

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

---

---

FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO SOBRE LA OBTENCION  
DE FERTILIZANTES FOSFATADOS  
A PARTIR DE SALMUERA

220

T E S I S

Que para obtener el Título de :

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a :

ROGELIO MENDOZA SALGADO



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.

A mi Padre

A mi Madre

A mis Hermanos

A mi Esposa

A mi Hijo

A mi H. Jurado

Presidente Prof. : ERNESTO RIOS MONTERO

Vocal Prof. : GUILLERMO CARSOLIO PACHECO

Secretario Prof. : JOSE E. GALINDO FUENTES

1er. Suplente Prof. : CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO

2o. Suplente Prof. : MARIO RAMIREZ Y OTERO

Sitio donde se desarrolla el tema: Viesca, Coah.

Sustentado por: ROGELIO MENDOZA SALGADO

Asesorado por el C. Prof. : I. Q. JOSE E. GALINDO FUENTES

## I N D I C E

Página

### C A P I T U L O I

GENERALIDADES.	1
Objetivos del estudio.	2
Descripción de los productos terminados.	2
Afectación en el proceso por las modificaciones.	4

### C A P I T U L O II

DESCRIPCION DEL PROCESO ACTUAL.	7
Localización de la planta.	8
Materias primas.	10
Método de análisis.	11
Tratamiento actual.	11
Descripción del diagrama de flujo.	13
Efectos de los residuos del tratamiento actual en la operación del equipo.	15

### C A P I T U L O III

PROCEDIMIENTOS GENERALES EN LA PRECIPITACION DE FOSFATOS.	18
Precipitación del magnesio.	19
Precipitación del calcio.	24

### C A P I T U L O IV

MODIFICACIONES QUE SE PROPONEN.	32
Diferentes posibilidades para la obtención de lodos fosfatados.	33
Selección y descripción del procedimiento más adecuado.	34
Composición del fertilizante.	40
Descripción del diagrama de flujo.	41

C A P I T U L O V

ESTUDIO Y SELECCION DE LOS EQUIPOS NECESARIOS.	45
--	----

C A P I T U L O VI

DISEÑO DEL EQUIPO.	54
Consideraciones generales.	55
Reactor para ácido fosfórico.	58
Sistema de filtración para sulfato de calcio.	61
Reactor para amoníaco.	65
Tanque sedimentador.	68
Tanque deshidratador.	73
Sistema de filtración de lodos fosfatados.	82
Secador neumático.	84

C A P I T U L O VII

ASPECTO ECONOMICO.	93
--------------------	----

C A P I T U L O VIII

CONCLUSIONES.	110
BIBLIOGRAFIA.	111

CAPITULO I  
GENERALIDADES

### Objetivo del estudio.

El presente trabajo, se refiere a la descripción de las modificaciones necesarias a efectuar a un sistema de tratamiento químico de salmuera, con el objeto de hacer recuperables los productos de las reacciones químicas que se llevan a cabo entre los sólidos en solución en la salmuera cruda, y los reactivos precipitantes.

Así mismo, se citarán las ventajas que pueden obtenerse al efectuar el cambio de los medios y condiciones de precipitación de las sustancias originalmente presentes en la salmuera.

### Descripción de los productos terminados.

a). - Actuales. -

La planta que se estudia, es una planta destinada al proceso de evaporación donde se obtiene como producto:

Sal común o cloruro de sodio y sulfato de sodio anh.

El proceso de elaboración de los productos se basa en una cristalización fraccionada, de una salmuera saturada en las dos sales.

Por el hecho de elaborarse un producto destinado al consumo humano, la presencia de sustancias contaminantes debe evitarse al máximo; sin embargo, está permitida la presencia en el cloruro de sodio de compuestos antihumectantes tales como fosfatos y silicatos -- además de que por ley, la sal debe llevar yodato de potasio. La presencia de alguna otra sustancia está muy delimitada por cuestiones sanitarias, a la vez que la competencia entre las compañías productoras

de sal, obliga a mantener un grado de pureza elevado.

El grado de pureza del sulfato de sodio anhidro, no está tan delimitado como el de la sal, siendo el factor que obliga a obtenerlo de buena calidad, la competencia entre las plantas productoras.

b). - Productos futuros.

También es posible que a partir de la salmuera, se obtenga como subproducto, un fertilizante del tipo ACCION LENTA constituido principalmente por:

$MgNH_4PO_4 \cdot H_2O$  ó fosfato doble de amonio y magnesio monohidratado.

$2CaO \cdot H_2O \cdot P_2O_5$  ( $CaHPO_4 \cdot 2H_2O$ ) ó fosfato dicálcico.

Este fertilizante, posee un elevado porcentaje de nutrientes ( $P_2O_5$ ,  $NH_4$ , Ca, Mg), lo cual lo hace económicamente atractivo.

La principal diferencia entre los fertilizantes del tipo "ACCION LENTA" y los fertilizantes normales, es que estos últimos tienen un producto de solubilidad elevado, y por tal motivo pueden ser lavados completamente de las tierras a las que son aplicadas, en un tiempo relativamente corto.

En el caso del fosfato doble de amonio y magnesio monohidratado y que es el principal constituyente del fertilizante, el producto de solubilidad es sumamente bajo, y de hecho está comprobado que es mediante un ataque microbiológico mediante el cual el cristal se disuelve y llega a las raíces de las plantas.

La eficiencia de este tipo de fertilizantes, se mide en base -

a su capacidad de proporcionar  $P_2O_5$  ó pentóxido de fósforo, así como amoníaco ó  $NH_3$ .

En América, se acepta como razonablemente comercial la solubilidad de un fertilizante en una solución específica de citrato de amonio y como base legal para determinar la eficiencia del contenido de  $P_2O_5$  de un fertilizante, puesto que se cree que este procedimiento es el más probable de semejarse a las condiciones del campo.

Los compuestos realmente presentes en los fertilizantes fosfáticos son extremadamente difíciles de identificar; durante los análisis químicos, las fases inicialmente presentes pueden ser alteradas por la presencia de agua agregada u otros reactivos químicos. Así, la determinación de tales características como solubilidad en el agua, en citrato, y en ácido libre son en cierta forma empíricas, pues los resultados obtenidos dependerán en parte de la técnica empleada. Sin embargo, se puede obtener algún conocimiento del sistema, a partir de los estudios de los compuestos puros que se saben están presentes, y del comportamiento de los mismos.

#### Afectación en el proceso por las modificaciones.

El nuevo tratamiento químico tiene por objeto eliminar por completo las principales impurezas presentes en la salmuera, que son sales solubles de calcio y magnesio.

La dureza ocasionada por la presencia de estas sales se reducirá a cero mediante el nuevo tratamiento, quedando como únicos --

subproductos en solución después de las reacciones químicas:

$\text{Na}_2\text{HPO}_4$  ó fosfato monoácido de sodio,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ó carbonato de sodio,  $\text{NaOH}$  ó hidróxido de sodio.

Independientemente del hecho de que la salmuera necesita -- mantener una determinada concentración de iones oxhidrilo y de iones carbonato al salir del área de tratamiento, es indispensable que el pH de la salmuera sea elevado, con el fin de evitar subsecuentes problemas de corrosión en el equipo.

De hecho, a los niveles a los cuales se mantendrían las concentraciones de hidróxidos y carbonatos, serían los mismos con los -- que actualmente se trabaja, y hasta la fecha no se han registrado casos de contaminación en los productos terminados. Esto se debe a que -- aún cuando la planta trabaja a ciclos cerrados de evaporación, existe una recirculación de aguas madres hacia el área de tratamiento para -- su reaprovechamiento, y puesto que tanto el carbonato de sodio como -- el hidróxido de sodio poseen un producto de solubilidad mayor que el -- del sulfato y del cloruro de sodio, todas estas alcalinidades invariablemente se encuentran en dicha corriente de recirculación.

En caso similar se encuentra el otro sub-producto, el fosfato monoácido de sodio, cuya solubilidad es aún mayor que la de todas las sustancias ya mencionadas. Además ya se ha mencionado que la presencia de fosfatos controlada, no causa deterioro alguno a la calidad de los productos terminados.

Por otro lado se sabe que en algunos procesos de cristalización, la presencia de fosfatos en la solución ayuda a mejorar la calidad de los cristales, al hacer que la velocidad de crecimiento de los mismos sea mayor que la de nucleación, con lo cual es posible obtener un cristal de mayor tamaño.

C A P I T U L O   I I

DESCRIPCION DEL PROCESO ACTUAL

## Localización de la planta (diagrama II-1)

Para la obtención del cloruro de sodio y del sulfato de sodio, la salmuera proveniente de las zonas de explotación, es sometida a cinco pasos que a saber son:

1).- Area de abastecimiento y de evaporación solar. -

La salmuera proveniente de los pozos, es recibida en un evaporador solar, aprovechando las condiciones semidesérticas en las ---cuáles se encuentra localizada la planta.

2).- Area de tratamiento químico. -

Las sales de calcio y magnesio reaccionan con cal y carbonato de sodio, produciéndose lodos de carbonato de calcio e hidróxido de magnesio, los cuales son enviados a una zona de desperdicios.

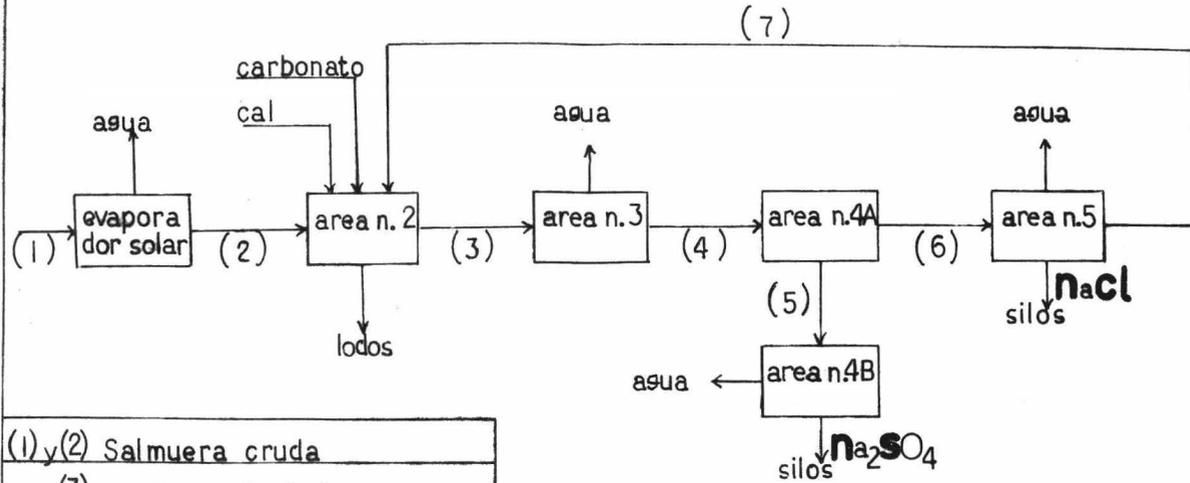
3).- Area de concentración. -

La salmuera tratada pasa a un sistema de evaporación, constituido por un quíntuple efecto a contracorriente, y que opera con vapor proveniente de las calderas o con vapor de escape de turbo-generado--res. La salmuera es evaporada hasta un poco antes de su punto de saturación a las condiciones de operación.

4).- Area de cristalización del sulfato de sodio. -

La salmuera se enfría para lograr la precipitación del sul--fato de sodio decahidratado. El magma obtenido se somete a un sistema de sedimentación donde se separan los cristales del hidrato men--cionado y la salmuera desulfatada. El sulfato de sodio decahidratado

# diagrama II-1



(1) y (2)	Salmuera cruda
(3)	" tratada
(4)	" concentrada
(5)	Magma $\text{Na}_2\text{O}_4 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$
(6)	Salmuera desulfatada
(7)	Recirculacion alcalinidades

UNAM	FACULTAD DE QUIMICA
	TESIS PROFESIONAL
	Diagrama de Bloques Proceso Actual
	ROGELIO MENDOZA S

se funde y se alimenta a un evaporador para hacer cristalizar el sulfato de sodio anhidro.

5).- Area de cristalización del cloruro de sodio. -

La salmuera desulfatada, que es rica en Na Cl, se introduce a un triple efecto de evaporación para lograr la cristalización de la sal común.

#### Materias primas.

La salmuera es extraída de dos zonas de explotación cercanas a la planta, en cada una de ellas la relación de sales, de cloruro a sulfatos, se mantiene constante e inversa con respecto a la otra.

El análisis químico de la salmuera que entra a la planta es en general muy variado, ya que depende tanto de cuestiones climatológicas, como de la operación de las zonas de abastecimiento de la salmuera cruda, sin embargo, podemos tomar el siguiente análisis como representativo de las condiciones de operación durante un cierto período de tratamiento químico normal:

dureza total Ht = 9500 p. p. m. como Ca CO<sub>3</sub>

dureza al calcio HCa = 1200 p. p. m. como Ca CO<sub>3</sub>

dureza al magnesio HMg = 8300 p. p. m. como Ca CO<sub>3</sub>

alcalinidad P = 0

alcalinidad M = 180 p. p. m. como Ca CO<sub>3</sub>

P H = 7.4 - 7.5

### Método de análisis.

Para la determinación de la dureza total se efectúa una titulación con una solución tipo de la sal disódica bihidratada del ácido --etilendiamino tetracético. Este análisis se hace empleando como indicador eriocromonegro T en presencia de una solución buffer.

La dureza al calcio se determina en forma similar a la dureza total pero empleando murexide como indicador en presencia de --una solución buffer, que forma hidróxido de magnesio insoluble dejando únicamente al calcio en solución.

La dureza al magnesio se determina por diferencia entre la dureza total y la dureza al calcio.

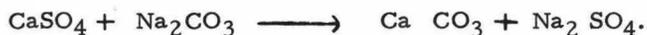
Las alcalinidades se determinaron con una solución tipo de --ácido sulfúrico, usando como indicadores fenolftaleina y anaranjado de metilo.

### Tratamiento actual.

Es costumbre identificar los procedimientos del ablanda ---miento de líquidos por el nombre de reactivos usados en el proceso. --De tal forma que podemos denominar al actual tratamiento químico como un proceso "cal-sulfato-carbonato en frío". La diferencia de este método contra el "cal-carbonato en frío", radica en que el ablanda---miento se efectúa en dos pasos:



Los productos de esta reacción son separados de la salmuera, dejando a la misma saturada en hidróxido de magnesio y sulfato de calcio, en cantidad dada de acuerdo al producto de solubilidad de cada uno de éstos compuestos. La salmuera clarificada es reaccionada -- con carbonato de sodio para la conversión del sulfato de calcio soluble en sulfato de sodio soluble y carbonato de calcio insoluble, mediante la siguiente ecuación:



Si el ablandamiento se realizara en un solo paso, es decir -- que tan pronto como se fuera formando el  $\text{Ca SO}_4$  de acuerdo a la primera reacción y sin ser separado reaccionara con el  $\text{Na}_2 \text{CO}_3$ , el consumo de este último reactivo sería elevadísimo. El anterior proceso de ablandamiento sería Cal-Carbonato en frío, y fue utilizado durante -- algún tiempo en la planta, y aún cuando la producción de  $\text{Na}_2 \text{SO}_4$  se veía aumentada, el costo del  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  era demasiado alto.

Mediante cualquiera de estos dos procesos de tratamiento, -- la dureza total en la salmuera cuando mucho puede ser reducida hasta 20-30 p. p. m. expresados como  $\text{Ca CO}_3$ , esto es debido al producto de solubilidad que tienen  $\text{Mg (OH)}_2$  y el  $\text{Ca CO}_3$ . Es realmente difícil -- de precisar la contribución de cada una de estas sustancias a la dureza residual, porque dependerá de la operación en sí del área de trata-  
miento.

### Cálculo de los reactivos químicos necesarios:

Para determinar la cantidad de  $\text{Na}_2 \text{CO}_3$  necesario, debe tomarse en cuenta que no todo el  $\text{Mg SO}_4$  es convertido a hidróxido de magnesio en el floculador, sino que aproximadamente dejan de convertirse 1600 p.p.m., ésto se debe a que los cristales de  $\text{Ca CO}_3$  que se formarán en la subsecuente reacción con  $\text{Na}_2 \text{CO}_3$ , son muy ligeros y no asientan fácilmente; al hacer la conversión de éstas 1600 p.p.m. de  $\text{Mg SO}_4$  junto con la del  $\text{Ca SO}_4$  es posible formar un flóculo de mayor peso y tamaño que asienta más fácilmente.

Consumo de  $\text{Ca (OH)}_2$  (primer paso):

$$(8300 - 1600) \times 0.74 = 4.958 \text{ Kg./m}^3$$

Consumo de  $\text{Ca (OH)}_2$  (segundo paso):

$$1600 \times 0.74 = 1.186 \text{ Kg./m}^3$$

$$\underline{\text{Consumo total de } \text{Ca (OH)}_2 = 6.144 \text{ Kg./m}^3}$$

Consumo de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  :

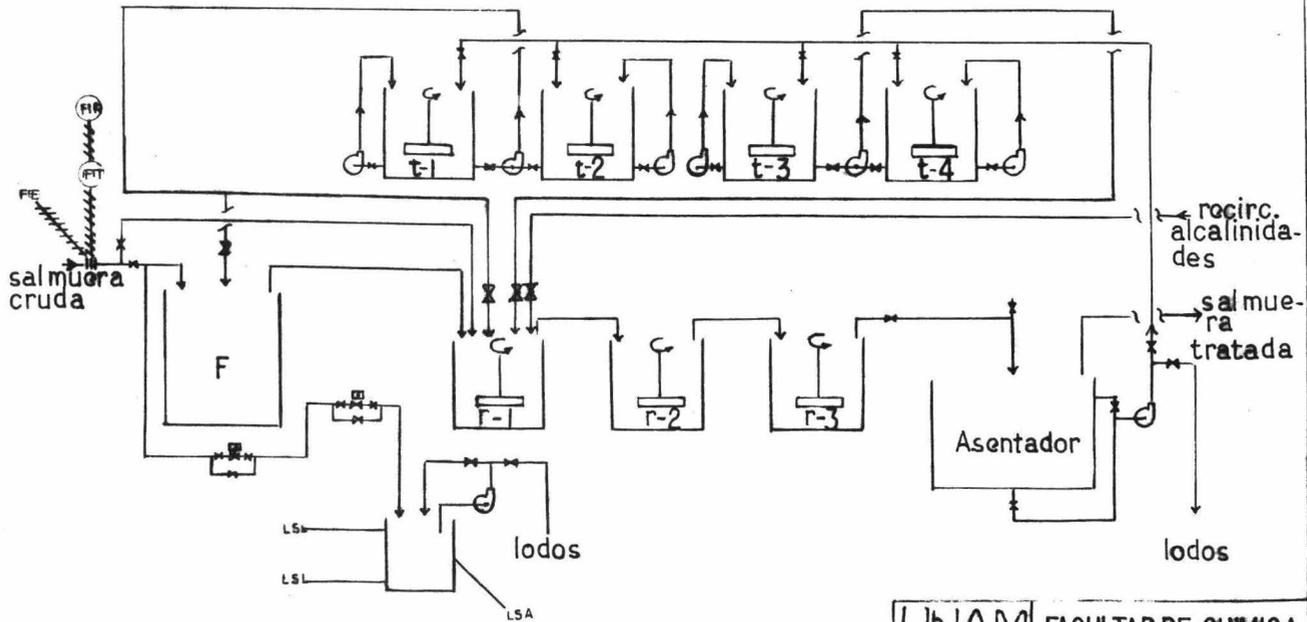
$$(1200 + 1600) \times 1.06 = 2.97 \text{ Kg./m}^3.$$

Los reactivos que se adicionan en exceso para mantener las alcalinidades y el pH en su valor deseado, no se consideran como un consumo real, ya que regresan al área de tratamiento mediante la recirculación de aguas madres.

Descripción del diagrama de flujo (diagrama II-2)

La salmuera llega del evaporador solar al floculador (F) y

# diagrama II-2



t-1, t-2.-Tanques de cal
t-3, t-4.- " " carbonato
r-1, r-2, r-3.- " reactores
F.-Flocutador

UNAM	FACULTAD DE QUIMICA
	TESIS PROFESIONAL
	DIAGRAMA DE FLUJO EN AREA DE TRATAMIENTO QCO. ACTUAL
	ROGELIO MENDOZA S

desciende hasta la cámara de reacción, y en donde es mezclada con -- una lechada de cal. La agitación expulsa a la salmuera de la cámara de reacción; debido a que la velocidad de ascenso es muy lenta los --- cristales de  $Mg(OH)_2$ ,  $CaSO_4$  y  $Ca(OH)_2$  sedimentan y son recogidos por un anillo recolector de lodos, siendo bombeados hacia el área de desperdicios. El derrame del floculador pasa por gravedad hacia - el reactor número I, donde se le adicionan las lechadas de cal y de carbonato, así como la purga de aguas madres provenientes del área de - cristalización del cloruro de sodio. En este primer reactor la agita- ción es más vigorosa que la que tiene el reactor número II y éste a su vez tiene mayor agitación que la del número III. A estas velocidades decrecientes, los cristales de  $CaCO_3$  y  $Mg(OH)_2$  tienen tiempo de - formarse y de crecer sin que se rompan los flóculos grandes. A con- tinuación, del tanque número III, la salmuera pasa a un sedimentador - "Dorr Oliver" en donde se separan los lodos y son enviados a la zona - de desperdicio. El efluente es una salmuera entre 20-30 p.p.m. de dureza total, y con un contenido de sólidos en suspensión insignifican- te y no hay necesidad de filtrarla.

Los problemas de las rebotadas, tanto en el floculador como en el sedimentador, se controlan por medio de excesos de reactivos, - porcentajes de lodos, flujos y coagulantes, principalmente.

Efectos de los residuos del tratamiento actual en la opera--  
ción del equipo. -

Los principales problemas que en este aspecto ocasionan -- las impurezas provenientes de las reacciones del ablandamiento son:

1. - Incrustación verdadera de las superficies de calenta-- miento.
2. - Transtornos en la cristalización.
3. - Influencia en la calidad de los productos terminados.

1. - Incrustación verdadera de las superficies de calenta-- miento. Este tipo de incrustación la forman en parte, sustancias -- que presentan curvas de solubilidad inversa y por otra parte, substan-- cias relativamente solubles. Se sabe que la verdadera estructura de -- una incrustación sólo la pueden proporcionar sistemas analíticos espe-- ciales, sin embargo, el análisis químico rutinario y el conocimiento -- de las impurezas proporcionan una idea de la composición. Los com-- puestos que se consideran presentes en esta incrustación específica -- son:

Carbonato de calcio.

Oxido de magnesio.

Sulfato de sodio.

El fenómeno de la incrustación ocasiona una disminución en la velocidad de transmisión de calor y en consecuencia, un descenso - gradual de la producción; por ello se hace indispensable la programa-- ción de paros para efectuar la limpieza de los evaporadores.

Actualmente el área que más resiente los efectos de la incrustación, es el área de concentración. De los cinco efectos con los que se cuenta sólo se trabaja con cuatro, mientras que al otro efecto se le da servicio, siendo muy frecuente el intercambio de éstos.

La tendencia a operar este equipo a mayor  $\Delta T$  acelera la incrustación e impide llegar a operar a los cinco efectos juntos, y si bien la capacidad es función de la  $\Delta T$  y no del área, sí existe economía del vapor, vapor proveniente de las calderas y que cuesta petróleo.

#### 2. - Transtornos en la cristalización. -

Quando se opera con salmueras que contienen impurezas, se aprecia la interferencia coloidal que afecta al tamaño y estructura de los cristales.

#### 3. - Influencia en la calidad de los productos terminados.

La presencia de  $Mg(OH)_2$  en la salmuera, entorpece la sedimentación del sulfato de sodio decahidratado mediante la formación de un aerogel que engloba al cristal evitando su asentamiento normal, lo que trae como consecuencia un elevado porcentaje de sulfato de sodio en la salmuera desulfatada, el cual al cristalizar junto al cloruro de sodio, lo impurifica, desvía su granometría y en general ocasiona cambios en su hábito.

C A P I T U L O   I I I  
P R O C E D I M I E N T O S   G E N E R A L E S   E N   L A  
P R E C I P I T A C I O N   D E   F O S F A T O S

### Precipitación del magnesio como fosfato.

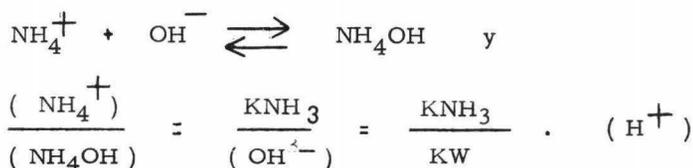
El fosfato doble de amonio y magnesio, es una de las formas de precipitados más solubles usadas en la cristalización por precipitación de este metal.

El equilibrio que se ha encontrado en soluciones de fosfato doble de amonio y magnesio es bastante complicado. naturalmente, de acuerdo a la Ley de Acción de Masas encontraremos que en cualquier solución saturada de dicha sal la siguiente relación se mantiene:

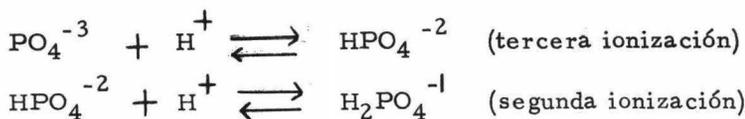


en donde S representa al producto de solubilidad.

En una solución saturada de la sal en agua, parte de los iones  $NH_4$  serán transformados en  $NH_4OH$ . Este equilibrio estará gobernado por los iones oxhidrilo, y por consiguiente por la concentración de iones hidrógeno:



en donde  $KNH_3$  es la constante de ionización del hidróxido de amonio  
 $KW$  es el producto de ionización del agua. Los iones de fosfato trivalente están fuertemente hidrolizados, la cantidad que se transforma en  $HPO_4^{=}$  y  $H_2PO_4^-$  depende de la concentración de iones hidrógeno de la solución y de la tercera y segunda constante de disociación del ácido fosfórico:



Luego de acuerdo con lo anterior, una solución saturada de fosfato doble de amonio y magnesio contendrá los siguientes componentes:



De lo anterior es evidente que la solubilidad del fosfato doble de amonio y magnesio será menor en una mezcla de amoníaco, de fosfato de amonio, o en general de una sal de amonio, que en agua.

Además, la presencia de la sal de amonio evita que el magnesio cristalice como hidróxido al ponerse en contacto con el amoníaco. Esto se puede explicar si se toma en cuenta la disminución en la ionización del hidróxido de amonio por la sal de amonio; en primer lugar el exceso de iones amonio restringen la solubilidad de acuerdo a la Ley de Acción de Masas, y además el exceso de amoníaco baja la concentración de iones hidrógeno y por lo tanto disminuye la hidrólisis de los iones  $\text{PO}_4^{-3}$ .

La cantidad de magnesio no precipitado está determinada por el producto de solubilidad del fosfato doble de amonio y magnesio, y de las concentraciones de los iones amonio y fosfato:

$$(\text{Mg}^{++}) = \frac{S\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot x \text{H}_2\text{O}}{(\text{NH}_4^+) (\text{PO}_4^{-3})}$$

Se comprende fácilmente que con el mismo exceso de amo--

níaco y de fosfato total en la solución la cantidad de magnesio que permanece en solución dentro de un intervalo de pH aumenta de forma lineal con la concentración de iones hidrógeno.

Para evitar pérdidas debidas a la solubilidad, la precipitación del fosfato doble, deberá hacerse en volúmenes relativamente pequeños de solución. Puesto que el precipitado tiende a formar soluciones sobre saturadas, a la mezcla en la cual se ha efectuado la precipitación se le permite reposar por algún tiempo; a este respecto algunos autores consideran como lapso suficiente entre 4 y 6 horas.

Dependiendo de la temperatura a la cual se lleva a cabo la precipitación, será el hidrato formado. A temperatura ambiente la presencia del fosfato doble será completamente en la forma de hexahidrato; a temperaturas mayores, aumenta la posibilidad de que el monohidrato se forme. Se ha postulado que la temperatura de transición del hexahidrato a monohidrato está entre  $40^{\circ}$  y  $60^{\circ}$  C., el valor exacto depende de la composición de la solución.

No es nada fácil obtener un precipitado del fosfato doble puro, una de las dificultades surge de la co-precipitación de los fosfatos de amonio, y de los de magnesio. La substancia o substancias precipitadas dependerán de los productos de solubilidad de los posibles compuestos, y de las concentraciones de los iones, fosfatos y amonio.

Es relativamente fácil arreglar las condiciones durante la precipitación, de forma tal que sólo el fosfato doble sea el único preci

pitado por la adición de amoníaco a la solución ácida. Sin embargo, - es difícil prevenir la co-precipitación de otros fosfatos durante la precipitación. Entre las sustancias contaminantes se encuentran:

$H_3PO_4$ ,  $(NH_4)_2HPO_4$ ,  $(NH_4)H_2PO_4$ ,  $(NH_4)_3PO_4$ ,  
 $Mg(H_2PO_4)_2$ ,  $MgHPO_4$ ,  $Mg_3(PO_4)_2$ ,  $3H_2O$ ,  
 fosfatos básicos de magnesio,  $Mg(OH)_2$ .

Es interesante considerar el efecto de las condiciones de -- precipitación del fosfato doble, con respecto a la clase de co-precipitación. Se analizan tres casos que han sido recomendados por la literatura:

I). - Se añade una solución de fosfato a una solución fuertemente amoniacal de magnesio, la cual contiene una concentración relativamente baja de sales de amonio. En este caso es muy posible que se haya precipitado el  $Mg_3(PO_4)_2$  o algún fosfato básico de magnesio.

Es evidente que las condiciones de precipitación son favorables para la adsorción y oclusión de estas sustancias debido al pH tan elevado de la solución. La probabilidad de co-precipitación del fosfato de amonio es pequeña, debido a que no está en exceso durante la --- precipitación. Un método sencillo para comprobar el producto obtenido consiste en la calcinación del precipitado:



observándose que el producto de la calcinación pesa menos de lo que teóricamente se espera de la conversión a pirofosfato de magnesio ---  
(  $Mg_2 P_2 O_7$  ).

II). - Se añade la solución fosfatada a una solución neutra o ligeramente amoniacal de una sal de magnesio que contiene cantidades considerables de sales de amonio. Los resultados para el magnesio generalmente se encuentran que son más elevados después que el precipitado ha sido calcinado, como resultado de la co-precipitación de fosfatos de amonio tales como  $(NH_4)_2 HPO_4$  y  $NH_4H_2 PO_4$ . Durante la calcinación éstos producen el ácido metafosfórico y pentóxido de fósforo que son difíciles de volatilizar a la temperatura de ignición.

III). - Una solución ácida de una sal de magnesio que contiene un exceso de fosfato de amonio es neutralizada con hidróxido de amonio o amoníaco.

Después de la calcinación el precipitado pesa más de lo que debería. Bajo estas condiciones existe la posibilidad de una coprecipitación de  $Mg ( H_2PO_4 )$ ,  $Mg HPO_4$ , y fosfatos de amonio; la presencia del  $Mg HPO_4$  no causa error porque éste compuesto al ser calcinado se transforma en pirofosfato. La presencia del  $Mg (H_2PO_4)_2$  produce valores altos para el magnesio, debido a que se descompone a  $Mg ( PO_4 )_3$  al calcinarse y éste fosfato pierde  $P_2O_5$  en forma muy ligera a temperaturas elevadas, sin embargo, finalmente se transforma a pirofosfato. Entre mayor sea la concentración de sales de amo-

nio en solución, especialmente de fosfato de amonio, mayor será la --  
tendencia de ésta, a ser co-precipitada y la cual al ser calcinada dará  
valores altos para el magnesio.

#### Precipitación del calcio como fosfato.

Cinco fosfatos de calcio que poseen diferentes y específicos  
espectros de difracción a los rayos X pueden ser obtenidos por precipi-  
tación a partir de una solución y, a presiones normales.

Estos son: (1) ortofosfato monocálcico monohidratado

$\text{Ca} ( \text{H}_2 \text{PO}_4 )_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$  ; ( 2 ) ortofosfato monocálcico  $\text{Ca} ( \text{H}_2 \text{PO}_4 )_2$  ;  
( 3 ) ortofosfato dicálcico anhidro  $\text{Ca HPO}_4$  ; ( 4 ) ortofosfato dicál-  
cico dihidratado  $\text{Ca HPO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$  ; ( 5 ) y un precipitado cristalino  
de composición variable que tiene un espectro a los rayos X de una apa-  
tita.

Es común que cualquier compuesto en el sistema

$\text{Ca O-H}_2\text{O-P}_2\text{O}_5$  que exhiba un espectro de difracción similar al de --  
la hidroxilapatita, sea llamado una hidroxilapatita, siendo este térmi-  
no usado para cubrir una gama de composiciones.

La apatita es un precipitado cuya fórmula básica se escribe  
generalmente como  $\text{Ca}_5 ( \text{OH} ) ( \text{PO}_4 )_3$ , aún cuando en esta fór-  
mula no se toma en cuenta la composición variable o la cantidad de hi-  
dratación. Un cierto número de otros ortofosfatos cristalinos de cal-  
cio del sistema  $\text{Ca O-H}_2\text{O-P}_2\text{O}_5$  se dice que han sido preparados a -  
partir de soluciones, pero a ninguno de estos materiales se les ha ---

comprobado su existencia. Varios de ellos, tales como el fosfato tricálcico, son designaciones dadas a varias composiciones de la hidroxilapatita que arbitrariamente han sido separadas de esta familia.

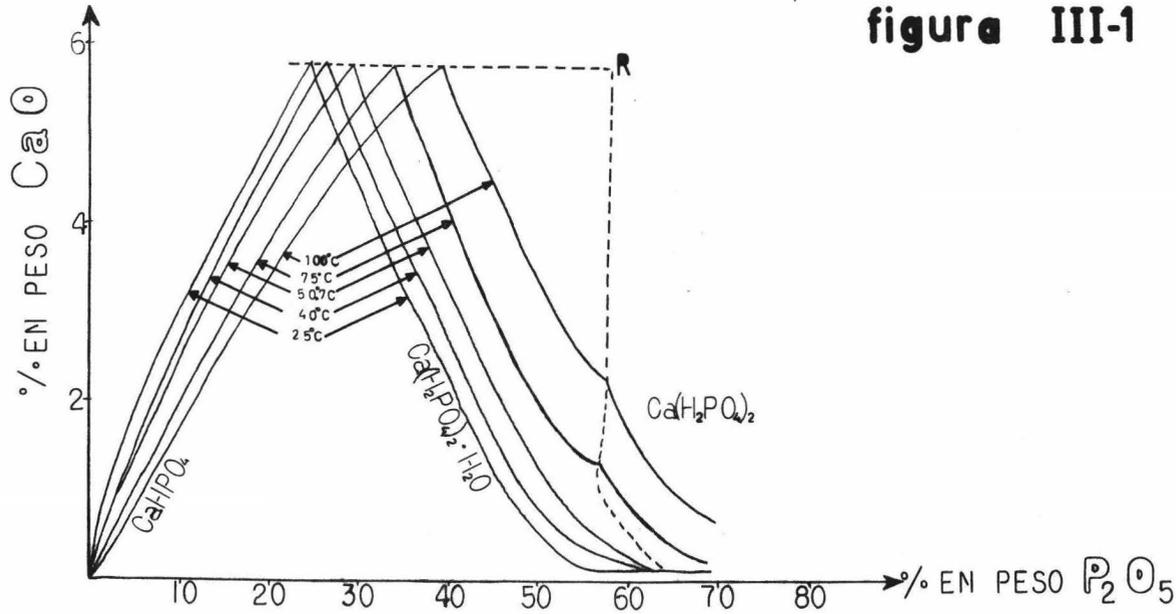
No es solamente la terminología de las hidroxilapatitas precipitadas la que permanece confusa, sino que diferentes preparaciones a las cuales se les ha dado el mismo nombre pueden ser muchísimo -- muy diferentes.

De tal forma, se tiene que substancias que muestran un espectro a los rayos X casi idéntico entre sí pudieran tener una relación mol Ca: P bastante diferente, entre límites aproximados de 1.33 a - 2.0 .

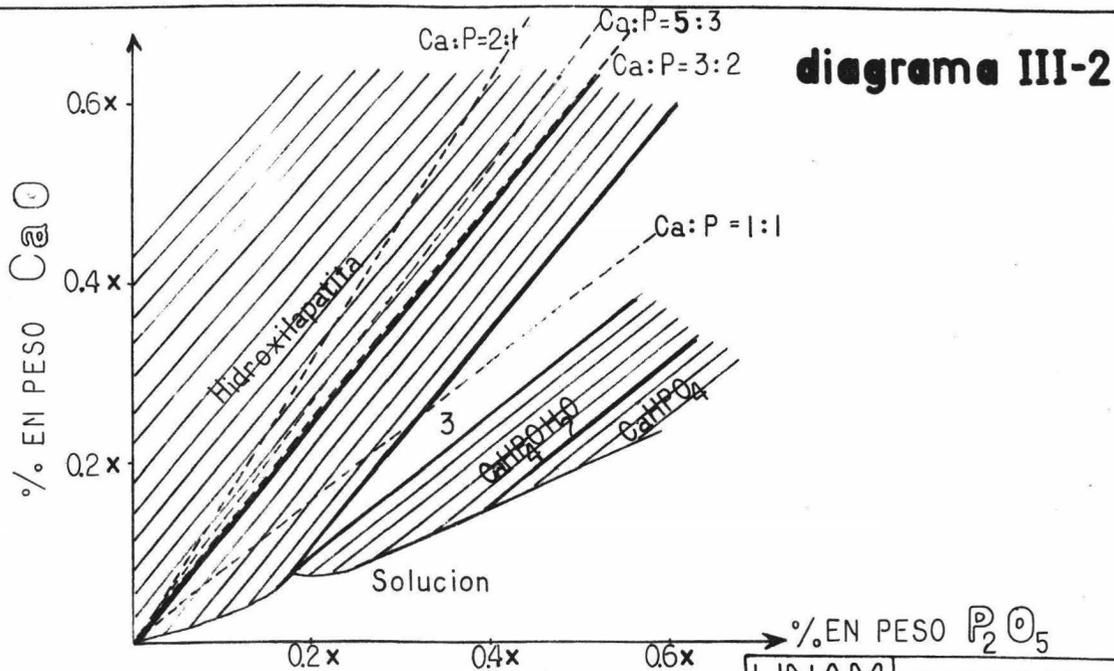
El ortofosfato monocálcico ya sea la sal anhidra o el monohidrato puede ser preparados en forma de cristales puros al bajar la temperatura de una solución ácida. El ortofosfato dicálcico anhidro puede cristalizar a partir de soluciones ácidas, pero debido a su solubilidad inversa la temperatura deberá elevarse. La información relativa pertinente para estas preparaciones se muestra en la figura III-1. El ortofosfato dicálcico dihidratado, es sin embargo, más difícil de obtener en forma pura.

El diagrama de fase para los ortofosfatos de calcio a 25°C. está dado por la figura III-2, en el cual los fosfatos de calcio alcalinos del tipo que poseen un espectro de difracción similar a los rayos X se indica por una gran área indeterminada de composición variable en la -

figura III-1



UNAM	FACULTAD DE QUIMICA
	TESIS PROFESIONAL
	ROGELIO MENDOZA S.



**PARTE "A"**

UNAM	FACULTAD DE QUIMICA
	TESIS PROEESIONAL
	Diagrama de fase para ortofosfatos de calcio
	ROGELIO MENDOZA S.

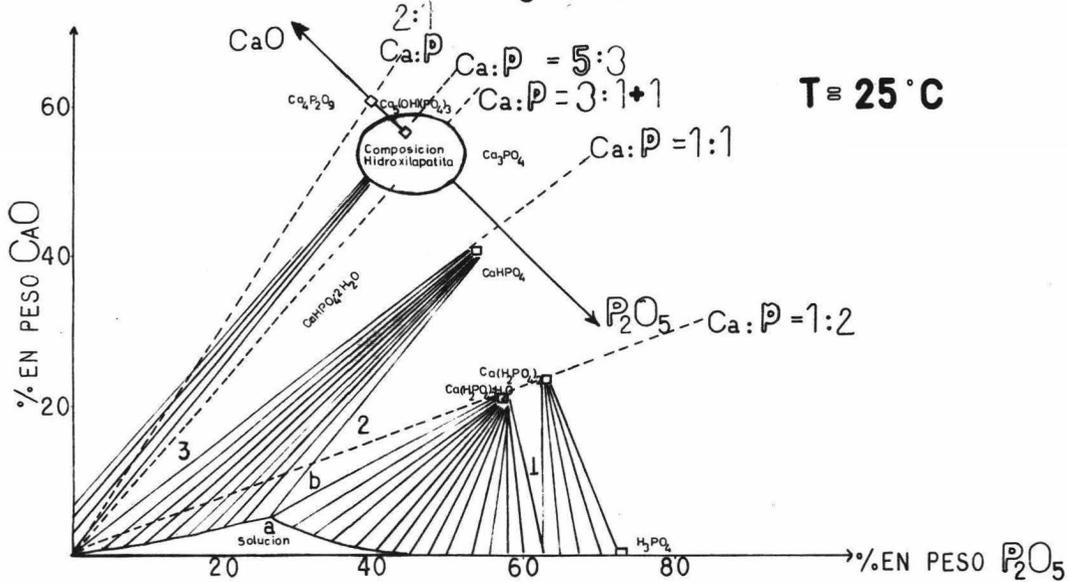
gráfica amplificada (parte B). En la parte A de esta figura, la región cercana la origen está amplificada, y de la cual se puede observar que el ortofosfato dicálcico dihidratado tiene una región de solubilidad muy limitada a 25° C. ; y también que las hidroxilapatitas son muy insolubles. La única región de alta solubilidad en todo el sistema está en el lado ácido, con la mayor solubilidad en el punto que P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> es 24.1% CaO 5.79% en peso, correspondiendo al punto invariante en el cual Ca (H<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>)<sub>2</sub> · H<sub>2</sub>O y Ca HPO<sub>4</sub> están en equilibrio con esta solución.

Las áreas de las tres fases están enumeradas y son: (1) Ca (H<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>)<sub>2</sub> anhidro más Ca (H<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>)<sub>2</sub> · H<sub>2</sub>O, más solución; (2) Ca (H<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>)<sub>2</sub> · H<sub>2</sub>O más Ca HPO<sub>4</sub> anhidro, más solución; (3) Ca HPO<sub>4</sub> · 2 H<sub>2</sub>O más hidroxilapatita, más solución.

Si en lugar de agua, se trata de soluciones, se encuentra que las composiciones de ortofosfato dicálcico y de hidroxilapatita tienen una solubilidad anormal en soluciones de ácidos débiles, así como en aquellas de sales sumamente solubles que contienen otros cationes que no sea el calcio. Además, el dióxido de carbono proporciona una fuerte acción disolvedora sobre los ortofosfatos monocálcico dihidratado y anhidro, así como también sobre la hidroxilapatita de composición fosfato tricálcico.

La solubilidad de los ortofosfatos de calcio es elevada en las soluciones de citrato de amonio, y tiende a ser mayor que las muestra-

# diagrama III-2



## PARTE "B"

UNAM	FACULTAD DE QUIMICA
	TESIS PROFESIONAL
	Diagrama de fase para ortofosfatos de calcio
	ROGELIO MENDOZA S.

das en las soluciones de sales simples, tales como cloruro de sodio, - sulfato de potasio, nitrato de amonio, sulfato de sodio, etc. ...

De la figura III-2 se nota que si el agua se añade gradualmen- te al ortofosfato monocálcico anhídrido  $\text{Ca} (\text{H}_2\text{PO}_4)_2$ , las condiciones de equilibrio corresponderán primero a una mezcla de la sal anhídrida y su monohidrato. Después que la conversión al monohidrato ha sido -- completa, habrá reacción con el agua para formar en el equilibrio el - ortofosfato dicálcico anhídrido de acuerdo a la ecuación III-a:



Al agregar agua, como para seguir hacia abajo la línea que - corresponde a  $\text{Ca}/\text{P} = 1/2$  en la figura III-2, se entra a la región núme- ro 2 en donde  $\text{Ca} (\text{H}_2\text{PO}_4)_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$  y  $\text{Ca HPO}_4$  están en equilibrio - con la solución saturada marcada como "a". Añadiendo más agua, la proporción del  $\text{Ca HPO}_4$  cristalino al  $\text{Ca} (\text{H}_2\text{PO}_4)_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$  aumenta hasta justo después del punto "b" en el cual ya no existe  $\text{Ca} (\text{H}_2\text{PO}_4)_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ .

Continuando hacia abajo de la línea correspondiente a  $\text{Ca}/\text{P} = 1/2$ , la cantidad de sólido ahora solamente el  $\text{Ca HPO}_4$ , disminuye así que la solución se vuelve más alcalina.

Es aparente, de acuerdo a la parte "A" de la figura III-2 -- que el ortofosfato dicálcico su disolución en el agua es acompañada por reacción de la misma manera que el monocálcico. Sin embargo, cuan- do el ortofosfato dicálcico reacciona con el agua, forma ácido fosfóri-

co libre más una composición del tipo hidroxilapatita.

Debido a la dificultad de escribir una fórmula sencilla para -  
las composiciones de la hidroxilapatita una ecuación equivalente a la --  
III-a no puede darse para esta reacción.

C A P I T U L O   I V

MODIFICACIONES QUE SE PROPONEN

Diferentes posibilidades para la obtención de lodos fosfata-  
dos.

Desde el punto de vista fertilizante el orden en el cual se llevan a cabo las reacciones entre la salmuera y los diferentes reactivos no es en sí una limitación fuerte, ya que en todos los casos es posible obtener un producto con un elevado porcentaje en nutrientes:

$P_2O_5$ ,  $NH_3$ , Ca, Mg.

Desafortunadamente desde el punto de vista economía del -- proceso, del de eliminación total de las sales incrustantes de calcio y magnesio, así como para evitar la formación de subproductos indeseables en la salmuera, existe muy poco margen dentro del cual pueden -- llevarse a cabo las nuevas reacciones del ablandamiento químico.

A continuación se presenta una lista de algunos de los métodos que pueden llevar a la obtención del fertilizante tipo "acción lenta".

- a).- Salmuera + fosfato disódico ( $Na_2HPO_4$ ) + amoníaco alcalinidades.
- b).- Salmuera + ácido fosfórico + amoníaco + hidróxido de calcio - carbonato de sodio + alcalinidades.
- c).- Salmuera + hidróxido de calcio ( ácido fosfórico carbonato de sodio + amoníaco ) fosfato disódico + alcalinidades.
- d).- Salmuera + hidróxido de calcio ( ácido fosfórico amoníaco ) + fosfato disódico + alcalinidades.
- e).- Salmuera + hidróxido de calcio + ácido fosfórico

amoníaco alcalinidades.

Los paréntesis indicados en "c" y "d" significan que los productos de la reacción con el hidróxido de calcio, son separados en forma de lodos y reaccionan con las sustancias comprendidas entre ellos, mientras que la salmuera clarificada se hace reaccionar conforme se señala después de cerrar el paréntesis.

Selección y descripción del procedimiento más adecuado.

De acuerdo con lo que se estableció en el capítulo número III, las bases para selección del procedimiento fueron las siguientes:

1. - La precipitación del magnesio se efectuará en presen-cia de una sal de amonio.
2. - Esta precipitación se deberá llevar a cabo en el menor volumen de salmuera posible.
3. - Se mantendrá un exceso de amoníaco durante el desa--rrollo de los puntos 1 y 2.
4. - Durante la precipitación del ortofosfato de calcio se --evitará la presencia del dióxido de carbono.
5. - En la precipitación del calcio como fosfato, no se mantendrán excesos de fosfatos para evitar la subsecuente hidrólisis de éstos, que lleguen a producir ácido fosfórico.
6. - Naturalmente que el cumplimiento de estos puntos de-berá ser lo más económicamente posible, y a su vez, sin que se pro--duzcan sustancias contaminantes.

De los diferentes procedimientos señalados al principio de este capítulo, el mejor cumplió con los seis puntos anteriores fue el método "d". Tal selección fue de forma experimental.

#### Descripción del método "d"

El primer paso consiste en la conversión de todo el magnesio a hidróxido mediante la acción de la cal:



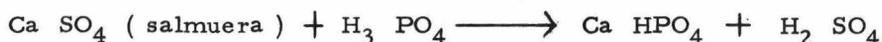
Con el fin de poder efectuar esta reacción en un tiempo razonable, es indispensable contar con un exceso de cal de aproximadamente 500 p. p. m., expresados como  $\text{Ca CO}_3$ .

Cal requerida:

$$\left( \frac{8300 + 500}{1000} \right) \times 0.741 = 6.52 \text{ Kg./m}^3 \text{ de salmuera.}$$

A la mezcla se le permite reposar, de forma tal que los sólidos puedan ser separados como lodos, quedando la salmuera clarificada y sobresaturada exclusivamente en  $\text{Ca SO}_4$ .

Los lodos una vez separados son tratados con ácido fosfórico con el cual se efectúan las siguientes reacciones:



El sulfato de calcio sólido no reacciona con el ácido fosfórico, a menos que este último se encuentre en gran exceso. Bajo estas

condiciones el  $\text{Ca SO}_4$  es fácilmente filtrable.

Para determinar el ácido fosfórico requerido, es necesario - conocer el volumen de lodos a tratar. En base a datos estadísticos so bre la actual operación del floculador se sabe que los lodos tienen en - promedio 21% en volumen de sólidos, y que de cada  $\text{m}^3$  de salmuera -- cruda aproximadamente el 8.33% en volumen se convierte en lodos.

El ácido fosfórico requerido es:

a). - Para la cal:

$$\frac{500}{1000} : 0.9798 = 0.489 \text{ Kg./m}^3 \text{ salmuera}$$

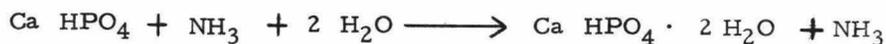
b). - Para el hidróxido de magnesio:

$$\frac{8300}{1000} \times 0.9798 = 8.132 \text{ Kg./m}^3 \text{ salmuera}$$

c). - Para el sulfato de calcio en solución:

$$\left(\frac{1600}{1000}\right) \times 0.9798 \left(\frac{100 - 21\%}{100}\right) \times 0.0833 = 0.103 \frac{\text{Kg./m}^3}{\text{salmuera}}$$

Una vez que el sulfato de calcio sólido ha sido separado del - seno del líquido, éste queda preparado para el tercer paso del nuevo - tratamiento químico:



El consumo de amoníaco será:

a). - Para el ácido sulfúrico:

$$\left( \frac{1600}{1000} \right) \times 0.1702 \quad \left( \frac{100 - 21\%}{100} \right) \times 0.0833 \quad 0.0179 \frac{\text{Kg.}/\text{m}^3}{\text{salmuera}}$$

b). - Para el magnesio:

$$\left( \frac{8300}{1000} \right) \times 0.1702 = 1.412 \text{ Kg.}/\text{m}^3 \text{ de salmuera}$$

c). - Para compensar pérdidas debidas al desprendimiento del gas, así como para mantener un exceso de amoniaco durante las reacciones, se considera un 50% de la suma de "a" más "b".

$$(0.0179 + 1.412) \cdot 0.5 = 0.714 \text{ Kg.}/\text{m}^3 \text{ de salmuera.}$$

Al pH de la mezcla resultante todo el calcio ha sido precipitado como fosfato, cosa que no sucede así con el magnesio, ya que permanecen en solución aproximadamente 30 p. p. m., para poder reducir éstas 30 p. p. m. hasta cero es necesario mantener fuertes excesos de amoniaco ( 200 - 300 % ) lo cual ya no es económico.

Los cristales del fosfato doble, se someten a la deshidratación a 55° C. una vez que se les ha permitido reposar algunas horas.



La salmuera ya filtrada que resulta de esta operación no se recupera para ser enviada al área de concentración, sino que deberá utilizarse para preparar los tanques de cal. Las reacciones que se efectúan en éste, el 4o. paso son:



Por lo tanto el consumo de reactivos: cal, ácido fosfórico y amoníaco aumenta.

La salmuera residual en los lodos es el 89% de la original. - El aumento en el consumo de reactivos para el magnesio es el siguiente:

a). - Para la cal:

$$\left(\frac{30}{1000}\right) \times 0.741 \times \left(\frac{100 - 21}{100}\right) \times 0.0833 \times 0.89 = 0.0013 \text{ Kg./m}^3$$

b). - Para el ácido fosfórico:

$$\left(\frac{30}{1000}\right) \times 0.9798 \times \left(\frac{100 - 21}{100}\right) \times 0.0833 \times 0.89 = 0.0017 \text{ Kg./m}^3$$

c). - Para el amoníaco:

$$\left(\frac{30}{1000}\right) \times 0.1702 \times \left(\frac{100 - 21}{100}\right) \times 0.0833 \times 0.89 = 0.0003 \text{ Kg./m}^3$$

La recirculación del sulfato de amonio únicamente afecta al hidróxido de calcio:

$$\left(\frac{1600}{1000}\right) \times 0.741 \times \left(\frac{100 - 21}{100}\right) \times 0.0833 \times 0.89 = 0.069 \text{ Kg./m}^3.$$

La salmuera clarificada y sobresaturada con sulfato de calcio es tratada con el fosfato disódico de acuerdo a la ecuación:



El sulfato disódico tuvo que haber sido preparado:



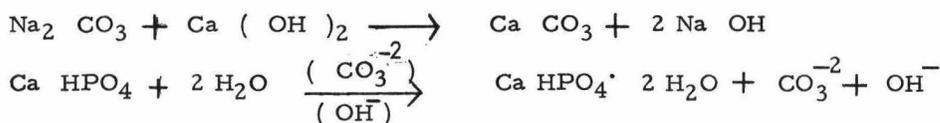
Luego, el consumo individual de los reactivos será para el carbonato de sodio:

$$\left(\frac{1600}{1000}\right) 1.06 \left(\frac{100 - 8.33\%}{100}\right) = 1.554 \text{ Kg./m}^3 \text{ de salmuera}$$

Para el ácido fosfórico:

$$\left(\frac{1600}{1000}\right) 0.9798 \left(\frac{100 - 8.33\%}{100}\right) = 1.437 \text{ Kg./m}^3 \text{ salmuera}$$

La precipitación del calcio no es completa al pH resultante de la solución, por lo que es necesario aumentarlo, esto se logra mediante la adición de cal y carbonato:



En teoría no deberán registrarse consumo de estos dos reactivos, ya que todos los excesos serán recuperables.

El total de reactivos requeridos es:

$$\text{Ca} (\text{OH})_2: 6.52 + 0.0013 + 0.069 = 6.5903 \text{ Kg./m}^3 \text{ salmuera.}$$

$$\text{Na}_2 \text{CO}_3: \quad \quad \quad = 1.554 \text{ Kg./m}^3 \text{ salmuera.}$$

$$\text{H}_3 \text{PO}_4: 0.489 + 8.132 + 0.0833 + 0.0017 \quad 1.437 = 10.143 \text{ Kg./m}^3 \text{ salm.}$$

$$\text{NH}_3: 0.0179 + 1.412 + 0.714 + 0.0003 = 2.1442 \text{ Kg./m}^3 \text{ salmuera.}$$

El fertilizante producido es:

Para el  $\text{Mg NH}_4 \text{PO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ :

$$\left(\frac{8300}{1000}\right) \times 1.55316 = 12.891 \text{ Kg./m}^3 \text{ de salmuera.}$$

Para el  $\text{CaHPO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$ :

$$\left(\frac{1600}{1000}\right) 1.7207 \left(\frac{100 - 21\%}{100}\right) \times 0.0833 = 0.181 \text{ Kg./m}^3 \text{ de salmuera.}$$

$$\left(\frac{1600}{1000}\right) 1.7207 \left(\frac{100 - 8.33}{100}\right) = 2.524 \text{ Kg./m}^3 \text{ de salmuera.}$$

$$\left(\frac{500}{1000}\right) 1.7207 = 0.860 \text{ Kg./m}^3 \text{ de salmuera.}$$

$$\left(\frac{30}{1000}\right) 1.7207 \left(\frac{100 - 21\%}{100}\right) 0.0833 \times 0.89 = 0.003 \text{ Kg./m}^3 \text{ de salm.}$$

El total de ortofosfato dicálcico es: 3.568 Kg./m<sup>3</sup> de salmuera.

La cantidad del fertilizante tanto de calcio como de magnesio es de 16.459 Kg./m<sup>3</sup> de salmuera.

#### Composición del fertilizante.

El contenido de nutrientes del fertilizante se hizo en base a los tres puntos siguientes:

1. - Contenido de fósforo total expresado como P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>.
2. - Porcentaje del fósforo total soluble en citrato de amonio.
3. - Contenido de nitrógeno amoniacal.

El contenido teórico de cada uno de estos conceptos será:

1. - 44.7%
2. - 100.0%
3. - 8.5%

El análisis real sobre la composición, se efectuó de acuerdo al manual de procedimientos de Guanos y Fertilizantes de México.

1. - 44.1%
2. - 99.0%
3. - 8.3%

Se aceptó como razonable, que el fertilizante estuviese compuuesto en su mayor parte por el fosfato doble de amonio y magnesio -- monohidratado, y por el ortofosfato dicálcico dihidratado.

El 1% de fósforo insoluble en citrato de amonio corresponde exclusivamente a los fosfatos de calcio, siendo este porcentaje, alguna apatita con un peso molecular muy parecido al del ortofosfato dicálci--  
co.

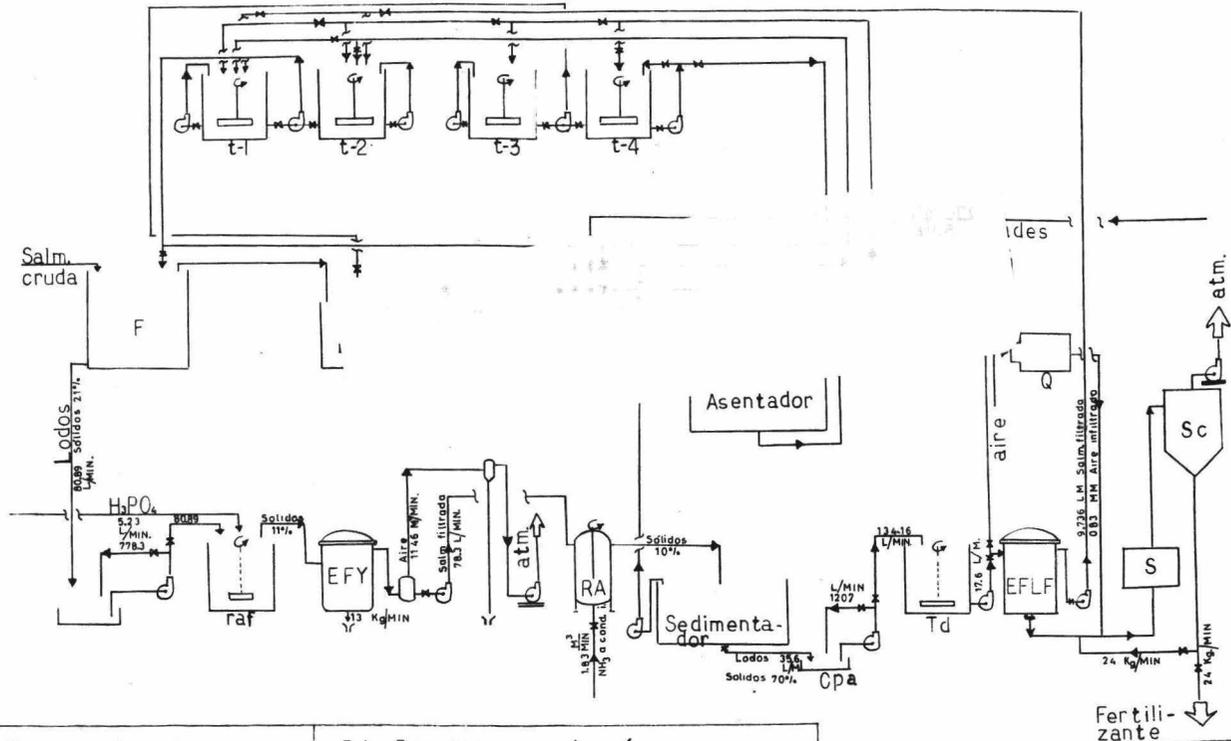
Sobre el magnesio, no se registraron diferencias sensibles -- sobre su composición, debido principalmente a la presencia del calcio en el momento de precipitación.

#### Descripción del diagrama de flujo (figura IV-1)

La salmuera cruda entra al floculador tal y como se lleva a cabo actualmente, con la única diferencia de que todo el sulfato de magnesio es convertido a hidróxido de magnesio y sulfato de calcio, por la acción de la cal. Los sólidos formados son extraídos en forma inter-- minente, y pasarán a un reactor en donde se les adicionará ácido fos-- fórico, el efluente de este reactor pasa a un filtro en el cual se sepa-- ran los cristales de sulfato de calcio, único sólido en suspensión.

A la salmuera filtrada se le hará reaccionar con amoníaco, pasando el derrame de este reactor a un tanque sedimentador permiti-- tiendo de esta forma que la salmuera repose durante algunas horas, y a la vez que el fertilizante así formado pueda ser separado del seno de la salmuera. Los lodos extraídos del tanque asentador, se someten -

diagrama IV-1



t-1,t-2.- Tanques de cal	RA.-Reactor para Amóniaco
t-3.- Tanque de $\text{NaHPO}_4$	Cpa.-Carcamo para almacenamiento
t-4.- Tanque de $\text{NaHPO}_4$ , $\text{Na}_2\text{CO}_3$	Td.-Tanque deshidratador
F.- Flocculador	EFLF.-Equipo para filtra. lodos fosfatados
r1;r2;r3.-Tanques reactores	S.-Secador
raf.-Reactor Acido Fosfórico	Sc Separador ciclónico
EFY.- Equipo de filtración yeso	Q.- Quemador

<b>UNAM</b>	FACULTAD DE QUIMICA
	TESIS PROFESIONAL
	Diagrama de flujo de tratamiento propuesto
	ROGELIO MENDOZA S.

a un calentamiento para lograr la conversión a monohidrato del fosfato doble hexahidratado previamente formado. La mezcla es filtrada junto con los lodos provenientes del asentador "Dorr-Oliver" que ya existe, pasando los sólidos resultantes y con un contenido de humedad mínimo a un secador en donde será eliminada ésta.

La salmuera clarificada, proveniente del floculador, pasa por derrame a los tanques reactores actuales identificados como I, II y III. En el reactor número I se le adiciona una solución de fosfato monoácido disódico, y en el reactor número III se le agrega la purga de aguas madres provenientes del área de cristalización del cloruro de sodio, y que como ya se ha dicho es rica en iones oxhidrilos y carbonatos. Estos excedentes de alcalinidades, sólo hará falta agregarlos directamente a la salmuera una sola vez, al arranque del tratamiento; posteriormente bastará con agregar la purga para mantener los niveles de concentración de alcalinidades deseado. De cualquier forma, será conveniente mantener un tanque de reactivo con solución de carbonato de sodio, para compensar las pequeñas pérdidas de reactivos que pudiera haber, así como para cuando no se tenga dicha recirculación por estar fuera de servicio para mantenimiento y limpieza el área de producción del cloruro de sodio.

Finalmente la salmuera pasará del reactor número III, al tanque sedimentador "Dorr-Oliver" en donde se separan los cristales del ortofosfato dicálcico dihidratado, siendo éstos enviados a la co---

rriente que proviene del tanque deshidratador, según se estableció durante el tratamiento de los lodos.

Como puede observarse los cambios que habrían que efectuarse son a partir de los lodos extraídos del floculador ya que el resto del equipo es existente.

Experimentalmente se ha podido observar, que la reacción que se llevaría a cabo en el equipo actual, no presentaría problemas, por estar este equipo bastante sobrado en capacidad para los fines que se persigue. Por tal motivo, a partir de este capítulo no se hará referencia al equipo actual, y solamente se tratará lo concerniente al equipo nuevo.

C A P I T U L O V

ESTUDIO Y SELECCION DE LOS EQUIPOS

NECESARIOS

### Equipos necesarios.

Para la obtención del fertilizante a partir de la salmuera, - es indispensable contar con los siguientes equipos auxiliares:

Reactor para ácido fosfórico.

Filtro para yeso.

Reactor para amoníaco.

Sedimentador.

Tanque deshidratador.

Filtro.

Secador.

Reactor para ácido fosfórico. -

Si se considera que este reactor manejará una solución diluída de ácido fosfórico, y que se ha encontrado que el acero inoxidable - A-304 es adecuado para el manejo de estas soluciones, el reactor se - construirá entonces con este material. Para la reacción que se lleva - rá a cabo, se requiere que los lodos que se manejan estén siempre en - suspensión, para lo cual es necesario una agitación más o menos vio - lenta, la cual puede ser producida por un impulsor agitador de tipo tur - bina, de cuatro hojas planas.

Equipo de filtración. -

El proceso de la filtración consiste en pasar un fluído con -- materia en suspensión a través de un medio poroso adecuado, sobre el cual los sólidos se depositan.

El equipo para una filtración sólido-líquido puede ser dividido en tres grupos, dependiendo del servicio que presten:

Filtros de gravedad.

Filtros de presión.

Filtros al vacío.

Actualmente en la industria, se han observado buenos resultados en la filtración del sulfato de calcio a partir de soluciones fosfóricas empleando filtros al vacío continuos del tipo horizontal, de tal forma que éste será el equipo de filtración a considerar.

Reactor para amoníaco. -

La absorción del amoníaco en la salmuera, es seguida por una reacción química a medida que las moléculas absorbidas se van difundiendo. Al proseguir la absorción y reacción, el contenido de sólidos va en aumento hasta el punto, en que para una relación constante de gastos gas a líquido ya no se forman más sólidos.

El contacto entre las fases gas-líquido usualmente se lleva a cabo en las columnas convencionales, o bien, por medio de esparcidores absorbedores. Sin embargo, para un sistema que contiene sólidos, y que por lo tanto fácilmente puede obstruir a las columnas, un dispersador de gas tiene más ventajas en su aplicación.

En general, el problema de dispersar un gas en un líquido puede ser resuelto de dos formas: (1) el gas es introducido en el líquido en forma de burbujas del tamaño deseado, o de burbujas pequeñas -

que crecen a ese mismo tamaño. Dentro de este grupo se encuentran los Burbujeadores Simples que se utilizan cuando la demanda del gas es baja, y para la mayoría de los reactores absorbedores son inadecuados; así mismo comprende el mismo grupo, a los Burbujeadores a través de una Membrana Porosa, con los cuales es posible obtener burbujas más pequeñas que las obtenidas en un Burbujeador Simple, teniendo como desventaja principal que el medio poroso tiende a ser obstruído. (2) una corriente de gas es desintegrada en el seno del líquido. Pertenecen a este grupo los Agitadores Mecánicos, usualmente impulsores, que constituyen los dispersadores de gas más efectivos y de mayor flexibilidad. El tipo de impulsor a emplear, depende del servicio a prestar:

Paletas. - Cuando son bien diseñados proporcionan un servicio satisfactorio, excepto cuando se desea un mezclado rápido, o bien preparar dispersiones muy finas.

Propelas. - Son adecuadas siempre y cuando no se necesite un contacto íntimo entre las fases presentes.

Turbinas. - Superan a las anteriores en velocidad de mezclado, dispersión de gases y contacto entre las fases. Son satisfactorios para materiales de todas las consistencias o viscosidades aparentes.

Considerando las características de los dispersadores enunciados, se cree que la reacción salmuera-amoníaco será más conve-

niente efectuarla en un agitador mecánico, utilizando una turbina como dispersador y mezclador.

Sedimentador. - La sedimentación es la separación de partículas sólidas en suspensión en una corriente líquida por medio de la atracción gravitacional. Los equipos para una operación de sedimentación pueden dividirse en: (1) espesadores y; (2) clarificadores. -- Los primeros aumentan el contenido de sólidos de la corriente de alimentación, mientras que los segundos, separan los sólidos a partir de una corriente relativamente diluída.

El equipo en sí que se requiere para efectuar una clarificación es similar al del espesador, sin embargo, debido a la mayor cantidad de sólidos y peso de los mismos que maneja un espesador, su --- costo instalado es ligeramente superior al del clarificador.

Hasta ahora, el mejor equipo para lograr una sedimentación continua es el espesador mecánico con rastrillos para lodos. Los tanques son a menudo cilíndricos, aún cuando los de forma rectangular se llegan a usar. El rasgo básico de un espesador continuo es el sistema de colección de lodos, y el de separación de los mismos, el cual - está diseñado para mover al material asentado de forma continua a través del piso del tanque hasta el punto de descarga.

La alimentación entra al espesador cilíndrico por una boquilla central, la cual distribuye al flujo uniformemente por todo el recipiente. El líquido clarificado pasa a un canal recolector que se en---

cuenta en la periferia del tanque; mientras que el lodo espeso es rastrillado hacia el centro del tanque en forma lenta, pasando a un cono central y de ahí es descargado por medio de una válvula, o bien separado por una bomba de lodos.

Los tres tipos básicos de espesadores difieren esencialmente del método de soportar e impulsar al mecanismo de recolección de lodos:

- (1) El de mecanismo con columna central de soporte y conducción central.
- (2) El de mecanismo con columna central de soporte, pero con tracción en la periferia del tanque.
- (3) El de mecanismo con super-estructura de soporte.

Los espesadores de mecanismo con super-estructura de soporte son los más comunes cuando el diámetro del tanque es inferior a los 60 pies. Puesto que el equipo necesario para este estudio es relativamente pequeño, y de diámetro inferior a los 60 pies, se ha considerado que la operación más económica se obtendrá a partir de un espesador de este tipo.

#### Equipo para deshidratación de lodos. -

Para efectuar la deshidratación del fosfato doble de amonio y magnesio presente en los lodos, es necesario mantener un control -- muy estricto de la temperatura y homogeneidad de la mezcla. Estos dos requerimientos se cumplen si la deshidratación se lleva a cabo --

en un tanque mezclador.

Aún cuando existen varios métodos para efectuar el calentamiento en uno de estos tanques, la disponibilidad en la planta de vapor, lleva a considerar a éste como medio de calentamiento. La transmisión de calor es por medio de serpentines, o bien de una chaqueta; teniendo en cuenta que habrá sustancias sumamente incrustantes el uso de serpentines debe ser evitado.

Si bien el uso de una chaqueta no va a eliminar la incrustación, si es posible operar durante mayor tiempo al tanque mientras se efectúa la limpieza.

Para mezclas de viscosidad mediana, los impulsores de tipo paleta, propela y turbina son adecuados promotores de la transferencia de calor. El tipo paleta tiene la ventaja de producir giros a velocidades elevadas, pero mantienen un flujo axial muy lento.

El impulsor tipo propela produce un flujo axial que puede hacerse pasar por la superficie de calentamiento.

Finalmente, los de tipo turbina, combinan los giros a altas velocidades de las paletas con el fuerte flujo axial producido por una propela.

Es necesario considerar además, que si el tanque no está provisto de mamparas existe la tendencia a desarrollarse un modelo de flujo giratorio, independientemente del tipo de impulsor, con lo cual no habría suficiente intercambio de partículas entre las cercanas

a la superficie de calentamiento y las que se encuentran en el centro - del tanque, produciéndose sobrecalentamiento en las líneas de flujo -- cercanas a la pared. Para evitar tal inconveniente el tanque deberá - estar provisto de dichas mamparas.

#### Equipo de filtración para lodos fosfatados. -

Debido a las características de los sólidos a separar y a experiencias anteriores, la literatura recomienda el uso de un filtro al - vacío de tambor de compartimientos múltiples.

#### Secador. -

El secado generalmente se refiere a la separación de un lí- quido de un sólido por evaporación, el calor necesario para la evapora- ción es proporcionado por conducción de una pared sólida, por convec- ción de un gas caliente o por radiación. Los secadores se pueden di- vidir en seis categorías generales: indirectos, directos, de flujo para- lelo y a contracorriente, de unidades rotatorias de concha directa y de diámetro variable.

Los secadores de calor indirecto tienen una aplicación limi- tada, por lo que en este caso se utilizará un secador directo a flujo pa- ralelo, ya que siendo el fertilizante sensible a la temperatura, la ma- yor diferencial de temperatura se obtiene al introducir el aire caliente junto a la torta húmeda sin peligro de dañar al producto, además de -- que es posible lograr un mejor control del proceso.

Por el mismo concepto de eficiencia térmica, el tiempo de -

contacto entre aire y sólidos debe ser lo menor posible, y a su vez --- con la mayor área de contacto.

Lo anterior es posible lograrlo mediante el uso de un secador "flash" con flujo paralelo. En este tipo de secadores los sólidos son dispersados en una corriente gaseosa a temperaturas elevadas, de ésta forma los sólidos son transportados debido a la velocidad que tiene el gas, produciéndose a su vez el secado del fertilizante. Además, teniendo en cuenta que se trata de un fertilizante granulado, la operación de secado y selección del tamaño de partícula puede efectuarse en el mismo equipo, lo cual lo hace a este tipo de secadores económicamente más atractivo.

CAPITULO VI

DISEÑO DEL EQUIPO

Consideraciones generales. -

Para poder establecer las dimensiones del equipo debe considerarse el volumen de operación de salmuera cruda y de los lodos -- formados por la acción de la cal:

Flujo de salmuera cruda:  $1400 \text{ m}^3$  por día

Lodos producidos: 8.33% (v/v) de la salmuera original - --  
 $1400 \text{ m}^3$  por día  $\times 0.0833 = 116.62 \text{ m}^3/\text{día}$ .

Con esta extracción de lodos se ha observado buena clarificación durante la operación del floculador, la cual tiene un ciclo para ex pulsar a los lodos de la siguiente manera:

25 minutos de purga

28 minutos de reposo

2 minutos de retrolavado

5 minutos de asentamiento.

Luego, del floculador se extraen:

$$116.62 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr}} = 4.859 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

Estos lodos se descargan en un cárcamo de retención, el -- cual tiene una capacidad de almacenamiento:

$$V = 3 \times 3 \times 1.5 \text{ m}^3 = 13.5 \text{ m}^3$$

Lo anterior significa, que el cárcamo puede recibir dos des cargas consecutivas de lodos del floculador, y aún tener un pequeño -- margen de almacenamiento; por tal motivo, se ha pensado que no es -

necesario modificar las dimensiones de dicho cárcamo.

La transferencia de los lodos hacia su posterior tratamiento con ácido fosfórico se efectuará de forma continúa, a pesar del relativamente pequeño volumen. Esto es debido, a limitaciones de tipo económico que se tienen en el subsecuente paso de filtración del yeso, ya que el equipo capaz de efectuar tal operación es sumamente caro.

Estos lodos serán transferidos del cárcamo al reactor con ácido fosfórico, por medio de una bomba, la cual tiene por objetivos -- además del ya mencionado los siguientes:

a). - Recirculación de los lodos hacia el mismo cárcamo, -- con el objeto de mantener una homogeneidad de la mezcla que pasará -- al tratamiento, así como mantener a los sólidos en suspensión.

b). - Enviar los lodos del floculador a la zona de desperdi-- cios cuando sea necesario y en la misma forma en que se hace actual-- mente.

La potencia de la bomba actualmente instalada en el cárca-- mo es de 5 HP; entonces, si se estima una cabeza de 55 pies de altura de columna de agua, la cantidad de lodos que puede manejar la bomba -- es:

$$HP = \frac{m \cdot W_p}{N \cdot K}$$

Nomenclatura:

HP = potencia requerida de la bomba en H. P.

m = masa de la mezcla manejada por unidad de tiempo  
en libras por segundo.

W<sub>p</sub> = cabeza de la bomba en  $\overrightarrow{\text{lb}}$  - ft/lb

N = eficiencia de la bomba

K = factor de conversión

HP = 5

W<sub>p</sub> = 55  $\overrightarrow{\text{lb}}$  - ft/lb

N = 80%

K = 550

$$m = \frac{5 \times 550 \times 0.8}{55} = 40 \frac{\text{lb}}{\text{seg.}}$$

Estas 40 libras por segundo significan 46.7 m<sup>3</sup> por hora de lodos; luego, si se recuerda que para el tratamiento se mantendrá un flujo de 4.859 m<sup>3</sup>/hr, el volumen de lodos que se recircularía es:

$$46.7 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} - 4.859 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} = 41.84 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

Si a su vez, en el cárcamo se mantienen de continua dos des cargas del floculador para tener un nivel, el volúmen que ocupan éstos es:

$$4.859 \times 2 = 9.7 \text{ m}^3.$$

Luego la recirculación de lodos que se mantendría sería ---  
igual a:

$$\frac{41.84}{9.7} = 4.3$$

veces el volumen que se almacenan en el cárcamo por hora. Con esta recirculación, se ha considerado que la agitación será suficiente, y que por tal motivo, no existe la necesidad de cambiar la bomba actual.

Reactor de ácido fosfórico.

Para que la reacción sea completa, se requiere un tiempo -- de residencia de 60 minutos, luego, el volumen del reactor por concepto de lodos es:

$$116.62 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ hr}} \times 1 \text{ hr} = 4.859 \text{ m}^3$$

A este valor habrá que adicionar el correspondiente al volumen que ocupa el ácido fosfórico, el cual según Capítulo IV será:

$$1400 \text{ m}^3 \times 8.724 \frac{\text{Kg de H}_3\text{PO}_4}{\text{m}^3 \text{ de salmuera}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr}} \times 1 \text{ hr} = 508.9 \text{ Kg}$$

La densidad del ácido es de 1.62 Kg. por litro:

$$P = \frac{M}{V}$$

$$V = \frac{M}{P}$$

$$M = 508.9 \text{ Kg.}$$

$$P = 1.62 \text{ Kg/l}$$

$$V = 314.1 \text{ litros}$$

Habrá que tomar en cuenta que la pureza del ácido es del -- 74.5%, por lo que el volumen de operación:

$$V = \frac{314.1}{0.745} \text{ l} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ l}} = 0.422 \text{ m}^3$$

El volumen de la mezcla total en el reactor es:

$$4.859 + 0.422 = 5.282 \text{ m}^3$$

Dando un factor de seguridad del 25%, el volumen del reactor será:

$$V_t = 1.25 \times 5.282 = 6.6 \text{ m}^3$$

Es común para estos equipos que se tengan estas relaciones en las dimensiones: (12)

$$DW/D = 1/6$$

$$D/t = 2/3$$

$$Z/t = 1.2$$

$$C/t = 0.22$$

$$B/t = 0.086$$

Las dimensiones serán:

$$V_t = 0.785 t^2 Z$$

$$Z = 1.2 t$$

$$V_t = \frac{0.785 (1.2)^3 t^3}{1}$$

$$t = \sqrt[3]{\frac{6.6 \text{ m}^3}{0.785 \times 1.2}} = 1.913 \text{ m}$$

$$Z = 1.2 (1.913) = 2.295 \text{ m}$$

$$B = 0.086 \times 1.913 = 0.164 \text{ m}$$

$$C = 0.22 \times 1.913 = 0.420 \text{ m}$$

$$D = 0.666 \times 1.913 = 1.274 \text{ m}$$

$$DW = 0.166 \times 1.274 = 0.211 \text{ m}$$

$$L_b = 2.295 - 0.22 \times 2.295 = 1.790 \text{ m}$$

Nomenclatura para el tanque:

D : diámetro del impulsor

C : claro entre fondo del tanque y hoja del agitador

Lb : longitud de la mampara

Z : altura del tanque

t : diámetro del tanque

B : ancho de la mampara

DW : ancho del impulsor

Vt : volúmen

Cálculo de la potencia del motor para el agitador.

El tanque tiene un motorreductor de velocidad y un impulsor tipo turbina con cuatro hojas planas verticales, girando a una velocidad de 43 r. p. m. (12) :

$$HP = \frac{N_p D^5 N^3 P}{3.82 \times 10^9}$$

$$N_p = f ( N_{re} )$$

Para un número de Reynolds superior a  $10^6$ , el valor de  $N_p=3.6$

$$HP = 8.54$$

Nomenclatura:

$N_p$  = número de potencia

P = densidad de la mezcla

N = revoluciones por minuto

$N_p = 3.6$   
 $D = 4.204 \text{ ft}$   
 $N = 43 \text{ r.p.m.}$   
 $P = 87.22 \text{ lb/ft}^3$

El equipo necesario para este servicio de acuerdo a recomendaciones de fabricantes de estos agitadores sería:

Agitador tipo MV - 10 (Philadelphia)

Flecha : A - 304,  $2 \frac{1}{2}'' \text{ } \phi$

Motor : 10 HP.

Clase AGMA : II (Factor de servicio 1.4)

Relación de velocidades : 40.7

#### Sistema de filtración para sulfato de calcio. -

Para esta operación, se han encontrado buenos resultados -- utilizando un filtro Lurgi, el cual difiere de los otros filtros al vacío -- contínuos en que la filtración y el lavado se llevan a cabo sobre una ban da horizontal de hule sinfín.

En estos filtros se han encontrado capacidades de 2,000 a -- 4,000 libras de sulfato de calcio seco por pie cuadrado por día, siendo esta área la que realmente es utilizable. (14)

Para este estudio se considerará que el filtro es capaz de -- manejar  $2,000 \text{ lb/día ft}^2$ , debido al gran volúmen de salmuera a filtrar.

Si se toma en cuenta que se requiere filtrar durante un día -- de operación a 41,286 libras de yeso, el área de filtración se puede es

timar en:

$$A = \frac{41\,286}{2000} = 20.6 \text{ pies cuadrados}$$

En este tipo de filtros aproximadamente el 25% de su área es realmente efectiva, por lo que el área total será de 82.4 pies cuadrados.

Las unidades se construyen empleando una banda de 45 pulgadas de ancho, de las cuales 39.5 representan área efectiva. Los tamaños estandar en que se fabrican son: 21.5, 32, 43, 54, 121 pies cuadrados de área efectiva. La capacidad de filtración se mide por el ancho de la banda y la velocidad de desplazamiento de la misma; la longitud total no tiene influencia en la capacidad para un determinado tipo de lodo. (10)

De acuerdo a lo anterior, el largo total de la banda será de 26.14 pies, y la cual se desplazará a una velocidad de 13.07 pies por minuto.

Los datos sobre la capacidad de filtración sólo se mantendrán cuando se utilice como medio filtrante una tela de filtro hecha de Sarán, o bien de un monofilamento de polietileno preparado con calor.

Las entradas de aire durante la filtración se ha encontrado que son moderadas debido al tamaño de partícula, y se sabe que son de 1 a 3 pies cúbicos por minuto por pie cuadrado de área sometida al vacío. Para el presente caso se estiman 2 pies cúbicos por minuto por

pie cuadrado, de manera que el volumen que manejará el sistema de vacío es de:

$$\text{Vol. aire} = 20.6 \text{ ft}^2 \times \frac{2 \text{ ft}^3}{\text{min.} \times \text{ft}^2} = 41.2 \frac{\text{ft}^3}{\text{min.}}$$

La presión de succión en el equipo de vacío será de 6 pulgadas de mercurio, mientras que la descarga será a la atmósfera. El equipo de vacío adecuado para este servicio de acuerdo a proveedores es:

Equipo : Soplador

Marca : Rootsblower

Presión de succión : Baja, hasta de 4" de mercurio.

Motor : 7.5 H.P.

Sello : Agua, 3.5 Galones por minuto.

La separación de la salmuera filtrada del aire se logra mediante un recipiente, que usualmente es cilíndrico con su eje mayor en forma vertical. La salmuera y el aire entran por un lado, separándose este último por la línea de vacío, mientras que el filtrado es bombeado al recolectarse en el fondo del separador. La bomba de filtrado será del tipo centrífugo con impulsor cerrado unida de la carcasa al tanque separador por medio de una línea igualadora de presiones. Para este servicio se deberá utilizar una bomba con una cabeza de 50 pies, accionada por un motor de 5 HP.

Con el fin de evitar que algo del filtrado o de humedad con--

densada alcance a llegar al soplador se instalará una trampa de humedad. La instalación deberá hacerse a una altura de 24 pies (presión barométrica en el lugar de operación) entre el fondo de la trampa de humedad y el pozo de sello en el cual la pierna termina.

El material de construcción de todo el sistema será acero inoxidable grado A - 304.

#### Reactor para Amoníaco

El flujo de salida del tanque reactor de ácido fosfórico sería de  $5.282 \text{ m}^3$  por hora, con una variación del porcentaje de sólidos originalmente presentes del 21% al 11% (v/v). Por tal motivo, se tiene que después de efectuar la filtración de los cristales del sulfato de calcio el flujo será:

$$5.282 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times 0.89 = 4.7 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

Experimentalmente se ha podido comprobar que después de los 45 minutos la reacción ha sido completa para la conversión deseada, luego el volumen mínimo del reactor es:

$$V = 4.7 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times 0.75 \text{ hr} = 3.52 \text{ m}^3$$

Dando un margen de seguridad del 25%, que permita cubrir el aumento en volumen de la solución durante la gasificación del amoníaco, así como para alguna variación en el flujo de salmuera al reac-

tor se tendrá un volumen total de:

$$V_t = 3.52 \text{ m}^3 \times 1.25 = 4.4 \text{ m}^3$$

Es conocido que para aumentar la absorción de un gas en una solución, la altura del tanque deberá ser mayor al diámetro de éste. --

Es común que en estos casos la relación de dimensiones sea:  $Z = 2.8$

T. (12).

Las dimensiones del reactor serán:

$$4.4 = 0.785 (2.8) T^3$$

$$T = 4.026 \text{ ft}$$

$$Z = 4.026 (2.8) = 11.27 \text{ ft}$$

Antes de definir las dimensiones del impulsor, es necesario calcular la potencia del motor requerida para lograr la absorción: (10)

$$H = \frac{V_s}{V_t} H^{0.5} + 0.0216 \frac{P}{V_t}^{0.4} P_l^{0.2} \frac{I}{V_t}^{0.6} \left(\frac{V_s}{V_t}\right)^{0.5}$$

Nomenclatura para la ecuación:

H = fracción del volumen de amoníaco absorbido

V<sub>s</sub> = velocidad superficial del amoníaco, basada en la sección transversal del tanque - cm/seg.

V<sub>t</sub> = velocidad terminal de las burbujas - cm/seg.

P = potencia del motor - erg/seg

V<sub>t</sub> = volumen de la masa bajo agitación - cm<sup>3</sup>

P<sub>l</sub> = densidad de la solución - g/cm<sup>3</sup>

T = tensión interfacial - dinas/cm

Se considera que del amoníaco que entra al tanque, el 50% - es absorbido y reacciona, el 25% es absorbido únicamente y el otro -- 25% se pierde.

En general, la velocidad terminal de la burbuja es imposible predecirla, pero para fines estimativos se puede usar un valor de ---

$V_t = 26 \text{ cm/seg.}$  El valor del resto de variables es:

$$H = 0.25$$

$$V_s = 2.7 \text{ cm/seg.}$$

$$V_t = 26 \text{ cm/seg.}$$

$$P = \text{incógnita}$$

$$V_t = 4\,400\,000 \text{ cm}^3$$

$$P_l = 1.4 \text{ g/cm}^3$$

$$T = 5 \text{ dinas/cm}$$

Una vez transformadas las unidades se tiene que la potencia calculada es de 3.88 HP.

Para compensar pérdidas por fricción y sobrecargas se utilizará un motor de 5 HP.

Una vez definida la potencia, las características del impulsor se establecen: (10)

$$P = K N^3 D^5$$

Nomenclatura:

$$P = \text{potencia del motor } \overrightarrow{\text{lb}} - \text{ft/seg}$$

$$N = \text{revoluciones por segundo}$$

D = diámetro del impulsor - ft -

K = constante que depende de las características del impulsor, así como del régimen de flujo.

Para un número de Reynolds superior a  $10^5$ , y usando un impulsor tipo turbina de 6 hojas planas el valor de K es 6.3 (10).

Estableciendo un valor de  $N = 2.5$  r. p. s., y con lo cual el

$Nre > 10^5$  se calcula D :

D = 1.842 ft.

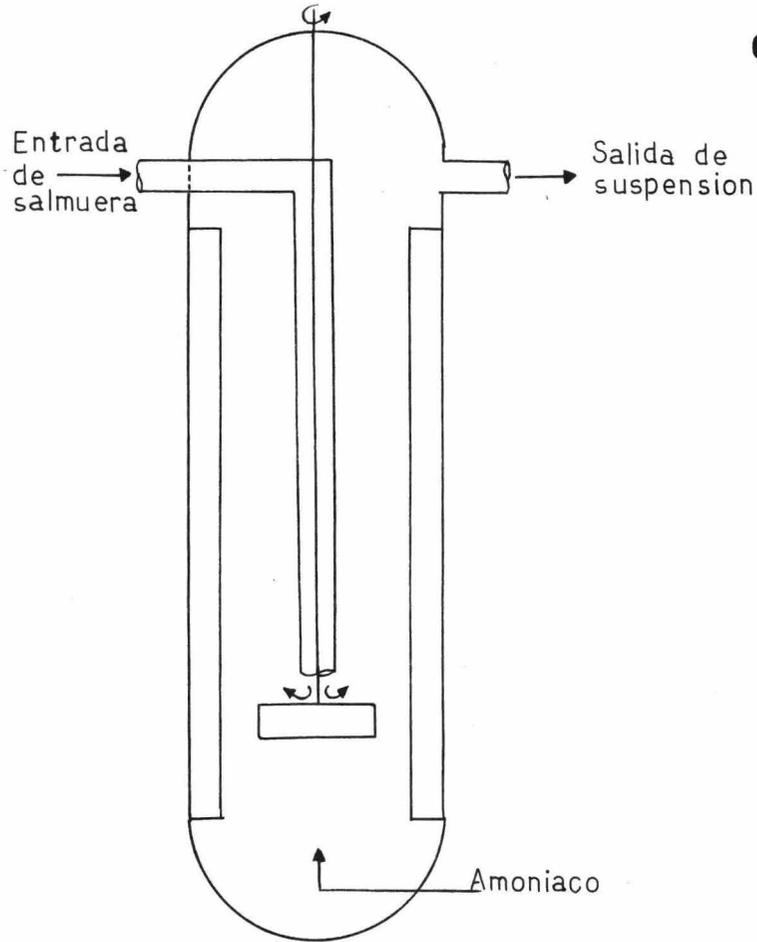
El diámetro del impulsor es 0.457 veces el diámetro del tanque, y puesto que es común que el diámetro de un impulsor tipo turbina sea de 0.3 a 0.6 veces el diámetro del tanque, se considera satisfactorio este valor.

El reactor estará provisto de 4 mamparas, las cuales tendrán 0.12 veces el diámetro del tanque:

B = 0.12 T = 0.4831 ft.

Tal como se puede apreciar en la figura VI-1, la entrada de la salmuera se efectúa por la parte superior del reactor, descendiendo a través de un tubo concéntrico con la flecha del agitador hasta la zona de mayor agitación. La entrada del amoníaco se efectúa por debajo del impulsor, a través de un tubo perforado, el cual a su vez, está conectado a un tanque estacionario de almacenamiento de amoníaco. La descarga de la salmuera reaccionada, se efectúa por la parte supe-

## diagrama VI 2



UNAM	FACULTAD DE QUIMICA
	TESIS PROFESIONAL
	REACTOR PARA A-MONIACO
	ROGELIO MENDOZA S.

rior del tanque, el cual se encuentra cerrado de la parte superior, y -  
provisto de una válvula de venteo.

El material de construcción del tanque, así como de la fle--  
cha del impulsor se ha considerado que es acero grado A-304.

#### Tanque sedimentador.

Aún cuando para diseñar un sedimentador es necesario consi-  
derar un gran número de conceptos, se cree que los que tienen mayor -  
influencia en estos equipos son los siguientes: (8)

- a). - Dimensiones del tanque
- b). - Tiempo de retención
- c). - Mecanismo colector de lodos
- d). - Velocidad de flujo
- e). - Condiciones meteorológicas
- f). - Características del fluído y concentración sólidos.

Para establecer las dimensiones del tanque hay que tomar --  
en cuenta lo siguiente:

- 1). - El tiempo de residencia mínimo será 6 horas (Cap. III).
- 2). - En la práctica se ha determinado que la altura total del  
tanque se divide en 4 zonas: de libre asentamiento o de solución clari-  
ficada; de alimentación; de transición y la de compactación. El va--  
lor de cada una de estas zonas es de = 1.33 metros; 0.606 metros; -  
0.606 metros y 0.44 metros respectivamente. (10)

Dando un margen de seguridad del 40% sobre el tiempo de rere

residencia mínima:

$$\ominus T = 1.4 \times 6 \text{ horas} = 8.4 \text{ hr}$$

$$\text{Si } T = \frac{V}{q}$$

$$\ominus T = 8.4 \text{ horas}$$

$$q = 4.7 \text{ m}^3 \text{ por hora}$$

$$V = \ominus T \times q = 8.4 \times 4.7 = 39.4 \text{ m}^3$$

Nomenclatura:

$$\ominus T = \text{tiempo de residencia en horas}$$

$$q = \text{flujo de entrada en m}^3 \text{ por hora}$$

$$V = \text{volumen del tanque}$$

Si la altura total del tanque es de 2.982 metros, el diámetro del tanque será:

$$V = A \times h = 0.785 D^2 \times h$$

$$V = 39.4$$

$$h = 2.982$$

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

En un tanque a escala, se determinó qué tan cercanos pueden ser los valores anteriores. Aún cuando éste no es el método usual de establecer las dimensiones del tanque, sí se observó buen asentamiento, notándose que para lograr una compactación satisfactoria el fondo debería ser cónico.

La potencia necesaria para el mecanismo colector de lodos

en un sedimentador continuo es casi insignificante, debido a las velocidades de rotación tan bajas. Normalmente el mecanismo se diseña -- para una velocidad periférica de 7.5 m/seg., lo cual en este caso re-- presenta tan solo 0.57 r. p. m.

De forma empírica se ha establecido: (6)

$$\text{Potencia} = \frac{1 \text{ HP}}{929 \text{ m}^2 \text{ de área}}$$

Luego se tiene:

$$\text{Potencia} = \frac{1 \text{ HP}}{929 \text{ m}^2 \text{ de área}} \times 13.2 \text{ m}^2 \text{ de área} = 0.014 \text{ HP}$$

La velocidad de flujo en un sedimentador está dada por el coeficiente  $q/A$ , con valores comprendidos entre 0.3 y 3 centímetros por -- minuto. En el presente caso dicha relación toma un valor de - - - - 0.55 cm/min. Lo cual significa que el equipo se encuentra dentro del lado seguro. (8)

Dado el margen de seguridad tomado en las dimensiones del tanque, las variaciones ambientales, así como variaciones en la con-- centración de sólidos pueden ser corregidos durante la operación, ya -- sea por medio de floculantes, o bien, variación de flujos.

La salmuera clarificada, derrama al canal periférico el --- cual debe tener la suficiente profundidad como para almacenar salmue-- ra necesaria para que el operador pueda estabilizar la capacidad de la bomba que conducirá a esta salmuera a los tanques de reactivos, evi-- tando que la bomba succione aire y pueda en un momento dado soltar la

carga.

La extracción de lodos se efectuará de forma intermitente - con los siguientes ciclos de operación:

tiempo de reposo : 5.5 horas

tiempo de extracción : 2.5 horas

Los lodos obtenidos estarán compuestos por un 70% de sólidos y 30% en salmuera (v/v), (8):

$$S_a = V_1 (100 - G_1)$$

$$S_e = V_2 (100 - G_2)$$

$$S_a = S_e$$

$$V_1 (100 - G_1) = V_2 (100 - G_2)$$

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{100 - G_2}{100 - G_1} = \frac{g_2}{g_1}$$

Nomenclatura:

$S_a$  : sólidos alimentados al sedimentador

$S_e$  : sólidos extraídos del sedimentador

$V_1$  : volumen de líquido tratado en 16 horas

$V_2$  : volumen de lodos extraídos en 16 horas

$G_1$  : % de salmuera en el fluido alimentado

$G_2$  : % de salmuera en los lodos extraídos

$g_1$  : % de sólidos en el fluido alimentado al sedimentador

$g_2$  : % de sólidos en los lodos extraídos

$$V_1 = 75.2 \text{ m}^3$$

$$g_1 = 10\%$$

$$g_2 = 70\%$$

$$V_2 = \frac{V_1 g_1}{g_2} = \frac{75.2 \times 10}{70}$$

$$V_2 = 10.74 \text{ m}^3$$

El volumen de lodos extraídos por turno es de  $5.37 \text{ m}^3$ , y -- puesto que por cada turno se extraen durante 2.5 horas, por cada hora de extracción se tendrán  $2.14 \text{ m}^3$ .

El 75% de estos lodos, se transferirán del cárcamo de - retención al tanque deshidratador en un lapso de 1 hora, usando para - ello una bomba centrífuga con impulsor de cromo para tener resisten-- cia a la abración. La cabeza de la bomba será de 40 pies del fluído, - y será accionada por un motor de 15 HP.

La salmuera ya clarificada, se bombeará a partir del canal de derrame del sedimentador a los tanques de reactivos por medio de - una bomba centrífuga con una cabeza de descarga hasta de 150 pies, -- accionada por un motor de 5 HP.

#### Tanque deshidratador.

La operación de este equipo será intermitente, ya que está - condicionada a la extracción de lodos del sedimentador; se ha conside - rado que únicamente se operará cada 4.5 horas, tiempo durante el -- cual el tanque puede entrar a servicio.

Luego, si como ya se vio anteriormente, del sedimentador -

se extraen  $5.37 \text{ m}^3$  durante 8 horas de operación, en un día se tiene:

2.5 hr de extracción	2.5 hr de extracción	2.5 hr de extracción
5.5 hr de reposo	5.5 hr de reposo	5.5 hr de reposo
1er turno	2o. turno	3er. turno
(8 horas)	(8 horas)	(8 horas)

Entonces, para poder someter a la deshidratación volúmenes iguales de lodos, al tanque deshidratador se deberán enviar los lodos de todo un turno, más la mitad del volumen correspondiente al siguiente -- turno de extracción:

$$5.37 + 0.5 (5.37) = 8.05 \text{ m}^3$$

Puesto que el tanque operará cada 4.5 horas, durante el --- tiempo que se encuentre fuera de servicio éste, del sedimentador se -- extraerán otros  $5.37 \text{ m}^3$  con lo cual ya está completa la siguiente carga de operación.

Lo anterior significa que el cárcamo a partir del cual se enviarán los lodos para su deshidratación deberá tener un volumen mínimo de capacidad de almacenamiento de  $10.74 \text{ m}^3$  o sea de 16 horas de operación del sedimentador. Se cree que será necesario contar con -- una capacidad equivalente a 2.5 descargas consecutivas del sedimentador por lo que el volumen total:

$$V_t = 2.5 \times 5.37 = 13.42 \text{ m}^3$$

La forma de mantener a los sólidos en suspensión será la -- misma que se vio para los lodos del floculador, es decir, mediante --

una recirculación con la misma bomba que los transferenciará. Para este caso se ha pensado que la relación de volumen de lodo recirculado a lodo almacenado será de 6, estando la bomba ya mencionada anteriormente calculada de acuerdo al volumen y descarga requeridos.

Entonces, el volumen del tanque, así como sus dimensiones dando un margen de seguridad del 25%, suficiente para cubrir el aumento en volumen de los lodos será:

$$V_t = 8.05 \times 1.25 = 10.06 \text{ m}^3$$

$$V_t = 0.785 T^2 Z$$

$$\text{Si } T = Z$$

$$V_t = 0.785 T^3$$

$$T = (10.06/0.785)^{1/3} = 2.34 \text{ m}$$

$$Z = 2.34 \text{ m}$$

Nomenclatura:

$V_t$  = volumen total del tanque

$T$  = diámetro del tanque

$Z$  = altura del tanque

La geometría de este equipo proporciona las dimensiones -- faltantes: (10), (12)

$$DW/D = 1/6$$

$$D/T = 2/3$$

$$C/T = 0.22$$

$$B/T = 0.086$$

$$D = 2/3 \times 2.34 = 1.56 \text{ m}$$

$$DW = 1/6 \times 1.56 = 0.26 \text{ m}$$

$$C = 0.22 \times 2.34 = 0.51 \text{ m}$$

$$B = 0.086 \times 2.34 = 0.20 \text{ m}$$

**Nomenclatura:**

D = diámetro del impulsor

DW = ancho del impulsor

C = claro entre el fondo del tanque y hoja del impulsor

B = ancho de la mampara

Calor requerido para la deshidratación:

$$Q_1 = M_1 CP_1 (T_2 - T_1)$$

$$Q_2 = M_2 CP_2 (T_2 - T_1)$$

$$Q_3 = M_3 CP_3 (T_2 - T_1)$$

$$Q^t = Q_1 + Q_2 + Q_3 + QL$$

Nomenclatura:

M<sub>1</sub> = masa de Mg NH<sub>4</sub>PO<sub>4</sub> · 6 H<sub>2</sub>O

CP<sub>1</sub> = calor específico del Mg NH<sub>4</sub>PO<sub>4</sub> · 6 H<sub>2</sub>O

M<sub>2</sub> = masa de Ca HPO<sub>4</sub> · 2 H<sub>2</sub>O

CP<sub>2</sub> = calor específico del Ca HPO<sub>4</sub> · 2 H<sub>2</sub>O

M<sub>3</sub> = masa de salmuera

CP<sub>3</sub> = calor específico de la salmuera

$T_2$  = temperatura final  
 $T_1$  = temperatura inicial  
 $Q_L$  = pérdidas de calor  
 $Q^t$  = calor total  
 $M_1$  = 31 392 lb  
 $CP_1$  = 1.45 BTU/hr °F  
 $M_2$  = 1 619 lb  
 $CP_2$  = 3.7 BTU/hr °F  
 $M_3$  = 4839 lb  
 $CP_3$  = 0.8 BTU/hr °F  
 $T_2$  = 132 °F  
 $T_1$  = 77 °F  
 $Q_L$  = 0.10  $Q^t$

Se ha considerado que el calentamiento se efectúa en 2.5 horas, con el fin de no requerir demasiada superficie de transferencia.

$Q_1$  = 2 503 512 BTU  
 $Q_2$  = 329 467 BTU  
 $Q_3$  = 212 907 BTU  
 $Q_L$  = 0.10( $Q_1 + Q_2 + Q_3$ ) = 304 588 BTU  
 $Q^t$  = 3 350 474 BTU  
 $Q^t$  = 1 340 190 BTU/hr

La cantidad de vapor a utilizar:

$$W_v = \frac{Q^t}{H_v - H_l}$$

Nomenclatura:

$W_v$  = masa de vapor

$Q^t$  = calor total requerido

$H_v$  = entalpía del vapor

$H^l$  = entalpía del líquido

$H_v/23$  psig. = 1 165 BTU/lb

$H_l$  = 220 BTU/lb

$Q^t$  = 1 340 190 BTU/hr

$W_v$  = 1 418 lb/hr

Potencia del agitador

El número de Reynolds será: (3)

$$N_{re} = \frac{D^2 PN}{0.0404 M}$$

Nomenclatura:

$D$  = diámetro del impulsor en pulgadas

$P$  = densidad de la mezcla

$M$  = viscosidad de la mezcla

$N$  = revoluciones por minuto

$D$  = 62.7 in

$P$  = 115.0 lb/ft<sup>3</sup>

$M$  = 100 C. P.

$N$  = 50 R. P. M.

$$Nre = 1.1 \times 10^7$$

Para este número de Reynolds, así como para un impulsor - tipo turbina con 6 hojas curvas se tiene que  $K = 4; HP = K D^5 N^3$

Nomenclatura:

$$K = \text{constante y } f(Nre) = 4.0$$

$$D = \text{diámetro del impulsor en pies}$$

$$N = \text{revoluciones por hora}$$

$$K = 4.0$$

$$D = 5.2 \text{ pies}$$

$$N = 0.83 \text{ r. p. h.}$$

$$HP = 16.4$$

Para compensar pérdidas por fricción, así como para proteger contra cargas excesivas del agitador se usará un motor de 25 HP.

Cálculo del área de calentamiento requerida.

Para el cálculo del coeficiente individual de transferencia de calor del lado de los lodos, se utilizará la siguiente ecuación: (3)

$$h_j = \infty \frac{k}{T} \left( \frac{\bar{C}_p M^{1/3}}{k} \right) \left( \frac{M}{M_w} \right)^{0.14}$$

Nomenclatura:

$$\infty = \text{constante, en función del número de Reynolds modificado}$$

$$k = \text{constante de conductividad térmica de los lodos}$$

$$T = \text{diámetro del tanque}$$

$$\bar{C}_p = \text{calor específico promedio de los lodos}$$

M = viscosidad de los lodos  
M<sub>w</sub> = viscosidad de los lodos a la temperatura de la pared

$$\infty = 425$$

$$M = 100 \text{ c. p.}$$

$$M_w = 75 \text{ c. p.}$$

$$C_p = 1.46 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0.33$$

$$h_j = 107.6 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El coeficiente de transferencia en la chaqueta, del lado del vapor hio = 1500 BTU/hr ft<sup>2</sup> °F

$$U_c = \frac{h_j \quad h_{io}}{h_j + h_{io}}$$

U<sub>c</sub> = coeficiente de transferencia global, limpio

$$U_c = 100,4$$

El coeficiente de transferencia sucio es:

$$U_d = \frac{U_c \quad h_d}{U_c + h_d}$$

en donde h<sub>d</sub> = 200 = factor de ensuciamiento o de incrustación

$$U_d = 66.9$$

La fuerza motriz de transferencia, puede ser representada por la media logarítmica de la diferencia de temperatura

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\frac{T_2 - t_2}{T_1 - t_1}}$$

Nomenclatura:

$$T_1 = \text{temperatura de entrada del vapor}$$

$T_2$  = temperatura de salida del vapor condensado

$t_2$  = temperatura final de los lodos

$t_1$  = temperatura de entrada de los lodos

$T_2$  = 255 °F

$T_1$  = 255 °F

$t_2$  = 132 °F

$t_1$  = 77 °F

LMTD = 172 °F

$$A_{req.} = \frac{Q^t}{U_d \Delta T \text{ L. M. T. D.}}$$

$$A \text{ requerida} = \frac{1\ 340\ 190}{66.9 \times 172}$$

A requerida = 116 pies cuadrados

El área de la sección cilíndrica en contacto con los lodos es

de:

$$A_d = \pi DZ (f) = 150 \text{ ft}^2$$

en donde "f" es la fracción de la altura total del tanque en contacto -- con los lodos.

Puesto que  $A_d > A_{req.}$  se consideran satisfactorias las medidas del tanque ya dadas.

Una vez efectuada la deshidratación, el magma resultante -- será descargado durante las siguientes ocho horas, por medio de una -- bomba centrífuga, con una cabeza de descarga de 25 pies del fluído, -- accionada por un motor de 5 HP.

Durante todo el tiempo que dura la descarga del tanque, será necesario mantener un flujo de vapor a la chaqueta con el fin de --- mantener la temperatura de 55.5 °C. Se ha estimado que este consumo de vapor será del 10% del vapor requerido para efectuar el calentamiento:

$$W'_v = 0.1 W_v$$

$$W'_v = 118.2 \text{ lb/hr}$$

Los condensados provenientes del vapor de calentamiento se retornarán a las pilas de almacenamiento de condensados, por medio de una bomba centrífuga, con una cabeza de 100 pies, y accionada por un motor de 5 HP.

El material de construcción del tanque será de acero inoxidable a trabajar a una presión de 50 Psig.

#### Sistema de filtración de lodos fosfatados.

Para llevar a cabo esta separación, tanto de los sólidos provenientes del tanque deshidratador como de los sólidos extraídos del - sedimentador actual, la literatura recomienda el uso de los filtros alvacío de tambor de compartimientos múltiples, y en específico el construído por la compañía Dorr Oliver. (10) (14).

Se ha encontrado, que la capacidad de este tipo de filtros es tá entre 155 y 175 libras por hora por pie cuadrado, usando un valor - promedio de 160 lb/hr  $\text{ft}^2$ , la superficie de filtración será:

$$A = \frac{W_f}{160 \times K_s}$$

Nomenclatura:

$W_f$  = masa de sólidos a filtrar

$K_s$  = fracción de la superficie del tambor sumergida en los lodos.

Se recomienda que para  $K_s$  se asigne un valor comprendido entre 0.4 --- 0.5, para el presente caso se considerará de 0.45. (10)

De acuerdo al balance de lodos fosfatados en el Capítulo IV. se tiene que en total se filtrarán:

$$16.459 \frac{\text{Kg Fert.}}{\text{m}^3 \text{ salm.}} \times 1400 \frac{\text{m}^3}{\text{salm/día}} \times \frac{1 \text{ día}}{2 \text{ turnos}} \times \frac{1 \text{ lb Fert}}{0.454 \text{ Kg Fert}} =$$

$$25\,385 \frac{\text{lb. Fert}}{\text{turno}}$$

Puesto que un turno de operación es de 8 horas:

$$W_f = \frac{25\,385}{8} = 3173.12 \frac{\text{lb. de Fert.}}{\text{hr}}$$

Luego "A" será:

$$A = \frac{3173.12}{160 \times 0.45} = 44 \text{ ft}^2$$

Considerando que los filtros Oliver se construyen en tamaño estandar, y siendo el más cercano en área total de filtración el que tiene las medidas 3 pies de diámetro por 6 pies de largo, con un área de 54 pies cuadrados, se piensa que este será el filtro adecuado para la operación.

Uno de los métodos para estimar las entradas de aire al sistema de filtración, consiste en relacionar el volumen total del sistema que se encuentra sometido al vacío contra la presión de operación. -- Para este caso se deberá operar a una presión no menor de las 13 pulgadas de mercurio, debido a que el fosfato doble de amonio y magnesio monohidratado tiende a formar una torta compresible a presión de succión más elevadas, haciendo más difícil su filtración. Se han estimado de esta forma una infiltración de aire de 30 pies cúbicos por minuto. Se ha seleccionado para este servicio una bomba Nash accionada por un motor de 5 HP.

El material de construcción del sistema deberá ser acero -- inoxidable, previniendo la operación defectuosa que implique la presencia de ácido fosfórico en la salmuera caliente.

#### Secador neumático.

En este tipo de secadores la remoción de humedad se lleva a cabo por dispersión del material que va a ser secado en una zona de gases calientes seguida de la transportación de los sólidos a velocidades elevadas.

Cuando los materiales a secar tienen una consistencia pastosa, para poder efectuar la dispersión es necesario mezclarlos con producto seco hasta obtener una consistencia manejable. Para el manejo de los gases y transportación de los sólidos se utiliza un ventilador de tiro inducido que permite operar bajo una ligera presión negativa evi-

tando así que el polvo y los gases calientes escapen del sistema. Como medio de calentamiento del aire, se considerará el uso de diesel - centrifugado.

Calor necesario para efectuar el secado:

Los lodos provenientes del filtro son 3173 lb/hr con una humedad del 6% B.H. La cantidad de salmuera a evaporar por hora es:

$$0.06 = \frac{X}{3173 + X}$$

$$X = 203 \text{ lb/hr humedad}$$

Debido a que el producto es sensible a temperaturas cercanas a los 131 °F, se ha fijado una temperatura de salida de los sólidos de 124 °F con lo cual el aumento de temperatura es de solo 9°F.

$$Q_1 = M_1 C_{p1} (T_2 - T_1)$$

$$Q_2 = M_1 X_1$$

$$Q_3 = M_s C_{Ps} (T_3 - T_1)$$

$$Q_t = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

Nomenclatura:

$Q_1$  = calor necesario para elevar la temperatura de la salmuera en los sólidos hasta el punto de ebullición.

$Q_2$  = calor necesario para evaporar la humedad presente

$Q_3$  = calor necesario para aumentar la temperatura de los sólidos hasta su valor fijado.

$M_1$  = masa en lb/hr de humedad

$C_{p1}$  = calor específico de la salmuera

$T_2$  = temperatura de ebullición  
 $T_1$  = temperatura inicial  
 $X_1$  = calor latente de vaporación  
 $M_s$  = masa de lb/hr de sólidos  
 $C_{ps}$  = calor específico de los sólidos  
 $T_3$  = temperatura final de los sólidos  
 $M_1$  = 203 lb/hr  
 $C_{p1}$  = 0.8 BTU/lb °F  
 $T_2$  = 205 °F  
 $T_1$  = 115 °F  
 $X_1$  = 1100 BTU/lb  
 $M_s$  = 3173 lb/hr  
 $C_{ps}$  = 1.8 BTU/lb °F  
 $T_3$  = 124 °F  
 $Q_1$  = 14 616 BTU/hr  
 $Q_2$  = 223 300 BTU/hr  
 $Q_3$  = 51 403 BTU/hr  
 $Q^t$  = 289 319 BTU/hr

Aire requerido:

Debido a que durante la evaporación de la humedad, los sólidos se mantienen a la temperatura de bulbo húmedo de los gases, se ha fijado una temperatura inicial del aire de 550 °F de tal forma que la

de los sólidos no exceda a los 124 °F.

La temperatura final del aire será de 395 °F, de tal forma - que el cambio de entalpía de 1 lb. de aire seco es de 38.3 BTU.

$$W_{a.s} = \frac{Q^t}{\Delta H}$$

Nomenclatura:

$W_{a.s}$  = masa de aire seco

$Q^t$  = calor total transferido

$\Delta H$  = cambio de entalpía entre aire caliente y aire frío

$Q^t$  = 289 319 BTU/hr

$\Delta H$  = 37.4 BTU/lb a. s.

$W_{a.s}$  = 7736 lb/hr

El aire caliente, tiene una humedad de 0.011 lb agua por lb. de aire seco;

$$W_a = 7736 \times 0.011 = 85 \text{ lb/hr de agua}$$

El peso total del aire caliente será de 7821 lb/hr, y el del - aire frío será de 8024 lb/hr, el cual a las condiciones de operación ocupa un volumen a la salida de 34.1 pies cúbicos por lb., de aire seco.

Dimensiones del Secador. -

El área de la sección transversal del secador se determinará a partir del flujo de gas a las condiciones de salida, y a la velocidad del mismo. Lo usual es estimar que la velocidad del aire en estos - equipos es de 75 pies por seg. (10)

$$A = \frac{F_g}{V_s}$$

Nomenclatura:

A = área de la sección transversal en pies cuadrados

F<sub>g</sub> = flujo de aire a las condiciones de salida en pies cúbicos por seg.

V<sub>s</sub> = velocidad del gas a la salida

F<sub>g</sub> = 73.3 ft<sup>3</sup>/seg.

V<sub>s</sub> = 75 ft/seg.

A = 0.978 ft<sup>2</sup>

El ducto bien puede ser rectangular o circular, en este caso se ha considerado que es circular

$$D = (0.785 \backslash A)^{1/2}$$

D = diámetro del ducto en pies

D = 0.99 ft.

En vista de que el volumen del secador, y por lo tanto la longitud del mismo, está dado en función del coeficiente de calor volumétrico, primero se determinará este último a partir de la siguiente ecuación empírica: (10)

$$U_a = \frac{10 G}{D}^{0.16}$$

Nomenclatura:

G = masa velocidad del aire en lb. por hora por pie cuadrado de sección transversal.

D = diámetro del secador en pies

$$G = 8205 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$D = 0.99 \text{ ft}$$

$$U_a = 42.29 \text{ BTU/hr ft}^3 \text{ }^\circ\text{F}$$

La ecuación que relaciona al volumen con estos datos es: (10)

$$Q^t = V U_a \Delta T_m$$

Nomenclatura:

$Q^t$  = calor total transferido en BTU/hr

$V$  = volumen del secador en pies cúbicos

$U_a$  = coeficiente volumétrico de transferencia de calor

$\Delta T_m$  = diferencia media logarítmica entre las temperaturas de entrada y salida del aire, y de los sólidos, - en  $^\circ\text{F}$ .

$$Q^t = 289\,319 \text{ BTU/hr}$$

$$U_a = 42.29 \text{ BTU/hr ft}^3 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_m = 348 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$V = 19.65 \text{ ft}^3$$

El secador deberá tener  $19.65 \text{ ft}^3$  de volumen y una longitud de 20 ft.

#### Sistema de colección

Se ha considerado que la separación del producto de la corriente gaseosa, se logrará exclusivamente por medio de un separador ciclónico. En estas unidades (Ver figura VI-2) el gas, así como los sólidos suspendidos entran tangencialmente a la sección cilíndrica

de la unidad, descendiendo luego en espiral de tal forma que la materia en suspensión, más pesada, es forzada hacia la pared permitiendo su separación del gas, el cual puede salir por la parte superior de la unidad.

Con el fin de determinar las dimensiones de uno de estos -- equipos, se recomienda seleccionar un diámetro de salida del ciclón, -- que proporcione una velocidad de 20 pies por segundo, quedando todas las otras dimensiones del recipiente fijas de acuerdo a la geometría -- del equipo. (5)

$$A_s = \frac{F_g}{V_c}$$

En donde:

$A_s$  = área de la sección transversal del ducto de salida

$F_g$  = flujo de aire en pies cúbicos por seg.

$V_c$  = velocidad de salida del ciclón

$F_g$  = 73.3 ft<sup>3</sup>/seg.

$V_c$  = 20 ft/seg.

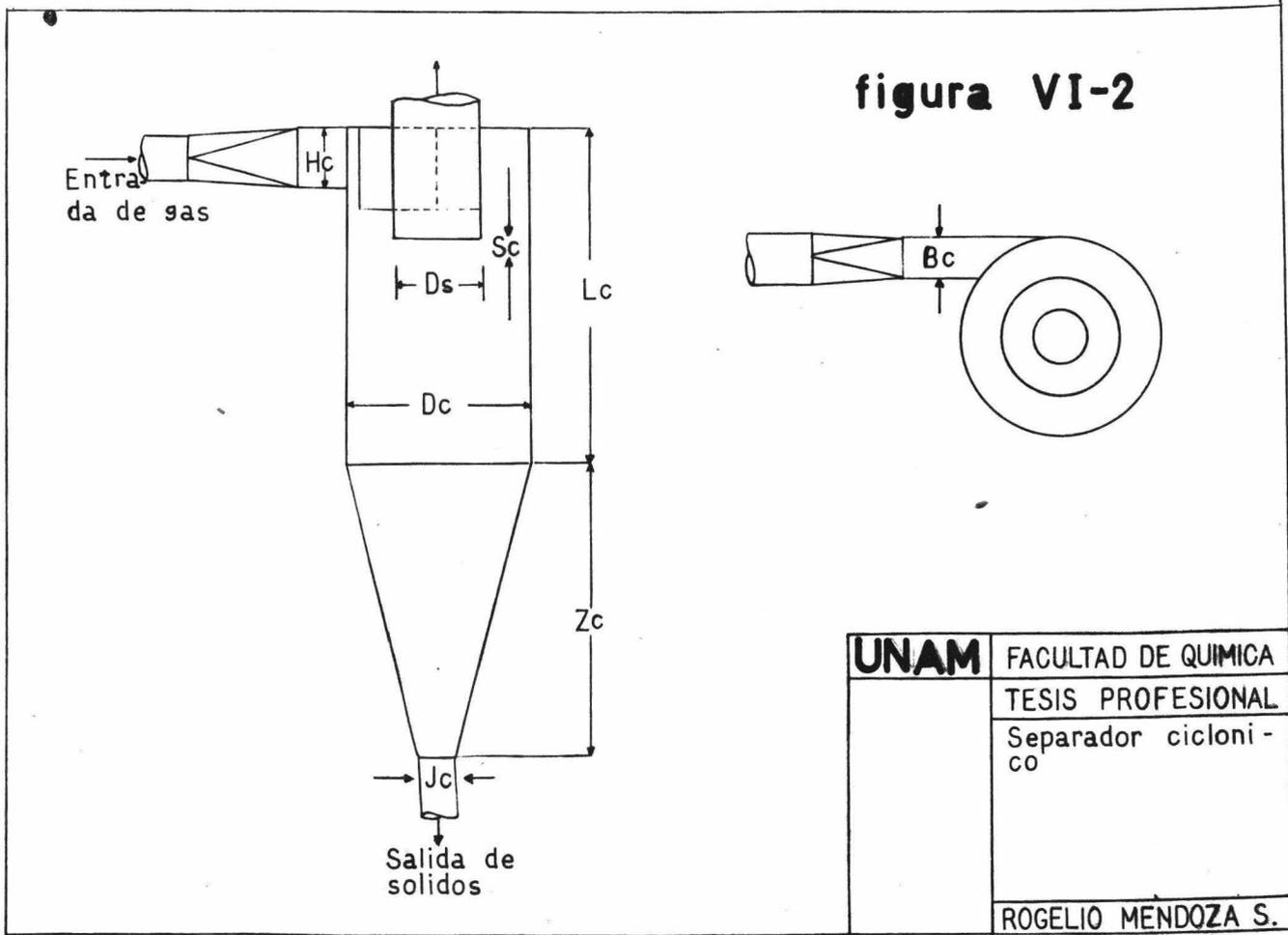
$A_s$  = 3.66 ft<sup>2</sup>

Las otras dimensiones, referidas a la Fig. VI-2 se determinan de la siguiente forma: (5), (10).

$$D_c = 2 D_s$$

$$W_1 = D_c/4$$

$$H_c = D_c/2$$



$$L_c = 2 D_c$$

$$S_c = D_c/8$$

$$Z_c = 2 D_c$$

$$J_c = D_c/4$$

$$D_s = (A/O. 785)^{1/2}$$

$$D_s = 2.16 \text{ ft}$$

#### Caída de Presión

La caída de presión total, será la suma de cada uno de los -  
siguientes conceptos: (10)

1. - Para acelerar el gas hasta la velocidad de transportación.
2. - Para acelerar a las partículas sólidas.
3. - Para cubrir las fricciones entre gas y tubería.
4. - Para cubrir la fricción combinada entre partículas, y partículas tubería.
5. - Para soportar la columna de gas.
6. - Para soportar a los sólidos.
7. - Para vencer todas las fricciones durante el paso por -  
el ciclón.

La suma de todos estos conceptos da como resultado una  $\Delta P$  calculada de 8 pulgadas de agua, considerando que existirá una recirculación de producto seco a producto húmedo de 1:1. La potencia del -- ventilador en estas condiciones deberá ser de 15 HP.

CAPITULO VII

ASPECTO ECONOMICO

Para establecer el Presupuesto General de la empresa dedicada a la producción de fertilizantes, se determinarán previamente una serie de presupuestos parciales que en íntima conjunción integrarán el general y los cuales son:

1. - Adquisiciones de Activo Fijo.
2. - Costo de materia prima.
3. - Costo de mano de obra.
4. - Gastos generales de fábrica.
5. - Gastos de administración.
6. - Gastos financieros.
7. - Gastos de ventas.
8. - Ventas.

#### Adquisiciones de Activo Fijo

Puesto que se trata de una ampliación a una compañía existente, se ha considerado que básicamente las adquisiciones serán para el equipo de proceso descrito en el Capítulo V, así como para el equipo requerido para el envasado del producto terminado.

En base a lo anterior, los conceptos que se determinarán son los siguientes:

- a). - Costo del equipo de proceso y envasado.
- b). - Instalación del equipo.
- c). - Costo de tubería ya instalada (instalación 35% del total).

d). - Costo de la instrumentación ya instalada (instalación - 35% del total).

e). - Equipo eléctrico e instalación (costo del equipo equivalente al 65% del total).

Costo del equipo de proceso y envasado.

Se efectuaron estimados del costo de cada uno de los equipos requeridos, en base a su capacidad y materiales de construcción: (9), (10) y (11).

Reactor Acido Fosfórico	\$	118,000
Filtro Sulfato de Calcio		1,017,000
Reactor Amoníaco		100,000
Sedimentador		233,000
Deshidratador		162,000
Filtro Lodos Fosfatados		452,000
Secador		339,000
Tanque Almacenamiento Diesel		40,000
Máquina Cosedora Bolsas		70,000
Báscula		24,000
T o t a l	\$	<u>2,555,000</u>

Los estimados de los incisos (b), (c), (d) y (e), tienen una -- misma base, todos ellos se determinaron por porcentajes del costo del equipo. Se recurrió a tres fuentes diferentes de elaboración, una de -- ellas determina los costos en base a equipos individuales, mientras --

que las otras dos los estima en base al costo total de los equipos comprados: (9), (10) y (11).

En los tres métodos anteriores se encontraron resultados -- bastante cercanos entre sí para los incisos (c) y (e); en dos de los métodos hubo gran aproximación en la determinación de los incisos (b), (c), (d) y (e). Con el fin de evitar la selección de un método en particular se sacaron promedios, los cuales son:

Instalación del equipo	\$	434,000
Tubería y accesorios		513,000
Instrumentación		243,000
Equipo eléctrico		287,000

Luego, la suma de los valores obtenidos en los incisos (a), (b), (c), (d) y (e) proporciona la inversión fija, la cual se estima que -- será del orden de \$ 4,032,000.00 M. N. Este valor conviene presentarlo de la siguiente manera:

Costo del equipo y accesorios:	\$	3,233,000
Costo de la instalación total:		799,000

Costo de Materia Prima

Debido a la actual disponibilidad de salmuera, únicamente -- se calculará el costo de reactivos del nuevo tratamiento relativo al del tratamiento existente, por lo que interesa conocer lo que cuesta este -- último:

Consumo de Ca (OH)<sub>2</sub> en el floculador:

$$4.958 \frac{\text{Kg.}}{\text{m}^3 \text{ de Salm.}} \times 511,000 \frac{\text{m}^3 \text{ Salm.}}{\text{Año}} \times \frac{1}{0.92} (\text{Pureza}) \times 0.20095$$

$$\frac{\$}{\text{Kg.}} = \frac{\$}{\text{Año}} \quad 554,133$$

Consumo de Ca (OH)<sub>2</sub> en los reactores:

$$1.186 \frac{\text{Kg.}}{\text{m}^3 \text{ de Salm.}} \times 511,000 \frac{\text{m}^3 \text{ Salm.}}{\text{Año}} \times \frac{1}{0.92} (\text{Pureza}) \times 0.20095$$

$$\frac{\$}{\text{Kg.}} = \frac{\$}{\text{Año}} \quad 132,375$$

Consumo de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> en los reactores:

$$2.97 \frac{\text{K g}}{\text{m}^3 \text{ de Salm.}} \times 511,000 \frac{\text{m}^3 \text{ de Salm.}}{\text{Año}} \times \frac{1}{0.96} (\text{Pureza})$$

$$\times 0.97825 \left( \frac{\$}{\text{K g}} = \frac{\$}{\text{Año}} \quad 1'546,521 \right)$$

Luego, puede deducirse que el producir los lodos actualmente cuesta \$554,133 al año, mientras que el costo de tratamiento de la salmuera equivale a \$1'768,896 en los reactores.

De acuerdo a lo indicado en el Capítulo IV, la conversión del magnesio a hidróxido deberá completa, por lo que se tendrá un costo en el floculador de:

$$6.5903 \frac{\text{Kg}}{\text{M}^3 \text{ salm.}} \times 511,000 \frac{\text{m}^3 \text{ salm.}}{\text{año}} \times 0.20095 \frac{(\$)}{\text{Kg}} = \frac{\$}{\text{año}} \quad 735,574$$

El cambiar el tratamiento actual significará un aumento de \$181,445 al año en el floculador, que es lo que realmente costará efectuar las modificaciones.

Similarmente, en los tanques reactores se tendrá:

$$1.554 \frac{\text{Kg Na}_2\text{CO}_3}{\text{m}^3 \text{ salm.}} \times 511,000 \frac{\text{m}^3 \text{ salm.}}{\text{año}} \times \frac{1}{0.96} \times 0.97825 (\$ \frac{\quad}{\text{Kg Na}_2\text{CO}_3}) = \frac{\$ 809,190}{\text{año}}$$

$$1.437 \frac{\text{Kg H}_3\text{PO}_4}{\text{m}^3 \text{ salm.}^4} \times 511,000 \frac{\text{m}^3 \text{ salm.}}{\text{año}} \times \frac{1}{0.745} \times 1.1 (\$ \frac{\quad}{\text{Kg H}_3\text{PO}_4}) = \frac{\$ 1,084,212}{\text{año}}$$

En total se tendrán \$1'893,402 al año, y considerando que actualmente se gastan \$1'678,896 al año, el costo por las modificaciones será de \$214,506.

Por otro lado, el tratamiento sobre los lodos significa de -- acuerdo al Capítulo IV:

$$8.7 \frac{\text{Kg de H}_3\text{PO}_4}{\text{m}^3 \text{ de salm.}} \times 511,000 \frac{\text{m}^3 \text{ de salm.}}{\text{año}} \times \frac{1}{0.745} \times 1.1 (\$ \frac{\quad}{\text{Kg H}_3\text{PO}_4}) = \frac{\$ 6 564 121}{\text{año}}$$

$$2.1442 \frac{\text{Kg de NH}_3}{\text{m}^3 \text{ de salm.}} \times 511,000 \frac{\text{m}^3 \text{ de salm.}}{\text{año}} \times 0.625 (\$ \frac{\quad}{\text{Kg}}) = \frac{\$ 684,804}{\text{año}}$$

En total, los reactivos requeridos para la conversión de los lodos es igual a \$ 7'248,925 al año.

Entonces, el costo de reactivos para el nuevo tratamiento -- químico al ablandamiento actual será de \$ 7'644,872 al año.

### Costo de Mano de Obra

Para determinar el número de operadores que se requieren es necesario recordar que parte de los equipos trabajarán en forma -- continua (Grupo I), mientras que los restantes lo harán en forma intermitente, o sea, alternadamente por turno (Grupo II). En base a lo anterior, se puede escribir:

#### Grupo I:

Reactor Acido Fosfórico	1	Operador A
Filtro Sulfato de Calcio		(Muestrero)
Reactor Amoniaco	1	Operador B
Tanque Sedimentador	1	Operador C

#### Grupo II:

Tanque Deshidratador	1	Operador B
Filtro Lodos Fosfatados	1	Operador C
Secador	2	Envasadores A

Del Grupo I, en un día laboran 3 operadores de cada una de las categorías, mientras que del Grupo II, en promedio laboran 1.5 -- operadores para las categorías B y C, así como de 3 envasadores con categoría A.

Tomando en cuenta que el salario por día es de \$55, \$48 y \$41 para las categorías C, B y A respectivamente, al año representa:

$$4.5 \text{ Operadores C} \times 55 \left( \frac{\$}{\text{día}} \right) \times 365 \left( \frac{\text{día}}{\text{Año}} \right) = \frac{\$}{\text{Año}} \quad 90,000$$

$$4.5 \text{ Operadores B} \times 48 \left( \frac{\$}{\text{Día}} \right) \times 365 \left( \frac{\text{Día}}{\text{Año}} \right) = \frac{\$}{\text{Año}} 79,000$$

$$6 \text{ Operadores A} \times 41 \left( \frac{\$}{\text{Día}} \right) \times 365 \left( \frac{\text{Día}}{\text{Año}} \right) = \frac{\$}{\text{Año}} 90,000$$

Total durante un año de operación: \$259,000

Además, es necesario tomar en cuenta que la empresa deberá pagar al I. M. S. S. una cantidad semanal que se determina en base al salario de cada trabajador, así como un porcentaje adicional de ---- acuerdo a la clase y grado de riesgo según la actividad de la industria.

Cuota semanal para:

$$\text{Categoría C: } \$ 39.38 + (0.07875 + 0.0525) 55 = \$46.60$$

$$\text{Categoría B: } \$ 29.56 + (0.07875 + 0.0525) 48 = \$35.85$$

$$\text{Categoría A: } \$ 29.56 + (0.07875 + 0.0525) 41 = \$34.95$$

Por lo que durante un año de operación se tiene:

$$\text{Categoría C: } 4.5 \times 46.60 \times 52 = \$ 10,900$$

$$\text{Categoría B: } 4.5 \times 35.85 \times 52 = \$ 8,400$$

$$\text{Categoría A: } 6 \times 34.95 \times 52 = \$ 10,900$$

$$\text{Total } \$ 30,200$$

Para el INFONAVIT, la empresa pagaría el 5% bimestral sobre el salario, o sea el 2.5% mensual, por lo que al año se tiene:

$$\$ 259,000 \times 0.025 = \$ 6,475$$

Finalmente se tiene que adicionar el 1% sobre remuneraciones pagadas, que es igual a:

$$\$ 259,000 \times 0.01 = \$ 2,590$$

Total por mano de obra al año: \$ 298,265

Gastos generales de fábrica

Los conceptos que se incluyen en los Gastos Generales son:

- a) Depreciación. - Al 10% anual
- b) Amortización. - Al 5% anual
- c) Mantenimiento. - Se ha estimado que será del orden del 5% sobre las adquisiciones de Activo Fijo.
- d) Seguros. - Se consideran como el 0.7% sobre las adquisiciones de Activo Fijo.
- e) Combustible. - De acuerdo al Capítulo VI se requiere combustible para:

Generación de vapor para la deshidratación de los lodos y --  
efectuar el secado del producto terminado.

Generación de vapor para la deshidratación de los lodos.

Efectuar el secado del producto terminado.

Según se ha visto en el Capítulo VI, durante la deshidratación de los lodos se necesitan 1,418 lb/hr durante 2.5 hrs., y 118.2 lb/hr - durante 8 hrs. Como la operación del equipo es intermitente, es un -- día de operación se consumirán en promedio:

12 hrs. con 118.2 lb/hr = 1,418 lb

3.75 hrs. con 1,418 lb/hr = 5,318 lb

T o t a l 6,736 lb

Por medio de datos estadísticos de la operación actual de la planta, se sabe que un litro de petróleo genera 22 lb de vapor:

$$6\,736 \left( \frac{\text{lb vapor}}{\text{día}} \right) \times \frac{1}{22} \left( \frac{\text{lt. petr.}}{\text{lb vapor}} \right) \times 365 \left( \frac{\text{día}}{\text{año}} \right) \\ = 112,000 \frac{\text{lt. petr.}}{\text{año}}$$

Tomando en cuenta que el precio del petróleo es de \$0.32/ lt:

$$112,000 \frac{\text{lt. petr.}}{\text{año}} \times \frac{\$ 0.32}{\text{lt. petr.}} = \$ 36,000 \text{ anuales}$$

Para efectuar el secado del producto, se requieren (Capítulo VI) aproximadamente 290,000 BTU/hr durante turnos de 8 hrs. alternados, por lo que en promedio se necesitan:

$$12 \frac{\text{hrs}}{\text{día}} \times 290,000 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} = 3\,480,000 \frac{\text{BTU}}{\text{día}}$$

El precio del diesel es de \$ 0.40 /lt. del cual un litro genera aproximadamente 15,500 BTU:

$$3\,480,000 \frac{\text{BTU}}{\text{día}} \times 365 \frac{\text{día}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ lt. diesel}}{15,500 \text{ BTU}} \times \frac{\$ 0.40}{\text{lt diesel}} = \\ \frac{\$}{\text{año}} \quad 33,000$$

Por lo que el combustible representa un total durante un año de operación \$69,000

f) Energía eléctrica. - En base a los tiempos de operación de cada uno de los motores indicados en el Capítulo VI. se tiene que durante un día de operación, habrá un consumo de 1,389 KW. Tomando un costo unitario de \$0.24/Kw:

$$1,389 \frac{\text{Kw}}{\text{día}} \times 0.24 \frac{\$}{\text{Kw}} \times \frac{1}{0.9} (\text{ F.P. }) \times \frac{365 \text{ días}}{\text{año}} =$$

$$\frac{\$}{\text{año}} 135,000$$

g) Envase del producto terminado. - Se ha considerado -- que el fertilizante será envasado en bolsas de 50 Kg. , las cuales valen \$ 1.40/bolsa:

$$8'410,550 \frac{\text{Kg Fert.}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ Bolsa}}{50 \text{ Kg Fert.}} \times 1.4 \frac{\$}{\text{Bolsa}} = \frac{\$}{\text{año}} 236,000$$

Resumiendo los Gastos Generales como sigue:

Depreciación	\$ 323,300
Amortización	39,900
Mantenimiento	201,600
Seguros	28,200
Combustible	69,000
Energía eléctrica	135,000
Bolsas	236,000
Otros (25% anteriores)	258,000
<b>T o t a l</b>	<b>\$ 1'291,000</b>

Gastos de administración.

Se ha considerado que el personal requerido es:

1 Administrador con sueldo de	\$ 12,000 al mes
1 Secretaria con sueldo de	3,500 al mes
1 Ayudante de contabilidad	4,000 al mes

Por lo que el sueldo de un año sería \$ 234,000

De igual forma en que se determinó el presupuesto para la -  
Mano de Obra Directa, las prestaciones que se tendrán:

I. M. S. S.	con	\$ 8,000 al año
INFONAVIT	con	6,000 al año
1% s/remuner.	con	2,400 al año

Para cubrir otros gastos tales como luz, papelería, tels., -  
etc., se considera un 25% sobre la suma de los gastos anteriores. De  
tal forma, los gastos de administración se pueden resumir:

Sueldos	\$ 234,000
I. M. S. S.	8,000
INFONAVIT	6,000
1% s/remuneraciones	2,400
O t r o s	62,600
T o t a l	313,000

#### Gastos Financieros

En virtud de que la inversión fija requerida para llevar a ca-  
bo las modificaciones del presente estudio no es por su magnitud, difí-  
cilmente aportable en su totalidad por la empresa, es posible que no --  
llegue a requerirse financiamiento externo, con lo cual la utilidad neta  
sería mayor. Sin embargo, es conveniente considerar una aportación  
del 60% de la inversión fija procedente de un financiamiento, a un plazo  
de 10 años a una tasa de interés anual de 9% sobre saldos insolutos ---  
anuales:

Inversión fija \$ 4,032,000

Monto financiado \$ 2,419,200

Monto aportado por la  
empresa. \$ 1,612,800

Los pagos de los intereses por concepto de financiamiento --

serían:

Año 1 : 2,419,000 x 0.09 = 217,710

Año 2 : 2,177,100 x " = 195,939

Año 3 : 1,935,200 x " = 174,168

Año 4 : 1,693,300 x " = 152,397

Año 5 : 1,451,400 x " = 130,626

Año 6 : 1,209,500 x " = 108,855

Año 7 : 967,600 x " = 87,084

Año 8 : 725,700 x " = 65,313

Año 9 : 483,800 x " = 43,542

Año 10 : 241,900 x " = 21,771

TOTAL \$1,197,405

En base a lo anterior, se puede deducir que el pago por concepto de interés anual será de \$119,741.

#### Gastos de ventas

A fin de estimar los gastos de ventas, es necesario señalar - que se ha considerado que toda la producción de fertilizante al año 8411 toneladas métricas, será vendida a Guanos y Fertilizantes de México,

en su planta de Torreón, y la cual se encuentra a 85 Km., de la planta sujeta a estudio.

Luego, los gastos de ventas se pueden resumir:

a. - Transportación.

b. - Impuesto sobre ingresos mercantiles.

a). - En base a las tarifas autorizadas por la S. C. T., para transporte de fertilizantes a una distancia de 90 Km., se tiene que los fletes son de \$60/Ton. Con el fin de cubrir las maniobras de carga y descarga del producto, se ha estimado que se tendrá un costo de - - - \$70/Ton. :

$$8411 \frac{\text{Ton.}}{\text{año}} \times 70 \frac{\$}{\text{Ton.}} = \frac{\$}{\text{año}} 588,770$$

b). - El impuesto sobre ingresos mercantiles se calcula en -- base al 4% sobre los ingresos por ventas:

$$\frac{\$}{\text{año}} 13,457,600 \times 0.04 = \frac{\$}{\text{año}} 538,304$$

Por lo que se estima que los gastos de ventas serán de - - - \$1,127,000 al año.

#### Presupuesto de Ventas

Tal como fue enunciado con anterioridad, la evaluación de -- los ingresos por ventas tiene como base el que la producción será vendida en su totalidad a Guanos y Fertilizantes de México, y que el precio de venta del producto sería de \$1.6/Kg., que es el precio de un fertilizante con la composición señalada en el Capítulo IV :

$$\frac{\$}{\text{Ton}} \quad 1600 \times 8411 \quad \frac{\text{Ton.}}{\text{año}} = \frac{\$}{\text{año}} \quad 13,457,600$$

### Inversión Total

La suma de la inversión fija más el capital de trabajo proporcional a la inversión total. La determinación de este último puede hacerse:

Seguros (por un año)	\$ 28,200
Combustible (por un mes)	\$ 5,700
Energía eléctrica (por un mes)	\$ 11,200
Sueldos (por un mes)	\$ 21,600
Reactivos (por diez días)	\$ 274,000
Bolsas (por un mes)	\$ 19,600
Inventarios (20% de los anteriores)	\$ 72,000
<b>T O T A L</b>	<b>\$ 432,300</b>

Los reactivos requeridos se han determinado bajo la base de consumo en diez días de operación normal, y no en los reactivos relativos al tratamiento actual.

La inversión total sería entonces del orden de: \$4,464,300

### Rentabilidad

La aplicación a los presupuestos calculados con anterioridad, se haya en el poder conocer la rentabilidad de la empresa; pudiendo definir para el presente estudio a dicha rentabilidad como la relación de utilidad neta a inversión total:

Ingresos por ventas	\$	13,457,600
- Costo de materia prima	\$	7,644,872
- Costo de mano de obra	\$	298,265
- Gastos generales de fábrica	\$	1,291,000
- Gastos de administración	\$	313,000
- Gastos financieros	\$	119,741
- Gastos de ventas	\$	1,127,000
Utilidad antes de impuestos	\$	2,663,722
- Impuesto sobre la renta	\$	1,118,763
Utilidad después de impuestos	\$	1,544,959
- Reparto de utilidades	\$	44,000
Utilidad neta	\$	1,500,959
Inversión total	\$	4,464,300
Rentabilidad sobre inversión total	\$	33.62%

CAPITULO VIII

CONCLUSIONES

El estudio comparativo de costo de operación entre el tratamiento actual y el propuesto da por conclusión que este último tiene -- una rentabilidad relativa al primero de aproximadamente 34%. Así -- mismo, las ventajas que se obtendrían al contar en un proceso de evaporación con una salmuera sin dureza residual son obvias, y representan una ganancia adicional que aún no ha sido debidamente considerada en el análisis económico.

Por lo anteriormente expuesto, es recomendable que el nuevo tratamiento propuesto Cal-Fosfórico-Amoníaco, sea sometido a un estudio riguroso, con el fin de poder evaluar con exactitud todas las -- ventajas tecnoeconómicas que resultan de su aplicación.

Cabe hacer mención, que la composición de la dureza pre--- sente como sulfatos, hace más difícil la conversión hasta el fertilizante, ya que en algunos otros casos el tratamiento se puede realizar en -- un solo paso, sin necesidad de tener un tratamiento para los lodos y -- otro para el líquido, con lo cual la inversión necesaria es sensiblemente menor.

## BIBLIOGRAFIA

1. - Betz Handbook of Industrial Water Conditioning. Betz Laboratories Inc. (1957).
2. - Escobar Aurelio Mata "Contabilidad de Costos" Ediciones ECA.
3. - Kern D. Q. "Process Heat Transfer". Mc. Graw Hill (1950).
4. - Kolthoff Isaac M., y Ernest B. Sandell. "Textbook of Quantitative Inorganic Analysis". Collier MacMillan. (1967).
5. - Ludwig Ernest E. "Applied Process Design". Mc. Graw Hill. Tomo 1 (1961).
6. - Maskew G., J. Carrel y J. Ch. Geyer "Water Supply & Waste Water Disposal". John Wiley & Sons Inc. (1954).
7. - Orozco Fernando D. "Análisis Químico Cuantitativo". Editorial Porrúa, S. A. (1967).
8. - Ortiz Rodolfo M. "Diseño de un Equipo para Tratamiento Químico de Salmuera Destinada a Evaporación". Tesis Profesional (1963).
9. - Page John S., "Estimator's Man-Hour Manual of Equipments". Gulf Publishing Company (1963).
10. - Perry John H., "Chemical Engineers Handbook". Mc. Graw Hill. 3a. Ed., 1950 ; 4a. Ed., 1963.
11. - Peters Max S., y Klaus D. Timmerhous "Plant Design and Economics". Mc. Graw Hill (1968).
12. - Philadelphia Gear Corporation "MIXDIV" Section 4, Parts. A and B (1968).

13. - Powell Sheppard T., "Water Conditioning for Industry".  
Mc. Graw Hill (1954).
14. - Sauchelli Vincent "Química y Tecnología de los Fertilizantes".  
Compañía Editorial Continental (1966).
15. - Wazer "Phosphorus and its Compounds". Vol. 1