

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE QUIMICA**

**EVALUACION PRELIMINAR DE UNA PLANTA  
PRODUCTORA DE CARBONATO DE SODIO POR  
EL PROCESO SOLVAY**

322

**T E S I S**  
**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE**  
**INGENIERO QUIMICO**  
**P R E S E N T A**

**ARTURO JAVIER SANCHEZ RODRIGUEZ**

**MEXICO, D. F.**

**1974**



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.

Handwritten notes including "T.C. 311", "1974", and "Blot 298".



QUIMICA

Jurado asignado originalmente  
según el tema:

PRESIDENTE: Ing. Pablo Hope y Hope  
VOCAL: Ing. Alberto Bremauntz Monge  
SECRETARIO: Ing. Guillermo Carsolio  
1er. SUPLENTE: Ing. Roberto Andrade  
2o. SUPLENTE: Ing. Mario Ramírez.

Sitio donde se desarrolló el tema: SOSA TEXCOCO

Sustentante:

Arturo Javier Sánchez Rodríguez

Asesor:

Alberto Bremauntz Monge.



A mis queridos padres, cuyo consejo y comprensión hacen de su amistad un apoyo en mi vida.

A mis hermanos Jorge y Jaime.

A Paz, quien con cariño y decisión ha sabido comprender mis inquietudes.

Al Ingeniero Alberto Bremauntz, de quien he recibido educación profesional y laboral.

A mis amigos y compañeros.

## CONTENIDO

- 1.- Introducción.
- 2.- Descripción del Proceso y Localización de la Planta.
- 3.- Descripción del equipo de Proceso y Acomodo por Areas.
- 4.- Descripción del Equipo Menor, Transporte y Sistema de Almacenamiento
- 5.- Descripción de Servicios, Sistema de eliminación de Efluentes y Requerimientos de Materias Primas.
- 6.- Estimado de la Inversión.
- 7.- Evaluación Económica y Evaluación Social.
- 8.- Conclusiones y Bibliografía.

CAPITULO I.- Introducción.

En la República Mexicana existen dos productores de carbonato de sodio, Sosa Texcoco S.A. con una capacidad de producción de 200 000 T/A, e Industria dea Alkali S.A. con 170 000 T/A.

Indutria del Alkali tiene el problema de evacuación de los efluentes, ya que su localización no es cercana al mar, y produce por tanto graves focos contaminantes, por esta razón, es difícil que Indutria del Alkali amplíe sus instalaciones; mientras que Sosa Texcoco se verá en la necesidad de disminuir su producción en un futuro próximo debido a estar alcanzando el límite de extracción de salmueras de su yacimiento, por esta razón Sosa Texcoco no solo no podrá aumentar su producción, sino que inclusive tendrá que irla reduciendo paulatinamente.

El estudio a realizar tiene por objeto la presentación de la situación Nacional actual del mercado del carbonato de sodio y en base a los déficits encontrados se justificará la construcción de una nueva planta que venga a sustituir importaciones y a mejorar la Balanza de Pagos.

a) DEMANDA: El consumo aparente del carbonato de sodio desde 1956 hasta - 1972 se muestra en la siguiente tabla.(No se incluye lo necesario para caustificación).

AÑO	MILES TON/A
1956	80.8
1957	63.3
1958	73.6
1959	88.8
1960	105.2
1961	114.3
1962	117.1
1963	131.6
1964	145.3
1965	163.0
1966	172.6
1967	186.6
1968	203.6
1969	226.6
1970	240.2
1971	265.9
1972	286.0

La tasa de crecimiento es: 8.22% de 1956 a 1972.

La proyección del consumo aparente se muestra en la siguiente tabla:

AÑO	Proyección de la demanda miles de TON/A
1973	321
1974	351
1975	384
1976	420
1977	460
1978	504
1979	551
1980	604
1981	661
1982	723
1983	792
1984	867
1985	949

La tasa de crecimiento es: 9.45% de 1973 a 1985

b) OFERTA DE CARBONATO DE SODIO:

Se considera que Industria del Alkali S.A. mantiene constante su producción de 170 000 T/A, y Sosa Texcoco reduce su producción de acuerdo a lo mostrado en la siguiente tabla:

AÑO	MILES DE TON/A
1973	200
1974	200
1975	200
1976	200
1977	182
1978	168
1979	159
1980	151
1981	144
1982	137
1983	131
1984	124
1985	119

En la producción de sosa caústica Sosa Texcoco autoconsumirá carbonato en las siguientes cantidades:

AÑO	MILES DE TON/A
1973	67.2
1974	67.2
1975	67.2
1976	67.2
1977	57.1
1978	56.6
1979	55.2
1980	50.7
1981	44.6
1982	37.6
1983	12.8
1984	41.6
1985	72.6

Produciendo Sosa Texcoco la sosa caústica mostrada a continuación:

AÑO	MILES DE TON/A
1973	42.0
1974	42.0
1975	42.0
1976	42.0
1977	35.7
1978	35.4
1979	34.5
1980	31.7
1981	27.9
1982	23.5
1983	8.0
1984	26.0
1985	45.4

La producción Nacional de sosa caústica se obtendrá tomando en cuenta los siguientes puntos:

- 1) Hasta que arranque la Planta de MVC II en 1974, Pemex opera su planta de MVC I a plena capacidad (21 100 T/A); MVC II alcanzará el 100% de su capacidad en 1976, parando Pemex su planta de MVC I.
- 2) MVC III arranca en 1977, y alcanza el 100% de su capacidad en 1983, durante este período MVC II está a plena capacidad y MVC I parada, volviendo a operar en 1983 a plena capacidad para satisfacer la demanda.
- 3) La unidad de percloroetileno de Pemex (MVC III) arranca en 1977 y ope-

ra en este año a plena capacidad.

- 4) Se llevan a cabo modificaciones al proceso de óxido de titanio de Dupont, y la planta de sosa-cloro opera en 1976 y alcanza plena capacidad en 1985.  
5) La demanda de cloro para otros usos crecerá a razón de 4.46% anual.

Tomando en cuenta todas estas hipótesis se llega a los siguientes resultados:

AÑO	DEMANDA MVC	OFERTA MVC I	OFERTA MVC II	OFERTA MVC III	OFERTA TOTAL MVC	BALANCE
1973	58.6	19.5			19.5	-39.1
1974	67.8	21.1	35.0		56.1	-11.7
1975	78.4	21.1	57.3		78.4	0
1976	90.7	20.7	70.0		90.7	0
1977	104.9		70.0	34.9	104.9	0
1978	121.5		70.0	51.5	121.5	0
1979	140.5		70.0	70.5	140.5	0
1980	162.6		70.0	92.6	162.6	0
1981	188.1		70.0	118.1	188.1	0
1982	217.6		70.0	147.6	217.6	0
1983	251.8	21.1	70.0	150.0	241.1	-10.7
1984	291.3	21.1	70.0	150.0	241.1	-50.2
1985	337.1	21.1	70.0	150.0	241.1	-96.0

De acuerdo a esta oferta se ha estimado la demanda de cloro, la cual añadida al cloro requerido por el óxido de titanio y al cloro para usos diversos, nos da la demanda total de cloro, según se muestra en la siguiente tabla.

(Se consideran los siguientes factores de consumo de cloro para producir MVC: MVC I : 1.298 T  $Cl_2$ /T MVC, MVC II y III : 0.631 T  $Cl_2$ /T MVC, de donde):

AÑO	CLORO PARA MVC	CLORO PARA $TiO_2$	CLORO PARA OTROS USOS	CLORO TOTAL
1973	25.3	0	72.7	98.0
1974	49.5	0	76.7	126.2
1975	63.6	0	80.8	144.4
1976	71.0	13.5	84.8	169.3
1977	74.6	28.0	88.8	191.4
1978	85.1	30.0	92.8	207.9
1979	97.1	32.0	96.9	226.0
1980	111.0	35.0	100.9	246.9
1981	127.1	38.0	104.9	270.0
1982	145.7	40.0	109.1	294.8
1983	174.7	42.7	113.5	330.9

1984	174.7	46.0	118.0	338.7
1985	174.7	49.5	122.8	347.0

Con esta oferta de cloro y utilizando un factor de 1.126 T NaOH/T Cl<sub>2</sub> se encuentra la oferta de sosa electrolítica.

La siguiente tabla muestra la estimación de la demanda del consumo aparente de sosa cáustica y la oferta de electrolítica:

AÑO	PROYECCION DE LA DEMANDA DE SOSA CAUSTICA	OFERTA DE SOSA ELEC-TROLITICA	BALANCE
1973	211.9	110.3	- 101.6
1974	225.9	142.1	- 83.8
1975	240.9	162.6	- 78.3
1976	257.0	190.6	- 66.4
1977	274.0	215.5	- 58.5
1978	292.3	234.1	- 58.2
1979	311.8	254.5	- 57.3
1980	332.5	278.0	- 54.5
1981	354.7	304.0	- 50.7
1982	378.2	331.9	- 46.3
1983	403.4	372.6	- 30.8
1984	430.2	381.4	- 48.8
1985	453.9	390.7	- 68.2

Si todos los productores de sosa cáustica, que son Sosa Texcoco, Industrial San Cristóbal (autoconsumo) y Productos Básicos Nacionales, teniendo éstos últimos una capacidad en conjunto de 22 800 T/A de sosa de baja calidad, - colocan sin problemas sus productos en el Mercado Nacional, el balance final de este producto quedaría así:

AÑO	DEFICIT	OFERTA ISCSA-PENSA	OFERTA SOTEXSA	BALANCE FINAL
1973	-101.6	22.8	42.0	-36.8
1974	- 83.8	22.8	42.0	-19.0
1975	- 78.3	22.8	42.0	-13.5
1976	- 66.4	22.8	42.0	- 1.6
1977	- 58.5	22.8	35.7	0
1978	- 58.2	22.8	35.4	0
1979	- 57.3	22.8	34.5	0
1980	- 54.5	22.8	31.7	0
1981	- 50.7	22.8	27.9	0
1982	- 46.3	22.8	23.5	0
1983	- 30.8	22.8	8.0	0
1984	- 48.8	22.8	26.0	0

1985            -68.2                    22.8                    45.4                    0

De acuerdo con estos resultados se puede presentar el balance de oferta demanda del carbonato de sodio en la forma siguiente:

AÑO	DEMANDA DE CARBONATO DE SODIO	OFERTA SOTEXSA, IDASA	BALANCE
1973	321	302.8	- 18.2
1974	351	302.8	- 48.2
1975	384	302.8	- 81.2
1976	420	302.8	-117.2
1977	460	294.9	-165.1
1978	504	281.4	-222.6
1979	551	273.8	-272.2
1980	604	270.3	-333.7
1981	661	269.4	-331.6
1982	723	269.4	-453.6
1983	792	288.2	-503.8
1984	867	252.4	-614.6
1985	949	216.4	-732.6

De acuerdo con las estimaciones anteriores se tendrá para 1985 un déficit de carbonato de sodio de 732 600 T/A y en 1979, 277 200 Tons. ; de modo que una planta de 250 000 T/A de capacidad que arranque en 1979 y llegue a plena capacidad en 1981 nos reduciría el déficit en la siguiente forma:

AÑO	DEFICIT	PROGRAMA DE PRODUCCION	BALANCE
1978	-222.6	0	-222.6
1979	-277.2	125	-152.2
1980	-333.7	200	-133.7
1981	-391.6	250	-141.6
1982	-453.6	250	-203.6
1983	-503.8	250	-253.8
1984	-614.6	250	-364.6
1985	-732.6	250	-482.6



## CAPITULO II.

## II.1.- Descripción del proceso.

El proceso Solvay para fabricar carbonato de sodio fué desarrollado por Ernest y Alfredo Solvay en Bélgica durante los años de 1866 a 1870, y puesto por primera vez a escala industrial por la Brunner Mond & Co. en Inglaterra, en el año de 1873.

Ernest Solvay nació en Rebecq, Bravante, Bélgica en el año de 1839 y murió en 1873.

Inventó el procedimiento que lleva su nombre para la fabricación industrial del carbonato de sodio y con su hermano Alfred levantó una fábrica en Couillet, cerca de Bruselas.

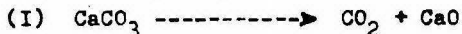
El carbonato de sodio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) es un álcali en virtud de sus propiedades de base regularmente fuerte.

En los Estados Unidos actualmente se extraen mas de 1.5 millones de toneladas de soda por año, principalmente en pozos de salmuera en California y de depósitos de trona (Mineral que contiene  $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) en el estado de Wyoming.

La industria sin embargo requiere tanto carbonato de sodio que se sintetizan actualmente mas de cinco millones de toneladas al año.

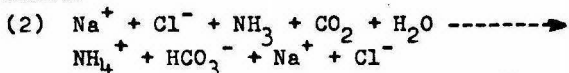
El proceso Solvay es un ejemplo del uso eficiente de las materias primas. Estos materiales son Piedra caliza, Sal y Amoníaco gaseoso.

La piedra caliza se descompone primero termicamente:



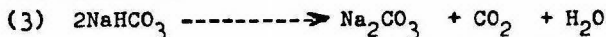
El  $\text{CO}_2$  se mezcla con  $\text{NH}_3$  en grandes torres de absorción. Se esparce desde la parte superior de la torre una salmuera muy concentrada y fría.

La mezcla gaseosa se disuelve en la solución de salmuera formando los iones amonio y bicarbonato:



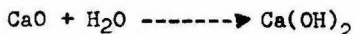
De las cuatro sales que pueden formarse en la solución concentrada:  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ ,  $\text{NH}_4\text{Cl}$ ,  $\text{NaHCO}_3$ ,  $\text{NaCl}$ , el bicarbonato de sodio es el menos soluble bajo las condiciones de reacción y cristaliza en la solución.

La mayor parte del bicarbonato de sodio se calcina para formar el producto final:

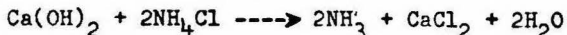


La eficiencia del proceso Solvay radica en el tratamiento de los subproductos.

El  $\text{CO}_2$  gaseoso del último paso se recircula para consumirse en el paso (2). El óxido de calcio producido en el paso (1) se trata con agua para formar el hidróxido de calcio o cal apagada:



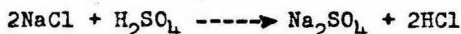
La cal apagada reacciona con el  $\text{NH}_4\text{Cl}$  del paso (2) para formar amoníaco, el cual se recircula y se consume en el paso (2):



Por lo tanto el proceso Solvay en conjunto proporciona  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  como producto final y  $\text{CaCl}_2$  como subproducto.

Anteriormente, cerca de 1800, Nicolás Le Blanc, descubrió un proceso para fabricar carbonato de sodio, pero desafortunadamente debido a la falta de estabilidad de su país durante la Revolución Francesa, le fué imposible construir una planta a escala industrial.

El procedimiento consistía en producir un sulfato por el calentamiento de sal con ácido sulfúrico, para después convertir el sulfato a carbonato por calentamiento con carbón y caliza, de acuerdo a las reacciones siguientes:



La primera reacción de este proceso se emplea aún para la producción de sulfato de sodio.

Este procedimiento sin embargo no puede competir con el Solvay debido a los problemas de operación existentes en el manejo del ácido sulfúrico.

#### DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO SOLVAY:

La operación del proceso se divide en cinco secciones:

- a) Purificación de salmuera.
- b) Formación de bicarbonato.
- c) Recuperación de amoníaco.
- d) Producción de carbonato de sodio.
- e) Producción de cal y bióxido de carbono.

La economía del proceso depende de la recuperación de amoníaco, involucrando por tanto recirculación en circuito cerrado de todas las corrientes de amoníaco dentro del proceso.

El flujo dentro del proceso está interconectado y por lo tanto el funcionamiento de cualquier sección está afectado por las características operacionales de cualquier otra.

Los materiales que se utilizan son: Salmuera,  $\text{CO}_2$ , Caliza, Amoníaco de recuperación, Sulfuro de sodio.

En los alrededores de una planta productora de carbonato de sodio por el proceso Solvay debe de haber yacimientos subterráneos de sal, para construir los pozos de salmuera requeridos para el suministro de esta materia prima indispensable en el proceso.

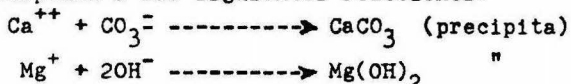
La cal y el  $\text{CO}_2$  son producidos de la piedra caliza en los hornos rotatorios.

El amoníaco de recuperación y el sulfuro de sodio deben de ser entregados en carros tanque y almacenados en la planta.

Es recomendable almacenar salmuera en un tanque almacén, ya que cualquier falla en el sistema de bombeo puede ocasionarnos un paro en las operaciones de la planta.

Es común efectuar un tratamiento cal-carbonato en la salmuera debido al contenido de iones calcio, magnesio y fierro, por los problemas de incrustación que ocasionarían en equipos y tuberías.

El tratamiento corresponde a las siguientes reacciones:

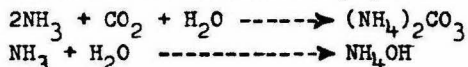


Una vez efectuado este tratamiento se conduce la salmuera purificada a unas torres de absorción denominadas lavadoras, las cuales admiten gases de las torres de absorción y carbonatación, recibiendo por tanto el nombre de : "lavador de absorción y lavador de carbonatación".

La absorción que se lleva cabo en estos equipos es la del amoníaco y tanto  $\text{CO}_2$  como sea posible debido a la alcalinidad de la salmuera amoniacal.

Consecuentemente el amoníaco disuelto en la salmuera existe parcialmente en forma de de carbonato de amonio.

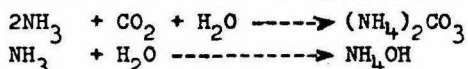
Las reacciones que se llevan a cabo en estos equipos son:



Después de absorber la pequeña cantidad de amoníaco que desprenden las torres de absorción y carbonatación, la salmuera se dirige a las torres de absorción donde se amoniará lo suficiente antes de su reacción con el dióxido de carbono en las torres de carbonatación.

El amoníaco para este tratamiento son los gases que se han recuperado en la sección de destilación.

Las reacciones que se llevan a cabo en este sistema son:



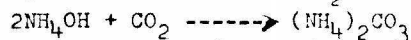
En estas torres la absorción de amoníaco es mas energética y la reacción es exotérmica, siendo por tanto necesario utilizar un sistema de enfriamiento dentro de la torre, que consiste en cajas por las cuales circula agua fría.

En virtud de que en estas torres no se absorbe la totalidad de amoníaco, los gases no absorbidos se dirigen a las torres lavadoras de absorción.

La temperatura de la salmuera amoniacal que sale de las torres de absorción - debe de ser reducida para bajar la presión de vapor del amoníaco y controlar la siguiente reacción en las torres de carbonatación, por lo que a la salida de los absorbedores es común instalar un sistema de módulos de enfriamiento,

de los que se alimenta la salmuera a un tanque almacén.

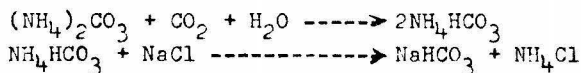
La carbonatación y conversión de salmuera amoniacal a bicarbonato se lleva a cabo en un sistema de torres de carbonatación, de donde la salmuera que viene del tanque almacén entra primero a una torre que esté lavándose y se lleva a cabo la siguiente reacción con  $\text{CO}_2$  diluido:



Ya que ésta es también una reacción exotérmica es necesario tener un sistema de cajas de enfriamiento, situadas dentro de la torre.

La solución ya carbonatada se dirige a las torres denominadas de proceso para efectuar una carbonatación mas severa con ayuda de un gas de alto contenido de  $\text{CO}_2$ .

Las reacciones que ocurren son las siguientes:



Una torre de proceso después de operar 90 horas, tiene un depósito de bicarbonato de sodio dentro de la torre, reduciéndose por tanto el área de transferencia de calor dentro de la torre.

Por un cambio en el arreglo de flujo esta torre se lava por medio de la salmuera amoniacal de entrada, que disuelve los depósitos de bicarbonato formados en los tubos; después de 18 horas de lavado bajo condiciones normales se efectúa un nuevo cambio en el arreglo del flujo y la torre se convierte nuevamente en torre de proceso.

La temperatura de la salmuera a través de su paso por la torre debe ser controlada para obtener un tamaño óptimo de cristal de bicarbonato de sodio.

Las torres de carbonatación utilizan tres sistemas diferentes de gas:

- a) GAS SUPERIOR. - El cual es un gas de 35% de  $\text{CO}_2$  y 24 libras de presión.
- b) GAS MEDIO. - Es un gas de la misma concentración que el anterior, pero de mayor presión debido a su punto de entrada a las torres, en donde tendrá que vencer una mayor columna líquida.
- c) GAS DE FONDO. - El cual es una mezcla de gas de hornos y gas de retorno de calcinadores para producir un gas de 70% de  $\text{CO}_2$  y a la presión correspondiente debido a su punto de inyección a las torres.

El gas de salida de las torres de carbonatación contiene algo de  $\text{NH}_3$  y pequeñas cantidades de  $\text{CO}_2$ , este gas se aprovecha en la torre lavadora de carbonatación previamente mencionada, donde el amoníaco y pequeñas cantidades de  $\text{CO}_2$  se absorben en la salmuera de entrada. El gas que no se logra absorber en este lavador se tira a la atmósfera.

El lodo de salida de las torres de carbonatación está constituido de bicarbonato de sodio y aguas madres, además de considerables cantidades de auo-

níaco y se separa por medio de filtros rotatorios devacío.

El vacío succiona el licor y todos los gases del tambor del filtro rotatorio, y la torta que se adhiere sobre el tambor se lava para quitar sal y cloruro de amonio.

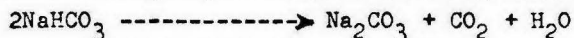
Se remueve la torta de bicarbonato del tambor y se transfiere a los calcinadores para secarse y calcinarse.

El vacío del filtro libera considerables cantidades de gases de amoníaco. Este gas junto con el licor se remueve del filtro por medio de una turbina de vacío y un separador. Los gases que dejan el separador pasan a un lavador donde con agua se absorbe el amoníaco y se manda a otro sistema de lavado.

La turbina de vacío succiona los gases que no han sido absorbidos y los descarga a la atmósfera.

El filtrado que fué separado de los gases contiene bicarbonatos de sodio y amonio, y cloruros, se manda a un tanque almacén de donde se mandará a la sección de destilación para recuperar el amoníaco.

El bicarbonato de los filtros se transporta a la sección de calcinación y se alimenta directamente a los calcinadores en donde el bicarbonato se convierte a carbonato ligero, de acuerdo a la siguiente reacción:



El secador es una unidad cerrada para permitir la recuperación de  $\text{CO}_2$ .

Los calcinadores trabajan con vapor de alta presión que circula por tubos en el interior del calcinador.

El gas que sale de los secadores es muy rico en  $\text{CO}_2$  y también contiene algo de amoníaco y vapor de agua.

Después de dejar los secadores los gases pasan primero a una gran cámara donde el polvo de soda ash acarreado se asienta.

Es en los tubos denominados en U donde por medio de agua de espreado se asienta el polvo de soda, siendo necesario este tratamiento para prevenir incrustaciones dentro del sistema.

Los tubos en U se utilizan también como sellos de vacío para prevenir cualquier falla de los calcinadores.

El gas que sale de los tubos en U se dirige a unos condensadores con el fin de eliminar todo el vapor de agua acarreado; la mayor parte de estos condensados se bombean a los tubos en U para utilizarlos como agua de espreado. La otra parte de los condensados va directamente a la línea de alimentación de licor débil, la cual por medio de una destilación por arrastre recupera el amoníaco desprendido en los calcinadores.

El gas, rico en  $\text{CO}_2$  que sale por el fondo de los condensadores pasa a unos levadores donde se efectúa el tratamiento final del gas de retorno a las torres de carbonatación.

El líquido de salida de la torre de licor débil que previamente se utilizó para lavar los gases provenientes de la máquina de vacío de los filtros, se bombea a las espumas de los lavadores de gas antes referidos y se utiliza para lavar los gases que salen de los condensadores.

Este licor se dirige después a los filtros rotatorios y se utiliza como agua de lavado.

Los gases libres de amoníaco que salen de los lavadores son succionados por los compresores hacia la línea de gas medio y se alimenta a torres.

La mezcla de bicarbonato de sodio procedente de los filtros que se alimenta a los secadores tiene una gran tendencia a aglomerarse por lo que para disminuir esta tendencia una porción de la soda caliente de la descarga del secador se regresa y se mezcla con la alimentación a éste.

Una vez efectuada la calcinación en los secadores la soda ligera cae a un sistema de transportación y de ahí se dirige a los sistemas de tamizado y recirculación; la soda con un tamaño superior a la malla tamizadora se recircula al secador hasta que reduzca su tamaño, mientras que la que se va a mandar a almacén como soda ligera se transfiere a unos transportadores y de ahí a los silos de almacenamiento.

La mayor porción de la soda ligera se convierte a densa en un mezclador, humedeciendo con agua, el resultado es la formación del monohidrato; los cristales se mandan al densificador donde se dihidratan sin perder su forma y obteniéndose como resultado una soda mas densa.

La soda densa del densificador se tamiza y se manda a los silos de almacenamiento.

El sistema de recuperación de amoníaco es posiblemente la parte mas importante del proceso, economicamente y porque representa la conexión de todos los ciclos de operación.

El valor del amoníaco en el sistema es varias veces el valor del bicarbonato producido por ciclo, siendo por tanto esencial su completa recuperación. Las aguas madres de los filtros diluídas con aguas de lavado se dirigen al sistema de recuperación de amoníaco. Este licor está constituido de cantidades apreciables de  $\text{NH}_4\text{Cl}$ ,  $(\text{NH}_4)\text{HCO}_3$  y  $\text{NaHCO}_3$ .

Las torres de destilación se componen de dos secciones:

La parte superior denominada "S", la cual es una sección empacada en donde cualquier cantidad de amoníaco libre, hidróxido de amonio o bicarbonato, pueden arrastrarse por vapor.

Para recuperar el amoníaco presente como  $\text{NH}_4\text{Cl}$ , la solución se hace reaccionar con hidróxido de calcio y se lleva a cabo la siguiente reacción:



en un equipo adjunto a la torre.

La solución reaccionante se regresa a la sección inferior a la torre denominada "I".

El gas de salida de las torres de destilación es una mezcla de amoníaco, vapor de agua y pequeñas cantidades de  $\text{CO}_2$ .

Ya que estos gases son los que efectúan la amoniatación de la salmuera en la sección de absorción, deben de contener mínimas cantidades de vapor de agua para evitar el efecto de la dilución.

Sin embargo, la temperatura de los gases de destilación no debe de bajar de  $55^\circ\text{C}$  o existirá el peligro de incrustaciones debidas a la formación de sólidos de carbonato de amonio.

Por enfriamiento parcial se condensa gran cantidad de agua y el condensado disolverá algunos gases de amoníaco.

El enfriamiento se lleva a cabo en unas unidades denominadas I-Enf y 2-Enf. La sección I-Enf está equipada con tres cajas de enfriamiento y se diseña para enfriar los vapores de salida de la sección "S" por el precalentamiento de la alimentación a las torres, circulando la alimentación a través de estas cajas antes de inyectarla a la parte alta de las torres.

Los vapores de salida de la sección I-Enf se dirigen a una segunda etapa de enfriamiento constituida por equipos de tubos y coraza denominados 2-Enf. La segunda sección de enfriamiento utiliza agua como medio condensante. Estos enfriadores están equipados con controles de flujo automáticos, que controlan la temperatura del gas de salida a  $57^\circ\text{C}$ .

El amoníaco y el  $\text{CO}_2$  enfriados a esta temperatura se dirigen a la sección de absorción para amoniatar la salmuera purificada, los gases sobrantes se dirigen a los lavadores de absorción para recuperar el amoníaco no utilizado en la sección anterior.

El gas que sale de estos lavadores tiene un alto contenido de  $\text{CO}_2$  (96%) y se manda a los condensadores de gases de salida de hornos por medio de las turbinas de vacío de absorción; donde se mezcla con el gas que viene de los calcinadores y se utiliza en las torres de carbonatación..

El condensado de las secciones de enfriamiento de destilación se regresa a un tanque almacén para ser realimentado a torres.

El hidróxido de calcio utilizado en la sección de recuperación de amoníaco se suministra a los tanques de lechada de cal de los hornos rotatorios y se bombea a un tanque de suministro de nivel constante, que alimenta directamente a las torres de destilación.

Los desperdicios de la torre de destilación que contienen grandes cantidades de cloruro de calcio se mandan a un tanque flash donde se libera vapor y algo de amoníaco, para que estos vapores se dirijan a la torre de licor débil en donde se recuperará el amoníaco; los desperdicios por su parte se -



bombean a la charca de desperdicios.

La torre de licor débil recupera el amoníaco libre de la solución que -- viene de los tubos en U y los condensados de los calcinadores.

El vapor de agua y otros vapores calientes que vienen del tanque flash - arrastran el amoníaco de la solución que entra a la torre de licor débil. Los vapores que salen de esta torre se alimentan a la parte alta de las - secciones I-Enf de las torres de destilación.

El licor de salida de la torre de licor débil se enfría primero en un equipo de tubos y coraza y se utiliza después como agua de lavado en los filtros rotatorios.

Se alimenta al sistema amoníaco anhidro de recuperación por las pequeñas - fugas que existen en el proceso.

El sulfuro de sodio se añade continuamente al sistema y en varios puntos.

El sulfuro en el licor reacciona con la superficie de fierro de los aparatos, equipos y tuberías formando una capa negra de sulfuro de fierro.

La producción de cal y dióxido de carbono en el proceso se lleva a cabo en los hornos rotatorios. El gas de salida de los hornos tiene bajo contenido de  $\text{CO}_2$ , se lava y se enfría para dirigirse a la succión de los compresores de gas.

La cal viva producida en los hornos se hidrata en los apagadores rotatorios que fabrican hidróxido de calcio el cual se utiliza en los mezcladores de - destilación para recuperar el amoníaco del licor de entrada y para tratar la salmuera en la unidad de tratamiento.

La descripción antes desarrollada es un breve resumen de las principales corrientes del proceso y no intenta cubrir las modificaciones de las corrientes laterales, afinaciones detalladas de los equipos y técnicas que son dependientes de la operación de cada planta en particular.

El diagrama mostrado a continuación indica la secuencia del proceso y las corrientes principales.





## ✓ II.2.- Localización de la planta.

Una planta Solvay en particular deberá estar localizada cerca de las fuentes de materia prima:

**SALMUERA.-** En los alrededores de la planta deberá haber yacimientos de sal (NaCl) de buena calidad para la fabricación de la salmuera necesaria en la planta. Es recomendable que esta sal tenga el menor contenido de iones  $\text{Ca}^{++}$  y  $\text{Mg}^{++}$  para hacer su tratamiento menos elaborado y menos costoso. Es también recomendable que en la cercanía de los pozos de sal exista suficiente agua fresca para poder fabricar la salmuera saturada requerida en el proceso.

**CALIZA.-** Deberá haber una cantera explotable para la obtención de la piedra caliza ( $\text{CaCO}_3$ ) requerida para la producción de cal y dióxido de carbono.

**COMBUSTIBLES.-** Algunos equipos de proceso y servicios utilizan gas natural como fuente de energía, siendo por tanto necesario, que existan instalaciones de suministro de combustible en las cercanías de la planta.

**AGUA DE ENFRIAMIENTO.-** Ya que algunas de las reacciones que se efectúan en el proceso son de tipo exotérmico, es necesario tener sistemas de enfriamiento en algunos de los equipos, siendo por tanto necesario disponer de suficiente agua para estos sistemas de enfriamiento.

Deberá haber además, todas las obras de infraestructura necesarias para una planta de esta naturaleza, como vías férreas, caminos, aeropuertos, teléfonos, telégrafos, alumbrado, agua potable, escuelas, hospitales, iglesias, campos deportivos, mercados, y todo lo necesario para la subsistencia de un núcleo de trabajadores al sistema de la compañía. Después de efectuar un análisis de las zonas industriales del país, - que cumplen con los requisitos antes mencionados, se nota, que la Plataforma Industrial de Pajaritos cumple con todos estos requisitos, estando además el subsuelo de esta región constituido por yacimientos salinos.

Para esta zona se contemplan los siguientes aspectos:

- 1.- Principales industrias establecidas: Pemex, Fertilizantes Fosfatados, Guanos y Fertilizantes S.A., Tetraetilo de México S.A., Industrias Químicas del Istmo S.A., Azufrera Panamericana S.A., Cía Explotadora del Istmo S.A.
- 2.- Agua: Para la zona industrial se obtiene de pozos y captaciones de arroyos, y la Sría de Recurso Hidráulicos en conjunto con Pemex, - construirá un acueducto para traer  $2 \text{ m}^3/\text{seg}$  proveniente de Huezuntlán.

Se cuenta además con la cercanía de la Laguna de Pajaritos, en donde se podría instalar un carcamo de bombeo para el abastecimiento del agua de enfriamiento necesaria.

- 3.- Combustibles: Se dispone de gas natural por encontrarse el gasoducto de Pemex en las cercanías. Se cuenta además con combustóleo proporcionado por Pemex en su refinería de Minatitlán.
- 4.- Electricidad: Es proporcionada por la CFE a 60 c. y 110 V. Para la zona Industrial se cuenta con una subestación en Pajaritos, con capacidad total instalada de 140 000 KW; siendo actualmente el máximo consumo utilizado en el complejo de 80 000 KW.
- 5.- Teléfonos: Existen actualmente 3 500 aparatos ya instalados, y se cuenta actualmente con servicio LADA y líneas internacionales.
- 6.- Suministro de materias primas:
  - Caliza.- Cantera en Paso de Buques, Oaxaca, a 280 km. de Pajaritos.
  - Salmuera.- La fuente se suministra se encuentra en Jaltipan Edo. de Veracruz, a 40 km. de la Plataforma Industrial de Pajaritos.
  - Amoniaco.- Refinería de Minatitlán, Veracruz.
- 7.- La cercanía del mar nos facilita la eliminación de los desperdicios de las torres de destilación, pues como fué descrito anteriormente, los efluentes ocasionan serios problemas para la instalación definitiva de un planta Solvay.

Viendo las ventajas en cuanto a obras de infraestructura se refiere, suministro de materia prima y combustibles y la facilidad de eliminación de los efluentes, la PLATAFORMA INDUSTRIAL DE PAJARITOS se presenta como el sitio ideal para la instalación de una planta Solvay.

## CAPITULO III.-

## III.1.- Descripción del equipo de proceso.

Para poder clasificar el equipo involucrado en la planta, se dividirá el proceso en áreas y agrupar el equipo de acuerdo al área a que pertenezca.

Las áreas del proceso son:

AREA	DESCRIPCION
A	Obtención de $\text{CO}_2$ y lechada de cal.
B	Recuperación de amoníaco.
C	Purificación de salmuera y absorción de amoníaco.
D	Carbonatación de salmuera.
E	Filtración de bicarbonato.
F	Secado y densificado.

Para cada equipo se describirá:

CAPACIDAD O DIMENSIONES  
 MATERIAL DE CONSTRUCCION  
 FABRICANTE O PROVEEDOR  
 No REQUERIDO  
 PRECIO DE COMPRA

AREA "A" : Obtención de CO<sub>2</sub> y lechada de cal.

La calcinación de caliza es uno de los procesos mas antiguos de los que se tenga historia, ocurre a alta temperatura ya que la descomposición absorbe calor.

La cantidad de calor absorbida por gramo mole de piedra descompuesta es 42 900 calorías a temperatura ambiente y 38 500 calorías a la temperatura de descomposición.

El calor necesario para la descomposición de la piedra se suministra quemando combustible, el cual comunmente es gas natural.

En la industria del carbonato de sodio es muy común utilizar antracita - para la producción de CO<sub>2</sub>, lo que ocasiona un gas con alto contenido de impurezas.

Se requiere teoricamente una temperatura de 898 °C para descomponer la piedra en un horno de cal, sin embargo a esta temperatura la velocidad de disociación es muy lenta, recomendándose por tanto una temperatura superior a los 900 °C.

La temperatura del horno de cal durante la calcinación de la piedra es aproximadamente 940 °C, mientras que en la zona de descomposición se aproxima l 050 °C, y algunas veces se eleva hasta l 200 °C.

Cuando se deja la piedra mas tiempo de necesario dentro del horno, se vuelve una masa densa de color oscuro, se ha comprobado que esta masa densa presenta menor superficie activa que una producida en tiempos normales de calcinación, y requiere mucho mas tiempo para disolverse.

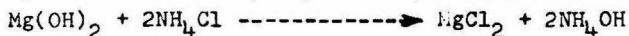
El proceso de disolución o hidratación consiste en convertir el óxido de calcio a hidróxido añadiendo suficiente agua.

En el proceso de hidratación se desprende considerable cantidad de calor, de acuerdo a la siguiente reacción termoquímica:



En la piedra caliza frecuentemente se encuentra carbonato de magnesio.

Un alto porcentaje de este componente nos ocasionará problemas con la destilación de amoníaco, ya que su reacción con éste se llevará a cabo lentamente y bajo condiciones muy especiales; la reacción es la siguiente:



Bajo condiciones ordinarias todo el MgO pasa através de la destilación sin reaccionar y solo se utiliza la CaO.

En vista de que el tamaño de la piedra de alimentación al horno debe - de ser uniforme, debe haber operaciones de tamizado en la cantera para obtener los tamaños deseados.

Si se tienen hornos verticales en operacion se deberá utilizar "coke" como combustible, este tipo de horno muy rara vez utiliza piedras de ta-

maño menor a dos pulgadas , mientras que en hornos rotatorios se utilizan piezas pequeñas de finos.

**Explotación de la piedra:**

Para la caliza se ha practicado con éxito el procedimiento de explotación con cielo abierto, que consiste en hacer cortes escalonados y mover el producto por gravedad.

Mediante este método se obtienen los costos mas bajos de explotación. Se requieren inversiones mínimas en las obras de preparación de la cantera antes de la explotación.

La fase de preparación de la cantera tiene numerosas variantes debido - principalmente a las formas topográficas distintas de los depósitos y - yacimientos.

La explotación de la cantera consta de tres fases principales:

- a) Barrenación
- b) Tumba
- c) Movimiento del producto dentro de la cantera.

La barrenación se puede hacer por numerosos procedimientos, desde la barrenación a mano por medio de pulsetas, hasta los equipos mecánicos accionados por aire comprimido, o bien con equipos rotatorios, de percusión o combinaciones de ambos.

En la operación de tumba se incluye la carga con explosivos de los barrenos y la explosión de los mismos.

Tanto la carga de explosivos como el orden de ignición y el procedimiento para provocarla, deben ser un motivo de estudio experimental, ya que dentro de esta operación los explosivos representan uno de los costos de mayor significación.

El cálculo del toneleje de una cantera puede realizarse en base a la fórmula tradicional utilizada en minería para el caso de las reservas existentes:

$$V = h/3 (2 (spares) + 4 (snones) + (So + Sn) ), \text{ donde:}$$

V = Volumen en  $m^3$

h = Diferencia de altura entre las curvas de nivel, en m.

So = Superficie que encierra la mínima cota, en  $m^2$ .

Sn = Superficie que encierra la cota máxima en  $m^2$ .

Spares o snones = Superficies numeradas en orden progresivo a partir de la So hasta la Sn, en  $m^2$ .

Una vez obtenido el volumen, se multiplicará éste por el peso específico de la piedra para obtener unidades másicas.

La explotación de una cantera representa en sí una industria importante, siendo los productores de carbonato de sodio uno de los principales ~~con-~~

sumidores.

Tal como se mencionó anteriormente , para la calcinación de la piedra existen diversos tipos de hornos.

El primero y mas rústico es uno construido de ladrillo o de la misma piedra, con una entrada natural de aire en la parte inferior en donde se efectúa la calcinación con madera o con carbón.

El producto resultante es bastante bueno, pero sin embargo no existe forma de recobrar el gas, siendo además la capacidad del horno muy pequeña y muy baja la eficiencia del combustible.

En la industria del carbonato el tipo mas común de horno es el vertical y conocido como del tipo belga.

El combustible utilizado es casi siempre coke, aunque se puede emplear antracita en algunos casos, ya que en algunas regiones la antracita es mas barata que el coke.

El gas obtenido quemando antracita como combustible debe de lavarse severamente para eliminar el  $SO_2$ .

La mejor proporción para un horno vertical es una altura de 6 a 7 veces el diámetro interno.

El aislante de ladrillo refractario y ladrillo común debe de tener 61 cm. de espesor para hornos pequeños y de 91.4 a 121.9 para hornos grandes; debe de dejarse un espacio considerable entre el ladrillo y la carcaza de acero del horno y colocar en ese espacio arena o cualquier material aislante para evitar las pérdidas de calor por convección y radiación.

El horno vertical standard de la actualidad tiene aproximadamente 4 m. de diámetro interno y de 24 a 27 m. de altura, tiene una capacidad de calcinación de 300 a 350 T/D.

En la parte superior del horno hay una tolva de carga provista de uno o mas conos para distribuir la piedra y el coke. El producto se extrae de la parte inferior del horno por medio de un mecanismo automático. Se introduce aire por el centro del horno por medio de 4 boquillas situadas en forma equidistante. Cada boquilla posee una válvula que le permite recibir una cantidad variable de aire.

Recientemente se han adaptado hornos rotatorios para la operación de calcinación de caliza, pero el tamaño de la piedra alimentada debe de ser relativamente pequeño. (1.3 a 3.8 cm.).

Este producto es bastante aceptable para realizar el proceso de hidratación.

Los hornos rotatorios son especialmente eficientes para calcinar los finos procedentes de la sección de trituración en la cantera y los lo-

dos de carbonato de calcio procedentes de la caustificación.

El combustible utilizado es aceite, combustóleo o gas natural.

Se recomienda utilizar una caldera de recuperación de calor a la salida de los gases.

Debido a la gran superficie expuesta a las pérdidas de calor, la eficiencia de combustible es mucho menor que en un horno vertical.

Debido a estos problemas y a ciertas dificultades mecánicas en las juntas del horno para producir un sello perfecto contra la entrada del aire, el  $\text{CO}_2$  producido tendrá una alta dilución de aire.

Existen una gran cantidad de variantes en este tipo de hornos, por ejemplo, los gases de salida del horno se utilizan para precalentar la alimentación de piedra, también puede existir un sistema de precalentamiento integrado al horno, lo que hace un horno de muy grandes dimensiones, con dificultades en el sistema de aislamiento, existe otro con un sistema de precalentamiento separado del horno.

En la operación de una planta del tipo Solvay se requiere utilizar el  $\text{CO}_2$  producido en los hornos de caliza, siendo por tanto necesario producir el  $\text{CO}_2$  mas concentrado posible.

#### Descripción del equipo necesario:

- Colector de polvos (1 unidad)
- Precalentador secundario de aire (2 unidades)
- Tolva alimentadora al horno (2 unidades)
- Transportador de caliza (2 unidades)
- Elevador de caliza (2 unidades)
- Horno rotatorio de caliza (2 unidades)
- Hidratador de cal (2 unidades)
- Lavador de gases de hornos (2 unidades)
- Tolva alimentadora a hidratadores (2 unidades)
- Cribas de piedra caliza (2 unidades)
- Cribas vibratorias de lechada (2 unidades)
- Tanque de lechada con agitador (2 unidades)
- Transportador de cal a hidratadores (2 unidades)
- Bomba de lechada (2 unidades)
- Bomba de agua para hidratación (2 unidades)

Existen en México compañías lo suficientemente acreditadas para dar la tecnología, el diseño y la supervisión necesarias para poner a funcionar una planta de cal como la requerida en una planta Solvay.

Las firmas consultadas para este propósito fueron: Fives Lilles Cail, Allis Chalmers, Kennedy Van Saun. Se cotizó en forma paquete, el precio total incluye equipo, tecnología, diseño, supervisión e instalación :

Total A. A. = 3,300,000.00



TOTAL AREA "A" : \$ 67 000 000.00

AREA "B" : Recuperación de amoníaco.

El precio del amoníaco es muy alto comparado con el precio del carbonato de sodio, siendo por tanto evidente que no podemos perder mucho amoníaco en la fabricación del carbonato de sodio.

Una de las principales fallas de las plantas Solvay en la antigüedad era el no poseer un sistema eficiente de recuperación de amoníaco de las aguas madres y el evitar las pérdidas de éste durante la operación. En la actualidad las pérdidas de amoníaco se han visto reducidas en todo el proceso por el uso adecuado de sistemas de sello y sistemas de recuperación eficientes.

Para la recuperación de amoníaco se utilizan las torres de destilación, de las cuales existen dos tipos principales:

Torre de destilación con derrame interno

Torre de destilación con derrame externo

Ambos tipos de torres tienen un número determinado de anillos o compartimientos con platos divisorios, platos del tipo de hongo y tuberías de derrame.

Estos anillos están situados uno encima del otro y forman una especie de columna o torre.

La torre con derrame interno tiene una tubería dentro de cada plato divisorio, y la terminal superior de la tubería controla la profundidad del licor o el burbujeo en ese plato, mientras que la terminal inferior se sumerge en la superficie del líquido del plato inmediato inferior para dar el sello necesario.

Las tuberías de derrame están colocadas de manera diametralmente opuesta de plato a plato para que el líquido recorra todo el plato antes de caer al siguiente y continúe con su movimiento en zig-zag.

La torre con derrame externo tiene las conexiones de derrame fuera de la torre con una secuencia alternada. El borde de la abertura del derrame controla en este caso la altura del líquido en cada sección y la abertura de entrada a la sección de abajo se localiza en forma tal que proporciona un sello eficiente.

La principal ventaja de la torre con derrame interno es el evitar las pérdidas de calor por las tuberías, sin embargo la torre de derrame externo tiene la ventaja de tener el espacio libre dentro de la torre para la destilación de amoníaco.

El tamaño de los hongos de cada plato dependerá de la forma de sus propios lados. El diámetro del hongo en su base mide generalmente entre 55

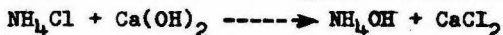
y 70% del diámetro interno del compartimiento, es decir, el plato divisor tiene forma curvada, de forma que el flujo de vapor esté en -- contacto directo con el licor y se pueda espresar el mismo en finas -- burbujas dentro del licor.

Una torre que posea un gran número de hongos dispuestos através de - toda la altura de la torre puede tener una considerable resistencia al flujo ocasionada por la profundidad del licor en cada compartimiento. Si el diámetro del compartimiento es grande se distribuyen hongos en forma equidistante para que todo el licor tenga contacto con el vapor. Un punto importante que debe observarse en el diseño de las destila-- doras es el poner un hongo de dimensiones apropiadas y de localizar - perfectamente los puntos de derrame de forma que el licor nunca que-- de bloqueado por el flujo ascendente de vapor.

Una columna de destilación para la industria del carbonato de sodio consta de tres partes principales:

Una sección superior donde se vaporizará el amoníaco libre proveniente del licor de filtros. La vaporización se efectúa con vapor de agua.

Una sección en donde ocurre la reacción entre la lechada de cal y el - cloruro de amonio de acuerdo con la siguiente reacción:



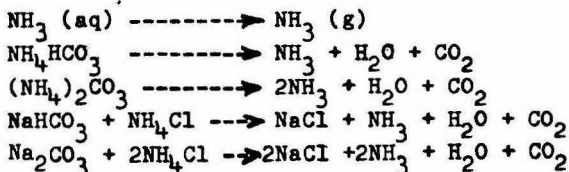
Una vez liberado el amoníaco en forma de hidróxido se vaporiza con vap-- or de agua.

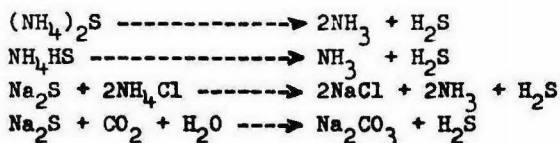
Una tercera sección que consta de cajas de enfriamiento para los gases de salida de la torre.

Este tipo de columna de destilación fue de la invención del doctor Lud-- wig Mond, que la diseñó y construyó en el año de 1883.

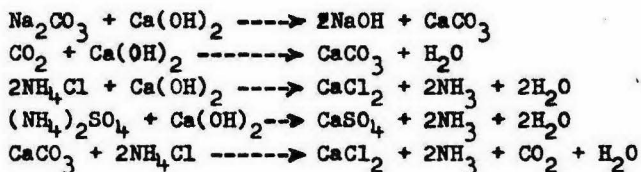
Los primeros equipos utilizados para efectuar la reacción de los compues-- tos de amonio con la lechada de cal consistían de cuatro grandes tanques es serie. Entraba vapor al tanque que contenía el licor mas débil en - amoníaco, y la salida de éste se dirigía a otro de los tanques y así su-- cesivamente. Una vez que había salido todo el amoníaco de una unidad, - ésta era vaciada y vuelta a llenar, por lo que la operación era del tipo batch y se requería un número apreciable de hombres para su operación, - siendo por tanto imposible su funcionamiento a escala industrial.

En la sección donde se vaporiza el amoníaco ocurren las siguientes reac-- ciones :





Las reacciones que ocurren al agregar hidróxido de calcio son:



Bajo las condiciones que prevalecen durante la operación de las columnas, esta última reacción nunca tiene lugar, además, solamente se efectúa cuando se utiliza  $\text{CaCO}_3$  finamente dividido.

La sección de vaporización de amoníaco va empacada ya sea con coque, o con lozas de barro.

Algunas secciones de vaporización tienen hongos y platos divisorios, mientras que otras tienen, en vez de los platos distribuidores, otro tipo de plato de espesa invertida con bordes y aberturas de derrame dentados en el centro de los platos divisorios.

Un buen método de distribución es utilizar un número considerable de charolas distribuidoras, una encima de otra, pero en la gran mayoría de los casos, se utiliza una combinación de estos dispositivos de burbujeo o esparido.

Cuando la sección empacada se incrusta, es común lavar con vapor para que vuelva a tenerse una canalización normal.

En la parte superior de la sección de vaporización de amoníaco hay cajas de enfriamiento con tubos de fierro fundido, por los cuales circula el licor de filtros, que actuará como medio de enfriamiento.

Los gases de salida de destilación, consisten de amoníaco, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, aire y vapor de agua. Debe de condensarse lo más posible de vapor de agua y con esta condensación se formará una solución fuertemente amoniacal que contiene dióxido de carbono.

El propósito de las secciones de enfriamiento y condensación de las torres de destilación es obtener un amoníaco lo más seco posible para la operación de absorción.

Cuando el amoníaco acarrea excesivas cantidades de vapor de agua, se diluirá la salmuera en la sección de absorción y se generará mucho calor.

Algunas veces las secciones de enfriamiento de destilación se instalan separadamente de la torre, sin embargo, su sitio adecuado es encima de la torre, para que los condensados puedan regresar directamente a la sección de vaporización de amoniaco.

Quando se instalan separadas de la torre, se deben de colocar en un sitio suficientemente alto para que el condensado pueda fluir a la sección de vaporización y de esta forma evitar el bombeo de este condensado tan corrosivo.

Estos equipos están sujetos a una corrosión química muy severa por la presencia del amoniaco, dióxido de carbono, etc. y todos a elevadas temperaturas.

El material de construcción de los equipos y tubos de enfriamiento debe de ser fierro fundido para soprtar la corrosión.

El licor que escapa de la sección de vaporización de amoniaco fluye para reaccionar con el hidróxido de calcio a una sección conocida como "prelimers", en donde se descompone el amoniaco fijo, y el amoniaco ya libre, se destila posteriormente con vapor.

El licor de salida del "prelimer" debe de contener la menor porción posible de amoniaco, y llevará siempre una pequeña parte de cal no apagada.

Para la vaporización de amoniaco, se utiliza vapor de baja presión, - el cual es, generalmente, el vapor de salida de las turbinas que tiene una presión de 8 a 10 psig. Este vapor, en virtud de su baja presión tiene un gran volumen; que da una extensa superficie de contacto, y - una mayor acción de burbujeo en el destilador.

El vapor empleado para este propósito debe estar libre de condensados para evitar una dilución en la destiladora.

Para facilitar la operación de liberación del amoniaco, el tiempo de contacto del licor con la lechada debe de alargarse, y ésto se logra utilizando grandes tanques receptores de licor y lechada, fuera de la torre, y como se ha mencionado, denominados "prelimers".

Estos tanques están provistos de agitadores para mantener la lechada de cal en suspensión, y al licor, en íntimo contacto con esta.

Por desplazamiento gradual, la parte superior del licor en el "prelimer" va a la torre, y como virtualmente en el "prelimer" ha tenido lugar la reacción, el licor que se dirige a la torre está constituido básicamente de amoniaco libre.

Este mecanismo tiene muchas ventajas; una de ellas es disponer de un mayor tiempo de solución para la cal y su reacción con el amoníaco, y debido al mecanismo de agitación se tiene un contacto íntimo entre las soluciones, lo que nos permite un mayor control del exceso de lechada en el destilador.

La presión en el fondo del destilador debe estar entre 8 y 10 psig., aunque algunas veces alcanza 12 psig.

En la parte superior de la torre debe haber un ligero vacío, factor que ayuda a la vaporización del amoníaco y evita además pérdidas de éste a la atmósfera.

La temperatura en la parte superior de la torre está entre  $82^{\circ}\text{C}$  y  $86^{\circ}\text{C}$ .

Debido a que en la parte inferior de la torre se tiene una presión entre 8 y 10 psig., el licor se encuentra a una temperatura superior a su punto de ebullición normal, cuando el licor sale de la torre se flashea parcialmente en vapor, que puede ser utilizado para destilar a una presión más baja.

Es práctica común mandar el licor de salida de las destiladoras a un tanque flash y utilizar el vapor producido en una pequeña torre de destilación, denominada torre de licor débil.

En condiciones normales de operación, y dependiendo del tipo de piedra utilizada para fabricar la lechada, una torre de destilación tiene que pararse cada dos meses para limpieza.

Cuando una torre de destilación se incrusta, antes de realizar la limpieza de la torre, se debe de lanzar un chorro de vapor para arrastrar todo el amoníaco. Se debe esperar unas horas a que se enfríe la torre y se procede a abrir bridas.

El desperdicio de las destiladoras contiene la sal que no se ha descompuesto del licor filtrante, cloruro de calcio, pequeñas cantidades de hidróxido de calcio (2 a 4 gpl) proveniente del pequeño exceso de lechada utilizado para asegurar una descomposición completa del amoníaco fijo, contiene además impurezas de arenas, piedra no calcinada o calcinada en exceso.

La composición del licor de desperdicio varía mucho de acuerdo a la calidad de la salmuera y piedra caliza utilizadas, también depende del porcentaje de descomposición en las torres. Normalmente hay de 10 a 12 m<sup>3</sup> de licor de desperdicio por cada tonelada de carbonato de sodio fabricada.

La gravedad específica del licor de desperdicio varía de 1.10 a 1.13.

**AREA "B": Recuperación de amoniaco.**

**Equipo B-I: Segunda etapa de enfriamiento de torres de destilación.**

**DIMENSIONES:** 4000m<sup>2</sup> de área.

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Aluminio

**No. REQUERIDO:** 2

**PRECIO:** \$3,000,000

**Equipo B-II: Enfriador de la torre de licor débil.**

**DIMENSIONES:** 56 cm. diametro, 6.4 m. largo.

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Acero

**No. REQUERIDO:** 1

**PRECIO:** \$500,000

**Equipo B-III: Primera etapa de enfriamiento de torres de destilación**

**DIMENSIONES:** 2.6 m diámetro, 7 m altura.

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Fierro fundido

**No. REQUERIDO:** 3

**PRECIO:** \$2,360,000

**Equipo B-IV: Mezclador de lechada.**

**DIMENSIONES:** 3.8 m diámetro, 8.8 m altura.

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Acero recubierto con gunita

**No. REQUERIDO:** 3

**PRECIO:** \$530,000

**Equipo B-V: Tanque flash.**

**DIMENSIONES:** 4 m diámetro, 6 m altura

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Acero

**No. REQUERIDO:** 2

**PRECIO:** \$180,000

**Equipo B-VI: Tanque de Lechada**

**DIMENSIONES:** 2m. diámetro, 4.5 m. altura

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Acero recubierto con gunita

**No. REQUERIDO:** 1

**PRECIO:** \$60,000

**Equipo B-VII: Tanque de agua de lavado.**

**DIMENSIONES:** 1.2 m diámetro, 1.5 m altura

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Acero

**No. REQUERIDO:** 1

**PRECIO:** \$125,000

**Equipo V-III: Torres de destilación secciones superior e inferior.**

**CAPACIDAD:** 300 T/D

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundado

No. REQUERIDO: 3

PRECIO: \$6,860,000

Equipo B-IX : Tanque alimentador de licor.

DIMENSIONES: 3 m. diámetro, 12 m. altura

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero recubierto con gunite

No. REQUERIDO: 2

PRECIO: \$750,000

Equipo B-X : Torre de destilación de licor débil.

DIMENSIONES: 2 m. diámetro, 20 m. altura

MATERIAL DE CONTRUCCION: Acero recubierto con gunite

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$700,000

TOTAL AREA "B" : \$15,065,000.00

AREA "C" : Purificación de salmuera y absorción de amoníaco.

La sal utilizada en la industria del carbonato de sodio no es pura, y además de tener NaCl como compuesto principal, tiene  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ , NaI, - NaBr,  $\text{CaCl}_2$ ,  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{MgCl}_2$ ,  $\text{MgSO}_4$ , KCl,  $\text{K}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{Fe}^{++}$ ,  $\text{Mn}^{++}$ , arcilla y arena.

La cantidad de estas impurezas varía de acuerdo al punto de suministro de la sal.

Para la industria del carbonato de sodio, las fuentes de suministro de sal son las siguientes:

- a) Sal de roca
- b) Salmuera natural
- c) Sal de mar
- d) Salmuera de mar

La sal de roca frecuentemente contiene 98% de NaCl, se obtiene mandando agua a un pozo y forzando la salmuera a salir con bombeo, con aire o bien con la presión que ejerce la propia agua de disolución.

La salmuera contiene  $\text{CaSO}_4$  como principal impureza, ya que el magnesio está presente en pequeñas cantidades.

Se ha sugerido añadir ciertos reactivos al agua antes de que se bombee a los pozos de sal, y utilizar la cavidad como asentador. Sin embargo este procedimiento se ha probado muy poco.

Existe cierta purificación natural debido a la alcalinidad del agua e insolubilidad de ciertas impurezas que precipitan al fondo de la cavidad.

La salmuera natural existe en el subsuelo y se forma por el agua que fluye a través del estrato salino. No es tan pura como la salmuera de roca y las mejores salmueras solo alcanzan entre 95 y 97% de NaCl.

Otras salmueras naturales son muy débiles, tienen solo entre 6 a 12% de NaCl, y por tanto deben concentrarse en evaporadores antes de utilizarlas en el proceso de fabricación del carbonato.

La sal de mar se obtiene generalmente por evaporación solar; además de contener NaCl, los cristales contienen  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{MgCl}_2$ ,  $\text{MgSO}_4$ ,  $\text{CaCl}_2$ .

Se puede obtener en abundancia de las costas donde las condiciones geográficas y climatológicas sean favorables. Contiene mas impurezas que la sal de roca y mas  $\text{Mg}^{++}$  que  $\text{Ca}^{++}$ , y para utilizarla en una planta productora de carbonato de sodio se requiere un tratamiento bastante severo.

La salmuera de mar se obtiene directamente de los campos salinos donde el agua de mar se concentra por evaporación solar.

Esta salmuera contiene todas las impurezas propias del agua de mar, y



por tal motivo tendrá mas que la sal de roca o la sal de mar.

Es necesario añadirle sal sólida para aumentar su concentración y poder alcanzar la saturación.

Cualquiera de estas salmueras que vaya a ser utilizada en la industria del carbonato requiere de un tratamiento previo. El tratamiento consiste en la eliminación del  $\text{Ca}^{++}$  y  $\text{Mg}^{++}$  de la salmuera antes de que sea enviada a proceso.

El tratar la salmuera elimina los problemas de incrustación de las tuberías y equipos.

→ Algunas impurezas, principalmente el magnesio, pueden ocasionar un producto oscuro o materia insoluble en el carbonato en solución.

Existen varios sistemas de tratamiento de salmuera y los mas comunes son los siguientes:

- a) Tratamiento con  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$
- b) Tratamiento con  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ,  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$
- c) Tratamiento con  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , y  $\text{Na}_2\text{CO}_3$
- d) Tratamiento con  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  y  $\text{Na}_2\text{SO}_4$

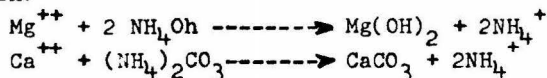
a) Tratamiento con amoníaco y  $\text{CO}_2$ : Este método de tratamiento es en sí una parte del proceso Solvay.

Elimina el  $\text{Ca}^{++}$ ,  $\text{Mg}^{++}$  por medio de  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$  en caliente. La dificultad se encuentra en la remoción de los lodos, ya que el bombeo de éstos a la destiladora ocasiona grandes pérdidas de sal, además de que este tratamiento debe de hacerse en un sistema cerrado y al vacío, para evitar pérdidas de amoníaco.

Este método no es económico cuando se tienen que tratar grandes cantidades de impurezas, como las que tiene la sal de mar.

El tratamiento se lleva a cabo a las condiciones de alta temperatura que prevalecen en las torres de absorción.

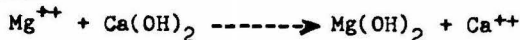
Las reacciones son:



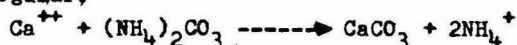
Se ha encontrado que en presencia de  $\text{CO}_2$ , el magnesio precipita como carbonato o como carbonato básico en vez de hidróxido, también precipita como sal doble o triple, junto con otras sales, lo que causa grandes pérdidas de sal y de amoníaco.

b) Tratamiento con  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$ .

Este método consiste en eliminar el magnesio con  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , de acuerdo a la siguiente reacción:



Ya que el calcio puede ser fácilmente precipitado como  $\text{CaCO}_3$ , y el lodo formado de calcio no es tan duro como el lodo de magnesio. Posteriormente se remueve el calcio en la misma forma que el proceso de amoniatación regular;

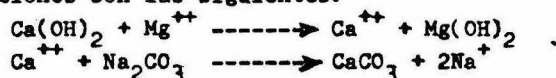


Aunque aquí no se forma una sal doble o triple en el lodo, se tiene la desventaja de dejar mucho amoníaco fijo en la salmuera amoniacal. Este tratamiento es particularmente útil para la sal de mar que contiene grandes cantidades de magnesio.

c) Tratamiento con lechada de cal y carbonato de sodio.

Se ha mencionado que la remoción del  $\text{Ca}^{++}$  y del  $\text{Mg}^{++}$  de la salmuera cruda por el tratamiento de amoníaco y  $\text{CO}_2$ , resulta en la formación de una cantidad equivalente de sales de amonio en vez de las de calcio y magnesio que llevaba la salmuera.

Esta sustitución interferirá con la descomposición de sal por el bicarbonato de amonio en las torres de carbonatación; por lo que se prefiere introducir  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  en vez del carbonato de amonio para la eliminación del calcio después de la precipitación del magnesio por lechada de cal. Las reacciones son las siguientes:



Por lo tanto se forman sales de sodio en vez de las de amonio en cantidades equivalentes a las sales de calcio y magnesio originalmente presentes, y estas sales de sodio formarán bicarbonato en la misma forma que el  $\text{NaCl}$ , dando aún mejor descomposición.

El tratamiento debe de hacerse en frío ya que la salmuera tratada de esta forma debe utilizarse en todo el sistema de absorción.

Cuando el proceso se controla adecuadamente el calcio y el magnesio precipitan sin dificultad. Si se tiene un asentador bien diseñado se obtiene una salmuera clara con un lodo altamente concentrado.

Se observa que cuando hay suficiente lechada en la salmuera la velocidad de asentamiento es muy rápida, aún cuando la salmuera esté fría y se logra remover el magnesio en un 97 a 99%.

d) Tratamiento con  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  y  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ .

El principio de este tratamiento es la precipitación de magnesio con lechada de cal y después de precipitar el calcio como  $\text{CaSO}_4$ , añadiendo  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ; en este caso se ha sustituido el  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  por el  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ , sin embargo el calcio no precipita completamente en frío.

Si se utiliza un exceso de sulfato de sodio (50% mas de la cantidad teó-

rica requerida) podremos eliminar entre el 85 a 90% del calcio total presente en la solución.

Esta reacción sin embargo, se presenta en condiciones de mediana temperatura y se necesita un tiempo mínimo de dos horas para la coagulación. Debido al exceso de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  el procedimiento es antieconómico.

El uso de un exceso de reactivo no perjudica, ya que el sodio en forma de sulfato o cloruro se transforma a bicarbonato en las torres de carbonatación. Además no se forman sales de amonio como sería el caso si se utilizara  $\text{CO}_2$  y  $\text{NH}_3$ .

La última porción de  $\text{Ca}^{++}$  en la salmuera puede tratarse con  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , o bien eliminarse en el proceso de amoniatación.

La salmuera tratada en cualquiera de las formas anteriormente descritas se manda al sistema de absorción de amoníaco.

En las plantas productoras de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , los edificios son generalmente altos, de forma que la salmuera se bombea a un tanque cabezal, localizado en la parte alta de uno de los edificios, de donde fluye por gravedad a otras unidades del proceso.

La salmuera que sale de este tanque absorbe pequeñas cantidades de amoníaco en los equipos denominados lavadores de absorción y lavadores de carbonatación los cuales reciben gases de las torres de absorción y las torres de carbonatación respectivamente.

De estos equipos, la salmuera ligeramente amoniata se dirige a las torres de absorción, donde absorberá cantidades apreciables de amoníaco, antes de su tratamiento con  $\text{CO}_2$  en las torres de carbonatación.

El tratar la salmuera primero con  $\text{NH}_3$  y después con  $\text{CO}_2$  se debe a que es imposible invertir el orden, ya que el  $\text{CO}_2$  es ligeramente soluble en la salmuera neutra.

La amoniatación de la salmuera tiene un doble propósito:

- 1.- Es un medio de introducir la cantidad requerida de amoníaco.
- 2.- Es un medio de eliminar las impurezas de  $\text{Ca}^{++}$  y  $\text{Mg}^{++}$ .

Los gases portadores de  $\text{NH}_3$  también llevan  $\text{CO}_2$ , ya que vienen de las torres de carbonatación y de las absorbedoras. Por lo tanto el  $\text{NH}_2$  disuelto en la salmuera existe parcialmente en la forma de  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ , y el  $\text{Ca}^{++}$  y  $\text{Mg}^{++}$  precipitan en la salmuera como  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{MgCO}_3$ .

En los lavadores de carbonatación y de absorción, los precipitados de  $\text{Ca}^{++}$  y magnesio se encuentran en forma de suspensión lechosa y solo se forman en pequeñas cantidades. La mayoría del precipitado fluye por la corriente de salmuera a las torres de absorción, donde estas impurezas finalmente se coagulan a una temperatura más alta.

Además de eliminar el  $\text{Ca}^{++}$  y el  $\text{Mg}^{++}$  de la salmuera, la introducción de

amoníaco tiene los siguientes efectos:

- 1) Baja la solubilidad del cloruro de sodio en la salmuera.
- 2) Aumenta el volumen de la salmuera resultante.
- 3) Hay dilución de la salmuera por el vapor que se acarrea con el amoníaco de las torres de destilación.
- 4) Generación de calor por la solución de amoníaco en la salmuera, y la neutralización parcial de amoníaco por el  $\text{CO}_2$ .

La salmuera debe enfriarse durante la absorción de amoníaco, ya que la reacción es exotérmica. Debido a la incrustación de los tubos de enfriamiento dentro de la torre, siempre hay dificultad de enfriar la salmuera. Después de la absorción de amoníaco, las impurezas en la salmuera empiezan a separarse en la forma de carbonatos de calcio y magnesio; al pasar por los tubos de enfriamiento, estos precipitados coagulan y se asientan sobre ellos. Esta incrustación reduce considerablemente la capacidad de enfriamiento.

Si la temperatura dentro del absorbedor se eleva demasiado, el amoníaco no permanece disuelto en la salmuera y se escapa para perderse en grandes cantidades.

Después de una absorción preliminar en los lavadores y en la parte alta del absorbedor, el licor se enfría con los tubos de la torre por los que circula agua de enfriamiento, y son fabricados de fierro fundido para resistir la corrosión. La temperatura de entrada a la torre es de  $25^\circ\text{C}$  y la de salida está entre  $60 - 65^\circ\text{C}$ . Este rango de temperatura es el óptimo para poder llevar la salmuera a las torres de carbonatación a una temperatura determinada.

La superficie de enfriamiento en absorción debe de tener  $3.7 \text{ m}^2$  por tonelada de carbonato producido, sin embargo varía de acuerdo a ciertos factores:

- a) La distribución del área de enfriamiento en el aparato.
- b) La temperatura del agua disponible.
- c) La cantidad de impurezas en la salmuera.

Una salmuera con alto contenido de magnesio, como la de mar, causa la formación de incrustaciones que pueden contrarrestar el efecto de enfriamiento; mientras que un alto contenido de  $\text{CO}_2$  en los gases puede ocasionar que se depositen cristales de bicarbonato o de carbonato en los tubos de enfriamiento, si la temperatura baja excesivamente.

La operación en las torres de absorción es relativamente simple, sin embargo hay ciertas dificultades debido a las incrustaciones de las tuberías, por lo que es práctica común utilizar sistemas duplicados de éstas.

✓ AREA "C" : Purificación de salmuera y absorción de amoníaco.

Equipo C-I : Tanque almacén de salmuera.

DIMENSIONES: 15 m diámetro, 10 m altura.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero recubierto con resina epóxica.

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$312,500

Equipo C-II: Unidad de tratamiento de salmuera.

DIMENSIONES: 10 m. diámetro, 5 m. altura.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero recubierto con resina epóxica.

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$475,000

Equipo C-III: Tanque receptor de salmuera saturada.

DIMENSIONES: 7 m. diámetro, 5 m. altura.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero recubierto con resina epóxica.

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$150,000

Equipo C-IV: Tanque almacén de salmuera purificada.

DIMENSIONES: 15 m. diámetro, 10 m. altura.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero recubierto con resina epóxica.

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$312,500

Equipo C-V: Tanque cabezal de salmuera.

CAPACIDAD: 4,000 l.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fibra de vidrio reforzada con poliéster (FRP)

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$37,500

Equipo C-VI: Tanque almacén de lechada para tratamiento.

DIMENSIONES: 2m diámetro, 2 m. altura.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$62,500

Equipo C-VII: Tanque almacén de licor de soda.

CAPACIDAD: 4,000 l.

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Acero recubierto con resina epóxica.

**No. REQUERIDO:** 1

**PRECIO:** \$62,500

**Equipo C-VIII:** Tanque almacén de salmuera amoniacal.

**DIMENSIONES:** 3 m diámetro, 12 m longitud.

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Acero recubierto con resina epóxica.

**No. REQUERIDO:** 1

**PRECIO:** \$375,000

**Equipo C-IX :** Torre lavadora de gases de absorción.

**DIMENSIONES:** 2 m. diámetro, 3 m. altura.

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Fierro fundido.

**No. REQUERIDO:** 2

**PRECIO :** \$1,260,000

**Equipo C-X :** Torre lavadora de gases de carbonatación.

**DIMENSIONES:** 2.6 m diámetro, 3.5 m altura

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Fierro fundido.

**No. REQUERIDO:** 3

**PRECIO:** \$4,435,000

**Equipo C-XI :** Torre absorbadora de amoníaco.

**DIMENSIONES:** 2.5 m diámetro, 18 m. altura.

**MATERIAL DE CONSTRUCCION:** Fierro fundido.

**No. REQUERIDO:** 2

**PRECIO:** \$5,400,000

**TOTAL AREA "C" :** \$12,882,500

AREA "D" : Carbonatación de salmuera.

En las primeras plantas productoras de carbonato de sodio se desconocían técnicas actuales de fabricación del carbonato; por ejemplo, primero se mezclaban soluciones de sal y bicarbonato de amonio, hasta que por fin se utilizó amoníaco gaseoso para que se absorbiera en la salmuera, y después se carbonataba con dióxido de carbono.

Se adelantó en gran forma cuando se descubrió un método para amoniatar la salmuera a partir de amoníaco gaseoso y después introducir dióxido de carbono también gaseoso, siendo ésta la clave del éxito del proceso Solvay de la actualidad.

La salmuera amoniata proveniente de absorción debe estar limpia y clara, ya que de otra manera los sólidos en suspensión precipitarían con el bicarbonato en las torres de carbonatación.

La salmuera que entra a las torres de carbonatación debe de tener una temperatura máxima de 30 °C, ya que debido a un aumento en la temperatura se incrementa la presión de vapor del amoníaco, por lo que una cantidad excesiva de amoníaco gaseoso no reacciona y se dirige a las torres de lavado de carbonatación, en donde a su vez se requeriría más salmuera para lavar este amoníaco y no tener pérdidas, ya que los gases de salida de las torres de lavado se mandan a la atmósfera. Esto puede hacerse sólo hasta ciertos límites, ya que la cantidad de salmuera fresca que se emplea en absorción está limitada por la cantidad de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  que se produce en la planta.

Por esta razón algunas torres de carbonatación tenían la entrada por extremo de la torre; se pensaba que el amoníaco libre en el licor se convertiría a carbonato de amonio por el dióxido de carbono que entraba.

La salmuera amoniaca fría, clara, de concentración apropiada en amoníaco y cloruro de sodio, se trata con dióxido de carbono en las torres de carbonatación.

Existen varios tipos de estos aparatos, por ejemplo:

Torre carbonatadora del tipo Solvay.

Torre carbonatadora del tipo Honigmann.

Torre carbonatadora del tipo Boulouvard.

→ La torre del tipo Solvay es la más utilizada, consiste de una alta estructura vertical, con un número determinado de hongos y platos divisores o "passets", colocados uno encima de otro.

Consiste también de secciones cilíndricas o anillos construídos de fierro fundido, de 2 m. de diámetro interno y 1 m. de altura para cada una de las secciones de enfriamiento del fondo de la torre; 46 cm. de altura para cada uno de los anillos planos superiores.

El sistema de enfriamiento es del tipo Congswell, que consiste de un gran número de tubos horizontales contruídos de fierro fundido, de 5 cm. de diámetro externo y 3.3 cm. de diámetro interno, con una longitud aproximada de 2.2 m. incrustados en espejos de fierro fundido. La torre mide en su totalidad 23 m. de altura.

El dióxido de carbono entra en dos puntos de inyección en las torres. La abertura a través de la cual sale el lodo de bicarbonato se encuentra en la parte inferior de la torre, diametralmente opuesta a la entrada del  $\text{CO}_2$ .

Existe un desnivel entre las torres de carbonatación y los filtros, los cuales están colocados a unos 10 m. sobre el suelo. Esta elevación es necesaria para que trabaje el vacío de los filtros y nos de un sello por medio de la gran pierna de licor que permite la elevación de la columna bajo condiciones de vacío.

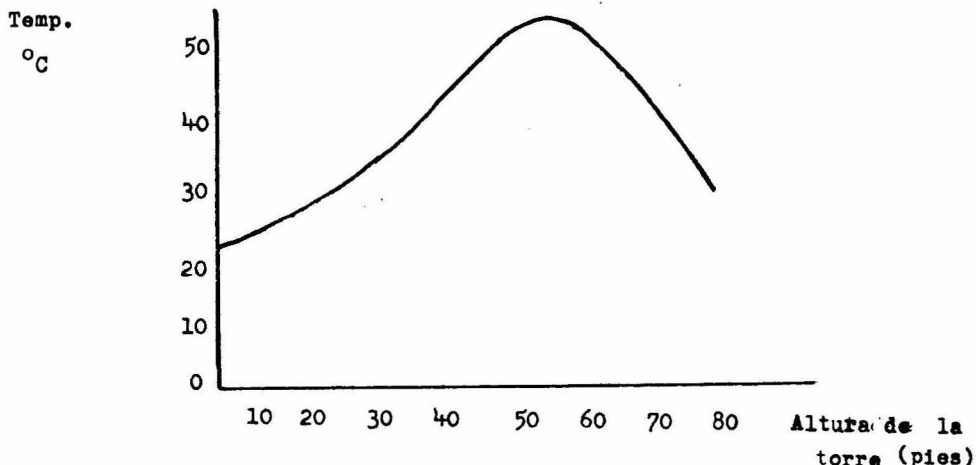
Debido a los problemas de estandarización de los equipos, se ha incrementado el diámetro de las torres de 1.82 a 2.3 m., manteniendo la altura constante, con lo que se ha logrado un aumento considerable de capacidad.

Trump ha propuesto un tipo distinto de "passette" especialmente bueno en columnas en donde los cristales precipitan muy rápido y existe por tanto tendencia a bloquear la circulación de líquido.

La regulación de la temperatura durante la operación de la torre es muy importante.

Las torres de carbonatación poseen un sistema de enfriamiento por cajas a través de las cuales circula agua, que nos regula el gradiente de temperatura, ya que los cristales de bicarbonato crecerán mas y mas a medida que el líquido desciende y se aproxima al fondo.

La siguiente curva nos relaciona temperatura y altura de la torre.





La temperatura más baja se encuentra en el último anillo, al fondo de la torre, ya que el sistema de enfriamiento está arreglado a contracorriente.

En varios libros se afirma que la temperatura de salida del licor debe de estar entre 30 y 34°C, sin embargo, la práctica no confirma esto.

Con una torre bien construida y con buen sistema de enfriamiento, el lograr una temperatura baja de salida del licor, dependerá del agua disponible para el enfriamiento.

Una temperatura baja a la salida de la torre no necesariamente nos ocasionará malos cristales o la formación de bicarbonato pastoso, el cual es muy difícil de filtrar.

La formación de buenos cristales en las torres de carbonatación depende de varios factores:

- a) Altas concentraciones de amoníaco y cloruro de sodio en la salmuera proveniente de absorción.
- b) CO<sub>2</sub> concentrado y debidamente enfriado.
- c) Alta temperatura de reacción a los 2/3 de la altura de la torre.
- d) Enfriamiento gradual desde el punto de máxima temperatura hasta el punto de descarga.

En una solución que contiene altas concentraciones de reactivos, cloruro de sodio, amoníaco y dióxido de carbono, las concentraciones son tales que el producto de solubilidad del compuesto deseado, es rápidamente excedido y la sustancia soluble (bicarbonato de sodio), se precipita irreversiblemente en forma sólida. Entonces, cuando ocurre la reacción a alta temperatura, es decir, cuando la precipitación del bicarbonato de sodio tiene lugar a alta temperatura, los cristales crecen mientras el licor se enfría gradualmente.

El enfriar el licor de salida de las torres de carbonatación, trae como consecuencia que, cuando el licor esté expuesto al aire durante la filtración de los cristales, se reduzcan las pérdidas de amoníaco por evaporación.

La reacción principal en la torre, es la descomposición del bicarbonato de amonio:



Si hay una alta temperatura de reacción a los 2/3 de la altura de la torre, y un gradiente apropiado de temperatura desde ese punto a la salida del licor, conviene más sin duda, sacar el licor a baja temperatura, ya que se mejora la descomposición y se reducen las pérdidas de amoniaco por vaporización. Para esto se requiere de una superficie de enfriamiento bien distribuida y de una buena regulación del curso de agua de enfriamiento. Los cristales de bicarbonato podrán filtrarse, lavarse y calcinarse sin dificultad.

Durante la operación de una torre, los tubos de enfriamiento se recubren con cristales de bicarbonato, dificultándose por tanto la operación de enfriamiento y la inyección del dióxido de carbono a la torre. A pesar de tener estos problemas, nunca se debe de dejar de suministrar gas a la torre, ya que de otra forma se incrustará severamente, y para limpiarla se necesita inyectar vapor en el fondo de la torre para disolver los cristales de bicarbonato que se han formado.

Debido a los problemas de incrustación de los tubos de enfriamiento, se lavan estas torres con salmuera, sin dejar de inyectar dióxido de carbono diluido.

La temperatura de la salmuera dentro de la torre se debe de mantener a 39°C aproximadamente para que el licor a esta temperatura disuelva los cristales formados y se efectúe la siguiente reacción:



El licor de la torre en operación de lavado, se debe mandar a las torres de procese para fabricar el bicarbonato de sodio.

La producción y el éxito en la operación de las torres depende de la concentración del CO<sub>2</sub> introducido a ellas; la concentración del CO<sub>2</sub> alimentado depende del producido en los hornos de cal y del gas que regresa de los calcinadores de bicarbonato.

Por cada tonelada de bicarbonato de sodio producida, se debe de inyectar a las torres un volumen de 800 a 900 m<sup>3</sup> de CO<sub>2</sub> a condiciones estándar de temperatura y presión.

Los compresores de CO<sub>2</sub> se deben diseñar para manejar entre 1000 y 1200 m<sup>3</sup> de gas.

Entre la parte superior de las torres y la torre lavadora de car

bonatación debe de instalarse un ciclón separador para regresar a la torre el líquido arrastrado.

La capacidad de una torre depende de la superficie de enfriamiento que tenga; una torre de 1,83 m. de diámetro y 23 m. de altura, tiene una capacidad de 50 a 60 ton/día; una torre de 2.3 m. de diámetro y la misma altura tiene una capacidad de 100 a 120 ton/día. Las primeras torres de carbonatación tenían dos metros de diámetro, platos planos con orificios de 23 cm en el centro y carecían de enfriamiento interno, el sistema de enfriamiento era externo - y con agua.

La capacidad de cada torre era de 10 ton/día y funcionaba en la planta Solvay de Syracuse, Nueva York.

Congswell sugirió el sistema interno de enfriamiento por medio de tubos de 10 cm. de diámetro. Con este sistema se alcanzaba una capacidad de 20 ton/día en cada torre.

Cuando se construyó un segundo conjunto de torres, los últimos 8 anillos de cada torre tenían tubos de fierro fundido de 5 cm. de diámetro incrustados en espejos de fierro fundido. Los platos en vez de ser planos eran cónicos y los orificios del centro eran de 50 cm. de diámetro.

El grupo de torres estaba formado por cinco unidades, una en limpieza y cuatro en proceso de carbonatación. De esta forma se logró un incremento en la capacidad hasta de 60 ton/día por torre.

## ✓ AREA "D" : Carbonatación de salmuera.

- Equipo D-I : Tanque receptor de salmuera carbonatada.  
DIMENSIONES: 5 m. diámetro, 9 m. altura.  
MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero recubierto con gunite.  
No. REQUERIDO: 1  
PRECIO: \$212,500
- Equipo D-II: Torre de carbonatación.  
DIMENSIONES: 2.6 m. diámetro, 25 m. altura.  
MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.  
No. REQUERIDO: 6  
PRECIO: \$27,900,000
- Equipo D-III: Tanque de nivel constante.  
CAPACIDAD: 6,000 l.  
MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.  
No. REQUERIDO: 1  
PRECIO: \$110,000
- Equipo D-IV: Tanque receptor de licor carbonatado.  
DIMENSIONES: 3 m. diámetro, 2.5 m. altura.  
MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.  
No. REQUERIDO: 1  
PRECIO: \$50,000
- Equipo D-V: Lavadores de CO<sub>2</sub> a la succión de compresores.  
DIMENSIONES: 2.5 m. diámetro, 4 m. altura.  
MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero inoxidable.  
No. REQUERIDO: 3  
PRECIO: \$562,500
- Equipo D-VI: Lavador de CO<sub>2</sub> superior a la descarga de compresores.  
DIMENSIONES: 2 m. diámetro, 4 m. altura.  
MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero ahulado.  
No. REQUERIDO: 1  
PRECIO: \$110,000
- Equipo D-VII: Lavador de CO<sub>2</sub> de fondo a la descarga de compresores.  
DIMENSIONES: 2 m. diámetro, 4 m. altura.  
MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero ahulado.  
No. REQUERIDO: 1  
PRECIO: \$100,000

Equipo D-VIII: 1 Lavador de CO<sub>2</sub> superior y de fondo a la descarga de compresores.

DIMENSIONES: 2 m. diámetro, 4 m. altura

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero ahulado.

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$110,000

TOTAL AREA "D": \$29,155,000.

## AREA "E" : Filtración de bicarbonato.

La operación de filtrado consiste en separar los cristales de bicarbonato de las aguas madres provenientes de las torres de carbonatación.

El tipo mas antiguo de filtro consistía de un tanque de madera con un fondo falso, sobre el cual estaba el medio filtrante.

El agua madre era succionada de un compartimiento situado abajo del fondo falso, por medio de una bomba de pistón.

Este sistema de filtrado intermitente está ahora obsoleto.

En la actualidad se utilizan dos sistemas principales de filtración: El filtro rotatorio y el filtro centrífugo.

El filtro rotatorio tiene una tubería en un extremo del filtro por donde se aplica el vacío, y otra tubería mas pequeña en el mismo extremo del filtro o en otro donde se introduce aire e dióxido de carbono.

El medio filtrante es un fieltro de lana o de tela que cubre el tambor del filtro.

La tela tiende a taparse con los cristales de bicarbonato y frecuentemente se le inyecta aire comprimido o  $\text{CO}_2$  para abrir los poros.

Un filtro rotatorio de autosoplado tiene varios compartimientos al vacío y uno donde sale aire a presión, el flujo de aire se hace antes de la cuchilla de separación de los cristales y antes de la entrada del tambor a la charola del licor.

El flujo de aire permite que cada uno de los compartimientos del tambor se destape, uno por revolución.

Esta forma de operación permite un trabajo continuo, sin tener que parar para soplar aire o destapar los poros del fieltro.

Para lavar los cristales de bicarbonato se esprea agua por la parte superior del filtro. Se utiliza generalmente agua con amoníaco disuelto para lavar la torta.

Los filtros están provistos de unas ruedas que comprimen la torta de bicarbonato, de esta forma se elimina agua de la torta y se hace mas fácil la operación de secado.

La principal desventaja de las ruedas es que deterioran el fieltro, especialmente si no están bien lisas.

El tambor del fieltro tiene la forma de jaula de ardilla por sus extremos cerrados por cubiertas.

El tambor está enrejado con alambre de níquel para soportar la te-

la que va a actuar como medio filtrante.

Antiguamente se utilizaban fibras animales para la tela del filtro, sin embargo no soportaban la corrosión ocasionada por el amoníaco, razón por la cual tenía que cambiarse cada tres semanas.

Actualmente se utilizan fibras sintéticas para la tela del filtro y el tiempo de duración de ésta fibra se ha incrementado considerablemente.

Con tela de algodón se soporta aún mas la corrosión del amoníaco, pero debido a los grandes poros de la tela se pierden considerables cantidades de bicarbonato.

En lugar de alambre de níquel se han empleado varas de bambú finamente fabricadas y han dado un resultado bastante aceptable.

En la planta Solvay de Syracuse, N.Y., se utilizaban grandes tanques rectangulares para la filtración.

Algunos medían 18 m. de largo y 76 cm. de ancho. Estaban provistos de franelas entretejidas sobre un enrejado, haciendo un fondo falso.

Había un mecanismo de vacío conectado a este fondo falso que succionaba el licor, mientras el bicarbonato era extraído a mano.

Ernest Solvay visitó en una ocasión estas instalaciones y aconsejó al ingeniero encargado del proceso que utilizara un cilindro rotatorio con vacío, de donde nació el primer filtro rotatorio de vacío. Se instaló una cuchilla para separar el bicarbonato de la superficie del filtro, razón por la cual había que parar la operación cada 15 min. Posteriormente se fijó la cuchilla a la flecha, lo que ocasionaba una superficie corrugada de bicarbonato. Finalmente se desarrolló un filtro rotatorio continuo.

La parte interior del tambor del filtro estaba dividida en compartimientos. Se introducía aire comprimido que limpiaba una de las cámaras antes de que entrara en el tanque de licor y recogiera bicarbonato del tanque por medio del sistema devacío.

El siguiente progreso fueron las ruedas prensantes que eliminaban el agua de la torta antes y después de lavarla.

El filtro desarrollado en esta forma fué adoptado como un equipo estandar en todas las plantas Solvay europeas.

De un filtro 1 m. de ancho y 2 m. de diámetro se puede obtener suficiente bicarbonato para hacer 120 T/D de carbonato.

AREA "E" : Filtración de bicarbonato.

Equipo E-I : Filtro de bicarbonato.

DIMENSIONES: 2.4 m. diámetro, 1.8 m. largo

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.

No. REQUERIDO: 3

PRECIO: \$5,200,000

Equipo E-II : Tanque de derrame de filtros.

DIMENSIONES: 3 m. diámetro, 4 m. altura.

MATERIAL DE CONSTRUCCION : Acero recubierto con gunita.

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$25,000

Equipo E-III : Separador de vacío.

DIMENSIONES: 50 cm. diámetro, 1 m. altura.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$15,000

Equipo E-IV : Lavador de vacío.

DIMENSIONES: 2 m. diámetro, 6 m. altura.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero.

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$110,000

Equipo E-V : Separador de bajo vacío.

DIMENSIONES: 1 m. diámetro, 5 m. altura.

MATERIAL DE CONTRUCCION: Acero.

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$87,500

Equipo E-VI : Tanque almacén de sulfuro.

DIMENSIONES: 3.5 m. diámetro, 12 m. longitud.

MATERIAL DE CONTRUCCION: Acero.

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$225,000

TOTAL AREA "E" : \$5,662,500



✓ AREA "F" : Secado y densificado.

El bicarbonato de sodio de los filtros se alimenta a los hornos en los cuales se descompone por calcinación.

Es necesario que haya un buen sello en los hornos, para que no entre aire ni se pierda  $\text{CO}_2$ .

El proceso de calcinación parece muy simple, pero sin embargo ésta operación es una de las partes mas difíciles de todo el proceso.

La dificultad puede hacerse patente por los problemas que se presentan en el horno:

- a) El  $\text{NaHCO}_3$  tiene tendencia a aglomerarse en terrones, especialmente cuando el contenido de humedad es alto, evitando que el calor descomponga el bicarbonato.
- b) El bicarbonato de sodio forma una incrustación muy dura en la superficie del envolvente de acero a través de la cual no puede penetrar el calor, existiendo el peligro de que se empiece a fundir el metal.
- c) El carbonato tiene además tendencia a endurecerse obstruyendo las salidas del secador.

Es necesario por tanto obtener un carbonato de sodio libre de bicarbonato para perder la mínima cantidad posible de amoníaco y mantener una alta concentración del  $\text{CO}_2$  de retorno.

Antiguamente en Europa, se utilizaba un equipo cerrado de 3 a 4 m. de diámetro, con un agitador y una abertura en la cubierta para la salida del gas ; la operación era intermitente.

Durante 1882 Striebeck intrujo a la industria del carbonato el perol de tipo Thelen en forma modificada el cual había sido utilizado con mucho éxito en el proceso Le Blanc. Desde ese tiempo a la fecha este tipo de perol ha sustituido aparatos mas antiguos de calcinación, y aún ahora hay algunos en uso en Europa.

Era también costumbre dividir la operación de calcinación en dos pasos, una era la operación preliminar de secado y la segunda la operación de terminación.

La primera involucraba la extracción de la humedad, el amoníaco, y parte del  $\text{CO}_2$  (75%) y en la última se extraía el resto de  $\text{CO}_2$  y se completaba la operación. La operación preliminar se efectuaba en un perol a fuego ligero, y el bicarbonato parcialmente calcinado se mandaba a un segundo perol para completar la calcinación.

El perol de tipo Thelen consistía de seis secciones secirculares de fierro fundido, de dos m. de diámetro, de 3,2 cm. de espesor y de 1.6

metros de largo . Cada perol medía 9.75 m. de longitud total.

En su interior había rastrillos de acero movidos por una flecha común oscilando en un ángulo de  $90^{\circ}$ . En la cubierta frontal había aberturas para la carga del bicarbonato y la salida del gas; la salida del carbonato estaba en la terminal posterior del horno.

Un perol del tipo Thelen de 2 m. de diámetro y 10 m. de longitud tenía una capacidad de 20 T. de carbonato por día y requería un consumo de carbono aproximado de 3 Toneladas y un consumo de potencia de 10 a 15 HP.

La economía del combustible en este tipo de horno era aceptable, y el carbonato así producido era mas denso que los anteriores.

El carbonato obtenido en el proceso Solvay es muy ligero y abierto, - siendo ésta una desventaja importante en relación al proceso Le Blanc, ya que se requerirá un espacio mayor para empaque y se tendrá una mayor aceptación de los vidrieros.

Este problema se superaba mandando el carbonato a un horno de gas a fuego abierto; de esta forma adquiría un estado de fusión incipiente y se densificaba.

Si la operación de calcinación se efectuaba en dos pasos, el bicarbonato parcialmente descompuesto del primer paso, se mandaba al horno de gas y se densificaba.

El horno de gas utilizado para la densificación, era un horno mecánico del tipo Mactear, utilizado desde 1876 en la industria del carbonato por el proceso Le Blanc.

Este horno disponía de un lecho de ladrillo refractario horizontal en donde se vaciaba el bicarbonato parcialmente descompuesto, y al girar el lecho era removido el bicarbonato por unos ladrillos estacionarios. Cuando la operación se completaba es carbonato denso se sacaba a través de una abertura central. La operación del horno era intermitente. El procedimiento de dividir el proceso en dos pasos y de densificar el carbonato en un horno mecánico está ahora obsoleto.

En los Estados Unidos se utilizaba un perol de poca profundidad que tenía cuchillas soportadas en la cubierta; el bicarbonato humedo se paleaba dentro del horno, después de calentarlo por fuego a una temperatura de  $180^{\circ}\text{C}$  una parte se extraía y se dejaba suficiente dentro del horno para mezclarse con la carga humeda y prevenir la incrustación del perol.

Estos equipos no eran eficientes, les entraba aire, por lo que se diluía el  $\text{CO}_2$  y se escapaba el amoníaco, de tal forma que la máxima concentración que se alcanzaba era de 60%.

Posteriormente se desarrollaron los cilindros rotatorios de 1.5 m. de diámetro y 18 m. de longitud, los cuales giraban dentro de un horno y estaban soportados en ruedas en sus terminales. Se aumentó posteriormente el diámetro a 1.8 m. y se utilizaban primero turbinas de vapor y después motores.

Estos aparatos representan el prototipo de los calcinadores rotatorios actuales utilizados en las plantas Solvay.

Se ha perfeccionado el mecanismo de alimentación a estos hornos, para mezclar el carbonato de retorno con el bicarbonato de alimentación, reduciendo la humedad a 6% y previniendo la incrustación de los cilindros.

El secador rotatorio se ha desarrollado con un alto grado de perfección, tiene una gran capacidad y bajo consumo de potencia, además nos proporciona un  $\text{CO}_2$  muy concentrado.

Ultimamente se han remachado las corazas y se ha empleado soldadura eléctrica, el cuerpo del cilindro se fabrica con láminas de 6 x 6 m. y 2.2 cm. de espesor; se sueldan por dentro y se esmerilan. Las dos terminales son cónicas y se fabrican de acero o fierro fundido.

Todo el horno se recubre con un aislante para evitar pérdidas de calor. En cada terminal del horno hay dos pares de ruedas, y el horno en posición horizontal gira a una velocidad de 4 RPM.

Se regresa el carbonato de sodio a la entrada del calcinador para disminuir el contenido de humedad del bicarbonato y evitar incrustaciones. A través del cuerpo del calcinador se alinean tres hileras de tubos por los cuales circula vapor de alta presión; los condensados se recopilan en la terminal de salida del carbonato.

El alimentador, próximo al calcinador, posee unas cadenas para desintegrar los grumos en forma mecánica, y el mezclador próximo al alimentador, se emplea para juntar el bicarbonato de los filtros y el carbonato de retorno. Este equipo tiene unos martillos que al girar el secador golpean y separan el material pegado al metal.

El secador rotatorio opera satisfactoriamente sin presión ni vacío.

Si se tuvieran condiciones de vacío podría penetrar el aire debido a un gradiente y diluir el  $\text{CO}_2$ , mientras que una presión positiva muy alta hace que los gases escapen por los sellos mecánicos. Con un buen diseño del alimentador y del mezclador, y con un sistema de sello mecánico se pueden eliminar las pérdidas de  $\text{CO}_2$  casi por completo y se puede obtener un gas con 90% de  $\text{CO}_2$ .

La densidad del carbonato depende de su estado físico de agregación; en vista de que absorbe agua tiene tendencia a aglomerarse o endurecer-

se, es decir, forma cristales de monohidrato ( $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ ).

El método para hacer carbonato de sodio denso es añadir 16% de agua al mismo, mezclándolo y mandando la masa nuevamente a un secador rotatorio.

La cantidad de agua añadida corresponde a la formación del monohidrato y la conversión del carbonato ligero a los cristales del monohidrato explica el hecho de que el carbonato ligero se haga granular y denso. Por experiencia se sabe que para obtener la densidad deseada, la mitad del carbonato densificado debe mezclarse con el carbonato ligero en el densificador.

El secador de tipo rotatorio es muy útil para este trabajo y tiene una alta capacidad de densificado.

El condensado de vapor utilizado se emplea en la alimentación de este equipo.

La densidad del carbonato aumenta hasta un valor de 0.95 a 1.0 .

La soda densa, especialmente la granulada, es preferida por los fabricantes de vidrio ya que posee muchas ventajas sobre la ligera.

Al operar un densificador, la temperatura de salida debe mantenerse entre  $135$  y  $155^\circ\text{C}$  y no debe permitirse que se eleve más, ya que si la temperatura aumenta puede disminuir la densidad del carbonato

AREA "F" : Secado y densificado.

Equipo F-I : Secador de bicarbonato.

CAPACIDAD : 350 T/Día.

DIMENSIONES : 2.5 m. diámetro, 25 m. longitud.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero.

No. REQUERIDO: 3

PRECIO: \$6,200,000

Equipo F-II: Alimentador al secador de bicarbonato.

CAPACIDAD: 31 T/Hía

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero inoxidable.

No. REQUERIDO: 3

PRECIO: \$210,000

Equipo F-III: Mezclador de alimentación al secador de bicarbonato.

CAPACIDAD 31 T/H

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero inoxidable

No. REQUERIDO: 3

PRECIO: \$260,000

Equipo F-IV: Densificador de carbonato.

CAPACIDAD: 580 T/D

DIMENSIONES: 2.5 m diámetro, 25 m. longitud.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$6,350,000

Equipo F-V: Alimentador al densificador

CAPACIDAD : 36 T/H

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$70,000

Equipo F-VI: Mezclador de alimentación al densificador.

CAPACIDAD: 36 T/H

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$85,000

Equipo F-VII: Molino de martillo.

CAPACIDAD: 3 T/H

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero

No. REQUERIDO: 1

PRECIO: \$70,000

Equipo F-VIII: Condensador de gases de hornos.

DIMENSIONES: 2.6 m. diámetro, 17 m. altura.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.

No. REQUERIDO: 2

PRECIO: \$5,000,000

Equipo F-IX: Lavador de gases de hornos.

DIMENSIONES: 1.8 m diámetro, 14 m. altura.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero

No. REQUERIDO: 2

PRECIO: \$660,000

Equipo F-X : Tanque vertical de condensados.

DIMENSIONES: 1 m. diámetro, 1.60 m altura.

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero

No. REQUERIDO: 4

PRECIO: \$100,000

Equipo F-XI: Tanque de polvos de carbonato ligero.

DIMENSIONES: 4.5 m. diámetro, 6 m. altura

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero

No. REQUERIDO: 3

PRECIO: \$325,000

TOTAL AREA "F" : \$82,095,000

✓ **ARREGLO POR AREAS:**

En la realización del acomodo por áreas de la planta se tomaron en cuenta diversos factores, todos los cuales influyen en forma determinante en los distintos acomodos, por lo que el que se presenta a continuación resuelve en su totalidad todos los inconvenientes.

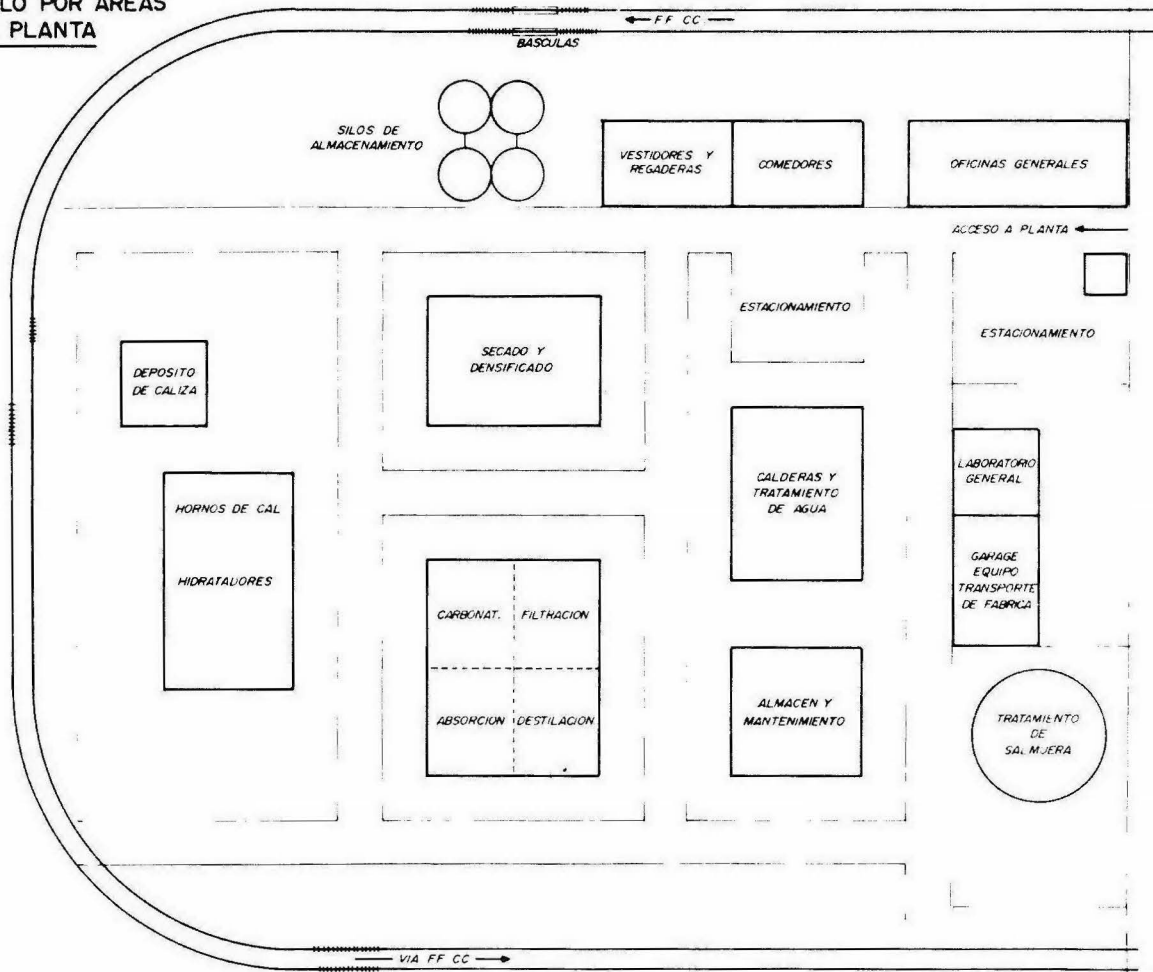
Los factores considerados para el acomodo definitivo son:

- a) Sistema de almacenamiento y carga al ferrocarril.
- b) Angulos de la espuela del ferrocarril.
- c) Areas de almacenamiento de caliza cercanas a la espuela del ferrocarril.
- d) Calcinadores de bicarbonato cercanos a los silos de almacenamiento.
- e) Suministro de vapor cercano a secado, densificado y destilación.
- f) Suministro de  $\text{CO}_2$  cercano a carbonatación.
- g) Depósito de caliza cercano a hornos de cal.
- h) Almacén y mantenimiento cercano a proceso.
- i) Facilidad de salida de efluentes.
- j) Evitar al máximo rebotes de líneas y cruce de calles.

De acuerdo al tamaño de los equipos se dimensionaron las áreas del proceso, y se dejaron espacios en forma de calles pavimentadas para la circulación de los vehículos.

Se planearon áreas para estacionamiento, oficinas, baños y regaderas, comedores, y todo aquello necesario en un proceso de tan grandes dimensiones y dificultades como lo es el Solvay.

# ARREGLO POR AREAS DE LA PLANTA



ESCALA 1:1200



## CAPITULO IV.

## IV.I.- Descripción del equipo menor.

BOMBAS

## Sección "B"

B-1b : Bomba de alimentación a destiladores. (2 unidades).

CAPACIDAD: 3600 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.

CARACTERISTICAS: Líquido claro de 1.05 de gravedad específica,  
\$110,000 245 gpl. de NaCl, 30°C de temperatura.

B-2b : Bomba de lodos de destilación. (2 unidades).

CAPACIDAD: 5100 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Níquel

CARACTERISTICAS: Lodos con 3.5 % de sólidos, 1.122 de gravedad  
-específica, 102°C de temperatura.

\$150,000

B-3b : Bomba al tanque de retención. (2 unidades).

CAPACIDAD: 3000 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Níquel

CARACTERISTICAS: Aguas residuales con 3-4% de sólidos, 200°C  
de temperatura.

\$1,200,000

B-4b : Bomba de condensados de la torre de licor débil.

CAPACIDAD: 340 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.

CARACTERISTICAS: Líquido claro de 1.018 de gravedad específica  
y 83°C de temperatura.

\$15,000

## Sección "C"

B-1c : Bomba de alimentación de salmuera cruda. (2 unidades).

CAPACIDAD: 2800 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.

CARACTERISTICAS: Salmuera de 1.21 de gravedad específica, 314  
gpl. de NaCl y 25°C de temperatura.

\$75,000

B-2c : Bomba de salmuera saturada. (2 unidades)

CAPACIDAD: 3100 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.

CARACTERISTICAS: Salmuera de 1.2 de gravedad específica, 314  
gpl. de NaCl y 25°C.

\$310,000

- B-3c : Bomba de lechada para tratamiento  
 CAPACIDAD: 300 l/m  
 MATERIAL DE CONSTRUCCION: Níquel.  
 CARACTERISTICAS: Lodo con 36% de sólidos, 1.25 de gravedad específica, 300 gpl. de CaO y 95°C de temperatura.  
 \$25,000
- B-4c : Bomba de solución de carbonato para tratamiento.  
 CAPACIDAD: 800 l/m  
 MATERIAL DE CONSTRUCCION: Níquel.  
 CARACTERISTICAS: solución saturada de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> a 30°C  
 \$17,000
- B-5c : Bomba de reposición de lechada y carbonato de sodio para tratamiento.  
 CAPACIDAD: 800 l/m  
 MATERIAL DE CONSTRUCCION: níquel  
 CARACTERISTICAS: Disponibilidad de manejo de lechada de cal y solución de carbonato.  
 \$30,000
- B-6c : Bomba de alimentación a torres de absorción. (2 unidades)  
 CAPACIDAD: 3000 l/m  
 MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.  
 CARACTERISTICAS: Líquido claro de 1.19 de gravedad específica 298 gpl. de NaCl, 33°C.  
 \$150,000
- B-7c : Bomba de descarga de torres de absorción. (2 unidades)  
 CAPACIDAD: 300 l/m  
 MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.  
 CARACTERISTICAS: Líquido claro de 1.165 de gravedad específica, 260 gpl. de NaCl, 85 gpl. de NH<sub>3</sub>, 38 gpl. de CO<sub>2</sub> y 55°C.  
 \$60,000
- B-8c : Bomba de alimentación a torres de carbonatación. (2 unidades)  
 CAPACIDAD: 3000 l/m  
 MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.  
 CARACTERISTICAS: Líquido amoniacal con 1.165 de gravedad específica, 260 gpl. de NaCl, 85 gpl. de NH<sub>3</sub>, 38 gpl. de CO<sub>2</sub> y 55°C.  
 \$185,000
- B-9c : Bomba de transferencia de sulfuro.  
 CAPACIDAD: 400 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.

61

CARACTERISTICAS: Solución de 1.25 de grav. esp., 125 gpl. de  
H<sub>2</sub>S, 25 °C

\$14,000

#### Sección "E"

B-1e : Bomba de retrolavado de filtros.

CAPACIDAD: 150 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.

CARACTERISTICAS: Líquido claro con 1.13 de gravedad específica,  
26 °C de temperatura.

\$15,000

B-2e : Bomba de derrame de filtros

CAPACIDAD: 200 - 300 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Metal Worthite.

CARACTERISTICAS: Lodo de 1.30 de gravedad específica y 18% de  
sólidos a 26 °C de temperatura.

\$35,000

#### Sección "F"

B-1f : Bomba de esparado a los tubos en U. (2 unidades).

CAPACIDAD: 5000 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Metal Worthite.

CARACTERISTICAS: Líquido claro de 1.031 de gravedad específica  
a 79 °C de temperatura.

\$140,000

B-2f : Bomba de salida de los lavadores de gases de calcinadores.  
(2 unidades).

CAPACIDAD: 570 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.

CARACTERISTICAS: Líquido claro de 1.03 de gravedad específica,  
35 °C.

\$45,000

B-3f : Bomba de alimentación a la torre de licor débil.

CAPACIDAD: 350 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: metal Worthite.

CARACTERISTICAS: Líquido claro de 1.03 de gravedad específica  
a 79 °C.

\$50,000

Otras bombas fuera de límites de batería.

B-1 : Bomba de agua de proceso . (2 unidades).

CAPACIDAD: 5700 l/m

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.

CARACTERISTICAS: Bomba de tipo vertical, manejando agua de 1.0 de gravedad específica, 25 °C.

\$175,000

B-2 : Bomba de agua de enfriamiento. (3 unidades).

CAPACIDAD: 17,000 gpm/bomba

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Fierro fundido.

CARACTERISTICAS: Bomba de tipo vertical que conduce agua salobre de 1.03 de gravedad específica y 25 °C de temperatura.

\$13,000,000

### CÓMPRESORES

#### Sección "C"

C-1c : Máquina de vacío de absorción. (2 unidades).

CARACTERISTICAS: Marca Nash, 1200 scam. de capacidad, 17.6 in. de Hg. a la succión, con turbina de vapor - marca Elliot.

\$530,000

#### Sección "D"

C-1d : Compresor de gas superior.

CARACTERISTICAS: Compresor centrífugo, marca Elliot, 4 etapas, 9500 scfm. de CO<sub>2</sub> al 40%, construcción horizontal con turbina de vapor.

\$7,875,000

C-2d : Compresor de gas de fondo.

CARACTERISTICAS: Compresor centrífugo, marca Elliot, 4 etapas, 6300 scfm. de CO<sub>2</sub> al 80%, construcción horizontal con turbina de vapor.

\$7,750,000

C-3d : Compresor de repuesto de gas superior y de fondo.

CARACTERISTICAS: Compresor centrífugo, marca Elliot, 4 etapas, 9500 scfm. de CO<sub>2</sub>, construcción horizontal, con turbina de vapor.

\$7,875,000

C-4d : Compresor de gas medio.

CARACTERISTICAS: Compresor centrífugo. marca Elliot, 1870 scfm. de CO<sub>2</sub> al 40%, construcción horizontal con turbina de vapor.

\$1,875,000

## Sección "E"

C-1e : Máquina de vacío de filtros. (3 unidades).

CARACTERISTICAS: Bomba de vacío marca Nash, presión a la succión de 15.8 in. Hg. abs., accionada con turbina de vapor marca Ellit.

1,360,000

C-2e : Soplador de filtros.

CARACTERISTICAS: Compresor de flujo axial, 1290 scfm, de aire, presión a la succión 14.7 psia., presión a la descarga de 19.7 psia., con motor eléctrico de 50 HP.

\$182,500

## Sección "F"

C-1f : Ventilador del tanque de condensados del densificador.

CARACTERISTICAS: Ventilador centrífugo, marca American Air Filter, material acero al carbón, rotor de acero al carbón, 2500 scfm. a 14.7 psia y -356 °C, con motor eléctrico.

\$160,000

CAMBIADORES DE CALOR ESPECIALES.

## Sección "C"

C-1c' : Enfriador de absorción. (3 unidades).

CARACTERISTICAS: 360 tubos de 3.8 cm. de diámetro externo y 7.3 m. de longitud, con espreas conexión hembra de hule endurecido.

\$1,912,000

CRIBAS

## Sección "F"

S-1f : Criba de carbonato denso. (2 unidades)

CARACTERISTICAS: 1.21 m. de ancho, 3 m. de longitud, con malla de alambre de 0.041 cm. 31 T/h de capacidad, con motovibrador.

\$400,000

S-2f : Criba de carbonato ligero. (2 unidades).

CARACTERISTICAS: 1.21 m. de ancho, 2.1 m. de longitud, con lámina de perforaciones de 0.34 cm. con motovibrador.

\$260,000

TUBOS EN "U" : Prelavador de gases del secador (3 unidades)

CARACTERISTICAS: Formados por cinco secciones soldadas entre sí, con boquillas de aspersión.

\$260,000

IV.II.- Equipo de transporte.

ELEVADORES.

Sección "F"

E-1f : Elevador de soda ligera (2 unidades)

CARACTERISTICAS: Elevador de canjilones para una capacidad de 64 T/h, accionado por motor eléctrico.

\$1,000,000

E-2f : Elevador de soda densa.

CARACTERISTICAS: Elevador de canjilones para 25 T/h, accionado con motor eléctrico.

\$125,000

TRANSPORTADORES.

Sección "E"

T-1e : Transportador de bicarbonato crudo.

CARACTERISTICAS: Banda transportadora para manejar bicarbonato de sodio a 26°C y de 100 mesh, equipado con tolvas de carga y descarga, con una capacidad de 60 T/h, de 61 cm. ancho y 61 m de distancia.

\$560,000

Sección "F"

T-1f : Transportador a la descarga de secadores. (2 unidades).

CARACTERISTICAS: 64 T/h de capacidad por transportador, manejan carbonato de sodio a 210°C una distancia de 15 m., están compuestos por rueda de cadena, estación de mando, estación terminal tensora, grupo de mando (1 HP)

\$380,000

T-2f : Transportador inclinado de carbonato ligero. (2 unidades)

CARACTERISTICAS: 64 T/h de capacidad por transportador, manejan carbonato de sodio a 210°C, una distancia de 25 m y 5 m. de desnivel. Transportador

de cadena.

\$500,000

T-3f : Transportador de banda de carbonato ligero a almacén. (2 unidades)

CARACTERISTICAS: 32 T/h de capacidad por transportador, manejando carbonato de sodio de 200°C una distancia de 60 m. y un ancho de banda de 61 cm. Motor de 10 HP.

\$650 000

T-4f : Transportador a la descarga del densificador.

CARACTERISTICAS: Transportador de cadena compuesto con rueda de cadena, estación de mando, estación terminal tensora, grupo de mando (1 HP) y 5.5 m. de largo.

\$90,000

T-5f : Transportador inclinado de carbonato denso.

CARACTERISTICAS: 25 T/h de capacidad, 30 m. de longitud y 3 m. de desnivel, con grupo de mando de 5 HP. Transportador de cadena.

\$300,000

T-6f : Transportador de banda de carbonato denso a almacén.

CARACTERISTICAS: 23 T/h de capacidad, 61 cm. de ancho de banda, manejando carbonato denso una distancia de 65 m. de longitud, temperatura de 200°C y 7½ HP.

\$600,000

#### IV.III.- Sistema de almacenamiento de carbonato de sodio.

La capacidad de almacenamiento de carbonato de sodio en una planta de grandes dimensiones, es un tema de amplia discusión; diversos factores influyen en la decisión de la magnitud de la capacidad de almacenamiento:

- a) Situación del producto en el mercado.
- b) Espacio disponible para la instalación de silos de almacenamiento.
- c) Posibles paros frecuentes en la planta.
- d) Continua disponibilidad de materias primas, materiales de consumo, servicios, etc.
- e) Sistemas adecuados de transporte del producto de la planta a los distintos sitios de entrega.

Los silos de almacenamiento deben ser de concreto preferentemente, ya que si son fabricados de algún metal, su costo de compra se elevaría en forma alarmante.

Como la demanda de carbonato denso en el mercado es mayor que el ligero, su capacidad de almacenamiento debe de ser mayor.

El almacenar carbonato de sodio tiene graves problemas, ya que por ser una sustancia higroscópica absorbe la humedad de la atmósfera durante el período de almacenamiento, y se convierte en terrones; esta situación ocasiona que el carbonato se salga de especificaciones si ha estado almacenado por largo tiempo.

Es por tanto necesario tener en continuo movimiento el carbonato almacenado, y por esta razón no se recomienda tener grandes silos de almacenamiento.

Tomando en consideración el mercado nacional actual de carbonato de sodio, las facilidades de transporte del producto y todos los demás factores antes mencionados, se propone una relación de almacenamiento de 70% de carbonato denso, y 30% de ligero para 9 días de producción.

Este sistema incluye una batería de 4 silos circulares de 11.5 m de diámetro interno y 25 cm. de espesor, con 20 m de altura. Incluye un anillo circular de 11.2 m de diámetro, 40 cm. de espesor y 8 m. de altura, tapa superior de silos e intersilos, y 5 tolvas troncocónicas. Los cuatro silos están apoyados sobre una losa de cimentación de 32 x 32 m. y 100 pilotes de 60 x 60 con 20 m de longitud.

PRECIO TOTAL (Incluye preparación y movimiento de tierras, cimentaciones, estructuras de concreto, albañilería, etc) \$6,500,000



## CAPITULO V.

## V.1.- Descripción de los servicios.

## a) VAPOR:

El equipo para la generación de vapor consistirá de dos calderas paquete con todo su equipo necesario y accesorios.

Las calderas generarán vapor de 400 lb/in<sup>2</sup> y 600 °F.

El densificador, los secadores de bicarbonato y las turbinas de vapor requerirán el siguiente consumo de vapor:

DENSIFICADOR:	11 940 k/h
SECADORES DE BICARBONATO:	36 909 k/h
TURBINAS DE VAPOR:	59 656 k/h

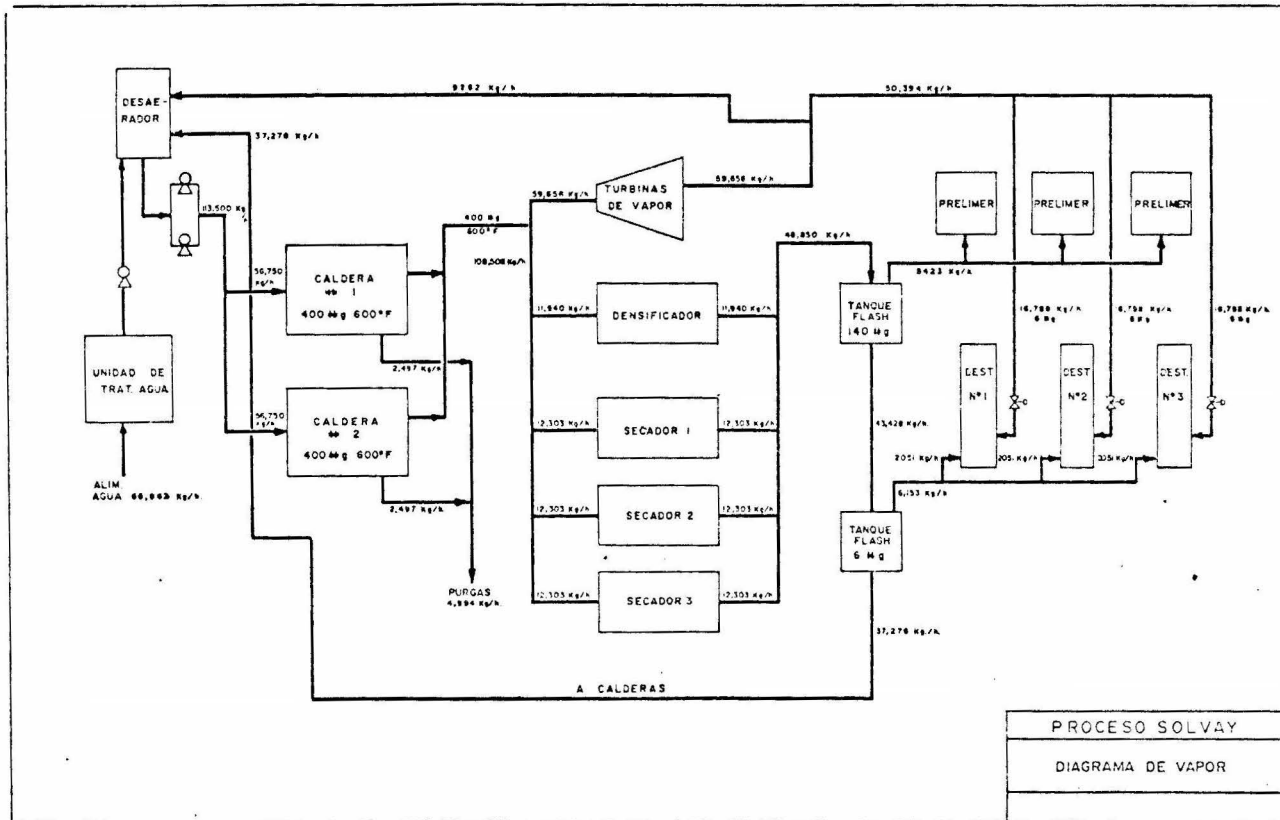
Los siguientes equipos utilizarán turbinas de vapor:

COMPRESORES DE AIRE, COMPRESORES DE CO<sub>2</sub>, BOMBAS DE ALIMENTACION DE AGUA A CALDERAS, SECADORES DE BICARBONATO, DENSIFICADOR, VENTILADORES DE TIRO INDUCIDO, BOMBAS DE VACIO DE FILTROS.

Se realizó un balance de vapor tomando en consideración que los reactores de lechada necesitan 5423 k/h de vapor de 140 lb/in<sup>2</sup> y las torres de destilación requieren un consumo de 18 849 k/h de vapor de 6 lb/in<sup>2</sup>. De acuerdo con estos requerimientos se calculó un tanque instantáneo de 140 lb/in<sup>2</sup> que recibe los condensados del vapor de alta presión utilizado en secadores y densificador; así mismo se calculó un segundo tanque instantáneo que recibe los condensados del tanque de 140 lb/in<sup>2</sup> y produce parte del vapor de 6 lb/in<sup>2</sup> que se requiere en las destiladoras. Los condensados del tanque de 6 lb/in<sup>2</sup> se mandan a una unidad desaeradora que recibe a su vez parte del vapor de salida de las turbinas de vapor, que no se emplea en destilación.

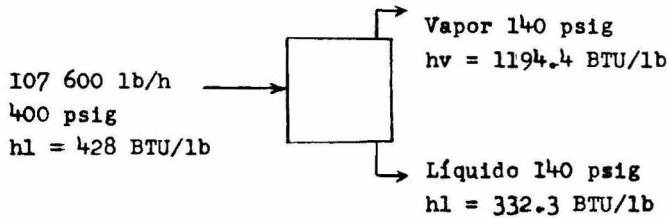
De esta forma se calculó el agua de reposición que debe de alimentarse a las calderas, pasando antes un sistema de tratamiento adecuado.

El diagrama de vapor, junto con el balance de materiales, se muestra a continuación.



PROCESO SOLVAY
DIAGRAMA DE VAPOR

## CALCULO DE LOS TANQUES INSTANTANEOS:

a) Tanque instantáneo de 140 lb/in<sup>2</sup>**Balance de materia:**

$$107\ 600 = V + L$$

**Balance de calor:**

$$107\ 600 \times 428 = V \times 1\ 194.4 + L \times 332.3$$

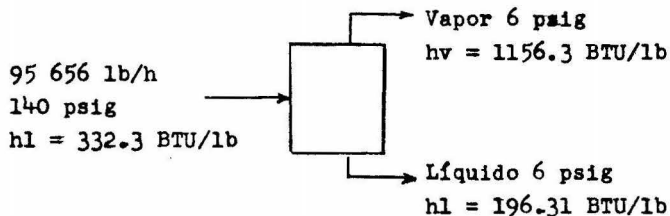
$$\text{De donde: } L = 107\ 600 - V$$

**Sustituyendo:**

$$107\ 600 \times 428 = 1194.4 V + 332.3 (107\ 600 - V)$$

$$10\ 297\ 320 = 862.1 V, \quad V = 11\ 944\ \text{lb/h} = 5\ 423\ \text{k/h}$$

$$L = 95\ 656\ \text{lb/h} = 43\ 428\ \text{k/h}$$

b) Tanque instantáneo de 6 lb/in<sup>2</sup>**Balance de materia:**

$$95\ 656 = V + L$$

**Balance de calor:**

$$95\ 656 \times 332.3 = V \times 1156.3 + L \times 196.31$$

$$\text{De donde: } L = 95\ 656 - V$$

**Sustituyendo:**

$$95\ 656 \times 332.3 = 1156.3 V + 196.31 (95\ 656 - V)$$

$$V = 13\ 550\ \text{lb/h} = 6\ 153\ \text{k/h}$$

$$L = 82\ 106\ \text{lb/h} = 37\ 276\ \text{k/h}$$

**DESAERADOR:**

Balance de calor para checar la temperatura de alimentación de agua de calderas.

Se recomienda que esta temperatura esté en el siguiente rango:

100 - 120 °C

Balance de calor:

147 494 lb/h de agua de alimentación a 25 °C	hl = 45 BTU/lb
82 106 lb/h de condensados a 6 psig.	hl = 196.31 BTU/lb
20 400 lb/h de vapor a 40 psig	hv = 1176.2 BTU/lb

De donde:

$147\ 494(45) + 82\ 106(196.31) + 20\ 400(1176.2) = 250\ 000(hl)$

$hl = 187\ BTU/lb \text{ ----- } T = 104\ ^\circ C$

V Descripción del equipo necesario para la generación de vapor.

V-I Bomba de agua de alimentación a calderas (4 unidades)

CARACTERISTICAS: Dos bombas para cada caldera, una equipada con turbina de vapor y otra con motor eléctrico. Manejan agua a 104 °C con una capacidad de 56750 l/h y una contrapresión de 400 psig.

\$885,000

V-II: Bomba de agua al desaereador. (2 unidades)

CARACTERISTICAS: Capacidad 300 gpm, manejando agua. motor de 15 HP.

\$48,000

V-III: Desaereador.

CARACTERISTICAS: Modelo UNIPAC (Babcock & Wilcox), con una capacidad de 250 000 lb/h. 2 m. de diámetro y 1.37 long.

\$420,000

V-IV: Caldera de tubos de agua. (2 unidades)

CARACTERISTICAS: 125,000 lb/h de vapor de 400 psig. y 600°F a la salida del sobrecalentador, utilizando agua a 104 °C. Centrífugos y gas natural como combustible, incluyendo los siguientes accesorio: Sobrecalentador, calentador de aire, ventilador de tiro forzado, chimenea, ductos, instrumentos, sistemas de seguridad, etc.

\$15,675,000

V-V: Tanque de agua suavizada.

CARACTERISTICAS: 8.2 m. diámetro, 8.8 m. altura.

\$222,000

V-VI: Tanque de alimentación de agua al desaereador.

CARACTERISTICAS: 2.4 m. diámetro, 4.8 m. longitud.

\$130,000

V-VII: Bomba de transferencia de condensados del tanque instantáneo.

CARACTERISTICAS: 170 GPM de capacidad  
\$50,000

71

V-VIII: Planta de tratamiento de agua.

CARACTERISTICAS: Integrada por el siguiente equipo:

- a) Equipo para clarificación
- b) Equipo para dosificación de químicos.
- c) Filtros a presión.
- d) Clorinadores.
- e) Sistema de ablandamiento por zeolitas.
- f) Sistema de regeneración.
- g) Varios.

\$2,800,000

V-IX : Tanques instantáneos. (2 unidades).

CARACTERISTICAS: 140 psig. en un tanque, 6 psig en el segundo.  
\$1,000,000

✓ TOTAL EQUIPO PARA LA GENERACION DE VAPOR: \$21,330,000

✓ b) Descripción del equipo de aire requerido para servicios.

A-I : Compresor para aire de servicios. (2 unidades).

CARACTERISTICAS: Marca Ingersoll Rand, control de 3 pasos lubricado, 950 scfm. de capacidad por compresor, maneja aire a 80 °F y 14.7 psia. a la succión y descargando a 260 °F y 114.7 psia. Incluye:

Acoplamiento al motor con transmisión por bandas.

Interruptor de bajo nivel de aceite.

Interruptor de alta temperatura de descarga de aire.

Interruptor de alta temperatura de agua de enfriamiento.

Guarda bandas, Filtro silenciador de aire, Interenfriador.

\$1,100,000

A-II: Postenfriador de aire de servicios. (2 unidades).

CARACTERISTICAS: Cambiador de tubos y coraza de 8 in. de OD, 147 pulgadas de longitud. 48 tubos de 5/8 DE., 10 pies de longitud. Tubos de cobre.

\$40,000

A-III: Tanquereceptor de aire de servicios.

CARACTERISTICAS: 5.5 ft. diámetro, 18 ft. de altura, con base, boquillas y registro.

\$50,000

✓ TOTAL EQUIPO DE AIRE PARA SERVICIOS: \$1,190,000

c) Descripción del equipo requerido para el aire de instrumentos.

A'-1 : Compresor de aire de instrumentos.

CARACTERISTICAS: Marca Ingersoll Rand, control de 2 pasos, no lubricado, 136 scfm. de capacidad, maneja aire a 80 °C y 14.7 psia a la succión y descargando a 390 °C y 114.7 psia. Incluye:

Acoplamiento al motor con transmisión por bandas.

Interruptor de alta temperatura de descarga de aire.

Interruptor de alta temperatura de agua de enfriamiento.

Guarda bandas.

Filtro silenciador de entrada, y motor de 40 HP.

\$165,000

A'-2 : Postenfriador de aire de instrumentos.

CARACTERISTICAS: Cambiador de calor de tubos y coraza, de 4 in de DE, 142 in. de longitud, 14 tubos de 5/8 in. de diámetro externo y 10 ft. de longitud.

\$15,000

A'-3 : Tanque receptor de aire de instrumentos.

CARACTERISTICAS: 4.5 ft. de diámetro, 14 ft. de altura, con base, boquillas y registro incluidos.

\$35,000

A'-4 : Posfiltro de aire de instrumentos.

CARACTERISTICAS: Marca Pall Mec, con tres cartuchos.

\$3,000

A'-5 : Prefiltro de aire de instrumentos.

CARACTERISTICAS: Marca Pall Mec, equipado con bomba automática.

\$10,000

A'-6 : Secador de aire de instrumentos.

CARACTERISTICAS: 110 scfm. de capacidad, manejando aire a 120 °C y 100 psig (Aire saturado), incluye: Manómetro, termómetro, medidor de flujo, indicador de humedad.

\$115,000

TOTAL EQUIPO PARA AIRE DE INSTRUMENTOS: \$343,000

d) Requerimientos de potencia.

Hornos Rotatorios : 1900 HP

Silos y embarque : 500 HP

Proceso : 1500 HP

Casa de fuerza : 900 HP

Calcinación : 800 HP

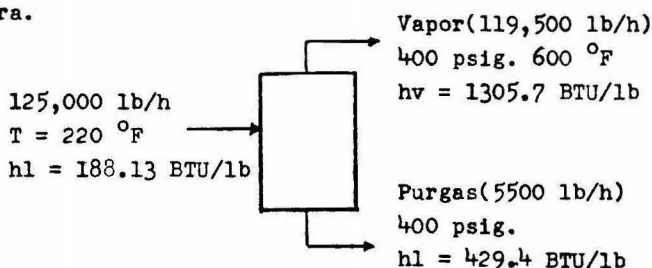
Bombas de agua de

TOTAL : 6400 HP = 4800 Kw.

mar : 800 HP

## REQUERIMIENTOS DE COMBUSTIBLE:

a) Caldera.



Balance de calor:

Tomando como eficiencia de la caldera (relación del calor aprovechado al calor cedido) de 85%:

$$q \text{ (BTU/hr)} = \frac{1305.7 (119,500) + 429.4 (5,500) - 188.13 (125,000)}{0.85}$$

$$q = 158,678,353 \text{ BTU/hr}$$

Utilizando gas natural como combustible, con un poder calorífico de 1000 BTU/ft<sup>3</sup>, el consumo de combustible será:

$$W_c = 158,678,353 \text{ BTU/hr} \times \frac{\text{ft}^3}{1000 \text{ BTU}} \times \frac{\text{m}^3}{35.3 \text{ ft}^3} = 4495.14 \text{ m}^3/\text{hr}$$

El precio del gas natural suministrado en la planta es de 0.18\$/m<sup>3</sup>, de donde:

El costo anual por caldera : 7,088,000 \$/año

El costo total: 14,176,000 \$/año.

b) Hornos de cal:

Para una producción de 680 ton/día de CaO en un sistema de dos hornos rotatorios horizontales de 340 ton/día por horno, se requiere - la siguiente cantidad de calor en el sistema:

$$157.572 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

Utilizando gas natural como combustible, con un poder calorífico de 1000 BTU/ft<sup>3</sup>, se tiene el siguiente consumo:

$$157.572 \times 10^6 \text{ BTU/hr} \times \frac{\text{ft}^3}{1000 \text{ BTU}} \times \frac{\text{m}^3}{35.3 \text{ ft}^3}$$

$$W_c = 4,463.8 \text{ m}^3/\text{hr}$$

El precio del gas natural suministrado en la planta es de 0.18 \$/m<sup>3</sup>, de donde:

Costo total: 7,038,514 \$/año.

✓ d) REQUERIMIENTOS DE AGUA DE ENFRIAMIENTO.

Para hacer un estimado de la cantidad de agua de enfriamiento necesaria en una planta Solvay es indispensable realizar balances de calor en todas las zonas de proceso en donde las reacciones que ocurren - sean del tipo exotérmico, es decir que haya desprendimiento de calor, también en zonas donde el enfriamiento sea indispensable para efectuar reacciones subsecuentes en condiciones óptimas.

El agua disponible para efectuar el enfriamiento tiene una temperatura de 25°C.

× BALANCE DE CALOR:

Sección: Absorción de  $\text{NH}_3$

Calores involucrados en el proceso:

- Calor de solución de  $\text{NH}_3$ .
- Calor de solución de  $\text{CO}_2$ .
- Calor de neutralización de  $\text{CO}_2$  por  $\text{NH}_3$ , de acuerdo con la siguiente reacción:  $2\text{NH}_4\text{OH} + \text{CO}_2 (\text{aq}) \rightarrow (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 (\text{aq}) + \text{H}_2\text{O} + \text{Q}$
- Calor de condensación del vapor de agua.

Para la realización de este balance se tomaron datos encontrados en la literatura, tanto de propiedades físicas como de balance de material.

BASE: 1,000 Kg  $\text{NH}_3$  / 12.4 m<sup>3</sup> de salmuera amoniada.

400 Kg  $\text{H}_2\text{O}$  (v) / 1,000 Kg  $\text{NH}_3$

Cp de la salmuera amoniada = 0.78

Sgr. de la salmuera amoniada = 1.175

Qs del  $\text{NH}_3(\text{g}) = 8430 \text{ cal/g-mole}$

- a) Calor de solución de  $\text{NH}_3$

$Q_s = 8,430 \text{ cal/g-mole} \times 1,000 \text{ g-mole/Kg-mole} \times \text{kg-mole}/17 \text{ kg} \times 1,000 \text{ kg} \times \text{Kcal}/1,000 \text{ cal}$

$Q_s = 496,000 \text{ Kcal}/1,000 \text{ kg de } \text{NH}_3$

- b) Calor de solución del  $\text{CO}_2$ :

En la salmuera amoniaca obtenida, el título de  $\text{NH}_3$  es 95 (Cantidad de sustancia necesaria para neutralizar 20 cc. de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  0.1N.

$17/20 \times 95 = 80.7 \text{ gpl}$

Hay 500 cc. de  $\text{CO}_2$  por 20 cc. de salmuera amoniaca: 49.1 gpl.

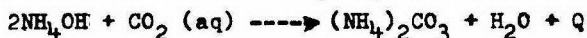
Qs del  $\text{CO}_2 = 5,880 \text{ cal/g-mole}$

$Q_s = 1,000 \text{ lb } \text{NH}_3 / 80.7 \text{ g } \text{NH}_3 / \text{lt} \times 1,000 \text{ g } \text{NH}_3 / \text{kg } \text{NH}_3 \times 49.1 \text{ g } \text{CO}_2 / \text{l} \times 5,880 \text{ cal/g-mole} / 44 \text{ kg/kg-mole} \times \text{Kcal}/1,000 \text{ cal}$

$Q_s = 79,652 \text{ Kcal.}$



c) Calor de neutralización, según la reacción:



Hr = 16,850 cal/g-mole, de donde:

$$\begin{aligned} 1,000 \text{ Kg NH}_3 \times 1\text{t}/80.7 \text{ g NH}_3 \times 1,000 \text{ g NH}_3/\text{Kg NH}_3 &= 12,391.6 \text{ l. sol.} \\ 12,391.6 \text{ l. sol.} \times 49.1 \text{ g CO}_2/\text{l. sol.} \times \text{Kg CO}_2/1,000 \text{ g CO}_2 &= \\ 608.43 \text{ Kg CO}_2 \times 16,850 \text{ cal/g-mole} \times 1,000 \text{ g-mole/kg-mole} \times \\ \text{Kg-mole}/44 \text{ Kg CO}_2 &= 233,000 \text{ Kcal.} \end{aligned}$$

$$Q_n = 233,000 \text{ Kcal}$$

d) Calor de condensación del vapor de agua.

Por cada 1,000 kg NH<sub>3</sub> se condensan 400 Kg de agua

La temperatura máxima a la que circulan los gases es 55°C, ya que si enfrían más se forman sólidos de carbonato de amonio, carbonato y sales dobles.

$$T = 55^\circ\text{C} = 131^\circ\text{F} \longrightarrow \lambda = 1019.2 \text{ BTU/lb.}$$

$$W = 400 \text{ Kg} = 880 \text{ lb.}$$

$$Q = W\lambda = 1,019.2 \text{ BTU/lb} \times 880 \text{ lb} \times 0.252 \text{ Kcal/BTU}$$

$$Q = 226,018 \text{ Kcal.}$$

$$\text{CALOR TOTAL: } 496000 + 79652 + 233000 + 226018 = 1,034,670 \text{ Kcal.}$$

Para obtener la delta T:  $Q = m \text{ Cp} \Delta T$

$$m = 12.4 \text{ m}^3 \times 1.175 \text{ T/m}^3 = 14.57 \text{ T.}$$

$$Q = 1,034,670 \text{ Kcal.}$$

$$\text{Cp} = 0.78 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = \frac{1,034,670 \text{ Kcal}}{0.78 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \times 14.57 \text{ T} \times 1000 \text{ k/T}}$$

$$\Delta T = 91 ^\circ\text{C}$$

Si la salmuera entra a 30°C (Considerando que circula a través de una tubería de varios kilómetros):

$$t \text{ salm.} = 91 + 30 = 121 ^\circ\text{C}$$

La temperatura de salida de los absorbedores es 60°C, por lo que:

$$Q_{\text{gen}} = 1,034,670 \text{ Kcal.}$$

$$Q_{\text{ent. salm.}} = 14.57 \times 0.78 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \times 1000 \text{ K/T} \times 30 ^\circ\text{C} = 340,938 \text{ Kcal.}$$

$$Q_{\text{sal. salm.}} = 2 (340,938) = 681,876 \text{ Kcal.}$$

Haciendo un balance de calor en la torre:  $Q_e + Q_g = Q_{\text{agua}} + Q_s$

$Q_{\text{agua}} = 340,938 + 1,034,670 - 681,876 = 693,732 \text{ Kcal}$  que se lleva el agua de enfriamiento, y la salmuera se dirige a los enfriadores de absorción a una temperatura de 60°C.

A la salida de los enfriadores de absorción la temperatura debe ser de 30°C, por lo tanto:

$$Q = 14.57 \times 0.78 \times 1000 (60 - 30) = 340,938 \text{ Kcal que se lleva el agua de enfriamiento.}$$

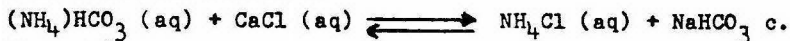
Sección: Carbonatación de salmuera.

Calores involucrados en el proceso:

- a) Calor de precipitación de  $\text{NaHCO}_3$  (Calor de solución de los cristales).
- b) Calor de carbonatación de amoníaco para obtener  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ .
- c) Calor de carbonatación de  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$  para obtener  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ .

BASE: 1 Ton de carbonato de sodio ó 6000 lt. de salmuera.

- a) La reacción principal en las torres es la doble descomposición de acuerdo a la siguiente reacción:



Calores de formación:

$\text{NH}_4\text{HCO}_3 (\text{aq})$	= -199,000 cal
$\text{NaCl} (\text{aq})$	= - 96,600 cal
$\text{NH}_4\text{Cl} (\text{aq})$	= - 72,800 cal
$\text{NaHCO}_3 (\text{c})$	= -227,700 cal

De donde  $\Delta H = - 4900 \text{ cal/mole}$

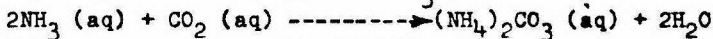
Datos adicionales: Conversión de  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  a  $\text{NaHCO}_3$  : 72 %

Hay 260 g/l de NaCl

$$Q_1 = 4900 \text{ cal/mole} \times 260 \text{ gpl} \times 6000 \text{ l} \times 1 \text{ mole/58.5 g NaCl} \times 0.72 = 94,080,000 \text{ Cal.}$$

- b) Calor de carbonatación de amoníaco.

Datos: Hay disponibles 42.8 gpl. de  $\text{NH}_3$  para carbonatarse.



Calor de neutralización: 16,850 cal

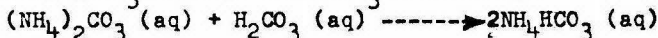
Calor de solución de  $\text{CO}_2 (\text{g})$  a  $\text{CO}_2 (\text{aq})$ : 5,880 cal.

$$Q_t = Q_s + Q_n = 5880 + 16850 = 22730 \text{ cal/mole}$$

$$Q_2 = 22730 \text{ cal/mole} \times \text{mole/34 gNH}_3 \times 42.8 \text{ gNH}_3/\text{lt.} \times 6000 \text{ lt.} = 171,678 \text{ cal}$$

- c) Calor de carbonatación de  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$  a  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ .

Datos: 80.7 g  $\text{NH}_3/\text{lt}$  . (Todo el  $\text{NH}_3$  reacciona).



Calores de formación:

$$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 (\text{aq}) = - 221,600 \text{ cal.}$$

$$\text{H}_2\text{CO}_3 (\text{aq}) = - 168,000 \text{ cal.}$$

$$\text{NH}_4\text{HCO}_3 (\text{aq}) = 2 (- 199,000) \text{ cal.}$$

De donde:  $\Delta H = 8,400 \text{ cal/mole}$

$$Q_3 = 8,400 \text{ cal/mole} \times 80.7 \text{ g NH}_3/\text{lt} \times 6000 \text{ lt} \times \text{mole/34 g NH}_3$$

$$Q_3 = 119,625,833 \text{ cal.}$$

$$\text{Calor total } (Q_t) = 94,080 + 171,679 + 119,626 = 385,385 \text{ Kcal.}$$

En el sistema de carbonatación hay dos secciones donde se efectúa la carbonatación : 1) Torre de lavado

2) Torres de proceso

## 1) Torre de lavado.

Datos: 1 ton. de carbonato de sodio ó 6000 lt. de salmuera.

Concentración que alcanza la salmuera: 49,2 g CO<sub>2</sub>/lt - 64 g CO<sub>2</sub>/lt

De donde :

$$Q = (64 - 49.2) \text{ g CO}_2/\text{lt} \times 6000 \text{ lt.} \times 22730 \text{ cal/mole} \times \text{mole}/44 \text{ g CO}_2$$

$$Q = 45873 \text{ Kcal/Ton de carbonato de sodio. (En torre de lavado)}$$

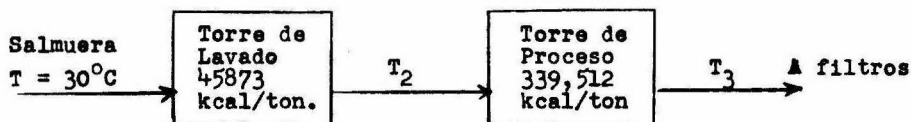
De donde: Q de proceso = 385,385 - 45,873 Kcal/ton. carbonato.

$$Q_p = 339,512 \text{ Kcal/ton carbonato de sodio.}$$

La gravedad específica del licor verde de entrada: 1.175.

La gravedad específica del licor de salida de torres: 1.127.

DIAGRAMA GENERAL:



En la torre de lavado:  $Q = m C_p \Delta T$

$$\Delta T = T_2 - 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Grav. específica media} = 1.151$$

$$T_2 - 30^\circ\text{C} = \frac{45\,873 \text{ kcal}}{1.151 \times 0.78 \times 6000}$$

$$T_2 - 30^\circ\text{C} = 8.52$$

$$T_2 = 38.52^\circ\text{C}$$

En vista de que se dispone de agua de enfriamiento de 25°C es factible obtener una temperatura de salida de las torres de carbonatación de 27°C, de esa forma el agua de enfriamiento se debe llevar el siguiente calor:

$$Q = (38.5 - 27)^\circ\text{C} \times 1.151 \text{ kg/lt} \times 0.78 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C} \times 6000 \text{ lt} =$$

$$Q = 62,000 \text{ Kcal/ton carbonato de sodio.}$$

El calor total que se debe llevar el agua de enfriamiento es:

$$62,000 \text{ Kcal} + 339,512 \text{ Kcal.}$$

$$Q_T = 401,512 \text{ Kcal/ton carbonato de sodio.}$$

Sección: Destilación de amoníaco.

Calores involucrados:

a) Calor de condensación de vapor de agua a 56°C.

b) Calor de solución de NH<sub>3</sub> en el condensado.

c) Calor de enfriamiento del vapor de 82 a 56°C.

- d) Calor de enfriamiento del  $\text{NH}_3$  de 82 a 56°C.  
 e) Calor de enfriamiento del  $\text{CO}_2$  de 82 a 56°C.  
 f) Calor de solución del  $\text{CO}_2$ .  
 g) Calor de neutralización de  $\text{CO}_2$  por  $\text{NH}_4\text{OH}$  a  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ .

Datos: Temperatura en el domo de destiladores: 82°C  
 Temperatura de salida de condensadores: 56°C  
 Calor de solución del  $\text{NH}_3$  ; 8,430 cal/mole  
 Calor de solución del  $\text{CO}_2$  : 5,880 cal/mole  
 Temperatura del licor alimentado a destilación : 45°C  
 Temperatura de la lechada de cal: 55°C  
 Presión parcial del amoniaco y  $\text{CO}_2$  a 82°C : 369 mm Hg abs.  
 Presión parcial del amoniaco y  $\text{CO}_2$  a 56°C : 631 mm Hg abs.  
 80.7 gpl de  $\text{NH}_3$  en la salmuera amoniacal.  
 44.2 gpl de  $\text{CO}_2$  en la salmuera amoniacal.

Presión parcial del amoniaco solo, a 82°C:

$$x_{\text{NH}_3} (P^\circ_{\text{NH}_3} + P^\circ_{\text{CO}_2})_{82^\circ} = \frac{80.7/17}{80.7/17 + 44.2/44} (369) = 304.5 \text{ mm Hg}$$

Presión parcial del amoniaco solo, a 56°C:

$$x_{\text{NH}_3} (P^\circ_{\text{NH}_3} + P^\circ_{\text{CO}_2})_{56^\circ} = \frac{80.7/17}{80.7/17 + 44.2/44} (631) = 520.8 \text{ mm Hg}$$

Relación de amoniaco a vapor:

- a)  $\bar{P}_{\text{NH}_3} 82^\circ = 304.5 \text{ mm Hg}$  ----- dens.(82°C) = 0.0235 lb/ft<sup>3</sup>  
 $\bar{P}_{\text{H}_2\text{O}} 82^\circ = 385 \text{ mm Hg}$  dens.(82°C) de agua (v) = 0.0198 lb/ft<sup>3</sup>
- b)  $\bar{P}_{\text{NH}_3} 56^\circ = 520 \text{ mm Hg}$  ----- dens.(56°C) = 0.0387 lb/ft<sup>3</sup>  
 $\bar{P}_{\text{H}_2\text{O}} 56^\circ = 123 \text{ mm Hg}$  dens.(56°C) de agua (v) = 0.00683 lb/ft<sup>3</sup>

La composición del condensado que viene del condensador es:

16%  $\text{NH}_3$ , 84%  $\text{H}_2\text{O}$

Como la concentración del  $\text{NH}_3$  es 80.7 gpl. entonces:

80.7 kg/m<sup>3</sup> x 6 m<sup>3</sup> de solución : = 492.27 kg  $\text{NH}_3$ /ton carbonato de sodio (Que van al absorbedor)

A 82°C hay 1.186 kg  $\text{NH}_3$ /2.186 kg totales

A 56°C hay 5.66 kg  $\text{NH}_3$ /6.66 kg totales

**CALCULO DE LA CANTIDAD DE CONDENSADO QUE SALE DEL CONDENSADOR:**

(T = 56°C)

$$492.27 \text{ kg NH}_3 \times \frac{6.66 \text{ kg totales}}{5.66 \text{ kg NH}_3} = 597 \text{ kg. totales}$$

La cantidad de amoniaco en el condensador es lo que lleva el condensado, más la cantidad que llega de destilación:

$$0.16 W + 492.27 = (W + 579) 1.186/2.186$$

$$0.19 W + 492.27 = 0.54W + 314.1$$

$$0.38 W = 178.17$$

W = 469 kg. de condensado: 75 kg de NH<sub>3</sub>, 394 kg de agua.

**BALANCE TERMICO:**

a) Calor latente del vapor a 56°C:

$$T = 56^\circ\text{C} = 132.8^\circ\text{F} \text{ ----- } H_{fg} = 1018 \text{ BTU/lb}$$

$$1018 \text{ BTU/lb} \times 0.252 \text{ Kcal/BTU} \times 2.2 \text{ lb/kg} = 564.5 \text{ Kcal/kg.}$$

$$Q_1 = 564.5 \text{ Kcal/kg} \times 394 \text{ kg agua} = 222,413 \text{ Kcal}$$

b) Calor de solución de amoniaco en el condensado:

$$H_s \text{ del amoniaco} = 8430 \text{ Kcal/mole}$$

$$Q_2 = 8430 \text{ Kcal/mole} \times \text{mole}/17 \text{ kg} \times 75 \text{ kg} = 37,191 \text{ Kcal}$$

$$Q_2 = 37,191 \text{ Kcal.}$$

c) Calor sensible de enfriamiento de vapor de 82 a 56°C

$$\Delta T = 82 - 56 = 26^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0.44 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$m = 394 \text{ kg de agua}$$

$$Q_3 = 394 \text{ kg agua (v)} \times 0.44 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C} \times 26^\circ\text{C} = 4507 \text{ Kcal}$$

$$Q_3 = 4507 \text{ Kcal.}$$

d) Calor de enfriamiento de amoniaco de 82 a 56°C:

$$\Delta T = 26^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0.52 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$m = 75 + 492.27 \text{ kg}$$

$$Q_4 = m C_p T = 567.27 \times 0.52 \times 26 = 7669 \text{ Kcal}$$

$$Q_4 = 7669 \text{ Kcal}$$

e) Calor de enfriamiento del CO<sub>2</sub>:

$$\Delta T = 26^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0.2 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$m = (492.27 + 75) \text{ kg NH}_3 \times \text{mole}/17 \text{ kg NH}_3 \times 44 \text{ kg CO}_2 / \text{mole} \times 20\%$$

$$m = 293.86 \text{ kg CO}_2 \text{ (considerando que el 20\% del CO}_2 \text{ está en el condensado).}$$

$$Q_5 = 293.86 \text{ kg. CO}_2 \times 0.2 \text{ Kcal/kg CO}_2 \times 26 = 1528 \text{ Kcal}$$

$$Q_5 = 1528 \text{ Kcal.}$$

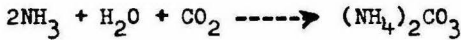
f) Calor de solución del  $\text{CO}_2$ .

$$H_s = 5880 \text{ Kcal/mole}$$

$$Q_6 = 5880 \text{ Kcal/mole} \times \text{mole}/44 \text{ Kg} \times 44.2 \text{ Kg CO}_2/\text{lt} \times \text{lt}/80.7 \text{ Kg NH}_3 \\ \times 75 \text{ Kg de NH}_3$$

$$Q_6 = 5490 \text{ Kcal.}$$

g) Calor de neutralización de  $\text{CO}_2$ , según la reacción:



$$H_n = 16,850 \text{ Kcal}$$

$$75 \text{ kg NH}_3 \times \text{lt}/80.7 \text{ kg NH}_3 \times 16,850 \text{ Kcal/mole} \times \text{mole}/44 \text{ kg} \times 44.2 \text{ kg/l.}$$

$$Q_7 = 15,730 \text{ Kcal}$$

CALOR TOTAL : 294,528 Kcal.

BALANCE EN ABSORCION (Tomando 492.27 Kg  $\text{NH}_3$ /ton carbonato de sodio)

- Calor de solución de amoniaco:

$$Q = 496,000 \text{ Kcal}/1000 \text{ kg NH}_3 \times 492.27 \text{ kg NH}_3/\text{ton carbonato de sodio}$$

$$Q = 244,166 \text{ Kcal.}$$

- Calor de solución de  $\text{CO}_2$ :

$$Q = 79,652 \text{ Kcal} \times 492.27/1000$$

$$Q = 39,210 \text{ Kcal}$$

- Calor de neutralización de  $\text{CO}_2$  por amoniaco:

$$Q = 233,000 \text{ Kcal} \times 492.27/1000$$

$$Q = 114,699 \text{ Kcal}$$

- Calor de condensación de agua (v)

Por 1000 kg de  $\text{NH}_3$  se condensan 197 kg de agua ó 433.4 lb:

$$Q = 1019.2 \text{ BTU/lb H}_2\text{O} \times 433.4 \text{ lb H}_2\text{O}$$

$$Q = 111,314 \text{ Kcal.}$$

CALOR TOTAL : 509,389 Kcal.

Como el calor que se remueve con el agua de enfriamiento en enfriadores de absorción es : 340,938 Kcal, entonces:

$$509,389 - 340,938 = 168,451 \text{ Kcal.}$$

CALOR A REMOVER CON AGUA DE ENFRIAMIENTO:

ABSORCION:	168,451 Kcal/ ton carbonato
ENFRIADORES DE ABSORCION:	340,938 Kcal/ ton carbonato
CARBONATACION:	401,512 Kcal/ ton carbonato
DESTILACION:	294,114 Kcal/ ton carbonato

CALOR TOTAL A REMOVER CON AGUA DE ENFRIAMIENTO:

1,205,015 Kcal/ ton carbonato

Debido a los problemas de contaminación térmica y disponiendo de agua de enfriamiento de 25°C se considerará que el agua de enfriamiento solo llega a 30°C de temperatura:

$$\Delta T = 5^{\circ}\text{C}$$

De donde la masa de agua requerida para efectuar el enfriamiento es:

$$m = \frac{1,205,015}{5} = 241,003 \text{ kg agua/ ton carbonato}$$

o sea: 241 m<sup>3</sup>/ton carbonato.

Y las bombas para el sistema de enfriamiento necesitarán manejar :  
 2500 34,000 gpm de agua para una capacidad de producción de 771 toneladas por día de carbonato de sodio. 707 6 200

#### e) ELIMINACION DE EFLUENTES.

El desperdicio de las torres de destilación contiene toda la sal no descompuesta en el licor de filtros, cloruro de calcio, pequeñas cantidades de hidróxido de calcio (2 a 4 gpl) y todas las impurezas de arena, piedra no quemada, y quemada en exceso.

La composición del licor de desperdicio varía mucho de acuerdo a la calidad de salmuera y piedra caliza utilizadas, el volumen de licor de alimentación a destiladoras, el porcentaje de descomposición en las torres de carbonatación, etc.

Normalmente hay de 10 a 12 m<sup>3</sup> de licor de desperdicio por tonelada de carbonato producido.

Los desperdicios de las destiladoras acarrearán cantidades considerables de sólidos en suspensión, que se acumulan muy rápido, y la porción del líquido que contiene cloruro de calcio y lechada puede matar la fauna marítima y contaminar el agua.

Es práctica común emplear grandes cantidades de terreno cercanas a la fábrica, y mandar a través de una tubería estos desperdicios; los sólidos se asientan y se deja fluir la corriente líquida.

Si las canteras de caliza se encuentran cerca de la planta, los desperdicios se pueden emplear para rellenar los terrenos ya explotados.

En algunas plantas se han hecho intentos de industrializar el cloruro de calcio para venderlo en forma anhidra, pero las demandas limitadas de este compuesto en comparación con la cantidad producida obligan a tirar el sobrante, lo que ocasiona los mismos problemas.

El licor de salida de las torres lleva una temperatura superior a los 100°C, pero por su gran volumen, el calor sensible que cede es muy alto y se podría utilizar para calentar algunas de las corrientes de proceso, si no tuviera sólidos que se asientan e incrustan el calentador, haciendo la operación impráctica.

Las autoridades han empezado a clausurar plantas productoras de carbonato debido al problema de la contaminación de aguas municipales; las autoridades solo permiten tirar al agua la porción de licor libre ya de sólidos.

Se ha propuesto también utilizar el cloruro de calcio para la producción de cloro por medios electroquímicos, sin embargo, existen métodos más económicos para la producción de este gas, lo que elimina por completo esta posibilidad.

El método propuesto en este estudio para la eliminación de los efluen



tes consiste en mandar los licores a terrenos adyacentes a la planta para que se clarifiquen y enfríen, y el líquido clarificado mandarlo al mar, donde no causará perjuicio alguno ya que los sólidos se asentaron en tierra y se cedió calor al aire.

El equipo utilizado en este sistema es:

TANQUE DE RETENCION; 20 pies de diámetro interno, 26 pies de altura.  
\$242,000

BOMBAS DEL TANQUE DE RETENCION A CHARCAS. (2 unidades)  
3,000 lt/m de capacidad, construídas de níquel,  
manejando aguas residuales 3 a 4% de sólidos.  
\$1,500,000

BOMBAS DE LICOR DE CHARCAS AL MAR. (2 unidades)  
Bombas verticales manejando 3,000 lt/m de licor .  
\$2,000,000

TOTAL : \$3,742,000

## MATERIAS PRIMAS.

Materia Prima	Coficiente técnico	Precio unitario	Lugar de origen
PIEDRA CALIZA	1.5 t/ton carbonato	56.10 \$/t.	Paso de Buques Oax.
SAL (NaCl)	1.55 t/ton carbonato	60.00 \$/t	Jáltipan, Ver.
AMONIACO	3.25 t/ton carbonato	1.83 \$/kg	Minatitlán, Ver.
SULFURO DE SODIO	2.10 kg/ton carbonato Na <sub>2</sub> S anhidro	3.30 \$/kg Na <sub>2</sub> S al 60%	Edo. México
<b>GAS NATURAL:</b>			
Calderas	140 m <sup>3</sup> /ton carbonato	0.18 \$/m <sup>3</sup>	Minatitlán, Ver.
Hornos	140 m <sup>3</sup> /ton carbonato	0.18 \$/m <sup>3</sup>	Minatitlán, Ver.

## CAPITULO VI. Estimado de la inversión.

- 1.- TERRENOS: El área del terreno requerida para el proceso según el acomodo por áreas es de 7 Has. Tomando como base un precio de 70 \$/m<sup>2</sup> de terreno de la zona industrial: \$4,900,000
- El área requerida para la clarificación de licor de destilación es de 50 Has. Para el mismo precio, la inversión es de: \$35,000,000
- 2.- PLANTA DE CAL: Según cotización del proveedor, incluyendo equipo, tecnología, diseño, supervisión, instalación: \$67,000,000
- 3.- EQUIPO:
- |                                      |               |
|--------------------------------------|---------------|
| Equipo de proceso:                   | \$144,860,000 |
| Equipo menor:                        | \$ 50,445,500 |
| Equipo de servicios:                 | \$ 22,863,000 |
| Efluentes:                           | \$ 3,742,000  |
| Almacenamiento de soda:              | \$ 6,500,000  |
| SUBTOTAL:                            | \$228,410,500 |
| Tuberías (27% del costo del equipo): | \$ 61,670,835 |
| Instrumentos (8% costo del equipo):  | \$ 18,272,840 |
| Eléctrico (8% del costo del equipo): | \$ 18,272,840 |
| SUBTOTAL:                            | \$ 98,216,515 |
| TOTAL:                               | \$326,627,015 |
- 4.- OBRA CIVIL: 43% del costo del equipo. Incluye subcontratos y material. (Se excluyen planta de cal y almacenamiento de carbonato)
- TOTAL: \$137,655,000
- 5.- MANO DE OBRA: 14% del costo total del equipo y la obra civil. (Excluyendo planta de cal y almacenamiento de carbonato)
- TOTAL; \$ 44,818,000
- 6.- FLETES: 4% del costo total del equipo.
- TOTAL \$ 13,070,000

## 7.- EQUIPO DE TRANSPORTE: (Precios obtenidos de cotizaciones directas)

1 autobus de pasajeros	\$290,000	4100,000
2 camionetas Pick up	\$227,200	360,000
2 Combi VW	\$221,200	352,000
3 automóviles VW	\$ 72,000	1205,000
TOTAL	\$810,000	1217,000

## 8.- EQUIPO DE MANTENIMIENTO Y PATIOS: (Precios obtenidos de cotizaciones directas)

2 Trackmóvil (Mod. STM)	\$932,000	1750,000
1 Traxcavo de 2 tons.	\$344,000	239,000
1 Montacargas, 1.8 ton.	\$152,000	220,000
TOTAL	\$1,428,000	2659,000

## 9.- MOBILIARIO DE OFICINA: (Precios obtenidos de cotizaciones directas)

Laboratorio	\$ 23,000	1100
Vestidores	\$ 75,000	95,000
Comedores y cocina	\$ 50,000	15,000
Oficinas en Planta	\$ 19,000	29,000
Casetas	\$ 32,000	25,000
TOTAL	\$199,000	357,000

## 10.- HERRAMIENTAS Y REACTIVOS: (Precios obtenidos de cotizaciones directas)

Materiales y reactivos para laboratorio	\$471,234
Herramientas de mano	\$105,000
Equipo de personal	\$ 63,000
TOTAL	\$639,234

## 11.- INTANGIBLES: 29% de la inversión total (Equipo, instalaciones, obra civil, etc.)

Incluye: Ingeniería

Honorarios contratista	
Estudios de factibilidad	
Gastos de preoperación	
Estructuración de la sociedad	
TOTAL	\$184,000,000

INVERSION TOTAL EN ACTIVOS FIJOS: \$816,146,249

\$ 817,969,499

## CAPITULO VII.- Evaluación económica.

## VII.1.- Costos inventariables.

## OPERACION.

## I.a.- Supervisión

✓ PUESTO Y AREA	No. de Personas	Grado	\$/M TOTALES
Superintendente	1	I.Q.	20 000
Secretaria bilingüe	1	Sec. E	5 000
Gerente de producción	1	I.Q.	18 000
Jefe de planta	1	I.Q.	13 000
Supervisores de producc.	4	I.Q.	36 000
Supervisores de servicios	4	I.M.E.	44 000
Jefe de Ingeniería	1	I.Q.	11 000
Jefe de materias primas	1		6 000
Ingeniero de planta	1	I.Q.	9 000
Ingeniero de proceso	3	I.Q.	21 000
Supervisor de embarques	1	Cat. I	5 300
Secretaria en español	2	Sec. A	5 000
		✓ TOTAL	193 300

✓ PESOS AL AÑO : \$2,319,600

## ✓ I.b.- Sueldos

✓ Sobrestante de calcinación	4	Cat.I	21 200
Sobrestante de proceso	4	Cat.I	21 200
Obreros de calcinadores	4	Cat.4	14 800
Obreros de densificación	4	Cat.3	16 800
Obreros de destilación	4	Cat.2	19 200
Obreros de carbonatación	4	Cat.2	19 200
Obreros tratam. salmuera	4	Cat.4	14 800
Obreros hornos de cal	4	Cat.5	13 600
Obreros de apagadores	4	Cat.4	14 800
Operadores de silos	4	Cat.7	10 000
Operadores trackmóvil	4	Cat.5	13 600
Obreros descarga caliza	4	Cat.8	8 000
Obreros de calderas	4	Cat.4	14 800
Obreros de tratamiento agua	4	Cat.5	13 600
Obreros compresión CO <sub>2</sub>	4	Cat.5	13 600
Obreros de materias primas	8	Cat.8	8 000
Dibujante	1	Cat.5	3 400

✓ PESOS AL AÑO : \$2,887,200

× TOTAL: 240 600

I.c.- Suministros. (15% de los materiales de mantenimiento)

Incluye: Artículos misceláneos.

Aceite y lubricantes.

Recipientes.

Suministros de oficina y laboratorios.

Cristalería

Reactivos.

Cascos, caretas, lentes y protecciones de seguridad.

Botas de hule.

Uniformes

Primeros auxilios.

PESOS AL AÑO: \$1,455,000

MANTENIMIENTO:

II.I. - Materiales de mantenimiento. (2.2% de la inversión en equipo).

Inversión en equipo: \$439,127,015

PESOS AL AÑO: \$9,700,000

II.2.- Sueldos.

PUESTO Y AREA	No de personas	GRADO	\$/M TOTALES
Mecánico de taller	3	Cat. 2.	14,400
Mecánico de combustión interna	2	Cat. 5	6,800
Pintores	2	Cat. 7	5,000
Albañil	1	Cat. 7	2,500
Carpintero	1	Cat. 7	2,500
Soldadores	4	Cat. 5	13,600
Despachadores	2	Cat. 7	5,000
Mecánicos	2	Cat. 2	9,600
Mecánicos	4	Cat. 5	17,000
Mecánicos de turno	4	Cat. 4	14,800
Trabajadores varios	16	Cat. 8	32,000
Lubricador	1	Cat. 7	2,500
Electricistas	2	Cat. 2	9,600
Electricistas	2	Cat. 5	6,800
Electricistas de turno	4	Cat. 4	14,800
Instrumentista	1	Cat. 2	4,800
Instrumentistas	2	Cat. 5	6,800
			TOTAL: \$168,500

PESOS AL AÑO: \$ 2,022,000

## ✓ II.3.- Supervisión:

Jefe de mantenimiento	1	Ing. M.E.	18,000
Subjefe de mantenimiento	1	Ing. M.E.	13,000
Secretaria	1	Sec. A.	2,500
Chofer	1		2,500
Jefe de taller	1	Ing. M&E	11,000
Jefe de mantenimiento mecánico	1	Ing. M.E.	11,000
Jefe de almacén	1		6,000
Jefe de mantenimiento eléctrico	1	Ing. M.E.	11,000
Jefe de mantenimiento de Instr.	1	Ing. M.E.	11,000
			× TOTAL: \$ 86,000

✓ PESOS AL AÑO: \$ 1,032,000

## ✓ III. LABORATORIO

## III.1.- Personal.

Jefe	1	I.Q.	10,000
Químico	1	Cat. Q.	9,000
Ayudantes	2	Pas I.Q.	8,000
Laboratoristas	3	Cat. 5	10,200
Auxiliar	1	Cat. 8	2,000
			× TOTAL: 39,200

✓ PESOS AL AÑO: \$470,400

## ✓ III.2.- Materiales y reactivos: (42.5% de sueldos y salarios de laboratorio)

✓ PESOS AL AÑO: \$200,000

## ✓ IV. GASTOS GENERALES DE OPERACION.

## IV.1.- Personal.

Gerente administrativo	1	LAE	18,000
Contador	1	CPT	10,000
Subcontador	1	CPT	8,000
Cajero	1	C. Priv	4,500
Jefe de costos	1	CPT	8,000
Jefe de presupuestos	1	CPT	8,000
Auxiliares de contabilidad	4	C. Priv	12,000
Ayudantes	2	C. Priv	6,000
Auxiliar de cajero	1		2,500
Jefe de relaciones indust.	1	LRI	11,000
Ayudante	1	Pas. Der.	4,000
Médico	4	M.C.	20,000
Enfermeras	4	Enf. Tit.	12,000

Jefe de personal	1	LAE	8,000
Ayudante	1	Cont. Priv	3,000
Encargado de nómina	1	Cont. Priv	3,000
Jefe de seguridad	1	Ing. M.E.	9,000
Asistente	1	Ing. M.E.	6,000
Policías	10	Cat. 7	25,000
Corresponsal de Comp.	1		8,000
Ayudante	1	Cont. Priv	3,000
Encargado de inventario	1		3,000
Comprador	1		3,600
Gerente de tráfico	1		8,000
Encargado de ventas	1		6,000
Despachador	4	Cat. 4	14,800
Operador de báscula	4	Cat. 6	11,200
Chofer	1		2,500
Secretaria	1	Sec. E	5,000
Secretaria	1	Sec. C	4,400
Secretaria	1	Sec. B	3,200
Secretaria	4	Sec. A	10,000

× TOTAL: \$260,700

PESOS AL AÑO: \$3,128,400

IV.2.- Prestaciones.

TOTAL SUELDOS Y SALARIOS	\$/A
Ventas y admon. general	2,864,200
Supervisión operación	2,319,600
Sueldos operación	2,887,200
Sueldos mantenimiento	2,022,000
Supervisión mantenimiento	1,032,000
Laboratorio	470,400
Administración	3,128,400
TOTAL	14,723,800
PRESTACIONES(35%)	5,153,330
ADMINISTRACION	3,128,400
PRESTACIONES	5,153,330
TOTAL:	8,281,730



## VII. IIMATERIAS PRIMAS.

- a) SAL - El consumo de sal se obtendrá de acuerdo al factor técnico de consumo reportado que es de 1.55 T NaCl/T carbonato = 387,500 T NaCl/A. El costo de la sal es de 60 \$/T LAB Coatzacoalcos de acuerdo con cotizaciones recibidas. Entonces:  
23,250,000 \$/A
- b) CALIZA: El consumo de caliza se obtendrá de acuerdo al factor técnico reportado que es 1.5 T CaCO<sub>3</sub>/T carbonato = 375,000 T CaCO<sub>3</sub>/A a un precio de 56.10 \$/T, de acuerdo con cotizaciones recibidas, entonces:  
21,037,500 \$/A
- c) AMONIACO: El consumo de amoníaco se obtendrá de acuerdo al factor técnico de consumo reportado, que es 3.25 Kg NH<sub>3</sub>/T carbonato = 812,500 Kg NH<sub>3</sub>/A, entonces:  
1,486,925 \$/A
- d) SULFURO DE SODIO: El consumo se obtendrá de acuerdo al factor técnico de consumo reportado, que es 2.10 Kg Na<sub>2</sub>S (anh)/T carbonato a un precio de 3.30 \$/kg de Na<sub>2</sub>S al 60%, entonces:  
2,887,500 \$/A

## VII.III.- SERVICIOS

- a) GAS NATURAL: Calderas: 14,176,000 \$/A  
Hornos : 7,039,000 \$/A  
TOTAL : 21,215,000 \$/A
- b) Energía eléctrica.- De acuerdo a los 4800 Kw. instalados, tendremos el costo anual siguiente, tomando en cuenta que el Kw vale : 0.237 \$/Kwh, de donde:  
4800 Kw H/H x 24 H/D x 30 D/m x 12 m/A x 0.237 \$/Kw H =  
9,828,864 \$/A

## VII.IV.- GASTOS GENERALES.

## 1.- Sueldos administrativos.

PUESTO Y AREA	No. de personas	Miles de pesos/año
<u>Consejo de administración</u>		
Presidente	1	18.0
Consejeros propietarios	9	162.0
Consejeros suplentes	10	-
Comisario A	1	18.0
Comisario B	1	18.0
Secretario	1	18.0
Pro-secretario	1	15.0
		* TOTAL: 249.0

Comités ejecutivos

Miembros del comité	4	144.0
---------------------	---	-------

Dirección General

Director	1	360.0
Sub-Director	1	300.0
Secretaria	2	120.0
Secretaria	2	76.0
Recepcionista	1	26.4
Auditor externo	1	120.0

\* TOTAL: 1002.4

Gerencia de ventas

Gerente	1	216.0
Sub-Gerente	1	168.0
Secretaria	2	60.0
Cobrador	1	36.0

\* TOTAL: 480.0

Contraloría

Contralor	1	216.0
Auditor interno	1	90.0
Ayudante	2	144.0
Secretaria	2	60.0
Encargado de presupuesto	1	36.0
Perforistas	3	90.0

\* TOTAL: 636.0

Compras

Gerente	1	180.0
Subgerente	1	90.0
Secretaria	1	52.8
Secretaria	1	30.0

\* TOTAL: 352.0

## 2.- Gastos de oficina.

Se consideran los siguientes conceptos: Papelería, impresos, máquinas de copiado, suscripciones, gastos de mantenimiento de máquinas de oficina.

Estimándose un costo total anual de : \$230,000

## 3.- Teléfonos y telégrafos.

Según experiencia de Sosa Texcoco, se estima un costo anual por este concepto de 180,000 pesos.

## 4.- Viajes y gastos de representación.

Un viaje mensual a Coatzacoalcos-México-Coatzacoalcos, con duración de

3 días (1 persona). \*

Transporte: \$800.00  
 Hospedaje : \$900.00  
 Comidas : \$500.00  
 Otros : \$300.00  
 \* TOTAL : \$2500 por mes x 12 = 30,000 \$/A

Cuatro viajes anuales a Estados Unidos, con duración de 1 semana (1 persona),

-Transporte: \$3000.00 \*  
 Hospedaje : \$2500.00  
 Comidas : \$1000.00  
 Otros : \$ 700.00  
 \* TOTAL \$\$\$7200 por viaje x 4 = 28800 \$/A

Gastos de representación generales:

2,000 \$/M = \$24,000 por año  
 Otros = \$15,000 por año  
 \* TOTAL = 97,800 \$/A

5.- Gastos de venta y promociones.

Se consideran los siguientes conceptos:

Rentas de oficinas en México, Gastos varios y otros, estimándose un total:  
 500,000 \$/A

↓ RESUMEN DE GASTOS GENERALES

I.- SUELDOS ADMINISTRATIVOS	2,864.2 (miles/año)
II.- GASTOS DE OFICINA	230.0
III.- TELEFONOS Y TELEGRAFOS	180.0
IV.- VIAJES Y GASTOS DE REPRESENTACION	97.8 101.0
V.- GASTOS DE VENTA Y PROMOCIONES	500.0

TOTAL : 3,872.0

		X <u>COSTOS INVENTARIABLES</u>		
<u>Operación</u>	\$/A		\$/T CARBONATO	OBSERVACIONES
Supervisión	2,319,600		9.2784	21 personas
Sueldos	2,887,200		11.5488	69 personas
Suministros	1,445,000		5.8200	(15% de los mat. de mto.)
<u>Mantenimiento</u>				
Materiales	9,700,000		38.8000	(2.77% de la Inv. en equipo)
Sueldos	2,022,000		8.0880	52 personas
Supervisión	1,032,000		4.1280	9 personas
<u>Laboratorio</u>	670,400		2.6816	8 personas mas mat. y react.
<u>Gastos generales</u>	8,281,730		33.127	65 personas mas 35% Sys totales
<u>Total costos fijos</u>	28,367,930		113.4718	
<u>Materias Primas</u>				
Sal	23,250,000		93.0000	1.55 T NaCl/T Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> a 60 \$/TNaG
Piedra caliza	21,037,500		84.1500	1.50 T CaCO <sub>3</sub> /TNa <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> a 56 \$/T
Amoníaco	1,486,925		5.9477	3.25 K NH <sub>3</sub> /T Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> a 1.83 \$/Kg
Sulfuro de sodio	2,887,500		11.5500	2.1 K Na <sub>2</sub> S/T Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> a 3.3 \$/Kg al 60%
<u>Servicios</u>				
Gas natural	21,215,000		84.8600	A 0.18 \$/m <sup>3</sup>
Energía elec.	9,828,864		39.3150	4800 Kw. a 0.237 \$/Kw.
TOTAL VARIABLES	79,705,789		318.8230	
TOTAL INVENTARIABLES	108,073,719		432.2948	

DETERMINACION DEL CAPITAL DE TRABAJO

I.- Cuentas por Cobrar.

Evaluadas de acuerdo al programa de producción siguiente:

A ñ o	Produc. (M. T/A)
1979	125
1980	200
1981	250
1982	250
1983	250
1984	250
1985	250
1986	250
1987	250
1988	250

Las cuentas por cobrar serán un mes de ventas con un precio de 1,186.85 \$/T Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> LAB Coatzacoalcos.

A ñ o	Ventas Anuales (M\$)	Ctas. x cobrar (M\$)
1979	148,356	12,363
1980	273,370	19,780
1981	296,712	24,726
1982	296,712	24,726
1983	296,712	24,726
1984	296,712	24,726
1985	296,712	24,726
1986	296,712	24,726
1987	296,712	24,726
1988	296,712	24,726

II.- Efectivo en Caja y Bancos.

Evaluados de acuerdo al programa de ventas representando 5% de los costos totales sin incluir depreciación.

Los costos totales serán la suma de inventariables, costos de administración y ventas y seguros.

## COSTOS INVENTARIABLES:

COSTOS FIJOS : 28,367,930 \$/A

COSTOS VARIABLES: 313.823 \$/T  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 

GASTOS DE VENTA Y ADMON. GENERAL: 3,872,000 \$/A

SEGUROS: tres al millar de la inversión en activo fijo de la planta:

Activo fijo: 776,246,249 (Sin incluir terreno)

Seguros : 2,323,738

Los costos de producción se calculan en base al programa de producción de carbonato:

Año	Producción (MT/A)	Costos variables (M \$/A)	Costos fijos (M \$/A)	Costos totales (M \$/A)
1979	125	39,853	34,569	74,422
1980	200	63,765	34,569	98,334
1981	250	79,706	34,569	114,275
1982	250	79,706	34,569	114,275
1983	250	79,706	34,569	114,275
1984	250	79,706	34,569	114,275
1985	250	79,706	34,569	114,275
1986	250	79,706	34,569	114,275
1987	250	79,706	34,569	114,275
1988	250	79,706	34,569	114,275

Y pra obtener el efectivo en caja y banco se llega a :

Año	Costos totales (M\$/A)	Efectivo en C Y B (M\$/A)
1979	74,422	3,721
1980	98,334	4,917
1981	114,275	5,714
1982	114,275	5,714
1983	114,275	5,714
1984	114,275	5,714
1985	114,275	5,714
1986	114,275	5,714
1987	114,275	5,714
1988	114,275	5,714

## III.- Materias primas.

a) Caliza: 20 días de almacenamiento de acuerdo al programa de producción de carbonato de sodio, y considerando un factor de 1.50 T  $\text{CaCO}_3$ /T  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  a un precio de 56.10 \$/T  $\text{CaCO}_3$ .

Año	Produce. (M.T. Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> /A)	Produce. (T Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> /D)	Stock CaCO <sub>3</sub> Ton.	Stock CaCO <sub>3</sub> M \$
1979	125	385	11,550	648
1980	200	617	18,510	1,038
1981	250	771	23,130	1,298
1982	250	771	23,130	1,298
1983	250	771	23,130	1,298
1984	250	771	23,130	1,298
1985	250	771	23,130	1,298
1986	250	771	23,130	1,298
1987	250	771	23,130	1,298
1988	250	771	23,130	1,298

- b) S a l: El volumen de almacenamiento de sal en tanques es de 75,000 ft<sup>3</sup> y tomando en cuenta la concentración de la sal muera que es de 2.6 lb Nacl / gal, tenemos:

$$75,000 \text{ ft}^3 \times 7.48 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3} \times 2.6 \frac{\text{lb Nacl}}{\text{gal}} \times \frac{\text{ton}}{2,200 \text{ lb}} =$$

$$= 663 \text{ T Nacl}$$

Si se toma en cuenta el precio de venta de la sal, que es de \$60.0 \$/Ton, tenemos:

$$663 \text{ T Nacl} \times \frac{60 \text{ \$}}{\text{T Nacl}} = 39,780 \text{ pesos}$$

- c) Amoniaco: Se dispone de un tanque de almacenamiento con capacidad de 50,000 lbs. Tomando como base el precio de - - - 1.83 \$/Kg NH<sub>3</sub>, tenemos:

$$50,000 \text{ lb} \times 0.454 \frac{\text{Kg}}{\text{lb}} \times 1.83 \frac{\text{\$}}{\text{Kg NH}_3} =$$

$$= 41,540 \text{ pesos}$$

- d) Sulfuro de Sodio: Se dispone de un tanque almacén con capacidad de 100,000 Kg y tomando un precio de 3,300 \$/T - - - (Na<sub>2</sub>S al 60%) tenemos:

$$100,000 \text{ Kg Na}_2\text{S} \times 3.300 \text{ \$/Kg} =$$

$$= 330,000 \text{ pesos}$$

## INVENTARIO DE MATERIA PRIMA

MILES DE PESOS

Año	Caliza	Sal	Amoníaco	Sulfuro de sodio	Total
1979	648	39.78	41.54	330	1059
1980	1038	39.78	41.54	330	1449
1981	1298	39.78	41.54	330	1709
1982	1298	39.78	41.54	330	1709
1983	1298	39.78	41.54	330	1709
1984	1298	39.78	41.54	330	1709
1985	1298	39.78	41.54	330	1709
1986	1298	39.78	41.54	330	1709
1987	1298	39.78	41.54	330	1709
1988	1298	39.78	41.54	330	1709

## IV.- Inventario de producto terminado:

Calculado tomando como base 9 días de producción, de acuerdo al calendario siguiente y al costo total de producción.

Año	Producción (MT/A)	Inventario de Prod. terminado (Ton)	Inventario de Prod. terminado (M pesos)
1979	125	3,469	2,065
1980	200	5,561	2,729
1981	250	6,939	3,172
1982	250	6,939	3,172
1983	250	6,939	3,172
1984	250	6,939	3,172
1985	250	6,939	3,172
1986	250	6,939	3,172
1987	250	6,939	3,172
1988	250	6,939	3,172

## V.- Inventario de producción en proceso.

Se consideraron 8 hrs. de operación a plena capacidad o sean: 257 toneladas, consideradas como una mezcla a partes iguales de materias primas y producto terminado.

Año	Costo unitario de mat. prima (\$/T)	Costo unitario directo de prod. (\$/T)	Costo unit. promedio (\$/T)	Costo total de inv. en proceso (M\$)
1979	279.51	545.766	825.276	212
1980	279.51	460.662	740.172	190
1981	279.51	432.294	711.804	183
1982/1988	279.51	432.294	711.804	183



## VI.- Inventario en refacciones. (2% de la inversión en equipo)

## Inversión en equipo:

Planta de cal	\$ 30,000,000
Equipo de proceso	\$ 144,860,000
Equipo menor	\$ 50,445,500
Equipo de servicios	\$ 22,863,000
Efluentes	\$ 3,742,000
Tuberías	\$ 61,670,835
Instrumentos	\$ 18,272,840
Eléctrico	\$ 18,272,840
TOTAL	\$ 350,127,015

Inventario en refacciones \$ 7,000,000

CUADRO RESUMEN DE INVENTARIOS PARA LOS AÑOS DE EVALUACION. MILES DE PESOS.

Año	Materias Primas	Producto terminado	Producto en proceso	Refacciones	Total
1979	1,059	2,065	212	7,000	10,336
1980	1,449	2,729	190	7,000	11,368
1981	1,709	3,172	183	7,000	12,064
1982/88	1,709	3,172	183	7,000	12,064

CUADRO RESUMEN DEL CAPITAL DE TRABAJO PARA LOS AÑOS DE EVALUACION.

Año	Cuentas p/cobrar	Efectivo en caja y bancos	Inventarios	Capital de trabajo.
1979	12,363	3,721	10,336	26,420
1980	19,780	4,917	11,368	36,065
1981	24,726	5,714	12,064	42,504
1982/88	24,726	5,714	12,064	42,504

Estados financieros

Ventas netas: Calculadas de acuerdo al programa de producción de -  
carbonato de sodio y al precio de 1,186.85 \$/ton  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  LAB planta.

Año	Producción (M T/A)	Ventas (M \$)
1979	125	148,356
1980	200	237,370
1981	250	296,712
1982/88	250	296,712

Costo directo de ventas:

Costos fijos: \$28,367,930

Costos variables: 318.823 \$/T

Año	Costos fijos (M \$)	Costos variables (M \$)	Total (M \$)
1979	28,368	39,852	68,221
1980	28,368	63,765	92,133
1981	28,388	79,706	108,074
1982/88	28,388	79,706	108,074

Costos de arranque: 1.50% de la Inversión fija (Excluyendo terreno)  
\$11,644,000

Costos de preoperación: 0.58% de la Inversión fija (Excluyendo terreno)  
\$ 4,500,000

COSTO TOTAL DE PRODUCCION:(Todos los costos, excluyendo depreciación)

Costos fijos: 28,367,930 \$/A

Costos variables: 318.823 \$/T

Gastos de venta y admon: 3,872,000 \$/A

Seguros: 2,328,738 \$/A

Año	Producción (M T/A)	Costos fijos unitarios (\$/T)	Costos variables (\$/T)	Gastos venta y Admon.	Seguros (\$/T)	Tot. (\$/T)
1979	125	226.94	318.823	30.98	18.63	595.37
1980	200	141.84	318.823	19.96	11.64	491.67
1981/88	250	113.47	318.823	15.49	9.32	457.09

Depreciación: Se obtendrá de acuerdo al calendario y tasas siguientes:

Concepto	Monto (Miles)	Tasa	MILES DE PESOS											Valor de Recuperación	
			79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89		
Terreno	39,900	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -	- -	39,900
Obra civil	137,655	3%	4,130	4,130	4,130	4,130	4,130	4,130	4,130	4,130	4,130	4,130	4,130	4,130	92,225
Equipo (incluy.fletes)	406,697	10%	40,670	40,670	40,670	40,670	40,670	40,670	40,670	40,670	40,670	40,670	40,667	- - -	
Instalaciones	44,818	10%	4,482	4,482	4,482	4,482	4,482	4,482	4,482	4,482	4,482	4,482	4,480		
Equipo transporte	810	20%	162	162	162	162	162	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	
Eq. de mto. y patios	1,428	20%	286	286	286	286	284	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	- - -	
Mobiliario de ofna.	199	10%	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	19	- - -	
Equipo menor	639	10%	64	64	64	64	64	64	64	64	64	64	63	- - -	
Intangibles	184,000	5%	9,200	9,200	9,200	9,200	9,200	9,200	9,200	9,200	9,200	9,200	9,200	9,200	82,800
<b>T o t a l :</b>	<b>\$ 816,146</b>		59,014	59,014	59,014	59,014	59,012	58,566	58,566	58,566	58,566	58,559	13,330	214,925	

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS \*

Localización: Pajaritos, Ver.  
Capacidad: 250,000 T/A

(Arranque)

	<u>1979</u>	<u>1980</u>	<u>1981</u>	<u>1982</u>	<u>1983</u>	<u>1984</u>	<u>1985</u>	<u>1986</u>	<u>1987</u>	<u>1988</u>	<u>1989</u>
Ventas netas	148,356	237,370	296,712	296,712	296,712	296,712	296,712	296,712	296,712	296,712	296,712
Costo directo ventas	68,221	92,133	108,074	108,074	108,074	108,074	108,074	108,074	108,074	108,074	108,074
Costos de arranque	11,644										
Depreciación	59,014	59,014	59,014	59,014	59,012	58,566	58,566	58,566	58,566	58,559	13,330
Seguros	2,329	2,329	2,329	2,329	2,329	2,329	2,329	2,329	2,329	2,329	2,329
RSGA	3,872	3,872	3,872	3,872	3,872	3,872	3,872	3,872	3,872	3,872	3,872
Pre - operación	4,500										
Utilidad antes de Imp.	(1,224)	80,022	123,423	123,423	123,425	123,871	123,871	123,871	123,871	123,878	169,107
Capital de Trabajo											
Efectivo	3,721	4,917	5,714	5,714	5,714	5,714	5,714	5,714	5,714	5,714	5,714
Cuentas por cobrar	12,363	19,780	24,726	24,726	24,726	24,726	24,726	24,726	24,726	24,726	24,726
Inventarios	10,336	11,368	12,064	12,964	12,064	12,064	12,064	12,064	12,064	12,064	12,064
Total Capital T.	26,420	36,065	42,504	42,504	42,504	42,504	42,504	42,504	42,504	42,504	42,504
Inversión fija	816,146	816,146	816,146	816,146	816,146	816,146	816,146	816,146	816,146	816,146	816,146
Inversión total	842,566	852,211	858,650	858,650	858,650	858,650	858,650	858,650	858,650	858,650	858,650
R O I %	(0.145)	9.39	14.37	14.37	14.37	14.43	14.43	14.43	14.43	14.43	19.70

\* Miles de Pesos

FLUJO DE EFECTIVO \*

<u>Año</u>	<u>Depreciación</u>	<u>U. A. I.</u>	<u>Ut. sujeta a ISR</u>	<u>Imp. S. R.</u>	<u>Ut. después ISR</u>	<u>Reparto Utilidades</u>	<u>Flujo de efectivo bruto</u>	<u>Capital Trabajo</u>	<u>Activo fijo</u>	<u>Cuentas p/pagar</u>	<u>Flujo de efectivo neto</u>
1977									489,688		(489,688)
1978									326,458		(326,458)
1979	59,014	(1,224)	0	0	(1,224)	0	57,790	26,420	0	7,026	38,396
1980	59,014	80,022	78,798	33,095	46,927	5,913	100,028	9,645	0	2,894	93,277
1981	59,014	123,423	123,423	51,838	71,585	9,020	121,579	6,439	0	1,932	117,072
1982	59,014	123,423	123,423	51,838	71,585	9,020	121,579	0	0	0	121,579
1983	59,012	123,425	123,425	51,839	71,586	9,020	121,578	0	0	0	121,578
1984	58,566	123,871	123,871	52,026	71,845	9,053	121,358	0	0	0	121,358
1985	58,566	123,871	123,871	52,026	71,845	9,053	121,358	0	0	0	121,358
1986	58,566	123,871	123,871	52,026	71,845	9,053	121,358	0	0	0	121,358
1987	58,566	123,871	123,871	52,026	71,845	9,053	121,358	0	0	0	121,358
1988	58,559	123,878	123,878	52,029	71,849	9,053	121,355	0	0	0	121,355
1989	13,330	169,107	169,107	71,025	98,082	12,358	99,054	(42,504)	(214,925)	(12,751)	343,732

IRA = 7.96 %

IRR = 7.66 %

Tiempo de pago = 7.67 años

\* Miles de Pesos

CRITERIOS DE EVALUACION RELATIVOS A LA PRODUCTIVIDAD DE UN SLO FACTOR  
DESDE EL PUNTO DE VISTA SOCIAL

- 1.- Valor agregado neto a costo de factores que generan el proyecto.  
Definición: Valor bruto de la producción - (Compras a terceros, Impuestos), sin depreciación.  
Valor de la producción : 296,712 (Miles de pesos)  
Compras a terceros : 79,705.75 "  
Impuestos : 71.025 "  
Valor agregado: 145,981.25 (Miles de pesos)
- 2.- Relación producto/Capital (Rentabilidad Social)  
Definición: Valor agregado neto a costo de factores/Inv. Fija  
Relación Producto/Capital = 0.1789
- 3.- Coeficiente de capital.  
Definición: Inversión fija/Valor agregado neto a costo de factores.  
Coeficiente de Capital = 5.5897
- 4.- Productividad de la mano de obra. (En términos físicos)  
Definición: Ventas totales/Horas hombre  
Productividad de la mano de obra = 418.1634
- 5.- Productividad de la mano de obra (En términos monetarios)  
Definición: Ventas totales/Sueldos, salarios, prestaciones  
Productividad de la mano de obra = 35.8273

RESUMEN DE LOS INDICES DE EVALUACION

INDICE	DEFINICION	VALOR DEL INDICE PARA LOS AÑOS:			
		1979	1980	1981	1982
Rentabilidad social	Valor agregado neto valorado a costo de factores/Inversión fija.	0.1329	0.1722	0.2024	0.1789
Coefficiente de capital	Inversión fija/Valor agregado neto valorado a costo de factores.	7.5245	5.8072	4.9407	5.5897
Productividad de la mano de obra (En términos físicos)	Ventas totales/Horas hombre	209.0817	334.5313	418.1634	418.1634
Productividad de la mano de obra (En términos monetarios)	Ventas totales/Importe de sueldos, salarios y prestaciones.	17.9136	28.6619	35.8273	35.8273

Efecto neto sobre la Balanza de Pagos (11 años) : \$3,056,134,000.

## CAPITULO VII. CONCLUSIONES Y BIBLIOGRAFIA.

## VII.1.- Conclusiones.

Después de haber realizado el estimado de la inversión para una - planta productora de carbonato de sodio, con una capacidad de - 250,000 ton/año y un estudio detallado de costos, se obtienen las siguientes conclusiones:

- a) Siendo la rentabilidad del proyecto 7.9% nadie querrá invertir en éste, ya que aún los bancos dan tasas de interés mayores.
- b) Por tener un tiempo de pago alto, nadie querrá prestar dinero ya que vivimos una etapa netamente inflacionaria.
- c) La inversión es muy alta (816 millones de pesos), y debido a - la situación económica mundial, es difícil conseguir bancos tan to nacionales como extranjeros, que nos financien altos préstamos de capital.
- d) De la relación producto/capital, se nota que al ser la inversión tan alta con respecto al valor agregado, da como resultado un cociente muy pequeño (0.1789); de lo que se tendrán rentabilidades bajas, ya que de éste se tienen que cubrir todos los gas tos.
- e) De la relación ventas totales/horas hombre (418.1634) se nota que las ventas son lo suficientemente grandes para darnos un valor alto, tanto en términos físicos como en términos monetarios (35.8273), sin embargo, la rentabilidad siempre será baja debido a la alta inversión requerida.
- f) Sin embargo, debido a la escasez mundial de carbonato de sodio, es necesario contemplar la posibilidad de instalar una nueva - planta con participación estatal, para crear fuentes de trabajo, y dé origen, simultáneamente a la creación de bienes y servi-- cios, tales como infraestructura, y la materia prima en la industria del vidrio (carbonato de sodio) tan necesaria en un - país en constante desarrollo como es México.



## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Te Pang Hou  
Manufacture of Soda. Editorial Hafner  
1969
- 2.- Partington J.R.  
The Alkali Industry. Editorial Industrial Chemistry  
Series  
1925
- 3.- Partington J.R.  
A Text Book of Inorganic Chemistry. Editorial MacMillan  
1953
- 4.- Perry J.H.  
Chemical Engineer's Handbook. Editorial McGraw Hill  
1963
- 5.- White J.H.  
Inorganic Chemistry. University of London Press Ltd.  
1964