

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA
INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS

**CALCULO DE UNA PLANTA PARA BENEFICIO
DE MINERAL DE ALABANDITA**



T E S I S
QUE PARA OPTAR POR
EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
ALBERTO AGUILAR GALICIA

México, D. F. 1966



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

A MIS PADRES:

SR. MIGUEL AGUILAR P.

SRA. ENRIQUETA G. DE AGUILAR.

A MIS HERMANOS:

MIGUEL, VIRGINIA

PINA Y ENRIQUE

A MI NOVIA:

SRTA. MARIA DE LOURDES DEL VILLAR B.

Deso expresar mi agradecimiento a los señores profesores que dirigieron y asesoraron este trabajo, con todo mi respeto:

ING. ALBERTO OBREGON

ING. CUTBERTO RAMIREZ

ING. NICOLAS YRIS

INDICE

INTRODUCCION

CAPITULO I.

Generalidades .

CAPITULO II.

Parte Experimental.

CAPITULO III

Cálculo y Descripción del Equipo.

CAPITULO IV

Estudio Económico.

CONCLUSIONES.

BIBLIOGRAFIA.

INTRODUCCION.

Básandose en estudios hechos anteriormente (8) se pretende en esta tesis dar una idea aproximada del equipo más indispensable; sin que esto sea un estudio completo para industrializar el mineral de alabandita puesto que tiene características que facilitan su industrialización, en la producción de sulfato de manganeso tratando el mineral en cuestión, con ácido sulfúrico. La reacción entre el mineral y el ácido trae como consecuencia el desprendimiento de sulfuro de hidrógeno; el cual absorbiéndolo en solución de hidróxido de sodio se obtiene como subproducto el sulfuro de sodio; la reacción anterior sólo se tratará muy superficialmente sin tomarlo en cuenta para el análisis económico.

El objeto de este estudio es el de explotar los yacimientos del mineral de alabandita que se encuentran en una zona del Estado de Puebla. Dichos yacimientos se estiman en 15,000 toneladas de mineral si la planta se calcula para una capacidad anual de 900 toneladas de mineral procesado se obtendrá como producto 1,000 toneladas de sulfato de manganeso, de acuerdo con el estudio económico que se expone posteriormente se ve que esta planta podría trabajarse aproximadamente de 15 a 17 años hasta que se llegasen a agotar los yacimientos, resultando así justificada la inversión que se propone.

El mercado de sulfato de manganeso en México no está totalmente definido, ya que su aplicación principal es para fertilizantes y la demanda puede variar co-

gún la clase de fertilizantes que se prepare. Actualmente todo el sulfato de manganeso se importa del extranjero, siendo éste un factor favorable para su industrialización en México.

CAPITULO I

GENERALIDADES.

1.) ALABANDITA:

a). Características Generales.

Es un mineral de color negro de hierro de tonalidad café con veta verde olivo, cristaliza en el sistema rombáico, aunque dicha cristalización es muy rara; su dureza según la escala de Mohs es de 3.54; su densidad es de 3.93 y tiene lustre metálico.

La alabandita verde es encontrada en venas de 3 cm. de grueso y pueden estar presentes junto a ella azufre, óxido, Cu y germanio, estando presentes como masetas isomorfas (2)

b) Propiedades:

El mineral tostado en la perla de brasa le da a ésta un color violeta rojizo.

Al contacto con el aire se vuelve café puesto que es un cuerpo esponoso coloreado en verde (Sulfuro anhídrico).

Una diferencia con el sulfuro de hierro, el cual es muy fusible, es que

el sulfuro de manganeso, sólo funde a temperaturas muy altas y al abrigo del aire. Lo anterior hace explicar que el manganeso favorece a los aceros sulfurados. Si se calienta en contacto con el aire, se oxida con desprendimiento de gas sulfuroso y formación de óxido manganeso rojo.

Los halógenos no reaccionan, sólo el bromo lo ataca a una muy elevada; y el yodo lo ataca a 600°C en tubo sellado.

Todos los ácidos, aún muy diluidos, lo atacan disolviéndolo, con desprendimiento de sulfuro de hidrógeno.

El gas carbónico lo descompone poniendo en libertad al gas sulfhídrico.

c). Obtención del sulfuro de Manganeso.

El sulfuro de manganeso verde, se obtiene por la acción del ácido sulfhídrico sobre el mineral de pirolusita a una temperatura de $660-750^{\circ}\text{C}$.

El grado de sulfatación del manganeso es detallado por la cantidad de manganeso disuelto en la lixiviación del calcinado con agua destilada. Puede decirse que el sulfuro de manganeso es sulfatado a menos de 1340°C .

Si se trata de una solución de acetato de manganeso con ácido sulfhídrico y se dejan reposar el precipitado amorfo obteniendo en el seno del licor a una temperatura de $15-25^{\circ}\text{C}$ durante mucho tiempo se obtendrá la alabandita.

Se puede obtener por reducción del sulfato de manganeso con carbón ó -

también la reducción con azufre en presencia de carbonato de sodio. Otro modo de obtener el sulfuro manganeso es hacer reaccionar el ácido sulfúrico con óxido o carbonato de manganeso, o mediante lavados de las sales manganosas con sulfuros alcalinos a una temperatura de 180°C ; otra manera es por medio de la acción del sulfuro de carbono sobre el manganeso, el óxido o los permanganatos alcalinos; también se obtiene por la acción de los hiposulfitos sobre las soluciones de sulfato manganeso a una temperatura entre los 140°C y los 200°C .

COMPOSICION DEL MINERAL:

De acuerdo con el análisis del mineral, que se da en el cuadro No. 1, y siguiendo un cálculo normativo, se considera que los principales componentes del mineral están como sigue:

MnS	Alabandita: 71.40%
Fe ₂ O ₃	Pirita : 10.14%
ZnS	Esfalerita : 9.73%
MnO	Manganita: 4.82%
PbS	Galena : 2.99%
CuFeS ₂	Calcopirita: 1.11%

d) Análisis del mineral:

Basándose en estudios hechos anteriormente y que se llevó a cabo -- por medio de una marcha analítica. (8)

Cuadro No. 1

ANALISIS DEL MINERAL 100%

<u>Elementos</u>	<u>Porcentos.</u>
Humedad	0.89
Insoluble	0.69
Azufre	30.24
Manganeso	49.50
Hierro	7.69
Zinc	6.52
Plomo	2.58
Calcio	1.54
Aluminio	0.34
Magnesio	0.07
Cobre	0.38
<hr/>	
Total	100.35

Debe tomarse en cuenta que en el análisis anterior se utilizó el mineral proveniente de minerales y molindas de Puebla, S. A., el cual se propone usarlo como materia prima en la planta que posteriormente se proyecta.

II) Sulfato manganoso: producto desecado.

a) Estado natural:

El sulfato manganoso existe en la naturaleza, de dos maneras; hidratado, ó como sulfato doble. El nombre de dos formas del sulfato que son mallardita y --

szmikita que respectivamente son el heptahidrato y el monohidrato y se encuentran en la naturaleza. La mallardita tiene un aspecto de masas fibrosas, y se encuentra en el cañón Butterfield; Utah. La szmikita tiene un color blanquecino rosado, una densidad de 3.15 y cristaliza probablemente en el sistema monoclinico. Se puede encontrar en Felsöbanya (Bahía Segrice) Rumanía. (1)

b) Diferentes maneras de obtenerlo:

Industrialmente se obtiene a partir de el mineral escogido; se mezcla con pirita y se calcina la mezcla en 2 etapas y entre cada calcinación la mezcla es disuelta; el residuo es combinado con más pirita y otra vez calcinado. (12).

Beneficio, concentración y recuperación del $MnSO_4$ del mineral de pirrolusita. Se han descrito dos nuevos procesos; uno por selectividad; disolución del manganeso de los minerales de pirrolusita; y otro por la recuperación del $MnSO_4 \cdot H_2O$ de los licores ácidos. Los datos de las investigaciones hechas indican que el $MnSO_4 \cdot H_2O$ puede ser recuperado comercialmente de los licores ácidos por precipitación térmica en un pH de más o menos 2 y a una temperatura aproximada de $65^\circ C$. (12).

También pueden recuperarse sales de manganeso incluyendo al sulfato utilizando el desperdicio del licor ácido y de los minerales de manganeso de bajo grado.

Fuere investigadas las posibilidades del uso de los minerales de manganeso de bajo grado con los desperdicios de licores ácidos conteniendo sulfatos o cloruros obtenibles de las industrias siderúrgicas del hierro; y se hicieron estudios de las reacciones entre el mineral como materia prima y el licor ácido; mineral quemado y el

licor ácido sulfatado; y mineral ; y licor ácido de cloruros. Se concluyó que: mineral de bajo grado mezclado con más o menos 10% de carbón, tostado a 375-400°C -- puede ser tratado con el licor ácido de sulfato o de cloruro para obtener sales puras de manganeso; sulfatos de fierro y de manganeso obtenidos por el tratamiento de licor ácido de sulfato con mineral de bajo grado de manganeso puede ser tratado con amoníaco para eliminar el Fe como hidróxido y producir $MnCO_3$ y soluciones de manganeso trivalentes y los sulfatos de fierro pueden ser evaporados; y los sólidos térmicamente descompuestos para obtener Fe_2O_3 y Mn_2SO_4 el cuál puede ser separado por disolución.

El procedimiento por el cual se obtiene más del 50% de la producción anual de los Estados Unidos es como sigue:



Otra fuente importante para la fabricación del sulfato de manganeso comercial en Estados Unidos es el subproducto obtenido en la fabricación de la hidroquinona.

C) Obtención del sulfato de manganeso en el laboratorio:

Otra forma de manufactura del sulfato manganeso, es tratando 3 partes de mineral molido por una parte de fierro y esta mezcla se calienta en una solución de ácido sulfúrico al 2% en volúmen y se calienta por 5 ó 6 horas a una temperatura de 100° C, filtrando finalmente. El filtrado contiene $MnSO_4$ y el residuo contiene mineral no reaccionante $Fe(OH)_3$ e impurezas no disueltas. (12)

En minerales que contienen 33.5% Mn. 22.3% Fe, se obtiene sulfato manganeso y óxido férrico de la manera siguiente:

El mineral se trata en lixiviación con 500 ml. de licor ácido, el cual contiene 167 g. de FeSO_4 hidratado y 36 g. de H_2SO_4 ; a una temperatura de 29-35 °C

La reacción se lleva a cabo en un recipiente de 600 ml. El calentamiento es hecho por inmersión del recipiente dentro de un vaso cerrado a través del cual se hace pasar vapor. La mezcla es mecánicamente agitada durante la reacción, y se añade agua periódicamente para mantener un volumen constante.

La reacción se mantiene durante 30-40 min., la mezcla es filtrada por medio de un filtro de succión de agua. Después se obtienen 400 ml de filtrado que contienen 3.4% Mn y 5.5% Fe. (como MnSO_4 y $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$). El filtrado anterior es evaporado sobre un plato de silicio (SiO_2) para secarlo y así sinterizar (consecuente) a 650-700°C por una hora dentro de un horno de resistencia eléctrica.

De la pasta obtenida es lavada con agua durante 15-20 min. La mezcla (lechada) es filtrada para dar 225 C. C. de MnSO_4 conteniendo 6% de Mn. y menos de 0.1% de Fe. Esto representa más que el 80% de el manganeso originalmente presente en 50 gr. de mineral.

El Fe_2O_3 (33 gr) conteniendo 66.04% Fe es obtenido como otro producto y se usa como pigmento.

d) Propiedades y características:

El sulfato de manganeso en su forma de sal anhidra es una masa blanca de sabor ligeramente amargo; con un peso molecular de 151.06 y con una densidad de 3.28 a 16°C. A una temperatura de 700° C la sal funde sin descomponerse, y a 540°C desprende SO_3 dejando una mezcla de MnO y Mn_2O_3 ; arriba de los 711°C ya no se funde más.

El comportamiento térmico de los compuestos de manganeso es igual que los tres álcalis y los óxidos de fierro en sus mezclas fundantes.

La reducción por carbón de sucesivamente oxisulfuros y después del óxido. Con el hidrógeno y el óxido de carbono se comporta de la misma manera. Calentado con azufre se transforma en sulfuro. Calentado con nitrato de sodio da vapores nitrosos y deja un óxido suficientemente rico en oxígeno que puede servir para la preparación de cloro. Es deliquescente; con el agua se endurece como yeso. Se disuelve con el agua hidratándose. Es insoluble en acetona. En solución es estable, sin embargo, cuando es muy diluida se oxida muy lentamente al aire dejando un depósito oscuro de óxido.

No es soluble en el alcohol absoluto.

El uso de isotopos en una solución acuosa de MnSO_4 y CaSO_4 mostraron que el MnSO_4 puede ser muy efectivamente purificado de la mezcla por cristalización fraccionada.

El grado de descomposición de algunos sulfatos; en comparación con el sulfato de manganeso.



La tendencia a formar sulfuros, más que óxidos en diferentes sulfatos es como sigue: $\text{MnSO}_4 = \text{ZnSO}_4 > \text{FeSO}_4 > \text{MgSO}_4$

Determinación ultrasónica de las velocidades de reacción en soluciones de sulfato manganeso. Las constantes de velocidad en la disociación fueron calculadas de la teoría desarrollada por Tabullí y datos tomados por Bies y Kan. Las constantes de velocidad disminuyen con el aumento de concentración. El cambio de volumen molar $(\Delta V)^2$ calculado para el MgSO_4 y MnSO_4 (soluciones en éstas reacciones son del orden 7.7 y 120 c.c./mol respectivamente). (12)

A cada 500 ml de una solución acuosa de $\text{MnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ conteniendo - 24 g/100 ml fueron añadidos 1.25, 5.5 y 10.0 g. de $\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$, bajo idénticas condiciones y sin agitación cristalizaron por enfriamiento y el producto fué 95.48 y 29 g de cristales respectivamente. De la solución que no contenía bórax cristalizaron 125 g; aumentando la adición de bórax se produjeron cristales aciculares.

Otra propiedad del MnSO_4 es que reacciona vigorosamente con MnS a una temperatura de $600-900^\circ\text{C}$ lo cual coincide con la temperatura de disociación del MnSO_4 .



Las propiedades de los hidratos del sulfato manganeso son las siguientes:

El sulfato monohidratado de peso molecular 169.01, que tiene una densidad de 3.25, no es estable más que entre las temperaturas límites de 57°C y 117° ; por arriba o por debajo de ellas tiende a hidratarse o a dar la sal anhídrica respectivamente. La sal con dos moléculas de agua, tiene un peso molecular de 187.03, una densidad de 2.56, y es estable solamente entre 40° y 47°C . El trihidrato es de peso molecular de 205.05 y de densidad de 2.35 y estable entre 33 y 35°C . El tetrahidrato con peso molecular de 223.06, tiene una densidad de 2.10 y estable entre 18°C y 30°C y efloresce lentamente al aire. La sal con cinco moléculas de agua, de peso molecular 251.03 y con densidad de 2.10, es estable entre 0 y 18°C . El hexahidrato de peso molecular 259.10; de densidad 2.1 es estable entre 1°C y 8°C . El heptahidrato, existe en cristales monoclinicos que no son estables más que entre un rango de temperaturas de -5°C y -10°C , tiene un peso molecular de 277.11 y una densidad de 2.09.

d). Principales aplicaciones y usos del sulfato manganeso.

Como complemento en fertilizantes se usan en Estados Unidos aproximadamente 20,000 Toneladas anuales de sulfato manganeso o se pulverizan directamente sobre la cosecha para contrarrestar las deficiencias del manganeso en el suelo.

Una mezcla típica de fertilizantes es la siguiente:

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ que es promotor del crecimiento, microorganismos que aumentan la conversión de las sales inorgánicas a compuestos asimilables por las plantas. - - -

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ (7500) KH_2PO_4 (30) MgSO_4 (50) H_3BO_4 (3.1) MnSO_4 (3.5) —
 ZnSO_4 (3.5) CuSO_4 (3.5) FeCl_3 (0.8), hormona de planta (0.10) estimulante —
de raíz (0.05).

En otro tipo de "Sprey" nutritivo para la aplicación en el crecimiento de las plantas se compone de una solución acuosa de 100 partes de $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ y 8-28 partes de ácido oxálico conteniendo sales metálicas en solución como hierro, manganesas, cúpricas y de zinc, sulfatos, cloruros y nitratos a un pH de 6.1-7.0. El $\text{MnSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ está contenido de 5-10 g. por cada 200-600 gr. de $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$.

Un estabilizador en la nutrición de las plantas se compone de una solución de H_3PO_4 de 85% de concentración y con una adición de 0.1% de sulfato manganeso y sulfato de zinc y con esto se obtiene una nutrición balanceada en las plantas en una tierra deficiente de estos elementos. A la mezcla anterior se le añade 0.042 moles de sulfato de aluminio por cada 1.65 moles de producto. Suficiente amoníaco para dar al P_2O_5 : N una relación de 3.1. Durante la amonificación la mezcla se agita entre una temperatura 36-50°C.

Otro uso que tiene el sulfato manganeso es para el pienso de los animales; ya que el manganeso es un elemento esencial para el metabolismo del calcio en el crecimiento y desarrollo normales.

Entre las aplicaciones industriales se encuentra su uso como catalizador depolimerizante en el proceso de obtención de la viscosa, y como un intermedio en la fabricación de fungicidas, también en la obtención de reagentes catalíticos que se em-

plean en la oxidación de muchos compuestos orgánicos, tales como los aceites secantes para pinturas.

En la obtención del manganeso metálico, el sulfato de manganeso puede ser usado como materia prima en un proceso electrolítico y en algunos casos en la producción de óxidos de manganeso.

o) Calidades de pureza del sulfato de manganeso:

Por lo general en el comercio puede encontrarse en dos calidades -- principalmente: sulfato de manganeso de 65% y de 75%, que contienen sulfato de amonio. También se produce un sulfato de mejor calidad, esencialmente monohidrato puro, para usarlo en alimento para gallinas. En la fabricación de la hidroquinona se obtiene como producto un sulfato del 70% que contiene aproximadamente 11% de sulfato de amonio y 17% de sulfato de magnesio.

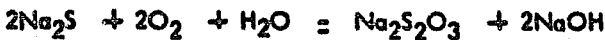
Impurezas como cobre, zinc, cobalto, níquel y estaño que se encuentran en el sulfato en forma de indicios (total aproximado de 0.6%) se deben a que se han añadido para aumentar la eficiencia de la calidad agrícola del sulfato manganeso, -- como elementos nutritivos para las cosechas.

Generalidades del sulfuro sódico.

Ya que en el beneficio del mineral se va a obtener como producto secundario el sulfuro sódico, no puede pasarse por alto su importancia en la industria química; así como se propone cristalizar el sulfato manganeso, también puede someterse el sulfuro sódico a una purificación y cristalización, ya que cristaliza en su solución acuosa con 9 mol. de agua de cristalización en octaedros incolores, cuadráticos ó prismas --

apuntados, fácilmente solubles en agua y en alcohol. El producto industrial está generalmente teñido de amarillo pardo.

A consecuencia del desdoblamiento hidrolítico la solución del sulfuro en agua reacciona fuertemente alcalina de acuerdo con la pequeña disociación constante del ácido sulfhídrico. Su solución se oxida al aire fácilmente, para convertirse en tiosulfato sódico, probablemente según la reacción



Una solución de sulfuro sódico admite azufre hasta la formación del tetrasulfuro Na_3S_4 .

OBTENCION:

Antiguamente se empleaban los residuos de la sosa leblanc, cuyo sulfuro de calcio, por tratamiento con sulfato sódico y agua, a una presión de vapor de 5 atmósferas o por cocción con solución de sosa se convierte en sulfuro sódico.

Actualmente la fabricación industrial es mediante la reducción del sulfato sódico con carbón. Se mezclan dos partes de sulfato por una parte de coque menudo o carbón magro, se precalienta en un hogar en donde se vuelve la masa muy fluida y después muy espesa, luego de cierto tiempo se vierte la masa en cajas de hiorro. El sulfuro bruto contiene aproximadamente 10% de carbonato, 1.5% de tiosulfato, 25% de materia insoluble.

Otro método es donde se verifica mejor la reducción del sulfato sódico es

el de emplear un cubilote relleno de trozos de coque calentado mediante dos electrodos de carbón. Vertiendo por arriba sulfato sódico, funde y se reduce, desciende más rápidamente a través del coque, de suerte que, puede retirarse por la parte inferior -- sulfuro el 90% conviene recibirlo en agua.

Otro procedimiento es por reducción intusible, triturando conjuntamente sulfato y carbón en la proporción de 3 : 2, lo suficientemente fino para que pase por un tamiz de 70 mallas por centímetro cuadrado, la mezcla se calienta en un horno de -- mufia a 700-800°C hasta que una muestra calentada a 800° - 1,000°C ya no se aglomera.

El método usado en el presente estudio no es un método industrial; pero -- para este caso se procede así por ser una manera de aprovechar el ácido sulfhídrico desprendido en la reacción.

APLICACIONES:

El sulfuro sódico se emplea en la preparación de colorantes, en las industrias del caucho, de la seda artificial y en general en tenería como agente depilatorio.

CAPITULO II

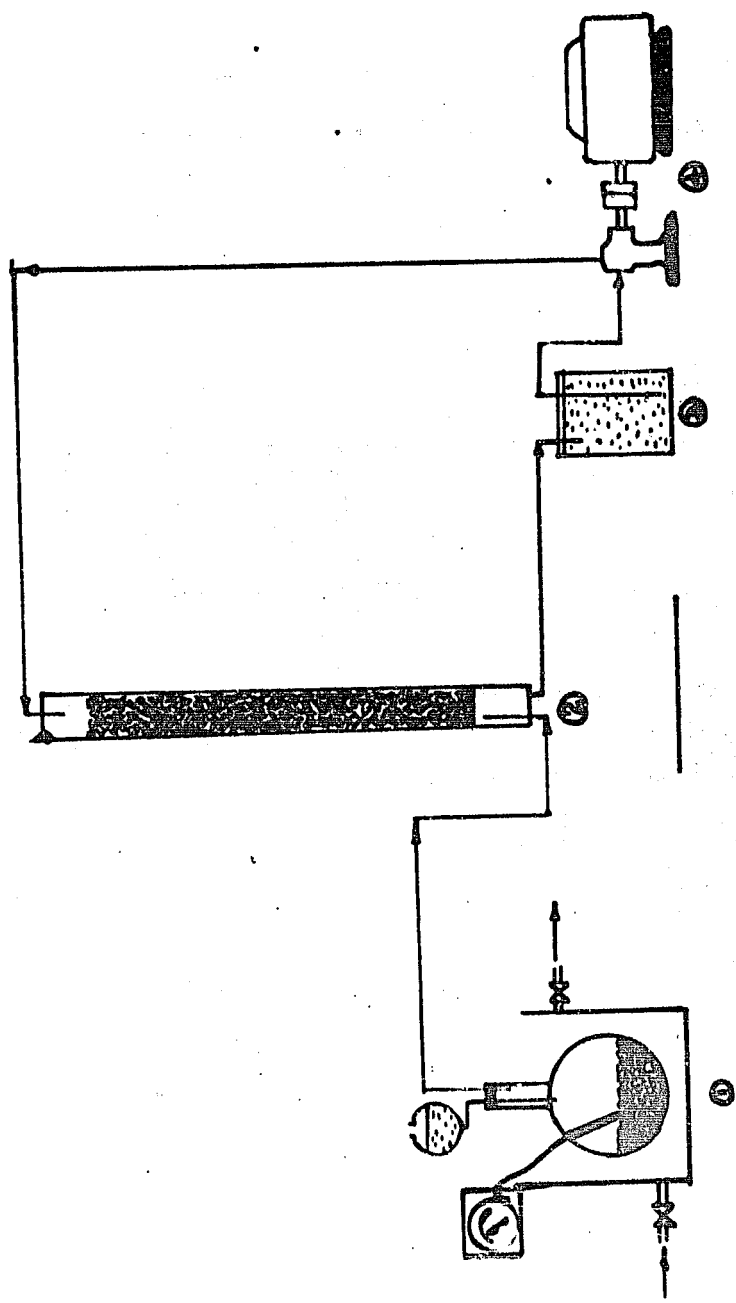
PARTE EXPERIMENTAL

1.- Con el objeto de tener una base para el cálculo y diseño del equipo necesario para la obtención del sulfato manganeso y sulfuro de sodio como sub-producto a partir del mineral de atabandita; se instaló un equipo piloto en el laboratorio, como se indica en la figura 1.

Las dimensiones del equipo piloto se escogieron, tomando en cuenta los siguientes factores:

a).- En todas las pruebas efectuadas, se usó la misma cantidad de mineral, y de acuerdo a esta cantidad, se calcularon las cantidades estequiométricamente de los demás reactivos, y así se determinó la capacidad conveniente.

b).- También se tomó en cuenta, el espacio disponible de el laboratorio, considerando así que el equipo piloto no fuera estorboso en el lugar de trabajo.



EQUIPO PILOTO USADO, EN LABORATORIO

DESCRIPCION DEL EQUIPO PILOTO SEGUN LA FIG. 1.

(1).- Reactor.

En este reactor se efectúa la reacción entre el ácido sulfúrico y el mineral, que como posteriormente se verá es una reacción exotérmica, por lo que el reactor fué colocado en un recipiente para enfriamiento.

(2).- Columna Empacada:

Las dimensiones de la columna son, un metro veinticinco centímetros de largo y dos centímetros y medio de diámetro y el material de relleno: anillos rashing de vidrio.

(3).- Depósito de sosa:

permite la recirculación de la solución de sosa para efectuarse la reacción con el sulfuro de hidrógeno en la columna empacada.

(4).- Motor y bomba para recircular la solución de sosa.

II.- Reacciones efectuadas y su estudio.

En esta parte se estudian las reacciones que ocurren en el reactor y en la columna empacada, de las cuales se explicaron anteriormente en la descripción del equipo piloto, las reacciones son las siguientes:

a).- Reactor:



b).- Columna empacada:



Estudio termoquímico de la reacción (1):

Determinación de la entalpía de reacción por el método de los calores de formación; con el objeto de saber si la reacción es exotérmica o endotérmica y que cantidad de calor desprenda o absorba.

Según la ecuación: $\Delta H_R = \sum p_n \Delta H_f - \sum m \Delta H_f$

$$\sum R_n \Delta H_f = (\Delta H_f)_{\text{MnS}} + (\Delta H_f)_{\text{H}_2\text{SO}_4} \dots\dots\dots(1)$$

$$\sum p_n \Delta H_f = (\Delta H_f)_{\text{MnSO}_4} + (\Delta H_f)_{\text{H}_2\text{S}} \dots\dots\dots(2)$$

$$\therefore \Delta H_r = [(\Delta H_f)_{\text{MnSO}_4} + (\Delta H_f)_{\text{H}_2\text{S}}] - [(\Delta H_f)_{\text{MnS}} + (\Delta H_f)_{\text{H}_2\text{SO}_4}] \dots\dots(3)$$

$(\Delta H_f)_{\text{H}_2\text{SO}_4}$	a	25°C	=	-193.69	Kcal/mol.
$(\Delta H_f)_{\text{H}_2\text{S}}$	"	"	"	-4.77	" "
$(\Delta H_f)_{\text{MnSO}_4}$	"	"	=	-254.18	" "

$$(\Delta H_f)_{\text{Mns a } 25^\circ\text{C}} = -47.0 \text{ Kcal/mol.}$$

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación.....(3)

$$\Delta H_r = -251.18 + (-4.77) - 47.0 + (193.69)$$

$$\Delta H_r = -258.95 + 250.69$$

$$\Delta H_r = -8.26 \text{ Kcal/mol.}$$

Por el valor obtenido de la entalpia de reacción podemos ver que es una reacción exotérmica; es decir que desprende calor al exterior.

Estudio termoquímico de la reacción (2)

De manera análoga a la determinación de la entalpia de reacción para la reacción ... (1) se hará para la (2)

$$\Delta H_r = [(\Delta H_f)_{\text{Na}_2\text{S}} + 2(\Delta H_f)_{\text{H}_2\text{O}}] - [(\Delta H_f)_{\text{H}_2\text{S}} + 2(\Delta H_f)_{\text{NaOH}}]$$

$$(\Delta H_f)_{\text{H}_2\text{S}} \text{ a } 25^\circ\text{C} = -4.77 \text{ Kcal/mol.}$$

$$(\Delta H_f)_{\text{NaOH}} = -101.96 \text{ " "}$$

$$(\Delta H_f)_{\text{Na}_2\text{S}} = -89.8 \text{ " "}$$

$$(\Delta H_f)_{\text{H}_2\text{O}} = -57.79 \text{ " "}$$

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación ... (a)

$$\Delta H_r = [-89.8 + 2(-57.79)] - [-4.77 + 2(101.96)]$$

$$\Delta H_f = -205.38 - (-208.69)$$

$$\Delta H_f = 3.31 \text{ K cal/mol.}$$

Según el valor de la entalpía de reacción se concluye que la reacción entre el gas sulfhídrico y el hidróxido sódico, es una reacción endotérmica, es decir, que absorbe calor.

Diferentes Pruebas Efectuadas.-

1a. Prueba:

Se tomaron 500 g. de una muestra del mineral molido a 16 mallas y se usó el ácido con una concentración de 1 : 2. Según la reacción y la composición del mineral, se hicieron los cálculos estequiométricos de la siguiente manera:

Contenido de Mns en una muestra de 500 g:

$$\begin{array}{r} 100 - 500 \\ 79.74 - x \end{array} \quad x = \frac{79.74 \times 500}{100} = 398.7 \text{ g. Mns.}$$

g. de H_2SO_4 necesario:

$$\begin{array}{r} \text{Contenido de Mns: } 398.7 \\ \text{P.M. del } \text{H}_2\text{SO}_4 : 98 \\ \text{P.M. del Mns} : 87 \end{array} \quad \begin{array}{r} 87 - 98 \\ 398.7 - x \\ x = \frac{398.7 \times 98}{87} = 449.1 \\ x = 449.1 \text{ g. de } \text{H}_2\text{SO}_4 \end{array}$$

Densidad del H_2SO_4 : 1.8 g/ml.

$$\text{Si } V = \frac{\text{Peso}}{\text{Densidad}} \quad V = \frac{449.1}{1.8}$$

$$V = 249.4 \text{ ml de H}_2\text{SO}_4$$

$$\text{Vol. de H}_2\text{O} = 498.8 \text{ ml.}$$

Para saber el rendimiento de la reacción, se calcula el peso teórico del sulfato de manganeso que debería obtenerse:

Según la composición del mineral:

Contenido de Manganeso en 500 g. de muestra:

$$\begin{array}{l} 500 \text{ — } 100\% \\ x \text{ — } 49.50\% \end{array} \quad X = 247.50 \text{ g. de Mn.}$$

Si todo el manganeso del mineral pasara a Sulfato:

P.M. del sulfato Manganeso Monohidratado : 169

P. A. del Manganeso : 35

$$\begin{array}{l} 55 \text{ — } 169 \\ 247.50 \text{ — } x \end{array} \quad x = 760.50 \text{ g. de MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O.}$$

∴ El rendimiento en esta prueba fué el siguiente:

Peso teórico : 760.50

Peso real : 629.2

% de $MnSO_4 \cdot H_2O$: 88.09 %

Peso neto de $MnSO_4 \cdot H_2O$: 554.32g 554.32 g

$$R = \frac{554.32 \times 100}{760.50} = 72.88\%$$

Para la reacción secundaria; o sea la del sulfuro de hidrógeno y el hidróxido sódico se hacen calculos análogos, como sigue:

Contenido de azufre en el mineral: 30.24%

Si todo el azufre del mineral se convierte en sulfuro de hidrógeno:

Contenido de azufre en 500 g.

30.24 — 100

X — 500

$$X = \frac{500 \times 30.24}{100} = 151.20$$

P. M. del NaOH = 40

Si la reacción es: $H_2S + 2NaOH \rightarrow Na_2S + 2H_2O$

30.24 — 80

151.20 — x

$$x = \frac{151.20 \times 80}{30.24}$$

x = 399.3 g. de NaOH.

Si se usa Sosa al 20% se deberá diluir en 1999 ml de agua.

Para obtener el peso teórico de Sulfuro de Sodio:

Contenido de azufre: 151.20 g.

Peso atómico del azufre: 32

P. M. del sulfuro de sodio: 78

32 — 78

$$151.20 - x \quad x = \frac{151.20 \times 78}{32}$$

$$x = 368.5 \text{ g. de Na}_2\text{S}$$

Para poder conocer el rendimiento de la reacción entre el sulfuro de hidrógeno y el hidróxido de sodio, se tomaron muestras en diferentes tiempos, de la solución a la salida de la columna empacada; y se siguió un método de titulación yodométrica para determinación de sulfuros (11)

Muestra tomada en la 1a. hora de reacción:

Ml requerido de tiosulfato de sodio: 20

$$R = \frac{276 \times 100}{368.5} = 75.3\%$$

Muestra tomada en la 3a. hora de reacción:

Ml requerido de tiosulfato de sodio: 19

$$R = \frac{269.7 \times 100}{368.5} = 78.63\%$$

Muestra tomada en la 6a. hora de reacción

Ml requeridos de tiosulfato de sodio: 18.1

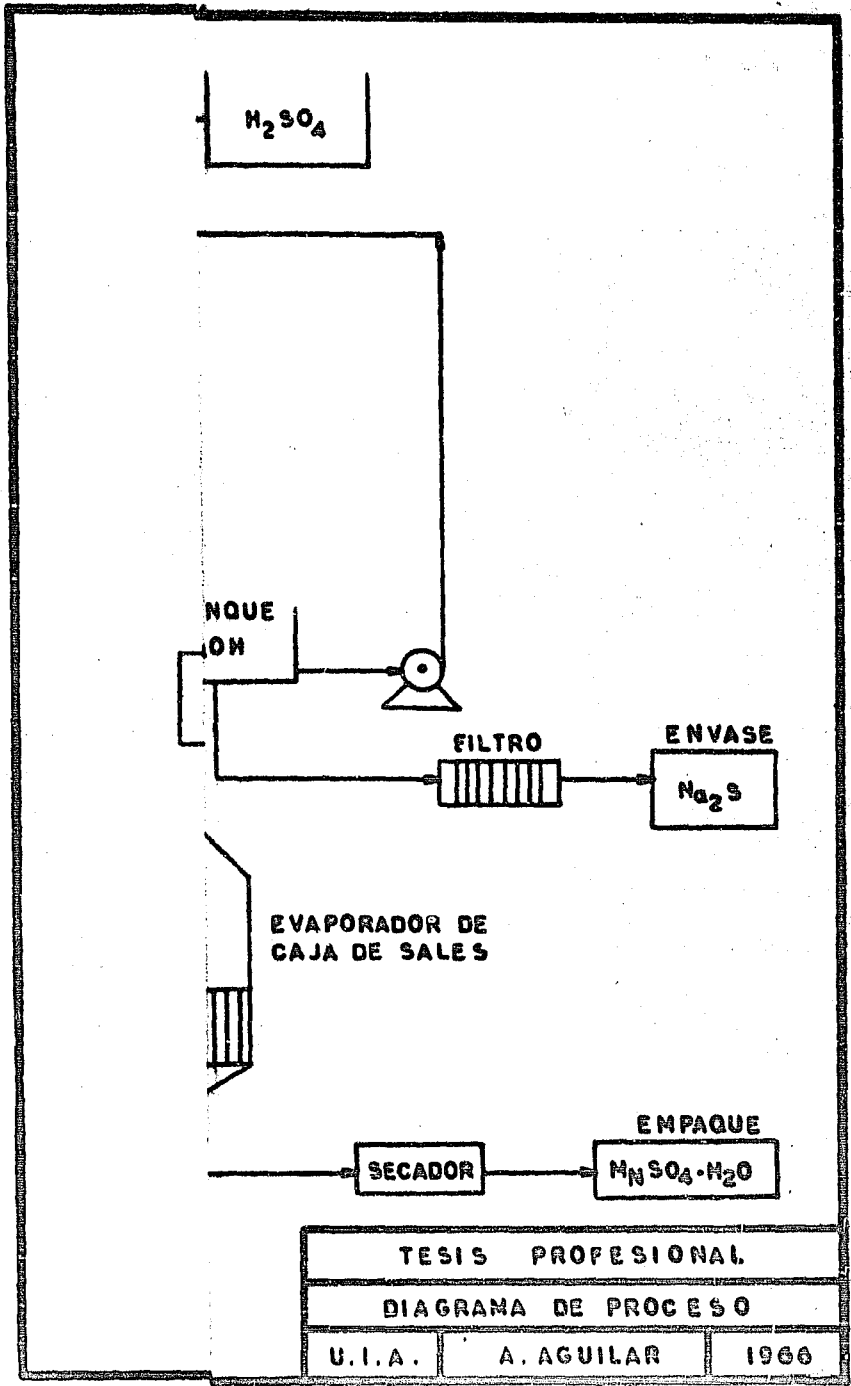
$$R = \frac{297 \times 100}{368.5} = 80.79 \%$$

Según puede verse en los cuadros 2 y 3, el mejor rendimiento para el sulfato manganeso monohidratado fué la prueba número 4; indudablemente hay que tomar en cuenta que dicho rendimiento puede incrementarse, poniendo en el reactor un agitador con el fin de que el ácido sulfúrico ataque totalmente al mineral; pues se vió en esta parte experimental que, debido al elevado peso específico del mineral, éste se asentaba en el fondo del reactor; a su vez la agitación dentro del reactor disminuirá el tiempo de reacción.

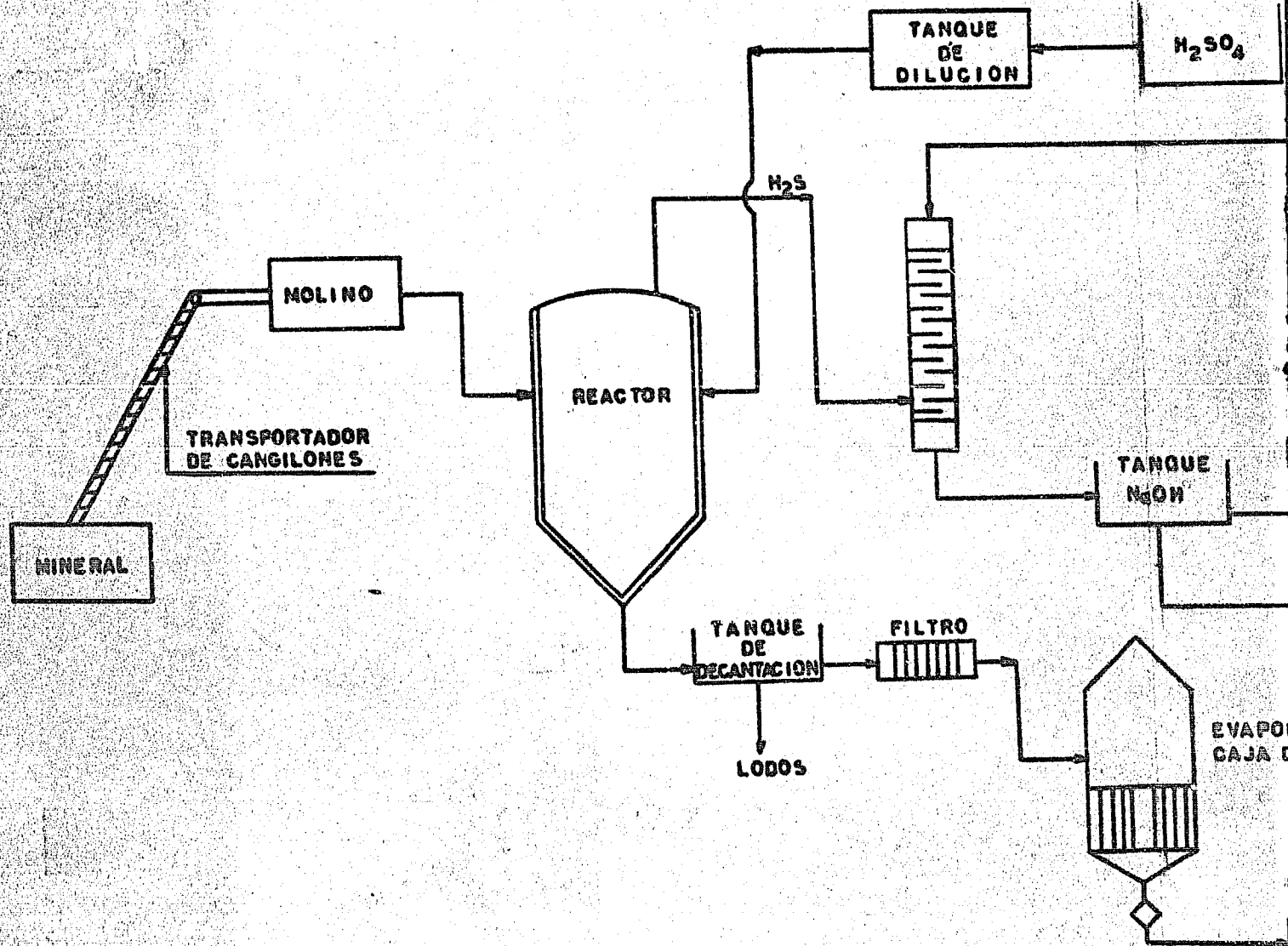
	Peso de Muestra (gr.)	MALLAS	Concentración del H_2SO_4	Volumen de ac. sulfúrico (ML)	Agua de dilución (ML)	Tiempo de reacción (ms)	Temperatura de reacción (°C)	Peso teórico obtenible de producto.	PESO REAL.	% de $MnSO_4$ monohidratado en el producto.	PESO REAL DE $MnSO_4 \cdot H_2O$	RENDIMIENTO DE LA REACCION %
PRUEBA 1	500	16	1:2	249.4	498.8	6	130	760.5	629.2	88.09	554.3	72.88
PRUEBA 2	500	16	1:5	249.4	1247.0	4	100	760.5	550.5	90.37	497.4	65.41
PRUEBA 3	500	35	1:5	249.4	1247.0	4	100	760.5	628.0	87.35	548.5	72.13
PRUEBA 4	500	85	1:10	249.4	2494.0	3.5	85	760.5	635	88.18	559.9	73.62
PRUEBA 5	500	100	1:10	249.4	2494.0	3.3	85	760.5	641.1	83.94	538.1	70.76
PRUEBA 6	500	100	1:5	249.4	1247.0	4	100	760.5	521.8	92.77	484.0	63.65

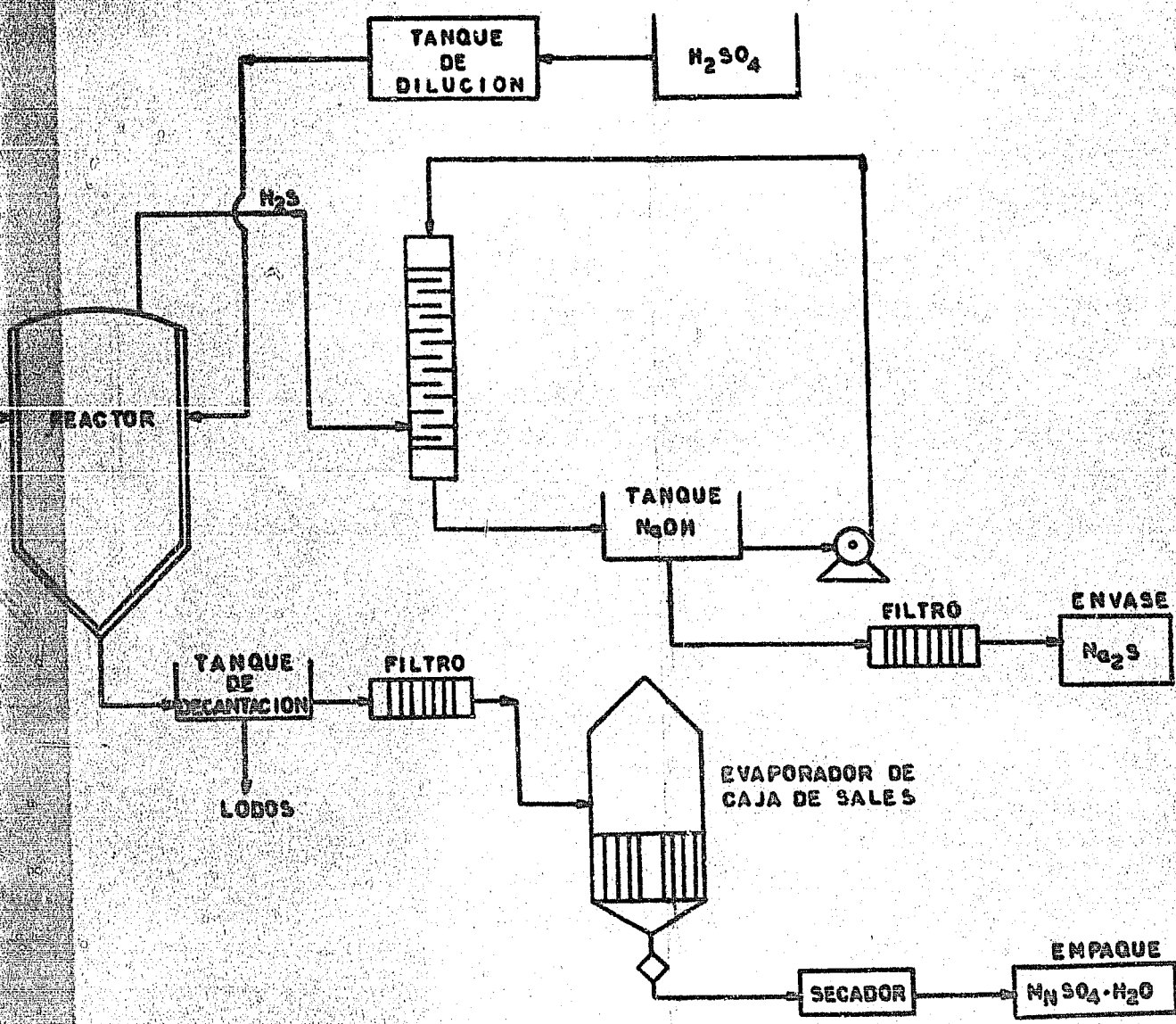
CUADRO No. 2

RESULTADOS DE LAS PRUEBAS EFECTUADAS DE LA REACCION ENTRE
EL MINERAL DE ALABANDITA Y ACIDO SULFURICO.



TESIS PROFESIONAL		
DIAGRAMA DE PROCESO		
U.I.A.	A. AGUILAR	1966





TESIS PROFESIONAL		
DIAGRAMA DE PROCESO		
U.I.A.	A. AGUILAR	1966

CAPITULO III

CALCULO Y DESCRIPCION DEL EQUIPO

Para la evaluación y planeación de lo que sería una planta industrial se toma en cuenta principalmente; las constantes de operación obtenidas en el equipo-piloto descrito en el capítulo anterior; así pues, en este capítulo se expondrán las características apropiadas del equipo para la planta que se propone.

1.- LOCALIZACION DE LA PLANTA.

Para poder definir este factor, y dar una apreciación acertada, debentomarse en cuenta varios factores, tales como: materia prima, transportación a los centros de consumo, agua para proceso, combustible y fuerza motriz.

a).- Materia Prima y Transportación.

La materia prima se encuentra en los yacimientos del mineral en el estado de Puebla; se puede decir, muy cerca de la ciudad de Puebla; si consideramos que las substancias más importantes para el proceso, como son: el ácido sulfúrico y la sosa, se transportarían desde la ciudad de Puebla hasta el lugar de la planta, es mejor aun que el mineral se transportara desde el yacimiento, hasta la zona industrial de la ciudad de Puebla; será este un factor favorable para instalarla en dicho lugar.

b). - Agua de proceso; Combustible y fuerza motriz.

Los factores anteriores son de suma importancia; y se considera de la manera siguiente: En cualquier zona industrial del estado de México el agua está escaseando mucho, así como su precio desde luego es más alto que en Puebla, mientras que el combustible y la fuerza motriz en Puebla se encuentran fácilmente y al mismo precio que en el Estado de México.

c). - Mano de obra y factores de comunidad.

Este factor es fácil de definir si tomamos en cuenta que la mano de obra es más económica en Puebla y que no escasea así como los factores de comunidad también son favorables ahí.

Haciendo un balance y comparando detenidamente los factores enunciados anteriormente, se llega a la conclusión de que sería mejor instalar la planta en la zona industrial del estado de Puebla, sitio bien comunicado por carreteras y ferrocarril.

II.- TRANSPORTACION DEL MINERAL.

Si consideramos que del lugar en donde se encontrara el mineral hasta el molino, se requiere estar transportando el mineral, que se seca en tamaños muy irregulares y que estos van a ser molidos hasta un tamaño de partícula que varía entre 85 y 100 mallas; se necesitará un transportador de banda, ya que si este trabajo se hiciera con empleo del esfuerzo humano, habría que considerar lo siguiente: En condiciones normales, un operario puede efectuar trabajo a razón de 200 a 400 Kg./min; por ejemplo, un hombre de 65 kg, de peso medio, puede elevar 10 Kg. el

extremo de una pala, a una altura de 1.50 m, en un radio de acción de 1.50 m. y al ritmo continuado de 15 paladas por minuto. El ritmo de trabajo varía de unos - hombres a otros, depende de la clase de materia manejada y del modo de manipularla, pero decrece rápidamente, cuando hay que elevarla a alturas superiores de 1 a 1.50- m o trasladarla a distancias que excedan de 1.50 a 3 m. Hay que evitar que un - hombre tenga que levantar pesos superiores a 50 ó 70 Kg para prevenir accidentes de- trabajo. Dadas las factores anteriores lo más conveniente para el presente caso, es- usar un transportador de banda; el cual está constituido por bandas ó correas sin fin - sostenidas de modo adecuado y dispuestas para transportar sobre ellas el mineral. -- Las bandas son de lana, caucho o balata reforzada, ó de flejes de acero. (4)

La ventaja del transportador de banda es su bajo costo de operación - aunque el costo inicial de su instalación suele ser más elevado que el de otros tipos- de transportadores.

FUNCIONAMIENTO DEL TRANSPORTADOR DE BANDA.-

La banda cargada del mineral se apoya sobre grupos de pequeños rodi- llos locos dispuestos en forma tal para que la banda forme un canal central, el ancho de la banda varía entre 35 y 150 cm y el número de rodillos guarda cierta proporci- onalidad con la anchura y la carga que debe transportar por unidad de longitud; el es- paciado de los rodillos es de tal modo que entre ellos no se cuelgue. Dicho espaci- do varía entre 1m y 1.50m.

El mecanismo de propulsión de la banda se efectúa por medio de una-

poleas de acero, una polea formada de caucho, ó un tándem de arrastre formado por dos poleas enlazadas al motor mediante engranajes reductores. La manera de tensar la banda consiste en montar el eje de la polea de cabeza o de la de cola sobre soportes deslizantes, de forma que puedan moverse hacia atrás y hacia adelante. Otra forma de tensar las bandas es por medio de una polea montada sobre una armadura que se desliza libremente, la polea y su armadura están sostenidas por la banda entre dos rodillos de retorno; así la tensión de la banda se regula mediante fijación de pesas a la armadura.

Las capacidades de los transportadores de banda se pueden ver en el cuadro (4).

La potencia consumida por el transportador de banda depende de ciertas variables, y puede calcularse mediante fórmulas empíricas, como es la siguiente para nuestro caso que es la elevación del mineral hasta la altura de la entrada del molino. (4)

$$CV = \frac{T \Delta Z}{270}$$

CV = Potencia Consumida (caballos vapor)

T = Carga del mineral manipulado (Tm/Hr).

Z = Altura de subida del mineral (m)

Considerando que en este caso se está manejando 5 ton de mineral y que la altura de subida sea de 3m tendríamos una potencia necesaria de:

$$CV = \frac{5 \times 3}{270} = \frac{15}{270}$$

$$CV = 0.005 \\ = 0.375 \text{ Kg/seg.}$$

ELEVACION DEL MINERAL HASTA EL MOLINO POR MEDIO DE ELEVADOR DE CANGILONES.

Después de que ha sido transportado el mineral hasta una tolva habrá que elevar y descargar el mineral en la boca del molino, para lo cual se requerirá un elevador de cangilones del tipo de descarga por gravedad, los cangilones, que van soportados por dos cadenas sin fin, quedan invertidos bajo la rueda superior, efectuando así una descarga eficaz.

Con el fin de que entre al molino un tamaño uniforme y adecuado del mineral se someterá a una reducción de tamaño por medio de una quebradora de quijadas, que se instalaría antes de que el mineral sea transportado, sobre el transportador de banda.

III.- MOLIENDA DEL MINERAL.

Para seleccionar un molino adecuado, debe tomarse en cuenta las características del mineral como son su dureza, el tamaño de la alimentación y la descarga, su poder de corrosión, tiempo de molienda y tiempo de operación, es decir que como se vió en la parte experimental, se necesitaría tener el mineral con una finura de menos de 85 mallas; así pues habrá que disponer de un molino que cumpla con ésta condición; analizando las anteriores circunstancias se propone usar un molino de bolas. Los molinos de bolas consisten en cámaras giratorias de acero, de forma cilíndrica ó tronco cónico, llenas hasta la mitad con bolas de hierro o acero, y, en ciertas casas,

con guijarros. La reducción de tamaños se produce gracias a los choques que ocasionan estas bolas al caer, desde la altura a que son levantadas, por la rotación de la cámara. La longitud del cilindro suele ser igual al diámetro. La mayoría de los molinos de bolas son aparatos de trabajo continuo y pueden trabajar en seco o en húmedo, la alimentación llega por un extremo y luego la descarga, se efectúa por el extremo opuesto o por la periferia. (4)

El molino Hardinge es el típico molino de bolas cilíndrico-cónico. Se admite que las bolas de mayor diámetro y las partículas más gruesas tienden a segregarse de las pequeñas, quedándose en la parte cilíndrica del molino. Sea o no cierta la suposición, existe una relación definida óptima entre los tamaños de las partículas y el de las bolas, con lo que se alcanza más eficazmente la reducción de tamaños. En cualquier caso el volteo de las bolas por el giro del molino, es tanto mayor cuanto mayor sea el diámetro; así pues, el trabajo de las bolas será más eficaz en la zona cilíndrica del molino.

CONDICIONES DE OPERACION.

La velocidad de rotación del molino debe ser menor que aquella que, en virtud de la fuerza centrífuga, mantiene la carga adherida a su superficie interna, ya que en tal caso no se produciría la molienda, puesto que las bolas no caerían sobre el material a triturar. Tampoco la velocidad del molino debe ser pequeña, puesto que así las bolas simplemente rodarían y sólo molerían las partículas pequeñas.

Existe una relación para la velocidad crítica máxima, con una co-

rección debida al diámetro de la bola, esta expresión es la siguiente:

$$N = \frac{42.3}{\sqrt{D - d}}$$

Siendo: N = Número de revoluciones por minuto

D = Diámetro del molino en metros

d = Diámetro de las bolas en metros

Con los molinos de bolas, generalmente es necesario operar en circuito cerrado ya que no poseen dispositivos de clasificación del producto. El dispositivo de clasificación por tamaños, o "clasificador", se monta en serie con el molino, y el rechazo producido en la clasificación vuelve al molino para su ulterior molienda.

CUADRO 4

CAPACIDADES MAXIMAS † DE LOS TRANSPORTADORES DE BANDA.

Ancho de la banda, pulgadas.	Metros cúbicos por hora 30 m/min.	capacidad máxima con materiales de- versas densidades aparentes .Tm/hr a 30 m/min.				
		400 Kg/m ³	600 Kg/m ³	1200 Kg/m ³	1600Kg/m ³	2400Kg/m ³
14	18	7,25	14,5	21,8	29,___	43,5
16	23,7	9,07	19,___	28,1	38,1	57,1
18	30,4	11,8	24,5	36,3	49,___	73,5
20	37,6	14,5	30,___	44,5	59,9	89,8
24	54,5	21,8	44,5	66,2	89,9	147,___
30	132,2	35,4	71,7	107,___	133,2	237,___
36	132,2	51,7	104,___	155,___	209,___	313,___
42	185	74,4	149,___	224,___	300,___	450,___
48	248	100,___	200,___	300,___	400,___	600,___
54	322	129,___	259,___	383,___	517,___	775,___
60	406	163,___	327,___	490,___	654,___	980,___

† La capacidad de trabajo del transportador de banda plana, se toma como igual a la mitad de las consignadas. Las capacidades de los transportadores inclinados en de 5 a 10%—menor que las tabuladas. Para materiales pesados o velocidades diferentes de las reseñadas, el cálculo del tonelaje—se efectúa por proporcionalidad directa.

La capacidad del molino de bolas depende mucho de la relación de reducción, así como de la dureza del material de que se trate, y no puede calcularse exactamente.

Una evaluación razonable de la capacidad de un molino de bolas, cilíndrico-cónico del tipo Hardinge, en toneladas por 24 horas, es:

$$C_2 = 4.76 \frac{\text{Diámetro máximo} \times \text{longitud (m)}}{C_1}$$

C_1 = Valor que varía entre 3 y 6 en operaciones normales.

CUADRO 5

CAPACIDAD Y CONSUMO DE ENERGIA DE LOS MOLINOS DE BOLAS. (5)

Tamaño del molino x longitud.	Carga aproximada de		Capacidad aproximada media Toneladas / 24 Horas.			Potencia del motor
	bolas, Kg/r.p.m.		½ pulg. a 48 mallas	½ pulg. a 65 mallas	½ pulg. a 100 mallas	
Pies						CV
3 x 2	500	35	12	9	5	6-8
3 x 4	1.000	35	24	18	10	12-15
4 x 4	1.650	30	42	30	20	20-25
5 x 4	2.500	29	60	55	30	30-40
5 x 6	3.750	29	120	85	50	40-50
6 x 3	3.000	25	125	85	50	50-60
6 x 5	5.000	25	210	150	90	75-100
6 x 6	6.000	25	250	175	100	90-120
6 x 12	12.000	25	500	340	200	150-200
7 x 6	10.800	23	500	350	200	110-160
8 x 6	14.000	22	620	450	260	150-225
10 x 9	37.000	17	1.500	1.100	650	550-600

1 C_v = 75 Kg/seg.

MOLINOS CILINDRO/CONICOS						
2 x 2/3	300	40	4	3	2	2
3 x 2/3	650	35	12	10	9	5-8
3 x 2	1.000	35	17	15	13	10
5 x 3	4.750	28	100	60	60	40-50
6 x 3	7.500	24	180	120	90	60-75
7 x 4	13.500	23	300	220	150	125
8 x 4	19.000	21	480	350	270	175-200
12 x 6	55.000	16	1.800	1.400	1.000	700-800

IV.- REACTOR.

Para la solución y el cálculo del reactor más adecuado se basó en lo visto en el capítulo anterior; y las características del reactor serían las siguientes:

Tipo de reactor: Isotérmico, intermitente, con chaqueta o anillos de enfriamiento, ya que la reacción es exotérmica.

Material de construcción: fierro al carbón recubierto interiormente de plomo, con tobera de entrada para ácido, entrada de mineral y boquilla de salida del gas sulfhídrico; en el fondo tobera de salida del producto.

Forma del reactor: Tanque cilíndrico de fondo cónico ó abombado y de tapa abombada con entrada brida en el centro para la instalación de un agitador.

CALCULO DEL VOLUMEN DEL REACTOR.

Para el cálculo del volumen; sólo se tomarán en cuenta los datos que se tienen y que son los siguientes:

El proceso de lixiviación será intermitente y en cada lote se usarán las siguientes cantidades de reactivos, calculadas estequiométricamente:

Kg de mineral a procesar	:	500
L de H_2SO_4 necesario	:	249.4
L de agua de dilución para que la concentración del ácido sea de 1:10	:	2494

Volumen que ocupa el agua de dilución	:	249 L
Volumen que ocupa el ácido sulfúrico	:	<u>2494 L</u>
Volumen total:		2743 L

En todos los cálculos de volumen de reactores generalmente se aumenta un 10%, y en este caso tendremos que aumentar un 30% ya que no se tomó en cuenta el volumen del mineral.

$$\therefore 2743 \times 1.30 = 3495 \text{ L}$$

En la práctica se usará un reactor de 3800 L

$$\text{DIAMETRO} = 1.25 \text{ m}$$

Dimensiones del reactor:

$$\text{ALTURA} = 2.74 \text{ m}$$

Para el cálculo del tiempo de reacción se tiene una ecuación general para este tipo de reactores y es la siguiente:

$$C_{00} = C_{00} \int_0^x \frac{dx}{r}$$

Donde:

C_{00} = Concentración inicial de ácido sulfúrico en g mol/ml

x = % de conversión de la reacción

r = Velocidad de reacción.

Como en este caso no se dispone del dato de la velocidad de reacción; se sujetará a calcular el tiempo de reacción experimentalmente como se hizo en la parte experimental. Se tendrá que considerar el ciclo completo, el tiempo se descarga — del reactor.

$$\Theta t = \Theta r + \Theta d$$

EQUIPO ADICIONAL DEL REACTOR:

AGITADOR.-

Como ya se mencionó el mineral es lo suficientemente pasado como para requerir un equipo de agitación, con el objeto de producir un contacto más íntimo entre el ácido y el mineral y al mismo tiempo acelerar la reacción disminuyendo así el costo de operación.

Para el cálculo del agitador adecuado, se considera una viscosidad de la mezcla reaccionante de 1000 cp y conociendo la capacidad del reactor que son 1000 galones pueda hacerse un cálculo aproximado de las características del reactor, se tendrá un agitador con motor de 1½ H.P., corriente de 220/440 V, 50 cy, 3f, con transmisión de engranes a una velocidad de 431 rpm. El tamaño de propelas será de 30 cm y se pondrán 2 para tener mayor eficiencia en el mezclado eje y hélices serán de acero inoxidable tipo 316.

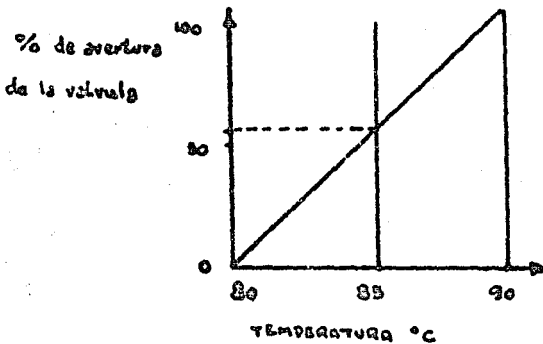
SISTEMA DE ENFRIAMIENTO.-

El sistema de enfriamiento para mantener la reacción a una temperatura constante, sería efectuado por un serpentín dentro del reactor, circulando agua fría por dicho serpentín. El gasto de agua de enfriamiento estará regulado por una —

válvula accionada neumáticamente de la siguiente manera:

Dentro del reactor se instalará un bulbo que detectará la temperatura, - el gas que contiene el bulbo con un aumento de temperatura se dilatará y hará deflexionar un "bouréon" que a su vez deflexionará una aguja de un marcador puesto en un tablero.

Se requerirá para este control uno de banda proporcional es decir que si la temperatura adecuada para el mejor comportamiento de la reacción está entre los 80°C y 90°C, la banda proporcional será de 10°C. Así a los 85°C la válvula estará abierta al 50%; en 90°C, la válvula estará abierta al 100% y en 80°C la válvula estará totalmente cerrada.



V.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO PARA ACIDO SULFURICO.

Para poder determinar la capacidad más adecuada para el tanque de almacenamiento, se debe de considerar una reserva para más o menos 20 días de trabajo, por lo tanto el las necesidades de un mes son, suponiendo que se hicieran 5 lotes diarios:

$$5 \times 249.4 \times 30 = 37,500 \text{ L}$$

Si las pipas proveedoras de ácido sulfúrico llegan a la planta cada 15 días un tamaño adecuado sería de 30000 L. puesto que manteniéndolo siempre lleno se puede prever una falla de los proveedores.

DIMENSIONES DEL TANQUE:

Para la capacidad de 37000 litros y según el tipo de tanque, las dimensiones serán las siguientes:

Diámetro: 3.30
Longitud: 3.60
Material: Acero al carbón

Habría que bombear el ácido hasta el tanque de dilución ya que este estará a un nivel más alto que el reactor para evitarse una bomba, así el ácido entrará al reactor por gravedad.

VII.- TANQUE DE DILUCION.

En este tanque se haría la dilución del ácido sulfúrico hasta la concentración de 1:10, y su capacidad se diseñará de acuerdo al volumen que necesite cada carga del reactor.

Vol. de ácido	249.4 L
Vol. de agua	2494.0 L
	<hr/>
	2743.4 L

Por lo tanto la capacidad del tanque de dilución se considera que debe ser aproximadamente 3500 litros.

El tipo de tanque sería, cilíndrico, vertical con fondo cónico, debe llevar tapa conducto para salida de vapor y cámara de condensación para reflujo, y el ácido bajaría por gravedad hasta el reactor, por lo que tendría que poner en un nivel más alto. Este tanque llevará un agitador de baja velocidad.

Dimensiones del tanque:

Diámetro = 1.16 m

Altura = 2.44 m

Material de Construcción:

Lámina de acero al carbón con recubrimiento interior de plomo.

VIII.- CONCENTRACION Y CRISTALIZACION DEL PRODUCTO.

Generalidades.-

Un punto muy importante en el presente trabajo es sin duda, la cristalización del producto obtenido ya que el producto comercial final que se desea obtener es el sulfato de manganeso monohidratado $MnSO_4 \cdot H_2O$.

La cristalización puede efectuarse por evaporación, por enfriamiento o por ambos caminos, los mismos principios rigen también cuando se forman los cristales por adición a la disolución de una tercera sustancia que provoca el precipitado, ó que simplemente disminuya la solubilidad del producto a precipitar.

Para que el sulfato manganeso se obtenga puro, se debe tener cuidado en el proceso de cristalización, ya que los cristales deberán tener una composición y pureza determinadas al separarse de una disolución de composición variable, las im-

purezas pueden ir arrastradas en el líquido madre en pequeña cantidad, adheridas a la superficie del cristal o pueden quedar ocluidas entre los cristales al aumentar de tamaño durante o después de la cristalización.

Velocidad de cristalización.-

Es el factor de más importancia en la operación de cristalización, y comprende dos procesos distintos: (4)

a).- La formación de gérmenes, núcleos o centros de cristalización, ya sea en una solución transparente o con sólidos en suspensión.

b).- La precipitación de sustancia sobre los centros de cristalización ya formados; este último punto se puede llamar "crecimiento cristalino".

Para que exista el "Crecimiento Cristalino" debe haber una sobresaturación de la solución con respecto a los cristales; sabiendo que los cristales se disuelven en proporción inversa a su tamaño se puede decir que la concentración se regula de tal manera que los cristales grandes sigan aumentando de tamaño; y los cristales pequeños permanezcan invariables o incluso se disuelvan.

Según lo anterior; un núcleo cristalino normal es un cristal muy pequeño con mayor solubilidad que los cristales visibles. El crecimiento de estos cristales submicroscópicos depende de los siguientes factores: distribución irregular del soluto en la solución, choques entre los cristales, rotura de un cristal en crecimiento y sobresaturación de la solución; si se mantiene una gran sobresaturación durante la cristalización, es mayor la probabilidad de que persista el cristal recién formado y, por con-

siguiente mayor número de núcleos elementales de formación tendrán la oportunidad de crecer hasta un tamaño visible.

Si se quiere regular el número de cristales sobre los que se deposita una determinada cantidad de soluto, se pueden añadir a la solución, antes de que empiece a cristalizar, pequeños cristales llamados gérmenes, así la sal se depositará con mayor facilidad puesto que los cristales de tamaño visible son menos solubles que los de tamaño submicroscópico.

Resumiendo puede decirse que: para que la velocidad de cristalización sea máxima es necesario que la solución mantenga una sobresaturación con respecto a los gérmenes introducidos pero no sobresaturada con respecto a los minúsculos agregados elementales que, inevitablemente se han de producir en las condiciones de trabajo.

Rendimiento de la Operación:

El rendimiento se determina por un balance de materia; y es fácil; ya que la cantidad de disolvente permanece constante durante la cristalización y se conoce la cantidad de sal que queda disuelta a la temperatura final. La cantidad total de disolvente es variable en un proceso, cuando la sustancia cristaliza con agua de cristalización ó cuando hay evaporación; sin embargo, el exceso de disolvente con relación al necesario para hidratar toda la sal, o bien permanece constante, o bien disminuye según el grado de evaporación. A partir de esta cantidad conocida de disolvente, puede establecerse un balance del hidrato referido a un kilogramo de exceso de agua en las disoluciones inicial y final; el rendimiento es el hidrato total menos el soluble, expresando uno y otro en partes de hidrato por parte de agua en --

exceso. En general las solubilidades se suelen encontrar expresadas en partes en peso de sal anhidra por cada 100 ó 1000 partes en peso de disolvente puro.

Se puede suponer una fórmula para el rendimiento, solo para condiciones de equilibrio: (4)

$$C = R \times \frac{100 A_0 - X (S_0 + S)}{100 - X (R-1)}$$

Donde:

- C = Peso de los cristales en la magma final.
- R = Cociente entre el peso molecular del soluto hidratado, y el peso molecular del soluto anhidro.
- X = Solubilidad del producto a la temperatura final (partes en peso de soluto anhidro por 100 partes en peso de disolvente total)
- A₀ = Peso de soluto anhidro en la carga inicial.
- S₀ = Peso total del disolvente en la carga al principio de la operación.
- S = Kilogramos de disolvente evaporados durante la operación.

SELECCION DEL METODO MAS ADECUADO PARA CRISTALIZAR EL PRODUCTO.

Se vió anteriormente que una de las formas de cristalizar un producto es por medio de la evaporación, y ahora se tratará de ver que tipo de evaporador es el más apropiado.

Debe de considerarse lo siguiente: Cada vez que se descargue el reactor, el producto pasa a un decantador en donde se eliminan los lodos o sea el re

siduo, ya que en la solución madre queda solamente el sulfato de manganeso; después del decantador se pasa el licor madre a un filtro, quedando así lista para alimentarla al evaporador.

En el laboratorio se vió que, al evaporarse el licor madre de sulfato - manganeso, a medida que la concentración aumenta, se van formando capas de cristales en las paredes del recipiente en el cual se está efectuando la evaporación; lo anterior implica que se formen incrustaciones en los tubos del evaporador, en el caso de usarse uno de tubos horizontales ó verticales, disminuyendo así, la cantidad de calor - transmitido; según la ecuación:

$$q = UA\Delta T$$

dónde q = flujo de calor en Kcal/hr.

A = Superficie de calefacción en m^2

ΔT = Diferencia media de temperaturas entre el vapor de agua y el líquido en ebullición en $^{\circ}C$

U = Coeficiente total de transmisión de calor en Kcal/hr m^2 de sup. de calefacción $^{\circ}C$ de diferencia media de temperatura.

Para evitar lo dicho anteriormente, en el laboratorio se usó una parrilla eléctrica con agitación magnética para la evaporación y haciendo repetidas filtraciones al vacío cada vez que se concentraba demasiado tal; hasta llegar a los últimos licores madres que tenían un aspecto algo turbio, se consideró que sería mejor desecarlos, para evitar posible contaminación en el producto final.

De la anterior experiencia obtenida en el laboratorio, se saca como -

consecuencia que el evaporador más apropiado para este tipo de concentración, sería un evaporador de circulación forzada, con caja de sales.

FUNCIONAMIENTO DEL EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA CON CAJA DE SALES.

En este evaporador se utiliza una bomba para impulsar el líquido a gran velocidad a través de los tubos, produciéndose relativamente poco vapor en cada paso. La mezcla vapor líquido choca al salir de la tubería que viene de los tubos de calentamiento contra una pantalla que tiene una forma especial para provocar la coalescencia de las gotas pequeñas. De la forma de la pantalla depende el arrastre de gotas líquidas en el vapor. Los elementos de calefacción, más que formar una unidad vertical dentro del aparato; están fuera de él. De ésta manera si bien el tendido de tuberías es más complicado, resulta más fácil limpiar y sustituir los tubos, sobre todo cuando son horizontales. El coeficiente total medio de transmisión en cada ciclo es elevado, pues además de que los tubos de calefacción se pueden instalar muy por debajo del nivel del líquido para evitar que hierva en la superficie de calefacción, la separación de sólidos se elimina casi por completo. (4)

La bomba que impulsa el líquido a través de los tubos y lo recircula suele ser de tipo centrífugo, aunque con líquidos muy viscosos es de desplazamiento directo; la energía necesaria para mover la bomba puede ser empleando una turbina para calentar el evaporador. Cuando la instalación es pequeña resulta mejor y menos complicado accionar la bomba con un motor eléctrico.

CALCULO DEL EVAPORADOR.

a).- Cantidad de Solución que se concentra en cada Lote.

Para hacer este cálculo se consideran los resultados obtenidos en la parte experimental; suponiendo que el rendimiento se incrementa debido a una adecuada agitación a un 80%; así pues la cantidad de producto monohidratado que se debería obtener sería:

$$\begin{aligned} 760.50 \times 0.80 &= 608.40 \text{ Kg de MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O} \\ &= 563.60 \text{ Kg de MnSO}_4 \text{ anhidro.} \end{aligned}$$

Cantidad de agua que entra al evaporador:

Para determinar la cantidad de agua que se va a evaporar, se debe tomar en cuenta lo siguiente: El agua existente en la solución madre es la proveniente de la que se usó para diluir el ácido sulfúrico y que fué un volumen de 2494 L cuyo peso es de 2494 Kg.

Así pues el volumen total de la solución que entra al evaporador será de: 2494 lit/Lote cuyo peso será de $2494 + 563.60 = 3057 \text{ Kg/Lote}$.

Considerando la sal anhidra la concentración de la solución madre será de:

$$\frac{563.60}{2494} = 0.226 \text{ o sea } 22.6 \% \text{ en peso (Cf)}$$

Si se quiere llevar la solución a concentración y cristallizarse, con el fin de que saliendo de la caja de calcos se introduzca a un secador tipo "Flash"; dicha sal deberá tener una concentración mínima de 60% (Cf) para que así el licor restante se despoche y la sal entre al secador con un contenido de humedad mínima.

Una vez determinados los puntos anteriores; y sabiendo el volumen de solución alimentada por lote y su concentración, así como la concentración final deseada, se puede saber la cantidad de agua que se va a evaporar:

$$W_f = \frac{C_o W_o}{C_f}$$

$$W_f = \frac{0.231 \times 3057}{0.80} = 881.2 \text{ Kg sol. conc./lote}$$

$W_f =$ Cantidad de solución concentrada a la salida del evaporador.

... Agua evaporada: $(\Delta W) = 3057 - 881.2$

$$(\Delta W) = 2157.2 \text{ Kg de agua / Lote.}$$

Calor necesario para evaporar el agua:

$$\frac{dq}{ds} = W_o C_p (t_o - t_a) + \Delta W \dots \dots \quad (1)$$

Para efectos de cálculo se tomaron datos de casos similares y se consideró lo siguiente: a). - El evaporador se planea operarlo con una presión $P_v = 300$ mm Hg de presión absoluta; y usar un vapor saturado en la calandria de 3.51 kg/cm². Así pues en tablas de vapor se ven las temperaturas correspondientes:

$$t_o = 76^\circ\text{C} \quad \lambda_o = 997.3 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$$

$$T_v = 147^\circ\text{C} \quad t_a = 20^\circ\text{C} = 68^\circ\text{F}$$

$$\lambda_v = 1173 \text{ Btu/lb}$$

Conversión de 300 mm Hg a Psia

$$51.7 \text{ mm} \quad \underline{\hspace{2cm}} \quad 1 \text{ psia}$$

$$300 \text{ mm} \quad \underline{\hspace{2cm}} \quad X$$

$$X = 5.7 \text{ psia}$$

Ya que la ecuación (1) está dada por unidad de tiempo; convendrá tener todas las cantidades por unidad de tiempo. Considerando que la duración de un lote sea de 5 horas:

$$W_o = \frac{3057}{5} = 611.4 \text{ Kg/hora}$$

$$W_o = 611.4 \times 2.2 = 1345 \text{ lb/hr.}$$

$$W_f = \frac{681.2}{5} = 176.2 \text{ Kg/hr.}$$

$$W_f = 176.2 \times 2.2 = 387.64 \text{ lb/hr.}$$

$$w = \frac{2175.2}{5} = 435 \text{ Kg/hr.}$$

$$w = 435 \times 2.2 = 957 \text{ lb/hr.}$$

Se considera $cp = 0.9$

Sustituyendo los valores formados en (1)

$$\frac{dq}{dt} = 1345 \times 0.9 (163 - 63) + 957 \times 997.3$$

$$\frac{dq}{dt} = 121050 + 954129$$

$$\frac{dq}{dt} = 1075179 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.}}$$

Si se considera una pérdida por radiación de 10%

$$1,075279 \times 0.10 = 107517 \text{ Btu/hr}$$

$$\begin{aligned} \therefore \frac{d_q}{d\theta} &= 1,182,696 \text{ Btu/hr.} \\ &= 298,039.4 \text{ Kcal/hr.} \end{aligned}$$

Si sabemos que $\frac{d_q}{d\theta} = UA \Delta T$ donde $\Delta T = (T_v - t_c)$

$$\text{Despejando } A \text{ quedará } A = \frac{\frac{d_q}{d\theta}}{U \Delta T}$$

Sustituyendo valores:

$$A = \frac{1,182,696}{150 (297-160)} = 61 \text{ Ft}^2 \quad \text{Area de calefacción} \\ A = 5.8 \text{ m}^2$$

Se escogió:

$$U = \frac{150 \text{ Btu}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$$

Por la razón de que el tipo de calandria usado es similar al de un cambiador de calor así para los cambiadores de calor de U. mínima es de 150

Para calcular el rendimiento del evaporador sera:

$$\frac{d_q}{d\theta} = W_v \lambda_v$$

$$\frac{\frac{d_q}{d\theta}}{\lambda_v} = W_v$$

$$W_v = \frac{1182696}{1173} = 1008 \text{ lb/hr}$$

∴ Consumo de vapor por lb de agua evaporada será:

$$\frac{\Delta W}{W_v} = \frac{2175}{1008} = 2.1 \frac{\text{lb H}_2\text{O}_{\text{evap.}}}{\text{lb}_{\text{vap}}}$$

Con los datos obtenidos anteriormente se puede ver con cierta exactitud el tipo de evaporador con caja de sales más conveniente; haciendo la consideración de que si el área de calefacción se aumenta, ya que resulta ser pequeña; se podrá disminuir el tiempo de cada lote.

Queda también pendiente escoger el tipo de bomba para provocar la circulación forzada, y la potencia requerida. Así también habrá que ver la caldera apropiada para tener un vapor de 3.52 kg/cm^2 y un eyector que nos dé una presión absoluta de 300 mm Hg aproximadamente.

El material de todo el evaporador deberá ser de acero inoxidable tipo 316; ya que en el licor madre queda un residuo de ácido sulfúrico que no ha reaccionado en el reactor, aunque la concentración de ácido sulfúrico sea baja, esto bastaría para estropear un evaporador que no fuera hecho de acero inoxidable tipo 316.

SECADO DEL PRODUCTO.-

El producto a obtener va a ser el sulfato manganeso monohidratado; este producto debe secarse a una temperatura menor de 117°C , ya que si ésta temperatura tubo pierde la molécula de agua pasando a ser la sal anhidra; además el produc

to debe obtenerse en forma de polvo fino para su mejor presentación en el mercado; — considerando los factores anteriores se sugeriría el secador instantáneo (flash) o sea el tipo de secadores transportadores neumáticos. (5)

Descripción. — En este tipo de secador, se realiza la eliminación de la humedad dispersando el material a secar en una zona de gases calientes y transportando después a velocidades elevadas. El secador consta básicamente de un dispositivo para dispersar un sólido húmedo entre los gases calientes, un conducto por el cual dichos gases arrastran las partículas dispersas, y un sistema colector para separar el producto seco de la corriente de aire. En una instalación de este tipo se realizan simultáneamente la desecación, la desintegración y la molienda, el transporte neumático y la clasificación, o bien las tres primeras o las tres últimas, siempre que el diseño de las partes componentes sea adecuado.

Los materiales granulados que fluyen con relativa libertad en el estado húmedo, como el carbón, el cloruro de sodio, el persulfato de potasio, etc. — Sin embargo, los lodos como es el caso del sulfato manganeso al salir de la caja de sales del evaporador; algunas tortas de los filtros prensa, y en un molino de jaw la o en algún desintegrador semejante por el cual circula aire caliente.

En el presente caso se precisa que el producto esté finamente molido y seco, un molino de cilindros o martillos pulveriza el material húmedo en contacto con aire caliente que arrastra el producto fino y seco hasta ciclones y colectores de sacos. Este sistema ofrece la ventaja de producir un material seco y fino en un solo paso, eliminando la manipulación adicional requerida cuando la molienda y

la desecación se hacen por separado.

En general los secadores transportadores neumáticos son apropiados para todos los materiales que puedan dispersarse de una manera adecuada en una corriente de gases y transportarse. Los materiales sensibles a las temperaturas pueden secarse a menudo satisfactoriamente a temperaturas relativamente elevadas ya que el período de desecación es muy corto,

Los secadores de este tipo son especialmente aplicables a la manipulación de grandes capacidades y son por lo general el tipo más económico de instalaciones para capacidades de evaporación superiores a 1000 Kg de agua por hora.- De acuerdo a lo anterior se deberá calcular la cantidad de lotes necesarios para acumular un mínimo de 1000 Kg de agua por hora, y que el secador solo trabaje el menor tiempo posible; de otra manera también se pueden almacenar los lodos provenientes del evaporador y secar el producto cada mes o cada vez que se requiera producción.

Considerando el caso de producción diaria:

Si un lote del evaporador dura 5 horas podríamos suponer 5 lotes por día: Según los datos obtenidos en el cálculo del evaporador:

Cantidad de Agua al final de cada lote:

Si se evaporan 2175.2 Kg de agua/lote

Agua restante: $2494 - 2175.2 = 318.8$ Kg/lote

En un día será: $320 \times 5 = 1600$ Kg

Almacenando la producción mensual será:

$$1600 \times 30 = 48000 \text{ Kg.}$$

Peso del producto anhidro:

$$563.6 \times 5 \times 30 = 84540 \text{ Kg.}$$

∴ El % de humedad de la sal al entrar al secador será de:

$$\frac{48000 \times 100}{84540} = 56.7\%$$

% de humedad que deberá tener el producto al salir del secador, su-
poniendo que sea sulfato monohidratado.

Peso de la sal por cada lote:

$$\begin{array}{r} 608.40 \\ \underline{563.60} \text{ (Sal anhidra)} \\ 44.80 \text{ Kg de agua/lote} \end{array}$$

Agua que se tiene que evaporar por lote: $320-45 = 275 \text{ Kg de Agua}$
/Lote.

Producción en un mes:

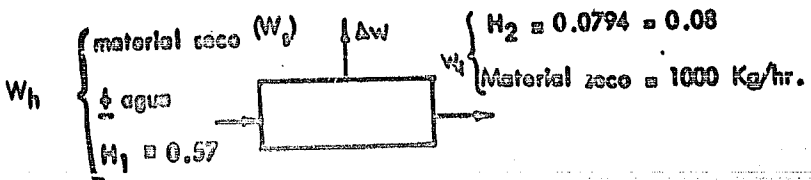
$$44.80 \times 5 \times 30 = 6720 \text{ Kg. de Agua}$$

∴ % de humedad en la sal monohidratada será:

$$\frac{6720 \times 100}{84540} = 7.94\% = 8\% \text{ de Humedad en agua de cristall-} \\ \text{zación.}$$

Tomando en cuenta lo anterior, se calculará por medio de un balance
de materiales la cantidad por hora de producto seco que se obtendrá, así como la
cantidad de producto húmedo alimentado;

Base = 1000 Kg/hr. de mat. monohidratado (seco).



Balance de Material seco.

$$W_s + 0.08 W_s = W_F = 1000$$

$$W_s (1 + 0.08) = 1000$$

$$W_s = \frac{1000}{1.08}$$

$$W_s = 926 \text{ Kg mat seco/hora.}$$

Balance a la entrada del secador.

$$W_h = W_s + 0.57 W_s$$

$$W_h = W_s (1 + 0.57)$$

$$W_h = 926 (1.57)$$

$$W_h = 1453.82 \text{ Kg mat húmeda/hr.}$$

Agua evaporada:

$$\Delta W = W_h - W_f = 1453.82 - 1000$$

$$\Delta W = 453.82 \text{ Kg de agua/hora.}$$

Datos necesarios para el cálculo del secador:

Material a Secar: $M_nSO_4 \cdot H_2O$ con una humedad inicial de 0.57 Kg de agua/ kg material seco.

Alimentación: 1454 Kg/hora de material húmedo.

Capacidad evaporativa: 454 Kg Agua/hora.

Producto final: $M_nSO_4 \cdot H_2O$ con humedad de cristalización de 0.08 Kg/Agua/ Kg mat anhidro. Tomando una base de 1000 Kg/hora de producto mancharizado seco.

Método de Calentamiento:

Aire y gases de combustión

Tipo de Combustible:

Diesel o Gas

Teniendo el dato de la capacidad de evaporación del secador, se puede dar una idea del tamaño aproximado del secador. (5)

Capacidad evaporada.	Espacio aproximado, edificado.
Kg de agua/hora	m.ancho x m. largo x m. alto.
454	4.6 x 6.1 x 7.6

ALTERNATIVA:

Existe un tipo de secador, que es el secador por rociada y pulverización; se propone este tipo de secador por disponer de datos experimentales favorables en el secado de sulfato manganeso. (5)

Condición de Operación:

Material: Sulfato Manganeso

% de agua

en la alimentación: 50%

Temperatura del aire de secado: Intensidad de evaporación:

Entrada: 315 °C

327 Kg/hr.

Salida : 143 °C

Dimensiones de la cámara del Secador:

5.5 m. de Diámetro x 5.5 m. de altura, con un atomizador, centrífugo de disco.

OBSERVACIONES:

En las condiciones de salida, el ventilador de este secador manipula $310 \text{ m}^3/\text{min}$. En la temperatura del aire a la salida, interviene el aire frío de infiltraciones, y la verdadera caída de temperatura tiene que calcularse por medio de un balance calorífico.

DESCRIPCION DEL SECADOR.-

Un secador pulverizador crea un estado líquido muy disperso en una zona gaseosa a temperaturas muy elevadas. El funcionamiento de un secador pulverizador implica tres aspectos fundamentales:

1) Atomización o pulverización, 2) Mezcla del gas y el líquido pulverizado, y 3) Deseccación de las gotas del líquido.

La atomización o pulverización se realiza por medio de alguno de los diversos dispositivos pulverizadores existentes. Los principales son: a) Boquillas o toberas de alta presión, b) Toberas de los flujos, c) Discos rotativos de alta velocidad. Con pulverizadores o atomizadores, de estos tipos, un líquido bombeable, ya sea una solución clara ó una pasta espesa, se dispersa en gotas pequesísimas, como de 2μ con soluciones diluidas; y en tamaños grandes de gotas no pasan de 500μ ; es decir pasan por unas 30 mallas/". El tiempo real de deseccación en este tipo de secadores se mide en fracciones de segundo, y el tiempo total en el secador no excederá por lo general, de 30 segundos.

Los secadores por pulverización fundamentalmente se componen de una cámara de deseccación, una fuente de gases calientes, un dispositivo para pul-

verizar el líquido alimentado y un sistema para separar el producto seco de los gases salientes. Las temperaturas en los gases de entrada oscilan entre 90°C y 760°C con materiales especiales de construcción para ésta última temperatura.

El atomizador de disco centrífugo se emplea mucho en las industrias químicas y las boquillas o toberas en la industria jabonera y en la de productos alimenticios.

Los discos centrífugos pulverizan los líquidos extendiéndolos en láminas muy delgadas lanzadas a alta velocidad, desde la periferia del disco, construido especialmente para girar rápidamente.

El diámetro de los discos varía entre 5 cm (2") en los modelos pequeños de laboratorio y 30.5 ó 36 cm. (12" ó 14") en los secadores industriales. Las velocidades de los discos varían entre 3000 y 50 000 r.p.m.; las altas suelen emplearse en secadores de pequeño diámetro, los más usuales en secadores industriales varía entre 3600 y 12000 r.p.m.; según el diámetro del disco y el grado de pulverización deseada.

La pulverización por medio de discos centrífugos presenta especiales ventajas en el atomizado de suspensiones y pastas que desgastarían y obstruirían las boquillas. Se pueden manejar con ellos pastas muy espesas si se emplean bombas de presión positiva para alimentarlas. Como ya se vió tiene un amplio rango de velocidades y de intensidad de alimentación sin producir un material demastado diferente.

Los discos centrifugos son impulsados mediante bandas o por acoplamiento directo por un motor eléctrico de alta velocidad conectado a un cambiador de frecuencia, o bien por una turbina de vapor.

Otra ventaja de estos pulverizadores es que pueden obtenerse partículas esféricas de verdaderas soluciones o pastas aguadas (o dispersiones). La desecación por pulverización es especialmente aplicable a la desecación de materiales sensibles al calor, como es el caso del sulfato Manganeso. Esto se debe a los breves períodos de contacto y también a que las gotas del líquido permanecen frías mientras está produciendo la evaporación en la zona caliente del secador, mientras que una vez eliminada la humedad, los gases que las rodean se han enfriado por el proceso de evaporación; eliminando así cualquier peligro de un calentamiento excesivo.

Considerando que el secador por rociado y pulverización sea de uso más efectivo para que el producto final fuera más aceptable, tendría que tomarse en cuenta que el material deberá entrar al secador con un 50% de agua para que sean válidos los datos experimentales que se conocen. Así pues se tendrá que modificar las condiciones de operación del evaporador, con el caso de usar este secador.

ABSORCION Y APROVECHAMIENTO DEL SULFURO DE HIDROGENO.

Como ya se vió anteriormente, la reacción entre el mineral y el ácido sulfúrico, trae como consecuencia un abundante desprendimiento de sulfuro de hidrógeno, el cual se aprovecha para obtener un compuesto industrial de bastante utilidad que es el sulfuro cálcico.

El procedimiento seguido con el equipo piloto descrito anteriormente

te, es una absorción del gas sulfúrico en agua oxalica; para la comprensión de esta operación cabe mencionar algunas nociones de absorción:

La absorción de gases es una operación en la cual un componente soluble de una mezcla gaseosa se disuelve en un líquido. Generalmente, los aparatos empleados para poner en contacto una corriente líquida y otra gaseosa son: una torre rellena con un material sólido irregular, una torre vacía dentro de la cual se rocía el líquido o un aparato del tipo de platos con cierto número de estos con caquetes de burbujeo o cribas. Ordinariamente, se hacen circular las corrientes de líquido y gas en sentidos contrarios (a contracorriente) a través del aparato con el fin de obtener la velocidad máxima de absorción.

Hay tres pasos principales para el diseño de una torre de absorción:

(6)

I.- Se utilizan los datos sobre las relaciones de equilibrio, líquido-vapor en el sistema para determinar la cantidad de líquido necesaria para absorber la requerida del componente soluble desde el gas.

II.- Para determinar la sección transversal de los conductos por los cuales circulan las corrientes de líquido y vapor, se utilizan los datos sobre la capacidad de manipulación de líquidos y vapores de los aparatos del tipo considerado. La consideración de los factores económicos que intervienen pueden mostrar que es conveniente adoptar velocidades para los fluidos bastante inferiores a los valores máximos que pueden emplearse.

III.- Para determinar el número de unidades o elementos de equili-

brio (platos teóricos ó unidades de transferencia) necesarias para la separación desen-
da se utilizan datos de equilibrio y balances de material. La dificultad de la se-
paración depende del grado de recuperación económicamente más conveniente. El-
tiempo necesario de contacto entre las corrientes circulantes, ó la altura que debe-
rá tener la torre, puede calcularse si se dispone de datos para la velocidad correc-
ta de transferencia de material entre las fases gaseosa y líquida, expresada en fun-
ción del rendimiento de plato ó de altura de una unidad de transferencia (H.T.U.)

La elección del tipo de columna fué de columna rellena de anillos -
rashig, con el criterio de que el gas sulfhídrico es corrosivo, que la caída de pre-
sión es baja, y que la operación no es relativamente en gran escala; así también -
se escoge el relleno de la columna de acuerdo con la resistencia mecánica, resis-
tencia a la corrosión, y un balance entre el costo, la capacidad y el rendimiento.

Para determinar el diámetro de la columna rellena, la inundación es
el factor que determina el diámetro mínimo posible y el diseño usual se hace para
50 a 75% de la velocidad de inundación, para lo cual ya existen datos para relle-
nos comunes.

Para el cálculo de la altura de la columna depende del grado de -
eliminación del soluto de los gases; si se quiere saber la recuperación económica y
la altura eventual para torres rellenas se deberá tener las alturas de la unidad de
transferencia, empleándose valores totales de H.T.U. que para algunos sistemas ya
existen datos, si estos datos no se tienen se tendría que calcular los valores de H.
T.U. independientes para el gas y el líquido respectivamente, por medio de datos,

de sus resistencias separadas, combinándose después para ser aplicados en la ecuación siguiente:

$$H_{og} = H_g + H_L \left[\frac{m G}{L M} \right] \left[\frac{1-x_f}{1-y_f} \right]$$

H_G = Valor de H.T.U. para la película de gas.

H_L = " " " " de líquido.

H_g es una función del gasto o flujos del gas y del líquido y de las propiedades físicas del gas.

H_L es una función del gasto y de la temperatura del líquido.

Los valores de $(1-x_f)$ y $(1-y_f)$ se toman como la unidad en ese punto o menos que las concentraciones del gas ó del líquido sean grandes.

El valor de m = masa de una gotita es igual a dy/dx : cuando m varía a través de la columna, el valor en el extremo del diluido de la columna da aproximadamente la solución correcta, ya que casi todas las unidades o elementos de transferencia están concentradas en el extremo del diluido.

La información necesaria para el cálculo de una columna de este tipo es la siguiente:

- 1).- Cantidad total del gas que ha de manipularse por unidad de tiempo, tanto en las condiciones normales de trabajo como en las condiciones correspondientes a las cargas máximas (de pico ó punta).

2).- La concentración del material soluble y de todos los demás componentes del gas, su temperatura y su presión.

3).- El grado de recuperación deseado, o suficientes datos de costos para permitir calcular esta cifra;

4).- El disolvente que se empleará, su temperatura y la concentración del soluto en el disolvente entrante.

Considerando lo anterior, y con los datos experimentales vistos en el capítulo anterior, se puede hacer un diseño detallado de todo el sistema, consistente en la bomba recirculante de sosa; el depósito más adecuado así como tuberías y por último la refinación del sulfuro sódico como producto final. Dadas estas circunstancias se deja en este trabajo las bases establecidas para poder desarrollar un estudio más exacto de el aprovechamiento del sulfuro de hidrógeno de la reacción; así pues no se podría estimar exactamente el costo de este sistema por lo que solo se estimará aproximadamente, en comparación con otros sistemas similares.

Finalmente solo cabe mencionar en este capítulo, que la estimación hecha del equipo industrial es bastante superficial pero con estas bases, ya en el caso de la instalación real de la planta, habría que calcular tuberías, bombas, filtros, válvulas, instrumentación; etc.... ya que en este estudio sólo se ha propuesto el equipo del proceso en forma elemental.

CAPITULO IV

ESTUDIO ECONOMICO

En el caso de la construcción de esta planta requerirá un capital de inversión; para adquirir terreno, construir edificios costo e instalación del equipo, y además dinero efectivo que permita pagar, imprevistos, salarios, etc.,.... hasta - que el negocio empiece a pagar estos factores por sí sólo, en forma de las utilidades obtenidas, así como regresar el capital a los accionistas.

Así pues a continuación se verá la forma más adecuada para estimar el capital fijo de inversión; el cual se define como el costo total de las instalaciones requeridas, incluyendo equipo adicional, costo de ingeniería, costo de construcción y honorarios.

Para estimar la inversión requerida, se suman los siguientes costos -

(9)

- 1.- Costo del equipo -----A
- 2.- Costo de instalación ----- B
- 3.- Instrumentación ----- C
- 4.- Tuberías ----- D
- 5.- Aislamiento ----- E
- 6.- Construcciones ----- F
- 7.- Terrenos ----- G
- 8.- Servicios ----- H

Costo Físico ----- CF

Ingeniería y Construcción (0.15 CF)	-----	<u>M</u>
Costo Directo:		CD
Honorarios Profesionales (0.08 Cd)	-----	<u>N</u>
Capital fijo de inversión:		CFI

ESTIMACION DEL CAPITAL FIJO DE INVERSION.

1.- TRANSPORTADOR DE BANDA.-

Consta de correa transportadora de 14" de ancho, 3 capas, 28 onz. - con recubrimiento de hule de 1/8" y 1/16" de cada lado. Long. de 15 mt. Tolva receptora fija a la estructura. Motorreductor de 5 H.P. Bastidor en canal de 6" - liviano. Polea de cabeza de 16" de diámetro x 17" de cara; montada en flecha - de 2". Polea de cola de 12" de diam. x 17" de cara; montada en flecha de 1 - 1/2". Con 16 unidades cargadoras triples (Rodillos locos inclinados) y finalmente - 5 rodillos de retorno.

\$ 28 650.00

2.- MOLINO HARDINGE.-

Tipo cilíndrico-cónico que según el cuadro (5) se usará: Potencia del motor 6-8 C.V; capacidad 5 ton/24 horas.

Carga aproximada de bolas: 50 Kg Velocidad de la molienda.

35 r.p.m. para sacar un producto a 60 mallas.

\$105,975.00

3.- REACTOR.

Cilíndrico Vertical Capacidad 3,600 Lts. Diámetro 1.25 Largo del-

Cilindro 2.74 Placa de 3/16 Tapas Semi-Elípicas, 1 Tapa Removible. 2 Bidas -
de Unión en Solera de 1/2x3" 1 de 10"150 y 1 de 8"150 4 Patas de Placa a -
1.00 mtr. de Altura ? Serpentin en Tubo standard de Diámetro 3/4 4 Refuerzos -
en Angulo de 1 1/2 x 3/16 con Coples y una mano de Primer color naranja por fue-
ra solamente.

\$ 6,556.00

Recubrimiento Int. de plomo

\$ 7,800.00

\$ 14,356.00

4.- EVAPORADOR.

Integrado por tanque de vapores y calandria construidos con acero --
inoxidable tipo 316 con capacidad de 3,500 kg que representan 2,500 L de solución
de sulfato de manganeso en agua; que se concentrará de 23% a 80% de sólidos; con
las siguientes características de fabricación:

TANQUE.-

De vapores vertical con capacidad de 3,000 litros para trabajar con-
vacío interior, con tapa abombada y fondo cónico de 1.45 m de diámetro x 1.83 m
de altura en la parte recta, se incluye registro para hombre, dos mirillas, dos boqui-
llas bridadas del tipo S.E. y bridas L.J., una boquilla de 5 cm de diámetro del ti-
po S.E. para descarga; de cuatro cartoles soportes en acero al carbón.

CALANDRIA.-

Del tipo vertical de espejos finos con un área de calentamiento de-
6 m. cuadradas fabricadas en acero inoxidable tipo 316 al lado de los tubos y de-

acero al carbón, en el lado de la envolvente completa con:

CUERPO.-

Integrado con envolvente de 20 cm de \varnothing x 20 cm de longitud fabricado con tubo de acero al carbón cédula 30, boquillas bridadas para entrada de vapor de 10 cm de β y salida de condensado de 5 cm de β fabricadas con tubos y bridas tipo S.O. para 10.5 Kg/cm^2 respectivamente, coples de acero al carbón y cuatro cartoles soporte.

HAZ.-

Constituido por espejos construidos en placa de acero inoxidable tipo 316, debidamente maquinados, taladrados y rimados, 46 tubos de acero inoxidable-316 de $3/4"$ D.E. calibre 14 BWG con costura; mamparas, tensores y espaciadores en acero al carbón:

CABEZALES.-

Provistos de carretes fabricados en acero inoxidable tipo 316, tapas abombadas, placa de piso, boquilla de carga y recirculación de acero inoxidable-316 fabricadas con S.E. y bridas L.J. para 150^{θ} , boquillas de salida de vapores con S. E. y bridas L.J. 150^{θ} , bridas de los carretes fabricadas en placa de acero al carbón revestidas de acero inoxidable tipo 316.

Se incluyen birlos de acero al carbón rolando en frío empaques Garlost 7021 para el armado del equipo y tubería de recirculación del tanque a la calandria.

\$ 75.500.00

5.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACIDO SULFURICO.

Tanque vertical de almacenamiento con capacidad de 30 000 litros de ácido sulfúrico con una concentración de 98%; con fondo y tapa plana de 3.30 m - de diámetro x 3.60 m de altura, construido totalmente en acero al carbón; se incluye un registro para hombre, boquillas de carga y descarga y dos coples de 1 1/2" - de Ø

\$ 23,000.00

6.- TANQUE DE DILUCION.

Tanque vertical con capacidad de 3,500 L de ácido sulfúrico con una concentración de 10%; de 1.40 m de diámetro x 1.83 m de altura construido totalmente en acero al carbón y completo con:

CUERPO.-

Cilíndrico, tapa plana, fondo cónico, chaqueta de enfriamiento para trabajar a 2.10 Kg/cm^2 , soportes para mantener al tanque a una altura de 1.20 m - sobre el nivel del piso; se incluye un registro "para hombre"; dos boquillas bridadas de carga de 1 1/2" de diámetro, una boquilla bridada para descarga de 1 1/2" de diámetro; y una boquilla bridadas de 5" de diámetro para entrada del agitador; este tanque estará interiormente terminado para ser revestido con plomo.

\$ 13,000.00

Recubrimiento interior de plomo

\$ 6,600.00

\$ 19,600.00

Agitador con motor de 1.5 H.P.; con motor totalmente cerrado; co-

riente 220/440; 60 cy, 3F. Transmisión de engranes para trabajar a una velocidad de salida de 350 r.p.m. Tanto eje como hélices serán de acero inoxidable 316.

\$ 15,000.00

7.- SECADOR TIPO INSTANTANEO. (Flash-Dryer)

De acuerdo a la información del capítulo III.- :

Producto: Sulfato de manganeso monohidratado

Cantidad de producto: 1460 Kg/h

Humedad inicial: 50%

Humedad final: 8%

Producto seco por hora: 1,000 Kg

El equipo requerido para manejar la producción antes indicada tendría un costo aproximado de:

\$750,000.00

Se de hacer notar que si es necesario que el tamaño final de partícula sea del orden de malla No. 325 el costo de la instalación subiría considerablemente debido a que se haría necesario un sistema de recolección de finos por medio de un filtro de bolsas, el que tiene un costo elevado

(Lo anterior fué sugerido o por Niro Atomizer de México, S.A.)

8.- AGITADOR DEL REACTOR.

Las características de este agitador se mencionaron en el capítulo III y de acuerdo con éste se puede estimar el costo:

	\$ 15,000.00
CE = COSTO DEL EQUIPO	\$1047,081.00

II.- COSTO DE INSTALACION.

Se va a estimar este costo en un 25% del costo del equipo:

\$258,000.00

III.- TUBERIAS.

El proceso que se sigue entra en la clasificación sólido-fluido. En la tabla 6-4 (10) se encuentra una gráfica en donde aparece el costo de instalación del equipo. Para este proceso corresponde un porcentaje del 25%. Por lo tanto se obtiene un costo de:

$$0.25 \times 258,000.00 = 65,000.00$$

CT = Costo de tuberías \$ 65,000.00

IV.- INSTRUMENTACION.

El proceso de fabricación del sulfato de manganeso no es de los más sofisticados altamente en instrumentación. Así pues se podrá estimar este costo como un 15% sobre el costo del equipo:

$$0.15 \times 1,047,081.00 = \$157,500.00$$

C_{in} = costo de instrumentación = \$157,500.00

V.- CONSTRUCCIONES

La nave de localización del equipo de proceso se prepararía con trullita de bloques de concreto y las techas de lámina de asbestos con soportes de armadura de fierro con una superficie de 300 m². El almacén y bodega se cons...

truirían del mismo material, con una superficie de 300m²; también se tendrían una - sala de emergencia y una sala de hospitalización para accidentados, adaptado todo- ésto con un cuerpo médico de emergencia, con superficie de 250m².

Para la estimación de estos costos se toman como referencia a casos- similares (7) teniendo un total de: 850m²; y tomando como base un costo de - - - \$ 250.00/m² de construcción:

C_{cons} = costo para construcciones \$210,000.00

VI. - TERRENOS.

Los terrenos en la zona industrial de la ciudad de Puebla son relati- vamente baratos; pudiéndose estimar un costo de:

C_{ra} Costo de terreno = \$ 40,000.00

CF = COSTO FISICO DE LA PLANTA.

$$CF = C_{ra} + C_l + C_e + C_{in} + C_{cons} + C_r$$

VII. - COSTO FISICO DE LA PLANTA = \$1,777,561.00

VIII. - INGENIERIA Y CONSTRUCCION.

Para la estimación de estos costos se considerara un 10% del costo fi-

sico.

$$0.10 \times CF = \$ 177,756.00$$

C_{ic} = costo de ingeniería y construcción = \$ 177,756.00

IX. - COSTO DIRECTO DE LA PLANTA = CD

$$CD = CF + C_{Ic} = \$ 1,955,339.00$$

X.- HONORARIOS A CONTRATISTAS.

$$0.05 \times CD = \$ 100,000.00$$

$$\text{CAPITAL FIJO DE INVERSION} = CD + C_h$$

$$\text{CAPITAL FIJO DE INVERSION} = \$ 2,055,339.00$$

B) CAPITAL DE TRABAJO:

1). Inventario de materias primas:

Para este inventario se puede tomar la reserva de 15 días de producción.

$$1250 \times 15 \times 1.8 = 15 \times 10^5$$

$$15 \times 360 = \$ 5,400.00$$

2). Inventario de producto terminado:

Para este material que a la fecha no está totalmente delineado, su mercado se puede estimar 20 días de inventario.

$$20 \times 3 \times 2,500.00 = \$ 150,000.00$$

3). Cuentas por cobrar:

El sistema comercial que generalmente se usa en empresas similares es el crédito a 30 días.

$$30 \times 3 \times 2,500 = \$ 225,000.00$$

4) Reserva Mínima de efectivo:

El efectivo mínimo disponible para cubrir gastos de salarios, materias primas, y algunos servicios se puede estimar en 60 días del costo de fabricación total menos la depreciación, menos los impuestos, menos el 50% del costo de materia prima.

Costo total anual de fabricación	=	\$ 1,643,908.00
Depreciación	=	\$ 104,708.00
Impuestos	=	\$ 1,000.00
50% de materia prima = 0.5×382800.00	=	\$ 191,400.00
1,643,908 - 104,708 - 1000 - 191,400	=	\$ 1,146,800.00

$$\frac{1,146,800}{6} = 191,133.00$$

Reserva mínima de efectivo	=	\$ 191,133.00
----------------------------	---	---------------

CAPITAL DE TRABAJO = inventario de materias primas + inventario de producto terminado + cuentas por cobrar + reserva mínima de efectivo: 5400 + 150,000 + 225,000 + 191,133 =

Capital de trabajo	=	\$ 571,533.00
--------------------	---	---------------

1.- COSTO TOTAL DEL PRODUCTO

1).- Costos de producciones anuales.

a).- Materias Primas.

Como materias primas sólo se considerarán el ácido sulfúrico, y el mineral ya que para considerar la caca en el proceso del aprovechamiento del sul

furo de hidrógeno habrá que estudiar en detalle el equipo requerido, así sólo se está considerando como producto el sulfato manganeso.

Por lo tanto el costo de materia prima por concepto del ácido sulfúrico será:

$$37,500 \text{ L} \times 1.8 \times 360.00 \text{ \$/ton} \times 12 \text{ meses} = 292,600 \text{ \$/año}$$

Al mineral se le puede dar un precio arbitrario:

de \$ 100.00 L.A.B. planta

$$900 \text{ t} \times \$ 100 = \$ 90,000.00$$

Materias primas: \$382,600.00

2).- Empaques:

Suponiendo que el producto seco se envase en sacos de 25 Kg; 40 - sacos sería una tonelada, por lo tanto el costo al precio de un peso veinticinco - centavos por saco

$$40 \times 1080 \times \$ 1.25 \text{ (40 sacos a } \$1.25 \text{ c/u)} = \$ 54,000.00$$

3).- Mano de obra directa:

La mano de obra utilizada en este proceso se clasifica en obreros de primera o especializados y obreros de segunda; según procesos similares; y se podrá estimar en número de 20 los obreros de segunda y 5 los obreros de primera. El sueldo diario del obrero de segunda en esa región tiene un promedio de \$ 25.00, - turno normal y el obrero de primera o especializado de \$ 50.00 turno normal.

Costo obrero de segunda:

$$25 \times 360 \times 20 = 180,000.00$$

Costo obrero de primera:

$$50 \times 360 \times 5 = \underline{90\ 000.00}$$
$$\text{TOTAL} = 270\ 000.00$$

b).- Supervisión:

El departamento de supervisión se formaría de un jefe de producción, jefe de mantenimiento, jefe de turno y dos subjefes auxiliares.

Jefe de producción	6 000.00
Jefe de mantenimiento	3 000.00
Jefe de Turno:	3 000.00
Sub-Jefe:	4 000.00
TOTAL	16 000.00

$$\text{Supervisión Anual (16000} \times \text{12)} = 192\ 000.00$$

c).- Costos Anuales de Mantenimiento:

Haciendo una apreciación comparativa con un proceso similar (7) -

se estima en:

$$\$ 30\ 000.00$$

d).- Servicios:

1.- Electricidad:

Para este servicio se estima un costo aproximado de \$ 3000.00 mensuales, basándose en demandas similares en procesos de igual capacidad. (7)

$$3000 \times 12 = \$ 36\ 000.00$$

2.- Agua de Proceso:

Para dilución del ácido $2500 \times 5 \times 360 = 4,500,000$

Para evaporador: suponiendo que el tiempo de evaporación para cada lote sea de 5 horas:

$$\frac{957 \times 5 \times 5 \times 360}{2.1 \times 2.2} = \$ 1,830,227 \text{ L.}$$

Agua de servicios: tomando como base el consumo de plantas similares:

res:

$$\text{Total de agua: } \frac{2\,500\,000 \text{ L}}{8\,830\,227 \text{ L}}$$

Si se considera a un costo de 20 ¢ por metro cúbico de agua sería un gasto aproximado de \$ 2000.00

3.- Gas combustible:

Caldera:

Calor necesario para evaporar durante un año de operación; suponiendo que se trabajen 20 horas diarias con una eficiencia de 80%

$$20 \times 360 = 7200 \text{ horas/año}$$

$$\text{Kcal/años} = 7200 \times 298040$$

$$= 2146 \times 10^5 \times 1.2$$

$$= 2655 \times 10^5$$

Suponiendo que se va a usar como gas combustible PROPANO-BUTANO,

NO, 1 Kg GAS produce 11365 Kcal

$$\text{Kg de GAS} = \frac{26550 \times 10^4}{11365}$$

$$= 2.29 \times 10^4 = 229,000$$

SECADOR:

Para un secador instantáneo tipo "Flash" se requieren 16.08 Kg de Gas (PROPANO-BUTANO) para eliminar 500 Kg de agua, así pues partiendo de esta base:

Agua eliminada en el secador por año:

Kg. de agua eliminada por lote: 275

Considerando 5 lotes/día = $275 \times 5 = 1375$ Kg/día.

En 1 año = $1375 \times 360 = 495,000$ Kg/año

Kg. de Gas necesarios:

$$\frac{495000 \times 16.08}{500} = 15,840$$

Considerando una eficiencia del secador de 80%.

$$15840 \times 1.2 = 19\,000 \text{ Kg. de Gas}$$

GAS TOTAL: ----- 248 000 Kg.

Considerando un costo de \$ 0.80/Kg. de Gas

$$19\,000 \times 0.80 = \$ 196,400.00$$

e).- Misceláneas.

En este costo intervienen todos los conceptos no específicos de enumerar, y se pueden apreciar como sigue:

a).- Depreciación de maquinaria.

$$\text{Se estima en un 10\% anual} = \$ 104,708.00$$

b).- Impuesto sobre la propiedad = \$ 1,000.00

c).- Gastos de administración y ventas

$$0.15 \times 2565000 =$$

Se estiman en un 15% de la venta neta = \$ 375,000.00

Costos totales del producto = \$ 1,643,908.00

Costo por tonelada =

$$\frac{1,643,908}{1080} = \$ 1,522.00$$

RENTABILIDAD DE LA INVERSION.

Después de calcular el capital total de inversión y estimar los costos totales del producto, se calcula la rentabilidad del proceso; y haciendo notar que no se está tomando en cuenta la producción que se obtendría de sulfuro de sodio.

PRECIO DE VENTA: \$ 2 500.00 POR TONELADA

Venta Bruta: 2500 x 1080 \$ 2,700,000.00

IMPUESTO SOBRE INGRESOS MERCANTILES = 3% sobre la venta bruta.

$$0.03 \times 2,700,000.00 = \$ 81,000.00$$

DESCUENTOS.

Se pueda estimar en un 5% de la venta bruta, de tal manera que se obtiene un total de: = \$ 135,000.00

$$0.05 \times 2,700,000.00 = \$ 135,000.00$$

VENTA NETA = VENTA BRUTA - DESCUENTOS

$$V.N = 2,700,000.00 - 135,000.00 = \$ 2,565,000.00$$

UTILIDAD GRAVABLE = VENTA NETA - COSTO TOTAL DE PRODUCCION- IMPUESTO SOBRE INGRESOS MERCANTILES.

Por lo tanto será: 2,365,000 - 1,643,908, - 81,000

UTILIDAD GRAVABLE: = \$ 921,092.00

IMPUESTO SOBRE LA RENTA: = \$ 333,333.00

Para 1 millón de pesos el impuesto es del 30%.

UTILIDAD NETA: = \$ 587,759.00

RENTABILIDAD = $\frac{\text{UTILIDAD NETA}}{\text{CAPITAL TOTAL DE INVERSION}}$

CAPITAL TOTAL DE INVERSION = CAPITAL FIJO DE INVERSION

↓ CAPITAL DE TRABAJO = 2,055,339.00 ↓ 571,533.00

CAPITAL TOTAL DE INVERSION = 2,626,872

RENTABILIDAD = $\frac{587,759}{2,626,872}$ = 0.22

RENTABILIDAD = 22% ANUAL.

CONCLUSION

Al obtener la rentabilidad, después de impuestos, de la inversión para el equipo propuesto, que es del 22% anual puede recomendar con una base firme dicha inversión; y haciendo notar que es posible una reducción de costos en el equipo, pudiendo de esta manera aumentar la rentabilidad de la inversión.

Finalmente sólo resta decir que hay que tomar en cuenta también el aprovechamiento del sulfuro de hidrógeno desprendido para producir el sulfuro de sodio y como se dijo en capítulos anteriores este estudio merece una especial atención con el fin de hacer más costable la inversión total para una planta en la cual se produjeran tanto el sulfato de manganeso como el sulfuro de sodio.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- **ARIES S.R y NEWTON D.R.**
CHEMICAL ENGINEERING COST ESTIMATION
Mc. GRAW HILL BOOK COMPANY INC. NEW YORK (1955)
- 2.- **E.S. DANA**
TEXT BOOK OF MINERALOGY 4a. Edición.
JOHN WILEY AND SONS, INC. N.Y. (1958)
- 3.- **GEORGE J. BRUSH**
MANUAL OF DETERMINATIVE MINERALOGY
JOHN WILEY SONS, INC.
- 4.- **GEORGE GRAGNER BROWN**
OPERACIONES BASICAS DE LA INGENIERIA QUIMICA
MARIN (1955)
- 5.- **JOHN H. PERRY**
MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO
UTEHA (1958)
- 6.- **JOHN H. PERRY**
CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK
THIRD EDITION Mc. GRAW HILL.
- 7.- **LOPEZ CARDENAS XAVIER S.**
EVALUACION DE POSIBILIDADES PARA LA
INSTALACION DE UNA FABRICA DE CARBONATO
DE CALCIO PRECIPITADO.
ANEXA A LA PLANTA DE HIDROXIDO DE CALCIO UBICADA EN EL ABRAS. L. P.
- 8.- **NORIEGA ISIDORO VICENTE**
BENEFICIO DEL MINERAL DE ALABANDITA (1964)
- 9.- **SHEWEYER**
PROCESS ENGINEERING ECONOMICS
MC GRAW HILL (1955)
- 10.- **VILBRANT F. Y DRYDEN C.**
INGENIERIA QUIMICA DEL DISEÑO DE PLANTAS INDUSTRIALES
EDITORIAL GRIJALVO, S. A. MEXICO (1963)
- 11.- **WILFRED W. SCOTT SC.D.**
STANDARD METHODS OF CHEMICAL ANALYSIS FIFTH EDITION
- 12.- **CHEMICAL ABSTRACTS**
(1936 - 1965)

*Esta tesis se imprimió en Octubre de 1968
empleando el sistema de reproducción
Xerox-Offset en los talleres de
Impresos Offsali-G. S. de R. L.
Mier y Pesado 329 Col. del Valle
México 12. D. F. Tel. 25-21-05*