400
-------------------------------	-----	--------

Vapor deg. p/procesos	1 656	151 792
-----------------------	-------	---------

Vapor total disponible para procesos

Vapor vivo	4 324	396 000
------------	-------	---------

Vapor degradado	<u>1 656</u>	<u>151 800</u>
-----------------	--------------	----------------

	5 980	547 800
--	-------	---------

De lo anterior podemos deducir las siguientes conclusiones:

nes:

1. La capacidad instalada de generación de vapor vivo -

es de 6865 T/h (629 000 lb/hr), operando la planta -

1. termoelectrica a mixta generacion.
2. Las maquinas de la planta utilizan 2541 T/D de vapor vivo, de las cuales condensan 174. El vapor degradado, entonces a 1367 T/D.
3. El vapor disponible para procesos es de 5980 T/D, correspondiendo 4374 al vapor vivo y 1606 al vapor degradado.
4. El consumo unitario de vapor en la produccion de soda caustica es de 6.80 Ton/Ton., distribucion en la forma siguiente:

	Ton vapor/Ton soda
Disolventes	0.505
Hidratadores	0.427
Caustificadores	0.253
Total de Caustificacion	1.185
Evaporadores (10 a 40%)	5.615
Total Soda Caustica	6.80

5. El consumo unitario en la fabricacion de soda ash varia con las concentraciones de las salmueras iniciales y con el aprovechamiento de alcali en la planta (fig. 2).

Salmueras Consumo unitario de vapor en soda ash
 Iniciales Aprovechamiento de álcali en la Planta

XAT	66%	69%	72%	75%
6.0	9.29	9.62	9.28	8.96
6.5	9.04	8.70	8.40	8.12
7.0	8.29	8.00	7.72	7.47
7.5	7.60	7.33	7.08	6.86
8.0	6.99	6.75	6.51	6.32

6. Las producciones de soda ash que podrían obtenerse para las condiciones anteriores, manteniendo en 190 T/D la producción de soda cáustica son (fig. 3):

Salmueras Producción de soda ash

Iniciales Aprovechamiento de álcali en la planta

XAT	66%	69%	72%	75%
6.0	469	487	505	523
6.5	518	539	558	577
7.0	565	586	607	628
7.5	619	640	662	683
8.0	670	695	718	742

Valores en T/D.

Un aumento de 1% en el aprovechamiento de álcali representa 20 Ton adicionales de soda ash.

7. Los déficits de vapor y de evaporación de salmueras para producciones constantes de 190 T/D de soda ash.

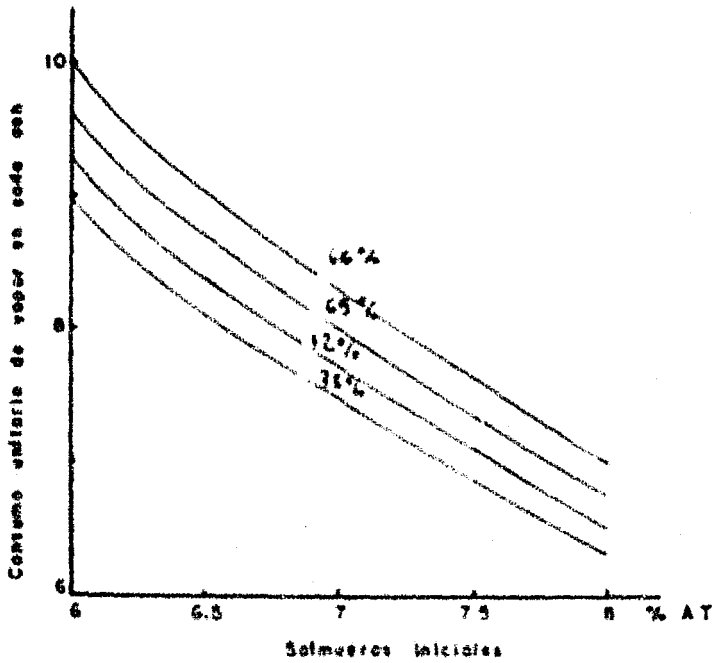


Fig. 2

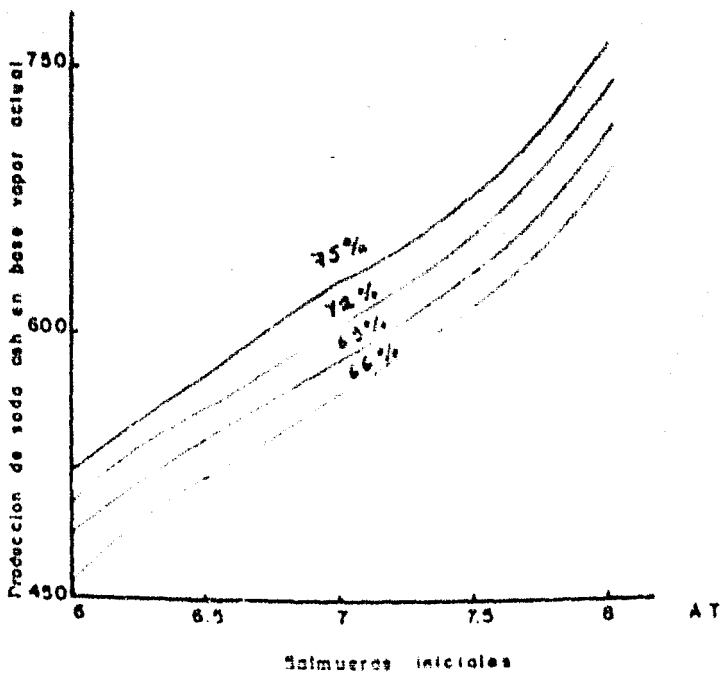


Fig. 3

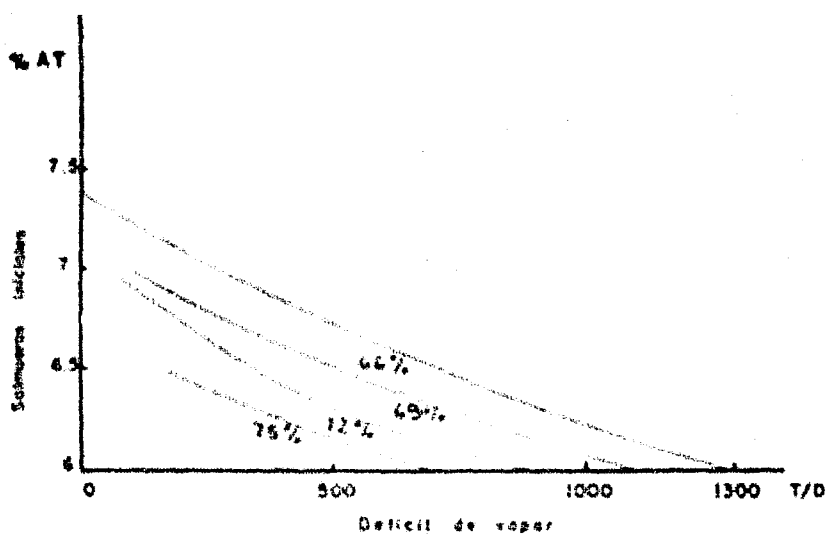


Fig 4

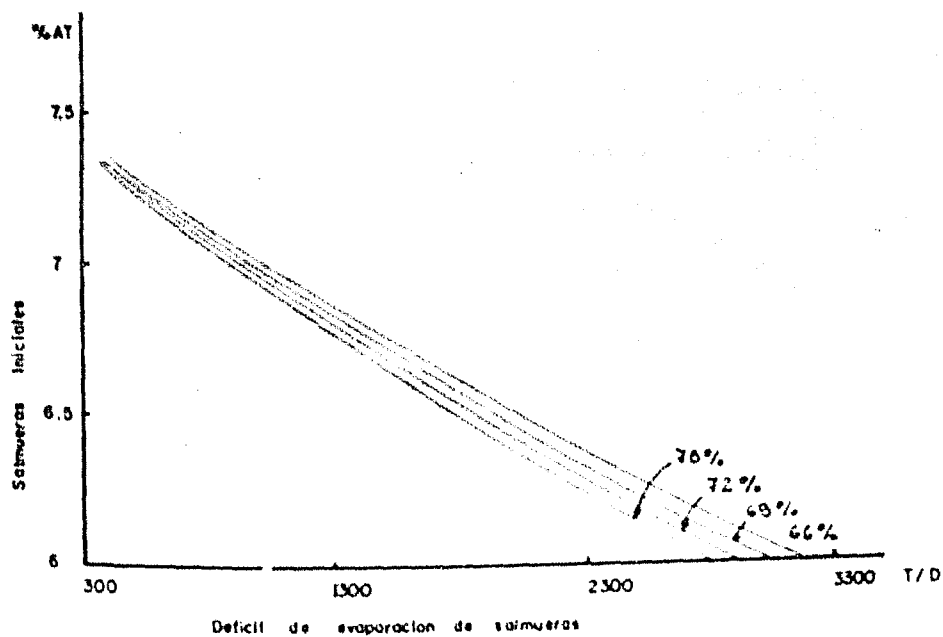


Fig 5

y 190 T/D de sosa cáustica, a distintas concentraciones de salmueras y aprovechamiento de Alkali, son -- (figs. 4 y 5).

Salmueras Déficit de vapor

Iniciales aprovechamiento de Alkali

	66%	67%	72%	75%
6.0	1 306	1 084	880	688
6.5	716	532	352	184
7.0	206	112	56	---
7.38	0	---	---	---

Valores en T/D.

Salmueras Déficit de evaporación de salmueras

Iniciales Aprovechamiento de Alkali

	66%	67%	72%	75%
6.0	3 146	3 009	2 884	2 786
6.5	2 006	1 919	1 839	1 765
7.0	1 034	989	948	910
7.38	412	407	387	371

Valores en T/D de agua evaporada.

b).-Balance de materia en función de la capacidad instalada de generación de vapor.

Establecido el vapor disponible para proceso, se determinaron las producciones de soda ash y de sosa cáustica factibles, utilizando los parámetros y consideraciones siguientes:

1. En la elaboración de soda ash se consideraron los consumos por evaporación de las salmueras y por secado del bicarbonato. En soda cáustica, por caustificación de soda ash y por concentración de la soda diluida.
2. El consumo de vapor en los evaporadores de salmuera (W_e), dependerá de la economía departamental (E_c) y del agua total evaporada (E). Estos dos parámetros -- son función, a su vez, de la concentración inicial de las salmueras (C_0), si se mantiene constante la concentración de descarga de los evaporadores (C). El agua evaporada dependerá, además, del aprovechamiento de Alkali en la planta (N), fijado por las condiciones del proceso mismo.

Con base en lo anterior, se establecen las siguientes ecuaciones:

$$W_e = \frac{E}{E_c} ; E = \frac{S}{N} \left(\frac{1}{C_0} - \frac{1}{C} \right) \quad \frac{1}{C}$$

en donde S representa la capacidad de producción de soda ash.

Fijando valores para C_0 variables entre 6.0 y 11.0% p/v de Alkali total; C , igual a 17.2 p/v de Alkali total, que corresponde en realidad a la alimentación de las torres de carbonatación y N igual a 66%, el agua evaporada y el consumo de vapor en los evaporadores, para producir 1 tonelada de soda ash será:

Agua evaporada y consumo de vapor en los evaporadores de salmueras para producir 1 Ton de soda ash.

Co	E	Ec	Wc
Sal	Ton	T/T	Ton
6.0	16.41	1.91	8.59
6.5	14.51	1.90	7.64
7.0	12.89	1.87	6.89
7.5	11.47	1.85	6.20
8.0	10.24	1.83	5.59
8.5	9.19	1.80	5.08
9.0	8.18	1.77	4.62
9.5	7.31	1.74	4.20
10.0	6.53	1.71	3.82
11.0	5.19	1.63	3.18

3. El consumo de vapor para secado del bicarbonato (Wh) se puede fijar en 1.4 ton de vapor por tonelada de soda ash, de acuerdo a mediciones directas de la planta. En estas condiciones el consumo total de vapor (Wch) para producir 1 ton de soda ash será:

Consumo total de vapor para producir

1 Ton de soda ash

Co	Wch
6.0	9.99

6.5	9.04
7.0	8.79
7.5	7.60
8.0	6.99
8.5	6.40
9.0	6.02
9.5	5.60
10.0	5.17
11.0	4.58

4. La caustificación de soda ash consume vapor en disolvedores, hidratadores y caustificadores; de acuerdo a estudios anteriores, confirmados en esta ocasión, - dichos consumos por tonelada de soda producida, son:

Disolvedores	0.505 T.
Hidratadores	0.427 T.
Caustificadores	<u>0.253 T.</u>
Total de Caustificación	1.185 T.

5. El consumo por concepto de concentraciones de las soluciones de soda, desde 10% a 40% p/p, es de 5.615 toneladas de vapor por tonelada de soda producida, considerando una economía departamental de 1.43.

El consumo total de vapor para producir 1 Ton de soda cáustica de 40% de concentración será, entonces, de 6.80 toneladas, incluyendo los eyectores.

Con base en los consumos unitarios anteriores se calcularon las producciones de soda ash para distintas concentraciones iniciales de salmueras, fijando producciones de soda cáustica variables entre 100 y 6 T.M.

Los resultados, en T.M., se resumen en los cuadros siguientes (Fig. 6).

Salmueras de 6,0% de Alkali total:

Soda Cáustica	Soda Ash	Evaporadores Salmueras		Vapor para secado
		Agua Evaporada	Vapor	
190	469	7 700	4 031	657
175	479	7 868	4 119	671
150	496	8 148	4 265	695
125	514	8 427	4 411	719
100	530	1 706	4 557	743
50	565	9 265	4 850	790
0	599	9 821	5 142	838

Salmueras de 6,5% de Alkali total:

Soda Cáustica	Soda Ash	Evaporadores Salmueras		Vapor para secado
		Agua Evaporada	Vapor	
190	518	7 525	3 962	792
175	530	7 588	4 048	809
150	549	7 961	4 192	838
125	567	8 234	4 336	866

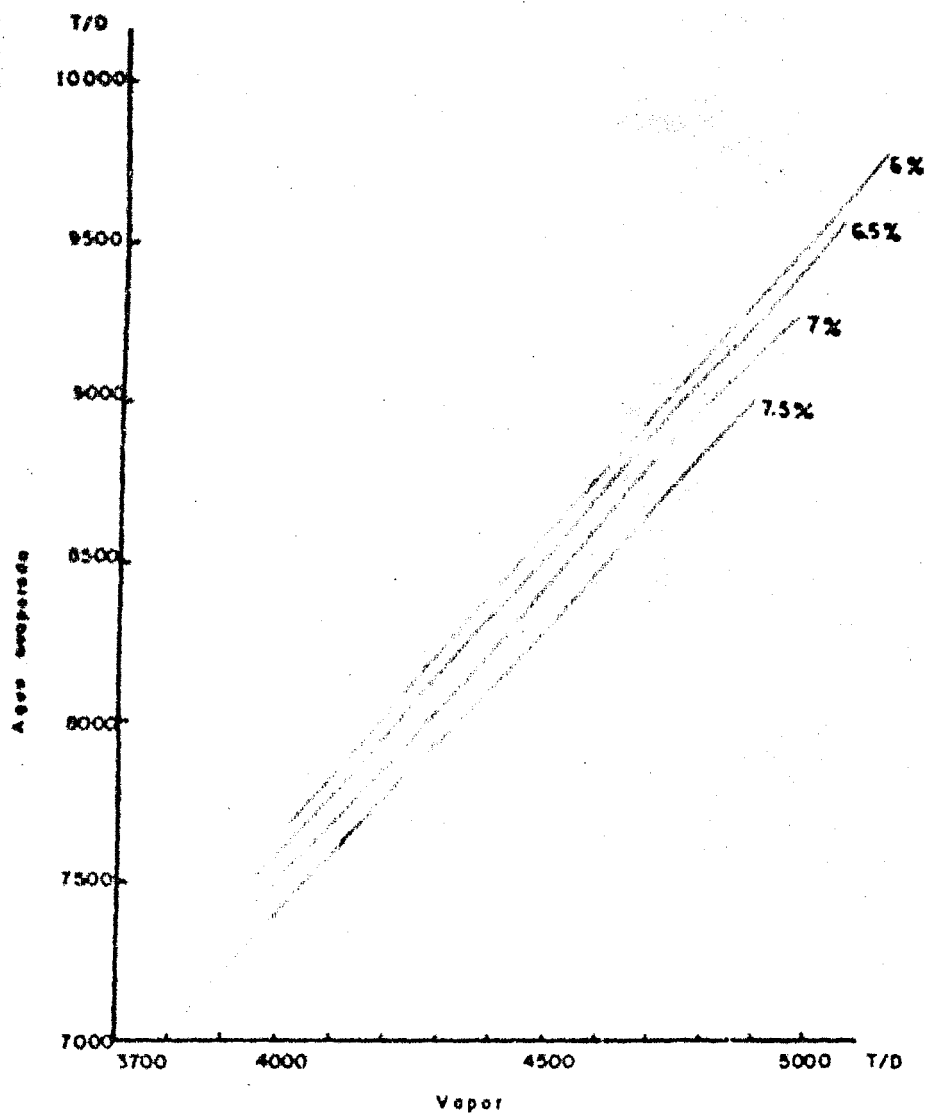


Fig 6 Evaporadores Salmueras

100	586	8 507	4 479	895
50	624	9 051	4 766	952
0	662	9 598	5 054	1 010

Salmueras de 7.0% de Alkali Total:

Sosa Clásica	Soda Ash	Evaporadores Salmueras		Vapor para secado secado
		Aqua Evaporada	Vapor	
190	565	7 289	3 896	792
175	570	7 448	3 981	809
150	598	7 712	4 122	838
125	619	7 977	4 264	866
100	639	8 240	4 405	895
50	680	8 770	4 668	952
0	721	9 298	4 970	1 010

Salmueras de 7.9% de Alkali total:

Sosa Clásica	Soda Ash	Evaporadores salmueras		Vapor para Secado
		Aqua Evaporada	Vapor	
190	619	7 876	3 824	864
175	630	7 229	3 908	882
150	653	7 486	4 046	914
125	675	7 742	4 185	945
100	697	7 999	4 324	976
50	742	8 512	4 601	1 039
0	787	9 027	4 878	1 102

c).- Condiciones de operación existentes.

En la actualidad, en Refosa Texcoco existen tres evaporadores de múltiple efecto: dos de triple y uno de cuádruple.

Los primeros efectos de estos evaporadores reciben vapor de calentamiento a una presión aproximada de 62 psia, el cual es obtenido al expandir el vapor vivo (16 Kg/cm²man) en válvulas, antes de ser consumidos en los evaporadores. En la figura que a continuación se presenta se indican las condiciones de operación reales de uno de los triples efectos para un día; los datos fueron tomados directamente en la planta con los instrumentos allí existentes.

Todas los evaporadores tienen características similares en cuanto a la presión de operación en la calandria y también tienen el mismo tipo y longitud de tubo, aunque el área difiere, en cada múltiple; en cada cuerpo de los triples, el área es de 5 700 ft², mientras que en cada cuerpo del cuádruple es de 7 000 ft². Las características de los tubos son: 28 ft de longitud, 2 1/2 in de diámetro exterior y 1 1/2 in de espesor.

Las economías y coeficientes que a continuación se dan fueron obtenidos de los datos de la figura 7:

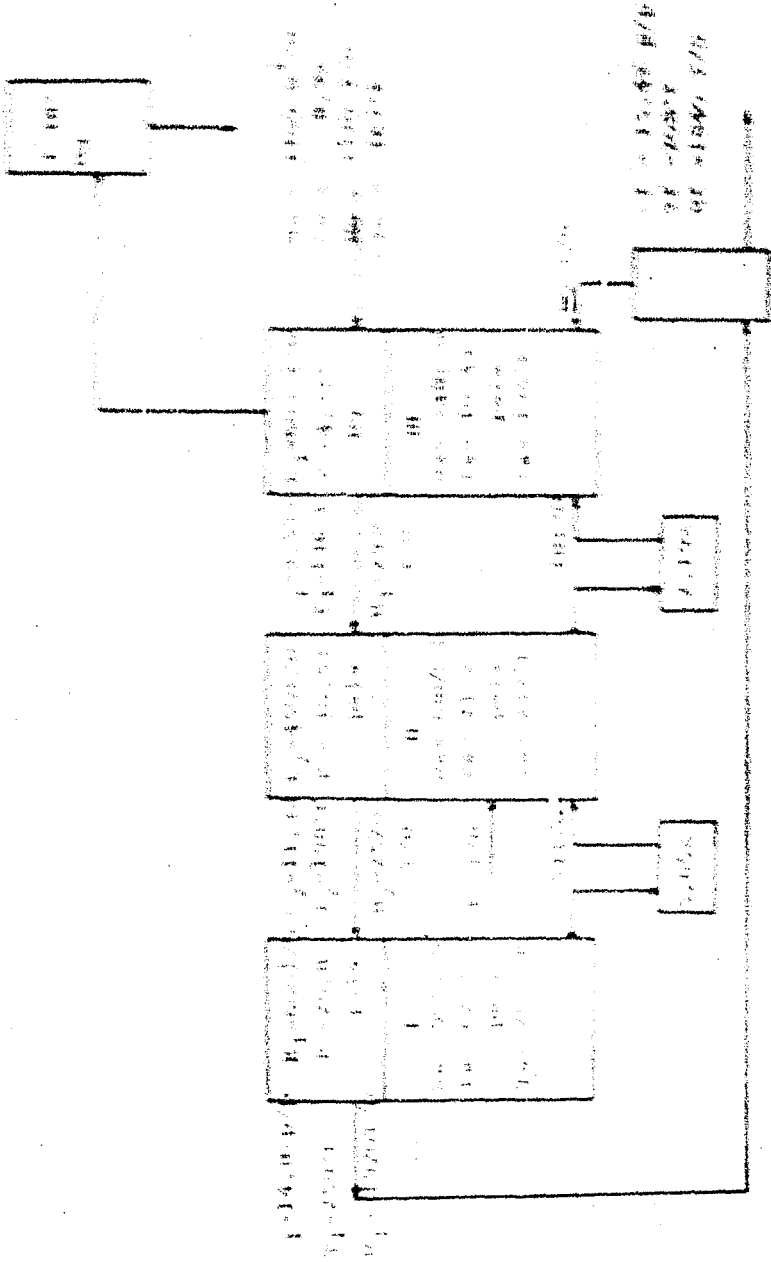


Fig. 7

EVAPORADOR TRIPLE No. 2

	Area ft ²	N Tubos	ΔT °F	U BTU/hr ft ² °F
Efecto I	5 700	450	36	369.5
Efecto II	5 700	450	34	310.8
Efecto III	5 700	450	59	146.5
Evaporación ΔT				
	T/D	T	Economía	Economía Total
Efecto I	600	61	0.66	
Efecto II	450	62	0.55	$\frac{1730}{930} = 1.86$
Efecto III	600	31	1.10	

CAPACIDAD DE EVAPORACION TOTAL

Cuádruple	2200 T/D
Triple 1	1900 T/D
Triple 2	2000 T/D

4.- PLANEAMIENTO DE LAS DIVERSAS ALTERNATIVAS.

Del capítulo anterior se tiene la siguiente información:

Vapor de calentamiento disponible.

Vapor disponible para procesos

Vapor vivo 4 324 T/D

Vapor degradado 1 656 T/D

Consumo de vapor en hornos rotatorios para 650 T/D de -
soda ash $QH = 650 \times 1.4$ 910 T/D

Vapor vivo disponible para

evaporaciones 3414 T/D

Vapor vivo para soda cáusti

ca 414 T/D

Vapor vivo para concentrar

salmuera 1 000 T/D

Vapor degradado para soda

cáustica 878 T/D

Vapor degradado para evapo-

rar salmuera 778 T/D

El proyecto se estableció para manejar las torres de --
carbonatación 950 T/D de Alkali al 17.5% de concentración en --
volumen, suficientes para producir de 600 a 675 T/D de soda --
ash con rendimientos de Alkali variables entre 63 y 71%. Los --
evaporadores en conjunto concentrarían 900 T/D hasta 19%, nece

sitando 50 T/D a bajas concentraciones para diluir las salmueras a 17.5% y además para enfriarlas a la temperatura de alimentación aceptada en las torres de carbonatación.

Para poder cumplir con el proyecto se pensó en dos posibilidades: una que consiste en la modificación del equipo actual añadiendo un efecto más a cada múltiple existente, (a estos postevaporadores se los llamará efecto cero); la otra posibilidad es la de construir un nuevo triple efecto.

a) Efecto cero.

Esta opción consiste en utilizar el vapor de alta presión disponible, reduciéndolo en tres efectos cero de alta presión, obteniendo un aumento de capacidad de evaporación de --- 3000 T/D sin aumentar el consumo de vapor.

Cada postevaporador de salmueras condensaría 1 000 T/D-vapor vivo.

El vapor generado en estos aparatos serviría para preevaporar las salmueras en los múltiples efectos actuales; junto con las 150 T/D de vapor de igual presión que proviene de las turbinas de la planta y que no es consumido en la producción de 150 T/D de sosa caústica.

A cada múltiple efecto actual llegará al vapor formado en estos nuevos cuerpos a 60 psig (presión en el domo del efecto cero, 67 psig), junto con 250 T/D de vapor degradado en má-

quinas.

Los gastos de vapor vivo y alcali se distribuyeron en partes iguales para tres evaporadores, resultado al que se llegó después de varias intentos preliminares de obtener longitudes de tubos iguales a los instalados en los múltiples efectos actuales.

Condiciones de operación de cada uno de los nuevos evaporadores:

Capacidad en Alkali	300 T/D
Capacidad de condensación de vapor	1 000 T/D
Presión en la calandria: en valor comprendido entre 12-4.5 Kg/cm ² man	
Presión en el tubo	4.35 Kg/cm ² man

El cálculo del evaporador se realizó utilizando los métodos convencionales, previamente comprobados para condiciones reales de operación de los múltiples efectos.

El planteamiento básico en el cálculo consistió en emplear tubos de características iguales a los instalados en los demás evaporadores, de 28 ft de longitud, 3.00 in de diámetro exterior y calibre 10 SWG. Una de las primeras condiciones que debían satisfacerse para esa longitud, es la de alimentar las calderas a una temperatura no menor de 260°F (127°C), haciéndose necesario en la instalación de precalentadores para elevar la temperatura de las calderas de 240°F en la descarga de

los primeros efectos actuales, a la mínima necesaria para los nuevos evaporadores.

Un requisito más que se fijó para el cálculo, fue el de determinar las condiciones más favorables para ceder el calor-sensible a las calderas, estudiándose dos tipos de calentamiento hasta la temperatura de ebullición: en primero en el -- que el calentamiento se efectúa utilizando el total de los tubos del evaporador, tal como lo que sucede en los evaporadores actuales y un segundo, en el que solo se utiliza un número reducido del total de los tubos, aumentando la velocidad del flujo y como consecuencia, el coeficiente de transferencia de calor.

b) Nuevo triple efecto.

Consistiría en utilizar un nuevo triple efecto similar a los que se tienen, obteniéndose un aumento de capacidad de evaporación de 2,000 T/D, consumiendo 1 000 T/D más de vapor, requiriendo una ampliación de servicios con una nueva caldera de 100 000 lb y un tratamiento de agua.

3.- SELECCION DE LA ALTERNATIVA MAS VIABLE Y CALCULO DEL EVAPORADOR CONSIDERANDO LA VARIACION DE LA PRESION DE ALIMENTACION DEL VAPOR.

Para poder efectuar la selección se establecieron una serie de parámetros y con base en ellos se efectuó el cálculo.

Cálculo de la economía de los efectos cero de salmueras, sin precalentadores (suponiendo un gasto en sólidos de 300 T/D de Alcali y una concentración de 10% en la alimentación):

Calor necesario $-q/Q$

$$q/Q = 300/0.10 \times \frac{2200}{14} \times 0.9 (316 - 240) + E_1 (911.25) \quad 2$$

$$q/Q = 1000 \times 21.66 \times 0.9 = 78.7 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

$$78.7 \times 10^6 = 12.1 \times 10^6 + E_1 \times 911.25$$

$$E_1 = \frac{61.6 \times 10^6}{911.25} = 67 \text{ 000 lb/hr}$$

$$\text{Economía} = 67 \text{ 000}/91670 = 0.73$$

Si se precalienta la salmuera a 260°F.

$$E_1 = \frac{78.7 \times 10^6 - 12.7 \times 10^6}{911.25} = 72 \text{ 400 lb/hr}$$

$$\text{Economía} = 72 \text{ 400}/91670 = 0.79$$

Para efectos del cálculo se consideró una economía de 0.77.

Sólidos a manejar: se fijaron 950 T/D de Alcali total, suficientes para producir 600 T/D de soda ash con rendimientos de Alcali en la planta de 63% o 675 T/D si los rendimientos suben a 71%.

Concentración final en los evaporadores	19.0% AT Vol.
Concentración final en los evaporadores	15.2% AT Peso
Concentración alimentación torres	17.5% AT Vol.
Concentración alimentación torres	14.0% AT Peso

Salmuera adicional al tanque mezclador

$$0.14 = \frac{970}{50(0.152) + 50(0.161)} \quad \underline{1}$$

Se	Sp	6.58 Sp	10.4 Sp	Σ	$\Sigma/950$
910	40	5 987.0	656	6 643.0	0.14299
900	50	5 921.0	820	6 742.0	0.14090
890	60	5 856.2	984	6 800.2	0.13888

Se considera que al mezclador se adicionan 50 T/D de sal
moraa diluida y por lo tanto a los evaporadores solamente 900.

En cada evaporador se manejaran 300 T/D de salali total.

Gasto de descarga de un evaporador, incluyendo el efecto
zero y el flash de salmueras:

$$M_1 = 300(0.152) = 1931.7 \text{ T/D} = 180 921 \text{ lb/hr}$$

Gasto de descarga del nuevo evaporador:

$$M_2 = M_1 \times \frac{H_2 - H_f}{H_2 - H_1} \quad \underline{4}$$

$$H_2 = 905.6 + 275.8 + 0.47 \times 12 = 1 187 \text{ BTU/lb}$$

$$H_f = 0.8 (198-12) = 132.8 \text{ BTU/lb}$$

$$H_1 = 0.8 (316 - 12) = 228.5 \text{ BTU/lb}$$

$$M_2 = 180 921 \times \frac{1187 - 132.8}{1187 - 228.5} = 180 921 \times 1.0998 \quad \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$M_2 = 198\ 984\ \text{lb/hr} = 2\ 171\ \text{T/D}$$

$$E_1 = 18\ 063\ \text{lb/hr} = 197\ \text{T/D}$$

Concentración de descarga del efecto cero:

$$C_2 = 100/2\ 171 = 4.61\ \% \text{ peso} \quad \underline{5}$$

Evaporación en el efecto cero:

$$E_2 = 1000 \times 0.77 = 770\ \text{T/D} = 70\ 583\ \text{lb/hr} \quad \underline{6}$$

Gasto de descarga en los evaporadores actuales:

$$M_2 + E_2 = 198\ 984 + 70\ 583 = 269\ 567\ \text{lb/hr} = 2941\ \text{T/D} \quad \underline{7}$$

Concentración de descarga en los evaporadores actuales:

$$C_1 = 100/2941 = 3.40\ \% \text{ peso} \quad \underline{8}$$

Evaporación en los evaporadores actuales:

Cuádruple con 1000 T/D de vapor 1 900 T/D agua

Triple 1 con 1100 T/D de vapor 2 000 T/D agua

Triple 2 con 1200 T/D de vapor 2 200 T/D agua

Economías

Cuádruple 1.900

Triple 1 1.818

Triple 2 1.833

Vapor disponible para cada evaporador actual:

$$E_1 + W \text{ máquinas} = 770 + 250 = 1\ 020\ \text{T/D}$$

$$\text{Vapor a terceros efectos} = 197\ \text{T/D}$$

$$E \text{ IV futura} = 1\ 900 \times 1.15 = 2\ 200\ \text{T/D}$$

$$E \text{ III 1 futura} = 2\ 000 \times 0.95 = 1\ 900\ \text{T/D}$$

$$E \text{ III 2 futura} = 2\ 200 \times 0.91 = 2\ 000\ \text{T/D}$$

Agua evaporada total:

3 nuevos cuerpos:	3 x 770 = 2 310 T/D
3 flash nuevos cuerpos:	3 x 197 = 591 T/D
1 cuádruple	= 2 200 T/D
1 triple	= 1 900 T/D
1 triple	= 2 000 T/D
T o t a l	9 001 T/D

Gasto de alimentación a los evaporadores actuales:

$$M_0 = 2\,941 \times 3 = 8\,823$$

$$2\,200$$

$$1\,900$$

$$\frac{2\,000}{14\,923}$$

Concentración inicial de las salmueras (caracol)

$$C_0 = 900/14\,923 = 6.02\% \text{ AT peso}$$

$$= 6.20\% \text{ AT vol.}$$

Condiciones de operación de los efectos cero

S sólidos como AT	300 T/D = 27 500 lb/hr
C ₀ concentración alimentación	10.20 %
C ₁ concentración descarga	13.82 %
E ₁ agua evaporada	770 T/D = 70 583 lb/hr
M ₀ gasto de alimentación	2 941 T/D = 269 608 lb/hr
M ₁ gasto de descarga	2 171 T/D = 198 984 lb/hr
T ₀ temperatura de descarga	159 °C = 318 °F

K_f gasto descarga flash	1974 T/D = 180 950 lb/lb
E_f flash de salmuera	197 T/D = 18 063 lb/hr
T_f temperatura de descarga flash	99°C = 210°F
C_f concentración descarga flash	15.20 % = 19.00 % vol.

Como primer paso se realizó el cálculo de la temperatura de alimentación obteniéndose la tabla II:

$$W_B \lambda_B = WOCp_0 (T_0 - T_0) + E_1 (\lambda_1 + 0.47 APE) \quad 9$$

$$W_B \lambda_B = 91 667 \times 858.6 = 78.7 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

$$E_1 (\lambda_1 + 0.47 APE) = 70 503 (905.6 + 0.47 \times 10) = 64.32 \times 10^6$$

$$WOCp_0 (T_0 - T_0) = 14.38 \times 10^6$$

$$T_0 = \frac{W_B \lambda_B - E_1 (\lambda_1 + 0.47 APE)}{W_0 C_{p_0}} + T_0 \quad 10$$

T_0 = temperatura mínima de alimentación

TABLA II

Temperatura de alimentación

P	P	T_0	$\lambda_{a.}$	T_Q
psig	psia	°F	BTU/lb	°F
225	236.3	396	830.0	261.2
200	211.3	387	838.0	257.8
175	186.3	376	848.5	253.3
150	161.3	364	858.6	249
125	136.3	351	870.4	244
100	111.3	336	882.4	236.8
75	86.3	317	897.1	232.7

Se puede ver que en cada caso la salmuera va a ser alimentada a una temperatura que varía entre 233 y 261°F. La salmuera se descargará de los efectos primeros actuales con una temperatura de aproximadamente 240°F. El condensado disponible de los nuevos evaporadores será de 91 667 lb/hr con una temperatura que varía de 196 a 317°F (según la presión).

El procedimiento que se llevó a cabo consistió en calcular primero un coeficiente de transferencia total para un número N de tubos y después aplicarlo para las diferentes presiones en la calandria, y así obtener el número de tubos conveniente en cada caso. Las condiciones de las corrientes fueron consideradas promedio y en algunos casos se emplearon métodos aproximados por carecerse de información precisa.

En la planta se obtuvieron datos siguientes (fig. 8):

TABLA III

Aumento en el punto de ebullición		
Concentración en peso	Gravedad específica	AFE
6.27	1.100	
6.90	1.116	4°F
7.32	1.128	6°F
9.18	1.158	8°F
13.40	1.236	10°F

Durante el cálculo se utilizarán siempre los siguientes valores (todos ellos son valores promedio), así como algunas características de los materiales:

$$\rho_p = 0.8 \text{ atm/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.06 \text{ lb/ft } ^\circ\text{F}$$

$$\lambda = 0.10 \text{ atm/ft } ^\circ\text{F}$$

$$v_g = 5.020 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$v_l = 0.01459 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$c = 0.12 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.366 \text{ lb/ft } ^\circ\text{F}$$

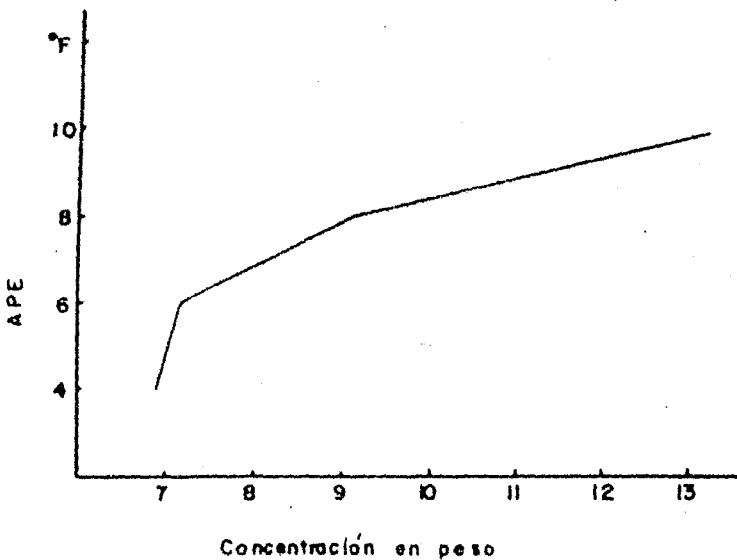


Fig. 8

A continuación se indicará el método de cálculo (7) que se siguió para obtener los coeficientes de transmisión.

Fijaremos N desde 100 hasta 700 tubos, variando de 50 en 50.

Coefficientes de película en el lado de las salmueras, - zona de calentamiento (1).

$$h_i = 0.0270 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.4} k/D_i \quad \underline{11}$$

$$G_i = \frac{K_{21}}{A} = \frac{269.608}{A} \quad \underline{12}$$

$$Re = \frac{D_i G_i}{\mu_i} = \frac{0.1443}{0.86} \quad G_i = 0.1678 G_i \quad \underline{13}$$

$$Pr = \frac{C P M}{k} = \frac{0.8 \times 0.86}{0.18} = 1.81 \quad \underline{14}$$

$$k/D_i = 0.38/0.443 = 1.633$$

Coefficientes de película en el lado de las salmueras, zona de ebullición (3).

$$h_o = 0.0225 (Re_m)^{0.8} (Pr)^{0.4} k/D_i \quad \underline{15}$$

$$Re_m = Re_l \times \frac{V_m}{V_l} \quad \underline{16}$$

$$V_g = 5.928 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$V_o = 5.928 \times \frac{770}{2941} + 0.01459 \times \left(1 - \frac{770}{2941}\right)$$

$$= 1.5519 + 0.0108 = 1.5627$$

$$V_m = \frac{1.5627 - 0.01459}{\ln \frac{1.5627}{0.01459}} \times \frac{1.5481}{107.1} = \frac{1.5481}{4.652} = 0.3328 \quad \underline{17}$$

$$Re_m = \frac{0.3328}{0.01459} Re_l = 22.8 Re_l$$

Coefficiente de película en el lado del vapor (2).

$$h_m = 0.0077 \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{0.4} \left(\frac{\rho^2 g}{\mu^3} \right)^{1/3} k \quad 18$$

$$W_s/N = 91.667 / N$$

$$\frac{W_s/N}{\pi D_o} = \frac{1}{1.14 \times 0.1667} \quad (W_s/N) = 1.91 (W_s/N)$$

$$\frac{4\Gamma}{\mu} = \frac{4\Gamma}{0.1667} = 10.93 \Gamma \quad 19$$

$$\frac{\rho^2 g}{\mu^3} = \frac{(98.12)^2 \times 4.18 \times 4.18 \times 10^8}{(0.1667)^3} = 12.511 \times 10^{12} \quad 20$$

$$\left(\frac{\rho^2 g}{\mu^3} \right)^{1/3} = \sqrt[3]{12.5} \times \sqrt[3]{10^{12}} = 23.210 \quad 21$$

Cálculo del coeficiente global en la zona de calentamiento (7).

$$\frac{1}{h_i} = \frac{r_w}{k_w} + \frac{1}{h_m} + \frac{D_i}{D_o} + R_d = \frac{1}{U_c} \quad 22$$

$$h_m^* = 0.75 h_m \quad 23$$

Cálculo del coeficiente global en la zona de ebullición.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{r_w}{k_w} + \frac{1}{h_m} + R_d + \frac{1}{h_e} \quad 24$$

Cálculo de la temperatura media logarítmica considerando la variación en la temperatura de alimentación (6).

$$\text{Admitiendo } T_m = 325^\circ F$$

$$T_o = \text{Variable}$$

$$\Delta T_c = \frac{(T_s - T_o) - T_s - T_{max}}{1 - \frac{T_s - T_o}{T_s - T_m}} \quad 25$$

$$\Delta T_c = \frac{(T_s - T_v) - (T_s - T_m)}{\ln \frac{T_s - T_v}{T_s - T_m}}$$

26

Cálculo de la temperatura media logarítmica en la zona de calentamiento considerando la variación en la temperatura de alimentación, variando T_0 desde 240 hasta 280°F.

TABLA IV

T_0	$T_s - T_0$	$T_s - T_{max}$	$(T_s - T_0) - (T_s - T_{max})$	$\text{Log.} \frac{T_s - T_0}{T_s - T_m}$	ΔT_c
240	124	39	85	0.5023	73.6
250	114	39	75	0.4658	70.0
260	104	39	65	0.4259	66.4
270	94	39	55	0.3820	62.6
280	84	39	45	0.3332	58.8

Cálculo de la temperatura media logarítmica en la zona de ebullición.

TABLA V

P	$(T_s - T_0) - (T_s - T_m)$	$T_s - T_0 / T_s - T_{max}$	$\text{log } T_s - T_0 / T_s - T_{max}$	ΔT_e
225	19	1.2676	0.1028	82.35
200	19	1.3064	0.1159	71.39
175	19	1.3725	0.1377	59.99
150	19	1.4871	0.1724	47.91
125	19	1.7307	0.2382	34.68
100	19	2.7272	0.4357	18.95
75	19	-1.3750	-----	-----

Cálculo de la longitud de ebullición:

27

$$L_e = \frac{(E/W) \times \lambda_e}{a \times U_e \times \Delta T_e}$$

$$E = 70 \text{ 501 lb/hr}$$

$$\lambda_e = 911.25 \text{ BTU/lb}$$

Para poder efectuar el cálculo de la longitud de calentamiento es necesario fijar la temperatura de alimentación; como no se conoce, los cálculos se hicieron considerando que T_0 varía de 240 a 260°F.

Cálculo de la longitud de calentamiento:

$$L_c = \frac{(M \times H \times \rho) (T_0 - T_1)}{a \times U_c \times \Delta T_c} \quad M_0 = 269 \text{ 608 lb/hr}$$

28

Cálculo del área de calentamiento de los nuevos evaporadores, considerando la variación en la temperatura de alimentación. Se aplicó la ecuación $Q = U_T A \Delta T$.

29

Cálculo del coeficiente total de transferencia, tomando en cuenta la variación en la temperatura de alimentación y considerando solamente los casos en que la longitud total sea igual a 28 ft:

30

$$U_T = \frac{U_c \times L_c + U_e \times L_e}{L_c + L_e}$$

Cálculo de ΔT :

$$\Delta T \text{ efectiva} = 304 - (306 + 10) = 48^\circ\text{F}$$

Área de un tubo de 2 in de diámetro externo OD, 10 BWG, - 28 ft de longitud.

$$A = 28 \times 0.4534 = 12.7 \text{ ft}^2$$

Número de tubos del evaporador, N:

$$N = A/12.7 \text{ ft}^2$$

A continuación se presentan una serie de tablas y gráficas que se elaboraron siguiendo el procedimiento anterior:

TABLA VI

Características de los tubos

N	Area transversal ft ²	Area de transmisión total para 28 ft de longitud. ft ²
300	4.72	3810
350	5.74	4445
400	6.56	5080
450	7.18	5700
500	8.20	6350
550	9.02	7000
600	9.84	7620
650	10.66	8255
700	11.48	8890

TABLA VII

Coefficiente de película en el lado de asmuera,
zona de calentamiento.

N	Gr	Re	Pr	
300	54798.17	9189.68	1.8105	
350	46970.01	7876.87	"	
400	41098.79	6892.76	"	
450	36517.25	6126.46	"	
500	32879.02	5513.81	"	
550	29890.07	5012.56	"	
600	27139.20	4594.84	"	
650	25271.55	4241.39	"	
700	23465.02	3938.44	"	
N	k/D ₁	(Re)0.6	(Pr)0.4	hi
300	2.6334	1481.0	1.268	133.44
350	"	1308.0	"	117.85
400	"	1176.0	"	105.95
450	"	1071.0	"	96.50
500	"	984.2	"	88.68
550	"	912.0	"	87.17
600	"	850.5	"	76.63
650	"	798.0	"	71.90
700	"	752.0	"	67.76

TABLA VIII

Coefficiente de película en el lado de salmuera.
zona de ebullición

N	Rem	log Rem	O.B log Rem	
300	20866	5.3194	4.2555	
350	178978	5.2524	4.2019	
400	154446	5.1945	4.1556	
450	134082	5.1433	4.1146	
500	125168	5.0976	4.0701	
550	113795	5.0561	4.0449	
600	104307	5.0182	4.0196	
650	96271	4.9835	3.9866	
700	89393	4.9513	3.9610	
N	(Rem) ^{0.8}	(Pr) ^{0.4}	k/D	he
300	18010	1.268	2.633	1382.81
350	15910	"	"	1227.34
400	14310	"	"	1098.72
450	13020	"	"	999.68
500	11970	"	"	919.06
550	11070	"	"	850.00
600	10340	"	"	793.90
650	9700	"	"	744.77
700	9142	"	"	702.00

TABLA IX

Coeficiente de película del lado del vapor

δ	κ_g/δ	Γ	$4\Gamma/\mu$	$\log(4\Gamma/\mu)$
300	305.556	583.430	6371.07	3.8043
350	261.506	500.083	5465.80	3.7377
400	229.167	432.570	4782.68	3.6796
450	201.700	388.940	4251.19	3.6285
500	181.334	349.964	3825.32	3.5827
550	166.667	318.167	3477.56	3.5412
600	152.778	291.653	3187.77	3.5034
650	141.076	269.220	2942.55	3.4686
700	130.953	249.990	2732.38	3.4365
δ	$0.4 \log(4\Gamma/\mu) (4\Gamma/\mu)^{0.4}$	mm	mm ²	
300	1.5217	33.25	2305.63	1729.22
350	1.4951	31.27	2168.33	1626.25
400	1.4710	29.64	2055.30	1541.48
450	1.4514	28.28	1960.99	1470.75
500	1.4331	27.12	1879.87	1409.90
550	1.4165	26.09	1809.14	1356.85
600	1.4013	25.20	1747.42	1310.57
650	1.3874	24.40	1691.75	1268.96
700	1.3746	23.69	1647.72	1232.04

TABLA X

Coeficiente global de la zona de calentamiento

N	R ₁	hm ²	tw/kw	1/R ₁
100	133.44	1729.22	0.00043	0.007494
150	117.85	1620.25	"	0.008485
200	105.96	1541.38	"	0.009437
250	96.50	1470.75	"	0.010362
300	88.68	1409.90	"	0.011276
350	82.17	1356.85	"	0.012169
400	76.63	1310.57	"	0.013049
450	71.90	1268.96	"	0.013908
500	67.76	1237.04	"	0.014757
N	$\frac{1}{hm^2} \frac{R_1}{D_0}$	R ₂	Σ	Uc
100	0.000500	0.002	0.010424	96.0
150	0.000532	"	0.011447	87.4
200	0.000561	"	0.012428	80.5
250	0.000588	"	0.013380	74.8
300	0.000613	"	0.014319	69.9
350	0.000637	"	0.015236	65.7
400	0.000660	"	0.016139	62.0
450	0.000682	"	0.017020	58.8
500	0.000702	"	0.017889	56.0

TABLA XI

Coeficiente global de la zona de ebullición

N	h_e	h_m	t_w/k_w	$1/h_e$
300	2202.01	2305.63	0.00041	0.000723
350	2222.34	2160.33	"	0.000818
400	2016.72	2055.16	"	0.000910
450	992.68	1760.99	"	0.001000
500	919.06	1879.87	"	0.001088
550	850.00	1809.14	"	0.001176
600	791.90	1747.42	"	0.001259
650	744.77	1691.95	"	0.001342
700	702.00	1642.72	"	0.001424
N	$1/h_e$	kd	Σ	U_e
300	0.000434	0.001	0.002587	386.6
350	0.000461	"	0.002709	369.2
400	0.000486	"	0.002826	353.9
450	0.000510	"	0.002940	340.2
500	0.000532	"	0.003050	327.9
550	0.000553	"	0.003159	316.6
600	0.000572	"	0.003261	306.7
650	0.000591	"	0.003363	297.4
700	0.000609	"	0.003463	288.8

TABLA XII

Longitud de ebullición necesaria

H	U_e	P=225	200	L_e ft			
				175	150	125	100
300	186.6	14.85	17.13	20.32	25.53	35.27	64.55
350	169.2	13.33	15.38	18.30	22.92	31.66	57.95
400	153.2	12.15	14.04	16.71	20.92	28.90	52.89
450	140.7	11.25	12.75	15.44	19.34	26.72	48.89
500	127.9	10.50	12.12	14.42	18.06	24.95	45.66
550	116.6	9.89	11.41	13.58	17.00	23.49	42.98
600	106.7	9.36	10.80	12.85	16.09	22.28	40.68
650	97.4	8.90	10.28	12.24	15.32	21.16	38.73
700	88.4	8.52	9.83	11.70	14.65	20.24	37.04

TABLA XIII

Longitud de ebullición necesaria para $P = 150$ psig

H	E/S	$\alpha \text{ ft}^2/\text{ft}$	$\alpha \Delta T_0$	U_0
300	235.276	0.4534	21.718	386.6
350	201.666	-	-	369.2
400	176.4575	-	-	353.9
450	156.051	-	-	340.2
500	141.166	-	-	327.9
550	128.333	-	-	316.6
600	117.638	-	-	306.7
650	108.589	-	-	297.4
700	100.032	-	-	288.8
H	$\alpha \Delta T_0 U_0$	L_0		
300	8396.18	25.53		
350	8018.29	22.92		
400	7686.0	20.92		
450	7388.46	19.34		
500	7121.33	18.06		
550	6875.92	17.0		
600	6660.91	16.09		
650	6458.93	15.32		
700	6272.16	14.65		

TABLA XIV

N	$CP_0(T_0 - T_0)$	Longitud de calentamiento		
		Para $T_0 = 240^\circ F$ ΔT_c	U_c	L_c
100	60	71.6	96.0	19.08
150	60	71.6	87.4	17.95
200	60	71.6	80.5	17.06
250	60	71.6	74.8	16.32
300	60	71.6	69.9	15.71
350	60	71.6	65.7	15.23
400	60	71.6	62.0	14.76
450	60	71.6	58.8	14.37
500	60	71.6	56.0	14.01
		Para $T_0 = 250^\circ F$		
100	60	70.0	96.0	17.61
150	60	70.0	87.4	16.60
200	60	70.0	80.5	15.82
250	60	70.0	74.8	15.14
300	60	70.0	69.9	14.58
350	60	70.0	65.7	14.10
400	60	70.0	62.0	13.69
450	60	70.0	58.8	13.33
500	60	70.0	56.0	13.02

Para $T_0 = 260^\circ\text{F}$

N	$CP_0(T_0 - T_0)$	ΔT_c	U_c	L_c
100	53	66.4	96.0	16.14
150	53	66.4	87.4	15.19
400	53	66.4	80.5	14.43
450	53	66.4	74.8	13.80
500	53	66.4	69.9	13.29
550	53	66.4	65.7	12.86
600	53	66.4	62.0	12.49
650	53	66.4	58.8	12.16
700	53	66.4	56	11.85

Para $T_0 = 270^\circ\text{F}$

100	44	62.6	96.0	14.51
150	44	62.6	87.4	13.66
400	44	62.6	80.5	12.98
450	44	62.6	74.8	12.41
500	44	62.6	69.9	11.95
550	44	62.6	65.7	11.56
600	44	62.6	62.0	11.24
650	44	62.6	58.8	10.93
700	44	62.6	56.0	10.66

Para $T_0 = 280^\circ$

N	$CP_0(T_H - T_0)$	ΔT_C	U_C	L_C
300	36	58.8	96.0	12.69
350	36	58.8	87.4	11.91
400	36	58.8	80.5	11.30
450	36	58.8	74.8	10.81
500	36	58.8	69.9	10.41
550	36	58.8	65.7	10.07
600	36	58.8	62.0	9.78
650	36	58.8	58.8	9.52
700	36	58.8	56.0	9.28

TABLA XV
Longitud total

Para $T_0 = 140^\circ\text{F}$

N	$P = 225$	200	175	150	125
300	31.93	16.21	17.47	44.61	54.35
350	31.20	13.33	16.25	40.87	49.61
400	29.31	11.10	13.77	37.98	45.96
450	27.57	29.30	11.76	35.66	43.04
500	26.21	21.83	10.13	33.77	40.66
550	25.12	26.64	20.81	32.23	38.72
600	24.12	15.56	27.61	30.85	37.09
650	23.27	24.65	26.61	29.69	35.53
700	22.53	23.84	25.71	28.66	34.25

Para $T_0 = 250^\circ\text{F}$

300	12.46	34.64	38.00	41.14	52.88
350	29.93	11.98	34.90	39.52	48.26
400	27.97	29.86	32.33	38.74	44.72
450	26.39	28.12	30.58	34.48	41.86
500	25.08	26.70	29.00	32.64	39.53
550	23.99	25.51	27.69	31.10	37.59
600	23.05	24.49	26.54	29.78	35.97
650	22.23	23.61	25.57	28.85	34.49
700	21.54	22.85	24.72	27.67	33.26

Para $T_0 = 260^\circ\text{F}$

W	$P = 225$	200	175	150	125
300	30.77	33.27	36.53	41.67	51.41
350	28.52	30.57	33.49	38.11	46.25
400	26.58	28.47	31.14	35.35	43.33
450	25.03	26.78	29.24	33.14	40.52
500	23.79	25.41	27.71	31.35	38.24
550	22.75	24.37	26.44	29.86	36.35
600	21.85	23.29	25.34	28.55	34.77
650	21.06	22.44	24.40	27.48	33.32
700	20.37	21.68	23.55	26.50	32.09

Para $T_0 = 270^\circ\text{F}$

300	29.16	31.64	34.90	40.04	49.79
350	26.99	29.04	31.96	36.58	45.32
400	25.13	27.02	29.69	33.90	41.88
450	23.66	25.37	27.89	31.75	39.13
500	22.45	24.07	26.37	30.01	36.90
550	21.45	22.97	25.14	28.56	35.05
600	20.50	22.04	24.09	27.33	33.52
650	19.83	21.21	23.17	26.25	32.09
700	19.18	20.49	22.36	25.31	30.90

Para $T_0 = 280^\circ\text{F}$

X	P = 225	200	175	150	125
300	27.54	29.02	31.08	33.17	47.96
350	25.24	27.29	30.21	34.83	43.57
400	23.45	25.34	28.01	32.22	40.20
450	22.06	23.79	26.23	30.15	37.53
500	20.91	22.53	24.83	28.47	35.36
550	19.96	21.48	23.65	27.07	33.56
600	19.14	20.58	22.63	25.87	32.06
650	18.42	19.79	21.76	24.84	30.68
700	17.80	19.11	20.98	23.93	29.52

TABLA XVI

Calculo de $q/\theta = 0$

T_0	ΔT ($T_0 - T_1$)	$M_0 C P_0 \Delta T$	$E \lambda$	Q
240	76	14 192 385.4	64 310 758.75	80 710 925.15
250	66	14 215 302.4	-	78 554 061.15
260	56	12 078 938.4	-	76 397 197.15
270	46	9 921 574.4	-	74 240 333.15
280	36	7 764 210.4	-	72 083 469.15

Para calcular el coeficiente total de transferencia no lamente se elejieron los valores que nos dieron una longitud cercana a las 20 ft.

Calculo de U total

$$\begin{aligned}
 U_{250^\circ F} &= \frac{14,631 (298.5) + 13 (56)}{27.65} = 179.4 \text{ BTu/hrft}^\circ F \\
 U_{260^\circ} &= \frac{10,02 (297.5) + 17,16 (58.81)}{27.48} = 192 \text{ " } \\
 U_{260^\circ} &= \frac{10,02 (359.7) + 11,49 (62)}{28.75} = 198.6 \text{ " } \\
 U_{270^\circ} &= \frac{10,09 (106.7) + 11,24 (62)}{27.33} = 106 \text{ " } \\
 U_{270^\circ} &= \frac{110,0 (17) + 11,50 (65.7)}{28.56} = 215 \text{ " }
 \end{aligned}$$

$$Q = \frac{17 (116.6) + 10.97 (65.7)}{27.07} = 223 \text{ BTU/hrft}^2\text{F}$$

$$Q = \frac{118.061 (127.91) + 110.411 (69.9)}{28.45} = 233$$

Con base en lo anterior, se eligió como la presión más adecuada 150 psia, y el número de tubos 500. Como otra posibilidad se pensó en proporcionar el valor sensible a las salmueras, circulando estas a velocidades altas dentro del propio evaporador.

Condiciones de operación:

$$\text{Gasto de salmuera} = 270 \text{ 000 lb/hr} = 1.054 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\text{Temp. inicial} = 260 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temp. final (de ebullición)} = 115 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Q/\theta = 270 \text{ 000} \times 0.85 \times (115 - 260) = 14.9 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

Para velocidades de 2.3 ft/seg:

$$\text{Sección de flujo} = 1.054 / 2.3 = 0.459 \text{ ft}^2$$

$$\text{Sección de flujo de un tubo} = 0.0164 \text{ ft}^2$$

$$\text{Número de tubos} = 28$$

Coefficiente de transferencia lado de salmuera:

$$h_i = 0.0275 (\text{Re})^{0.8} (\text{Pr})^{0.4} \text{ D.L.K}$$

$$\text{Re} = \frac{D_i G_i}{\mu} = \frac{0.1441 \times 270 \text{ 000}}{0.459} = 99000$$

$$(\text{Re})^{0.8} = (0.99)^{0.8} \times 10^5 = 9 \text{ 920}$$

$$h_i = 0.0278 \times 9\ 920 \times 1.26 \times 2.613 = 920$$

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{11301} + 0.00043 + 0.000562 + 0.0001} = 326 \text{ BTU/hrft}^2\text{°F}$$

$$A_c = 14.2 \times 10^6 / (1163 \times 66.3) = 690 \text{ ft}^2$$

$$\text{Área de 20 tubos} = 20 \times 20 \times 0.4534 = 356 \text{ ft}^2$$

$$\text{Número de pases} = 690/356 = 1.94$$

Instalando dos pases de 20 tubos:

$$\text{Área de calentamiento} = 2 \times 20 \times 20 \times 0.4534 = 712 \text{ ft}^2$$

Área de ebullición

$$A_e = \frac{641.2 \times 10^6}{340 \times 46} = 4\ 111 \text{ ft}^2$$

$$\text{Área total del evaporador} \quad \quad \quad 4\ 828 \text{ ft}^2$$

Tubos totales del evaporador

$$\text{Calentamiento} \quad \quad \quad 56 \text{ tubos}$$

$$\text{Ebullición} \quad \quad \quad 324 \text{ tubos}$$

$$\text{Totales} \quad \quad \quad 380 \text{ tubos}$$

Área de calentamiento si se utiliza la calandria del nuevo evaporador para ceder calor sensible a las salmueras -- circulando éstas a velocidades altas y alimentando a temperatura de descarga de los primeros efectos actuales (240°F):

$$q/\theta = 270\ 000 \times 0.85 \times (325-240) = 19.5 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

$$T_c = 73.4^\circ\text{F}$$

$$U_c = 250 \text{ BTU/hr ft}^2\text{°F}$$

$$A_c = \frac{19.5 \times 10^6}{73.4 \times 250} = 1062 \text{ ft}^2$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$A_i = 28 \times 0.4534 = 12.7 \text{ ft}^2$$

$$N \text{ tubo} = 1062/12.7 = 84$$

$$N \text{ paso} = 4$$

$$N \text{ tubo/paso} = 21$$

$$\text{Área de ebullición} \quad 4111 \text{ ft}^2$$

$$\text{Área de calentamiento} \quad 1062 \text{ ft}^2$$

$$\text{Área total} \quad 5173 \text{ ft}^2$$

Tubos:

$$\text{Para calentamiento} \quad 84$$

$$\text{Para ebullición} \quad 324$$

$$\text{Total es} \quad 408$$

Se determinó el diámetro de la calandria por el método que presenta Ludwig (ver fig. 9), para 450 y 550 tubos. En la gráfica se escogió un pitch triangular de 2 1/8 in.

N	Diámetro de la calandria	
450	55.3 in	4.61 ft
550	61.5 in	5.13 ft

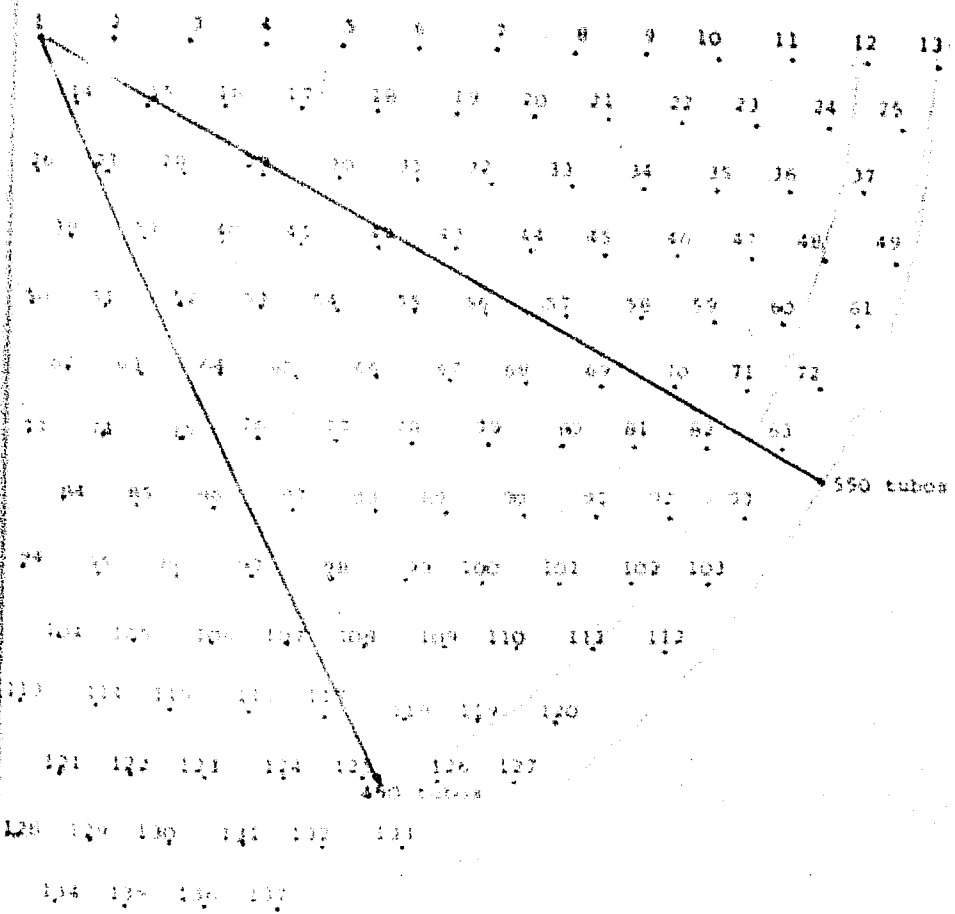
El diámetro del domo se calculó aplicando la ecuación de Souders, que en ambos casos fue la misma.

Diámetro del domo

$$u = k \sqrt{e_1 e_2 e_3} \quad 31$$

$$k = 0.1 \quad D = 0.5 \text{ ft}$$

El espesor de la calandria se determinó por el método-



Diámetro de la calandria para 450 y 550 tubos. Método gráfico de Ludwig.

(9):

$$L = \frac{PA}{Ee - 0.6P} \cdot C$$

32

$$e = 0.02 \quad C = 1/8 \text{ in}$$

N	L-responso
450	0.5099 in
550	0.3512 in

El triple efecto de la unidad N1 no se calculó y se consideró que sería igual a los ya existentes, con las siguientes características:

Presión de operación en el primer efecto: 60 psig

Área de cada cuerpo: 5 700 ft²

Número de tubos: 450 tubos por efecto

6.- EQUIPO ADICIONAL.

Considerando la opción al se encuentra que es necesario tener un equipo de control del efecto que consistirá básicamente en medidores de presión y temperatura, así como medidores de flujo tanto de salmuera como de vapor.

Se considera que de preferencia el sistema que se establece deberá ser un sistema automático, es decir, que exista una válvula automática que regule la entrada de la salmuera y la presión en la calandria del evaporador. Los medidores de presión deberán colocarse en la calandria, en el domo, y posiblemente después de la válvula de reducción. Los medidores de temperatura se colocarán en el domo, a la salida del condensado y en la entrada de la salmuera.

Los medidores de flujo estarán en la entrada al evaporador de las salmueras, en la salida del vapor, y en la entrada del vapor de calentamiento.

Es recomendable que todos estos instrumentos registren en un panel de control común.

Al efecto cero deberá colocarse una bomba de las siguientes características para su funcionamiento:

Gastón 3 000 m³/D

Cabeza 7 kg/cm²

Motor 65 HP

Como se mencionó en el capítulo anterior, es necesario-interconstruir en la misma calandria el precalentador, pero -- también se pensó la posibilidad de construir un precalentador-externo con vapor vivo; el cálculo se efectuó por el método -- convencional y se obtuvieron los siguientes resultados:

Fluido de calentamiento:	Vapor de 10.5 Kg. (150 psig)	
G a s t o	150 T/D = 13 750 lb/hr.	
Fluido por calentar:	S a l m u e r a s	
Temperatura inicial	135°C	275°F
Temperatura final	163°C	325°F
G a s t o	2 940 T/D=270 000 lb/hr.	
Cambiador de calor:		
Area interna de calentamiento	62.4 m ²	= 671 ft ²
Diámetro de tubos 10 BWG	50.4 mm	= 2.00 in
Longitud de tubos	2.82 m	= 9.25 ft
Número total de tubos	160	
Tubos por paso	16	
Número de pasos en los tubos	10	
Número de pasos en el envolvente	1	

También será necesario por condiciones específicas de - la planta que los condensados sin flashear sean enviados a las calderas. Para ello fue necesario, al pensar en la integración del proyecto, enfriar los condensados intercambiando su calor- con la salmuera. Los resultados del cálculo del proyectado apa

recen a continuación:

Fluido de calentamiento: condensados a 10.5 Kg. (150 psig)

Temperatura inicial 163°C = 324°F

Temperatura final 127°C = 260°F

C a s t o 1 000 T/D = 91 600 lb/hr

Fluido por calentar: S a l m u e r a s

Temperatura inicial 116°C = 240°F

C a s t o 2 940 T/D = 270 000 lb/hr

Cambiador de calor:

Area interna de calentamiento 85.6 m² = 920 ft²

Diámetro de tubos 10 B&B 50.8 mm = 2.00 in

Longitud de tubos 2.82 m = 9.25 ft

Número total de tubos 220

Tubos por paso 22

Número de pasos en los tubos 10

Número de pasos en el envolvente 2

Mamparras en el envolvente 16

7.- ESTIMACION ECONOMICA DEL PROYECTO.

Para efectuar el cálculo del costo de los equipos se emplearon ecuaciones teóricas (8) que a continuación se presentan:

$$\text{Evaporadores} \quad y = 64.736 \times 0.628 \quad x = \text{ft}^2$$

$$\text{Recipientes a presión} \quad y = 68.137 \times 0.536 \quad x = \text{gal}$$

	<u>Opción efecto cero</u>	<u>Opción triple efecto</u>
Inversión 1a. etapa	\$1,383,030.00	\$1,383,030.00
Inversión 2a. etapa	\$3,018,764.00	\$8,988,600.00
Inversión total:	\$4,401,794.00	\$10,371,630.00
Aumento en capacidad de evaporación:	1,000 T/D	2,000 T/D
Inversión por Ton de evaporación:	\$/T 1,467.26	\$/T 5,185.81
Consumo adicional de vapor:	0	1,000 T/D
Aumento en los costos de operación por vapor (sin incluir la inversión en generación):	0	\$/D 10,000.00

B.- CONCLUSIONES.

El estudio muestra que utilizando la alternativa a) se aumenta la capacidad de evaporación de la planta sin aumentar el consumo de vapor, ya que la capacidad instalada es insuficiente para la producción de 600 T/D de soda.

La instalación de tres evaporadores de alta presión que utilicen el vapor vivo que actualmente se expande en válvulas y que operen como postevaporadores de los múltiples efectos de salmueras, resuelve el problema de bajas producciones en las temporadas de salmueras diluidas, sin necesidad de ampliar el departamento de calderas. La economía de 2.40 que se obtendría, permite manejar salmueras del caracol de 0.20% AT p/v sin afectar la producción de 600 T/D de soda ash.

El Área de calentamiento de cada postevaporador correspondería a la de un cuerpo del cuádruple efecto si el calor sensible se proporciona en el total de los tubos del evaporador a las salmueras, y a la de un cuerpo de los triples efectos, si el calentamiento hasta la temperatura de ebullición se efectúa en un número reducido de tubos en los que las salmueras circulan a velocidades superiores a 2 ft/seg.

La formación de CO_2 en los postevaporadores será muy energética, considerando las altas temperaturas de ebullición, extendiéndose los problemas de corrosión a los primeros efectos -

de los múltiples actuales. Sería conveniente hacer un estudio al respecto, seleccionando inhibidores o tubos de materiales apropiados.

El bajo porcentaje de bicarbonato en las salmueras que se alimentan a las torres de carbonatación no será un inconveniente serio, ya que la absorción inicial del CO₂ será muy enérgica, alcanzándose rápidamente el grado de carbonatación actual.

Debido a una serie de problemas de materiales, la opción de los efectos cero presenta algunas dudas y por este motivo la forma posible de desarrollar el proyecto sería efectuándolo en dos etapas. Primero, en planta experimental se instalaría un efecto con una inversión de \$1 383 000; después de enfrentarse a los problemas particulares de este equipo, se optaría por una de las dos siguientes posibilidades: si no se presentan problemas serios, se instalarían los otros dos efectos cero con una inversión de \$3 018 764; pero si se presentan resultados adversos, se instalarían dos cuerpos más para disponer de un nuevo triple efecto, teniendo que instalar también una caldera y un tratamiento de agua con sus accesorios, con una inversión de \$10 371 630.

La selección de postevaporadores iguales a los cuerpos de un cuádruple efecto sería la solución más apropiada pues la diferencia radica únicamente en el costo de 100 tubos. Si no es

así, habría que instalar cuerpos iguales a los del triple efecto, circulando las salmueras a velocidades superiores a -----
2 ft/seg.

N O T A.-

Después de concluido este estudio, la empresa decidió -- llevar a cabo las obras tendientes a lograr un aumento en la ca pacidad de evaporación.

Las características del equipo construido no coinciden - en su totalidad con las aquí propuestas. Sin embargo, nos parece de interés comparar los datos reales obtenidos del nuevo --- equipo en operación con los datos teóricos calculados en este - estudio.

p	Ureal	A	h _i	1/h _i	h _e		
psia	BTU/hrft ² °F	ft ²					
108.0	661	7 000	99.7	0.010030	1042		
82.3	694	7 000	89.89	0.011124	1377		
69.5	671	7 000	81.43	0.012280	1597		
P	1/h _e	h _m	h _m *	1/h _m	1/h _m *	1/h _m *	$\frac{D_i}{D_o}$
108.0	0.000959	1917	1437.8	0.000521	0.000695	0.000602	
82.3	0.000726	1647	1235.2	0.000607	0.000809	0.000700	
69.5	0.000626	1475	1106.2	0.000678	0.000903	0.000781	
P	U _e	U _c	t _c °F	t _e °F	L _e ft	L _c ft	L _t ft
108.0	523.5	903.9	21.64	23.64	27.03	0.54	27.57
82.3	567.2	808.7	31.32	18.46	25.12	2.09	27.21
69.5	576.7	734.5	28.82	17.50	25.18	2.06	27.34

P	Ut	Ur/Ut
108.0	512	1.27
82.1	569	1.22
69.5	563	1.20

Se pueda ver que el método empleado es adecuado debido -
a que nos da un margen de seguridad aceptable de un 20-25%.

AGRADECIMIENTOS

Deseo hacer constar mi mas profundo agradecimiento a So
sa Texcoco, S. A., por haberme permitido llevar a cabo este es
tudio en su planta así como el haber utilizado datos y medicion
es de la misma.

Al Ing. Alberto Bremauntz, que tuvo a bien dirigir este
trabajo, mi gratitud más sincera, no solo por este hecho, sino
por haber sido él quien me ha guiado y motivado en muchas oca-
siones a través de todos mis estudios de Ingeniería Química.

Rodolfo Quintero R.

9.- REFERENCIAS.

1. Badger, W.L. y Banchoff J. T., Introduction to Chemical Engineering, Mc Graw - Hill Book Co., 212, 1955.
2. Blackadder, D. A., y Sedderman, P.M., A Handbook of --- Unit Operations, Academic Press, 125, 1971.
3. Coates, J. y Frossburg, B. S., How Heat Transfer Occurs in Evaporators, Chem. Eng. Vol. 139, 1960.
4. Domínguez, A.R., Anteproyecto del Sistema de Recupera-- ción de Bicarbonato de Sodio de Aguas Madres en una Plan-- ta de Carbonato de Sodio, Tesis Profesional, 2, 1969.
5. Henley, E. J. y Rosen, E. M., Material and Energy Balan-- ce Computations, John Wiley & Sons, Inc., 517, 1969.
6. Kern, D.Q., Process Heat Transfer, Mc. Graw - Hill, 302 1950.
7. Perry, J.H., Chemical Engineers Handbook, Mc Graw - Hill Book Co., 11-31, 1963.
8. Petro Chem/Engineer, Process Economic Handbook, 30, Mayo, 1970.
9. Rase, F.H. y Barrow, M. H., Project Engineering of Pro-- cess Plants, John Wiley & Sons, Inc., 202, 1968.