

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS

PROYECTO DE UNA FABRICA  
PARA LA OBTENCION DE  
SULFATO DE ALUMINIO

TESIS

QUE PARA SU EXAMEN PROFESIONAL  
DE INGENIERO QUIMICO PRESENTA  
RICARDO MILLARES SOTRES

MEXICO, 1945



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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





A MIS QUERIDOS PADRES  
CON TODO MI AGRADECIMIENTO





## SUMARIO

	Págs.
Introducción . . . . .	IX
Capítulo I. Generalidades . . . . .	1
Capítulo II. Materia Prima . . . . .	7
Capítulo III. Proceso de Fabricación . . . . .	15
Capítulo IV. Cálculo y Selección del Equipo . . . . .	25
Capítulo V. Estudio Económico . . . . .	47
Capítulo VI. Conclusiones . . . . .	51
Bibliografía . . . . .	53





## INTRODUCCION

*El presente proyecto ha sido hecho con el objeto de dar a conocer una forma de aprovechamiento de un mineral muy abundante en nuestro país: el caolín, y a la vez proporcionar al mercado, cada vez mayor, del sulfato de aluminio, un producto que pueda competir en calidad con el importado, con el fin de disminuir y eliminar la importación.*

*Tomando en cuenta la existencia en el país de grandes depósitos de caolín, se deduce que la fabricación del sulfato de aluminio debe hacerse a partir de caolín tratado con ácido sulfúrico. Precisamente con la actual escasez de transportes, los procesos de fabricación propios del sulfato de aluminio han alcanzado una importancia económica nacional, ya que la bauxita, que sería la materia prima más conveniente, proviene de los Estados Unidos y de regiones situadas bastante lejos de nuestras fronteras.*

*En el cálculo del equipo se usaron unidades del sistema inglés por ser éste el que trae la literatura, pero los resultados finales fueron convertidos al sistema métrico decimal.*

*Dicho lo anterior, sólo me resta hacer patente en estas líneas mi agradecimiento al señor ingeniero Ernesto Ríos por sus consejos en la dirección de este trabajo, así como a todas aquellas personas que directa o indirectamente cooperaron a su realización.*





## CAPITULO I

### GENERALIDADES

Los compuestos de aluminio tienen un empleo industrial muy antiguo como lo demuestra el hecho de que Plinio en su *Historia Natural* <sup>9</sup> hable del alumbre como mordente para la tintura de tejidos. Pero Plinio consideraba como uno mismo el vitriolo de hierro y el alumbre, por ejercer ambos la misma acción estríptica. No fué sino hasta que Paracelso estudió más detalladamente el alumbre cuando éste se distinguió del vitriolo por su base metálica, y por fin, en 1797, Chaptal y Vauguelín <sup>9</sup> demuestran que el alumbre es una sal doble, de sulfato de potasio y sulfato de aluminio.

El alumbre, que durante toda la Edad Media fué el único compuesto de aluminio empleado industrialmente, siguió siéndolo hasta hace pocos decenios.

La industria de la fabricación de alumbre partía de dos materias primas: la piedra de alumbre (alunita) y de los esquistos de alumbre. Es comprensible que con estas materias primas se comenzara la fabricación del alumbre ya que ellas contienen en bruto los tres componentes del alumbre o cuando menos dos de ellos. Luego con el aumento en la demanda de preparados de alúmina y el perfeccionamiento de los métodos de trabajo químico, resultó conveniente partir de un material abundante mejor que de otro que se aproximara a la composición del producto que se deseaba preparar, es decir, se prefirió emplear en vez de alunita y de los esquistos relativamente raros, materiales que existiesen en mayor abundancia. En este sentido se disponía de criolita, arcilla, otros silicatos, y finalmente bauxita. También se usaron fosfatos en la obtención de compuestos de aluminio, pero estos materiales son de escasa importancia.



Todas estas materias sólo contienen aluminio; el ácido sulfúrico y el potasio se introducen subsecuentemente. La criolita, que proviene de Groenlandia, llegó a ser demasiado cara para la fabricación del alumbre, siendo actualmente fabricado con arcilla y silicatos.

En los últimos años se ha visto la superioridad técnica del sulfato de aluminio con respecto al alumbre. Este  $K_2 Al_2 (SO_4)_4 \cdot 24 H_2O$  (peso molecular = 943) contiene 10.8 % de  $Al_2 O_3$ , mientras que el sulfato de aluminio  $Al_2 (SO_4)_3 \cdot 18 H_2O$  (peso molecular = 666) contiene, en cambio, 15.5 % de  $Al_2 O_3$ . En la misma proporción (2:3 aproximadamente) se hallan también los rendimientos de cantidades iguales de ambas combinaciones, pues en la mayor parte de las aplicaciones técnicas se trata solamente del contenido en alúmina. Así, cantidades iguales de alúmina en forma de alumbre, significan costos 50 % más elevados en transporte, embalaje, etc., que con el empleo del sulfato de aluminio; además, en el empleo del alumbre queda inútilmente perdido el valor del potasio.

Se obtuvo también el alumbre sódico que contiene un poco más de alúmina que el potásico:  $Na_2 Al_2 (SO_4)_4 \cdot 24 H_2O$  (peso molecular = 917) contiene 11.2 % de  $Al_2 O_3$  y en el cual el potasio, caro, está substituído por el sodio, barato; pero la obtención industrial del alumbre sódico no ha hallado solución satisfactoria.

Con esto, perdió el alumbre su uso esencial y el consumo disminuye de año en año para emplearse en su lugar sulfato de aluminio, y esta substitución ha hecho que la producción de sulfato de aluminio aumente en importancia, pues cada vez es mayor la cantidad que de él solicita la industria. Lo anterior nos induce a hacer el presente proyecto de una planta para producir el sulfato de aluminio a fin de satisfacer la creciente demanda que de él se tiene y lograr reemplazar en su totalidad el mercado del alumbre existente y que no se ha logrado por el mayor precio del primero.

Ya que nuestro fin es la obtención del sulfato de aluminio, a continuación daremos algunas de sus propiedades y usos más importantes y algunos datos sobre los diferentes procesos que se han seguido en su fabricación.

*Propiedades y aplicaciones.*—El sulfato de aluminio al natural se presenta en grandes cantidades como sal hidratada de la composición siguiente:  $Al_2 O_3 (SO_3)_3 \cdot 18 H_2O$  o bien  $Al_2 (SO_4)_3 \cdot 18 H_2 O$ ; constituye el principal componente de la keramohalita o halotriquita que se en-



cuentra en regiones volcánicas. También se presenta en esquistos piritosos, en combinación con el sulfato potásico en la alunita o piedra de alumbre,  $K_2O \cdot 3Al_2O_3 \cdot 4SO_3 \cdot 6H_2O$ .

El sulfato de aluminio difícilmente cristaliza en delgadas láminas hexagonales nacaradas, con 18 moléculas de agua, y tiene una densidad de 1.6913 a 17° C.; se han descrito otros hidratos pero no es segura su existencia.

La adición de alcohol a la solución de sulfato de aluminio, en la cual éste es casi insoluble, facilita la cristalización.

Por la acción del calor el sulfato de aluminio funde en su agua de cristalización, se hincha y gradualmente forma una masa porosa blanca pasando a sulfato anhidro, que sólo con lentitud se disuelve en agua.

La solución acuosa del sulfato de aluminio está desdoblada hidrolíticamente, por esto tiene reacción ácida; es fácilmente soluble en agua: 100 partes de agua disuelven 86.8 partes a 0° C., y 1,132 partes a 100° C de sulfato de aluminio con 18 moléculas de agua. Así pues a 0° C. es 20 veces más soluble y a 100° C. cuatro veces más soluble que el alumbre  $K_2Al_2(SO_4)_4 \cdot 12H_2O$ .

A la mayor solubilidad del sulfato de aluminio con respecto al alumbre, se debe la dificultad de obtención de sulfato puro partiendo de lejías que contengan algo de sulfato de fierro.

El sulfato de aluminio anhidro se desdobra a la incandescencia en anhídrido sulfúrico y óxido de aluminio (alúmina).

El sulfato de aluminio tiene muy diversas aplicaciones. Una de las principales es el encolado del papel. Agrégase a la papilla de papel una solución de jabón de resina y otra de sulfato de aluminio; por doble descomposición se forma en la masa de papel resinato de aluminio que aglomera las distintas fibras de aquél. Por cada 100 kilogramos de masa de papel se emplean 4 kilogramos de sulfato de aluminio; como casi todos los papeles lo necesitan, el consumo por este concepto es fuerte.

Las condiciones necesarias de pureza se refieren al contenido de fierro, pues la existencia de unas décimas de ácido libre o algo de sílice no perjudica. El fierro es nocivo porque comunica un color amarillento al papel. El límite es de 0.02 % de fierro, siendo inservible el de 0.2 % a 0.3 % de fierro para papeles blancos; el sulfato malo sirve para encolar papeles de color o de envoltura.

Iguales condiciones se exigen en tintorería, en que se usa como mordente para la fijación de la alizarina y colorantes análogos sobre la lana;



aquí 0.01 % de fierro ya cambia la coloración, por lo que el sulfato debe ser purísimo; por esta causa tiene preferencia el alumbre.

El curtido blanco no presenta tal exigencia para el sulfato como en tintorería.

Finalmente el sulfato de aluminio es el punto de partida para la obtención de muchas sales de aluminio, que se preparan por doble descomposición entre el sulfato y las correspondientes sales de plomo.

Las preparaciones más impuras se usan como coagulantes en la purificación de aguas por precipitación, para facilitar la formación de grumos grandes que se separan más rápidamente por sedimentación.

*Procesos.*—El procedimiento general que se ha seguido en la fabricación del sulfato de aluminio ha sido la digestión de los minerales de aluminio con el ácido sulfúrico. Los minerales usados son muy variados según el lugar en donde se obtienen, y de éstos nos ocuparemos en el siguiente capítulo.

Han sido muchas las formas en que se ha llevado a cabo la digestión del mineral con el ácido sulfúrico. A continuación se citan algunas de estas formas, que dan idea de las múltiples variaciones en dicha digestión: Carter, Shackelton y Crafton usan ácido sulfúrico de 30° Bé. para descomponer hallocita. Lewis trata el mineral aluminico con ácido sulfúrico de 45-50° Bé. y calienta la mezcla a 180-260° F. por varios días; la alta temperatura produce sulfato neutro o básico. Basset trata arcillas calcinadas con ácido sulfúrico de 50-52° Bé. a 100-150° C. Muth trata el caolín o la bauxita con ácido de 62-63° Bé., en forma de lluvia y calienta luego a 150-200° C. Funcke trata las arcillas calcinadas con ácido de 66° Bé.

La presión también ha sido usada en la digestión; por ejemplo, en 1877 Lening la usa, luego Spence y Mieklejohn. Moldenke usa ácido de 60-66° Bé. y calienta en recipiente cerrado a 500-600° F. Kayward y Schleicher usan ácido sulfúrico concentrado y calientan a 250° C. bajo presión.

También se han usado catalizadores para la reacción, siendo éstos el ácido fluosilícico, pequeñas cantidades de ácido fluorhídrico o fluoruros, ácido clorhídrico o una cantidad equivalente de cloruro de sodio.

La adición de substancias orgánicas como azúcar, mieles finales, etc., capaces de ser carbonizadas por el ácido sulfúrico a 100° C., facilitan el desalojamiento de la sílice cuando los minerales aluminosos son disueltos en ácido sulfúrico.



El sulfato de aluminio puede también ser preparado de los materiales aluminosos por calentamiento o digestión con sulfato ácido de amonio o con sulfatos alcalinos. Hultman parte de arcilla y sulfato ácido de amonio o potasio y obtiene alumbre cristalino.

Tanaka calienta una solución a 30° Bé. de sulfato ácido de sodio con aluminio o alúmina, neutraliza el ácido y después de filtrar y enfriar obtiene cristales de sulfato de aluminio. Bergman electroliza una solución de sulfato de sodio en celdas de diafragma y usa el ácido formado en el ánodo para disolver los compuestos de aluminio.

El anhídrido sulfuroso y el ácido sulfuroso pueden ser utilizados para la producción de sulfato de aluminio. La conversión del ácido sulfuroso en sulfúrico parece ser catalizada por la arcilla.

Wing, pasa gases sulfurosos diluïdos a través de una solución caliente de sulfato de cobre y forma ácido sulfúrico, el cual sirve para tratar la bauxita. Koegh trata los materiales aluminosos con gases de azufre y obtiene sulfato de aluminio. Morel lo forma por calentamiento de bauxita en presencia de anhídrido sulfuroso, aire y vapor.<sup>2</sup>





## CAPITULO II

### MATERIA PRIMA

*Minerales de aluminio.*—Ya que la fabricación del sulfato de aluminio se hace a partir de minerales que contienen únicamente aluminio en forma de óxido, introduciendo después el ácido sulfúrico, conviene hacer un estudio de los minerales que contienen dicho metal, puesto que éstos serán nuestra principal materia prima.

El aluminio es el elemento metálico más abundante; constituye el 8.05% de la corteza sólida terrestre tomada hasta una profundidad de 10 millas; esto equivale a un contenido de 15.2% de  $\text{Al}_2\text{O}_3$ .

Es un constituyente importante en casi todas las rocas comunes, excepto en las sandstone y limestone. Se encuentra en dichas rocas en forma de silicatos, de los cuales los más abundantes son los feldespatos, las micas y varias formas de arcillas; o bien en forma de óxidos generalmente hidratados, que son relativamente abundantes.

Los principales minerales que contienen una cantidad moderadamente alta de aluminio y según su abundancia en la corteza terrestre, son: <sup>2</sup>

Nombre del mineral	Contenido de aluminio calculado en % de $\text{Al}_2\text{O}_3$
Feldespatos:	
Ortoclasa, $\text{K}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{SiO}_2$	18.4
Albita, $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$	19.5
Anortita, $\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$	36.7



Nombre del mineral	Contenido de aluminio calculado en % de Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
<b>Micas:</b>	
Moscovita, K <sub>2</sub> O · 3Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 6SiO <sub>2</sub> · 2H <sub>2</sub> O	28.5
Biotita, composición variable	15.0
Phallogopite, composición variable	15.0
<b>Arcillas:</b>	
Caolinita (caolín), Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 2SiO <sub>2</sub> · 2H <sub>2</sub> O	39.5
Hallosita, Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 2SiO <sub>2</sub> · 2H <sub>2</sub> O ag.	36.9
Alofanita (alofan), Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · SiO <sub>2</sub> · 5H <sub>2</sub> O	40.5
Leucita, K <sub>2</sub> O · Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 4SiO <sub>2</sub>	23.5
Nephelita, 3Na <sub>2</sub> O K <sub>2</sub> O · 4Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 9SiO <sub>2</sub>	33.2
Analcita, Na <sub>2</sub> O · Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 4SiO <sub>2</sub> · H <sub>2</sub> O	23.2
Scapolita, calcio - sodio - aluminio - sílice	30.0
Spodumene, LiO <sub>2</sub> · Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 4SiO <sub>2</sub>	27.4
Pyrophyllita, Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 4SiO <sub>2</sub> · H <sub>2</sub> O	28.3
Cyanita, Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · SiO <sub>2</sub>	63.2
Silimanita, Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · SiO <sub>2</sub>	63.2
Andalucita, Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · SiO <sub>2</sub>	63.2
Dumortierita, posiblemente 4Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 3SiO <sub>2</sub>	variable
Staurolita, 2F <sub>2</sub> O · 5Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 4SiO <sub>2</sub> · H <sub>2</sub> O	55.9
Gibbsita (hidrargilita), Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 3H <sub>2</sub> O	69.4
Diasporita, Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · H <sub>2</sub> O	85.0
Corundum, Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	100.0
Alunita, K <sub>2</sub> O · 3Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> · 4SO <sub>3</sub> · 6H <sub>2</sub> O	37.0
Halotriquitita, Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> · 18 H <sub>2</sub> O	variable
Pikeringite, Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> · MgO · SO <sub>4</sub> · 22H <sub>2</sub> O	variable
Spinel, MgO · Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	71.8
Hercynite, FeO · Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	58.6
Cahnite, LnO · Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	55.7
Wavellita, 4Al PO <sub>4</sub> · 2 Al(OH) <sub>3</sub> · 9 H <sub>2</sub> O	38.0
Criolita, 3NaF · AlF <sub>3</sub>	24.3

De la lista anterior los más abundantes son los feldespatos, por ser los principales constituyentes de las rocas ígneas; más aún, feldespatos sin descomponer se encuentran presentes en muchas rocas sedimentarias.



Las micas son similares a los feldespatos en su localización y distribución y son especialmente abundantes en sedimentos metamorfoseados y en rocas ígneas; los minerales arcillosos como caolinita, hallosita, alofanita y otros, resultan de la descomposición de feldespatos y otros silicatos de aluminio; ellos y las micas son, por esto, muy abundantes en las rocas ígneas descompuestas y en varias sedimentarias y metamorfoseadas, tales como arcillas, pizarras y esquistos; los óxidos hidratados de aluminio, gibbsita y diasporita son localizados asociados con ciertas rocas sedimentarias, principalmente arcilla y piedras calizas, pero son más abundantes como producto de descomposición de las rocas ígneas. Otro mineral de interés es el corundum, que se encuentra en rocas ígneas y metamórficas estando formado ya sea por un constituyente original o por recristalización de otros materiales de aluminio bajo la acción de presión o calor.

En la literatura, los minerales de aluminio y minerales que lo contienen son designados por otros términos como bauxita, literita, tierra rosa, litomarge, arcillas bauxíticas y arcillas diaspóricas.

Muchos mineralogistas están de acuerdo, sin embargo, en que estos términos no tienen significación química o metalúrgica, y cada uno puede aplicarse a considerable variedad de minerales.

De la anterior lista de minerales que contienen aluminio, a nosotros sólo nos interesan dos clases: los óxidos hidratados de aluminio y las arcillas bauxíticas. Los primeros sólo los trataremos por la importancia mundial que tienen en la moderna producción del sulfato de aluminio, y subsecuentemente, en la obtención del aluminio como metal; pues por no existir o no haber sido descubiertos hasta la fecha en nuestro país yacimientos de dichos hidratos, son de importancia secundaria en la producción local del sulfato de aluminio.

En 1812 P. Berthier, investigando muestras de minerales, encontró uno con la siguiente composición:  $\text{Al}_2\text{O}_3$ , 52%;  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ , 27.5%;  $\text{H}_2\text{O}$ , 20.4%;  $\text{Cr}_2\text{O}_3$  trazas, en el cual supuso que el óxido de aluminio estaba en forma de hidrato,  $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ . A este mineral le llamó bauxita por encontrarse en Les Baux, Francia. Por muchos años el nombre de bauxita a sido usado mineralógicamente para designar el hidrato de aluminio, y aun al presente algunos investigadores, al encontrar algún óxido dihidratado, lo llaman bauxita.

Los minerales de aluminio que el nombre general de bauxita envuelve, en diferentes partes del mundo, difieren en las cantidades y naturalezas de las impurezas.



La variación en el contenido del agua de composición ha hecho que se trate de obtener en forma cristalina el dihidrato del óxido de aluminio, lo cual no se ha conseguido, por lo que muchos investigadores han concluido que el dihidrato no existe como compuesto definido. Por otra parte se ha comprobado que el monohidrato (diasporita y  $\infty$  monohidrato) y el trihidrato (gibbsita) sí existen como compuestos definidos. Esta conclusión es fortalecida por cierto fenómeno que hacen ver las curvas de calentamiento de cualquier mineral de aluminio. Cuando la gibbsita o la diasporita son calentadas hasta la expulsión de su agua de combinación, se encuentra un punto final definido en las curvas de calentamiento; este punto final difiere en los dos minerales. Muchos minerales de aluminio, cuando son similarmente calentados, muestran el punto final de ambos, gibbsita y diasporita, pero no un punto final para cualquier otro posible hidrato. Una curva suave une los dos puntos finales probablemente indicando la presencia de hidratos de aluminio en forma de gel, que desprenden agua a considerable intervalo de temperatura. Actualmente el nombre de "bauxita" es por esto aplicado generalmente a minerales de aluminio que se cree están constituidos por una mezcla en diferentes proporciones de monohidrato y trihidrato con ciertas impurezas.<sup>2</sup> Las impurezas son principalmente óxido de fierro, hematita y varios óxidos de fierro hidratados; la sílice se encuentra presente, unas veces combinada como en el caolín y la hallosita, y otras veces libre como en el cuarzo. Suele suceder que también se encuentre presente el uranio, y en menores cantidades, magnetita, carbonatos de fierro, calcio y magnesio, sulfuro de fierro, fosfatos de aluminio y óxido de manganeso.

Las propiedades físicas de la bauxita varían mucho; sin embargo, casi siempre se presenta moderadamente dura y compacta.

El peso específico de la bauxita es 2.55; de la gibbsita, 2.3 a 2.4; de la diasporita, 3.3 a 3.5. En cuanto al color, cuando está exenta de óxido de fierro, es blanda, gris o crema; cuando contiene moderada cantidad de aquel óxido puede ser rosada, amarilla, ligeramente café o casi roja. Cuando contiene mucha cantidad de fierro es roja o café. El color lo determinan las impurezas, pero éste es independiente de su composición química.

Son designadas con el nombre de arcillas bauxíticas, aquellas que tienen un alto porcentaje de aluminio, como son el caolín o caolinita y la hallosita. Estas arcillas bauxíticas son de verdadero interés para nosotros, pues constituyen nuestra materia prima en la fabricación del sulfato de aluminio.



Los caolines proceden generalmente de las ortoclasas y de las oligoclasas, si bien pueden provenir de la descomposición de otros minerales. Según Guderman,<sup>9</sup> el feldespato ( $K_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 6SiO_2$ ) se hidrata y descompone por la acción del agua en  $Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 \cdot 2H_2O + K_2O \cdot 4SiO_2$ , el silicato ácido de potasio pierde anhídrido silícico y da origen al metasilicato soluble, según la reacción  $K_2O \cdot 4SiO_2 \rightarrow 3SiO_2 + K_2O \cdot SiO_2$ ; éste puede unirse con nueva cantidad de anhídrido silícico, con lo que finalmente todo este complejo es lixiviado, y queda como producto final, insoluble, el silicato aluminico que en estado de pureza absoluta tiene por composición  $Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 \cdot 2H_2O$ .

Este producto es el principal componente de lo que recibe el nombre de caolín. Sus propiedades físicas y químicas varían según haya sido más o menos completa la descomposición de la roca y según las reacciones secundarias que se hayan verificado al mismo tiempo y que influyen en su grado de pureza, bien sea por las transformaciones químicas o por el transporte de los materiales a mayor o menor distancia del punto de origen, y finalmente, la naturaleza del terreno donde ha ocurrido la sedimentación puede ejercer tal influencia sobre el producto final, que modifique las características de la materia resultante de la descomposición completa de las rocas.

Las impurezas que pueden acompañar al caolín son: restos de la roca piritiva no descompuesta mezclados mecánicamente, cuarzo, feldespato, mica; productos formados simultáneamente como carbonato de calcio, de magnesio, óxido de fierro hidratado, sulfuro ferroso, y materias extrañas orgánicas o inorgánicas posteriormente incorporadas: arena, turba, bitúmenes, carbón, etc.

Estas impurezas hacen necesario que el caolín sea tratado para eliminarlas a fin de poderlo usar para los fines a que se destine. El procedimiento que se sigue es casi siempre de lavados. El caolín puro tiene el color blanco, pero cuando es impuro puede ser amarillo, gris, amarillo verdoso, rojo, pardo obscuro, azul obscuro y negro.

En nuestro país el caolín se encuentra en diferentes Estados, siendo en su mayoría de baja calidad; estos Estados son, en orden de cantidad de hectárea de explotación, los siguientes: Morelos, Hidalgo, Querétaro, Chihuahua, Jalisco, Zacatecas, Puebla y Guanajuato, siendo el primero el que tiene menor área de explotación denunciada.

De los caolines producidos por estos Estados, el de mejor calidad es el de Guanajuato, siguiéndole el de Chihuahua, que tiene un por ciento de alúmina de 40 o más.



Algunos datos de análisis de caolín de diferentes lugares, son: \*

% SiO <sub>2</sub>	% Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	% H <sub>2</sub> O	% Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Localidad
43.93	40.66	14.06	0.80	Chihuahua, Municipio de Bocoyna.
12.94	33.58	17.31	1.20	Chihuahua, Municipio de Camargo, Sta. Rosalía
24.60	49.80			Guanajuato, Municipio de Comonfort, Hda. D. Diego
38.34	41.90			Guanajuato, Municipio de Comonfort, Hda. D. Diego.
34.41	38.31		0.14	Guanajuato, Municipio de Comonfort, Hda. D. Diego
50.16	38.39	5.43	5.43	Guanajuato, Municipio de Guanajuato.
44.05	24.12		3.27	Guerrero, Municipio de Zumpango del Río.
43.22	35.70	12.97	8.56	Hidalgo, Municipio de Huichapan, Hda. de Yertho.
56.60	23.65	11.65	1.98	México, Municipio de Jocotitlán, San Juan de los Jarros.
51.28	29.41	12.74	4.19	México, Municipio de San Simón Guerrero, Pueblo de Cuentola.
48.22	32.89	12.30	3.17	Morelos, Municipio de Jiutepec.
52.92	31.49	11.80	1.15	Morelos, Municipio de Jiutepec.
49.45	34.96		0.34	Querétaro, Municipio de Cadereyta.
49.49	35.78		0.91	Querétaro, Municipio de Cadereyta.
53.00	33.00	11.00	1.90	Zacatecas, Municipio de Zacatecas.
66.00	20.00	9.00	2.90	Zacatecas, Municipio de Zacatecas.

De los datos anteriores se deduce que el caolín que más conviene a la producción del sulfato de aluminio es el que se encuentra en los Estados de Chihuahua y Guanajuato, y de éstos el de Guanajuato tendría un costo menor en el transporte.

El caolín que nos sirve de materia prima, además de tener un alto por ciento en alúmina, debe estar exento de óxido de fierro o tener una cantidad que no pase de 0.1 %. Esto implica que el caolín sea completamente blanco, ya que el color se lo da principalmente el óxido de fierro.

*Acido sulfúrico.*—El ácido sulfúrico que debemos usar para la extracción no necesita más requisito que el de estar exento de fierro. La concentración a que se usa es de 80 % o sea de 61° Bé. Por lo tanto se puede usar el comercial que tiene 90 %, 66° Bé. y un por ciento muy pequeño de fierro.





## CAPITULO III

### PROCESO DE FABRICACION

El procedimiento seguido en la fabricación del sulfato de aluminio podemos dividirlo en las siguientes operaciones:

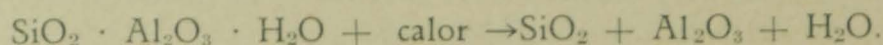
1. Molienda,
2. Calcinación,
3. Reacción y lixiviación (tratamiento con  $H_2 SO_4$ ),
4. Decantado y filtración,
5. Concentración y cristalización,
6. Secado.

*Molienda.*—El caolín, tal como es entregado a la fábrica, únicamente llega lavado y triturado; es decir, en la mina sólo se procedió a eliminar los materiales de otra índole que el caolín lleva consigo al ser extraído, por medio de lavados o por separación mecánica, para lo cual ha sido fraccionado en pedazos más o menos grandes sin llegar a la pulverización. En nuestro procedimiento de fabricación debe buscarse la mayor superficie de contacto entre el caolín y el ácido sulfúrico, a fin de que el ataque efectuado por éste sea lo más efectivo posible y así obtener un alto rendimiento en la reacción. Para obtener esta gran superficie de contacto debe procurarse que el caolín esté lo más finamente dividido que sea posible. Así pues, el primer paso ya dentro de la fábrica es el de pulverizar el caolín hasta el grado que sea necesario; dicha pulverización será tal que el polvo pase por un tamiz de 100 mallas por centímetro cuadrado. Este trabajo se hace mediante molinos de bolas con separador de aire. Las bolas usadas en el molino deberán ser de cuarzo, y



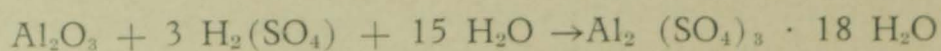
de ser posible, el interior de éste se cubrirá con una capa también de cuarzo con el fin de evitar que el caolín se contamine con el fierro que pudiera desprenderse durante la operación. El separador de aire tiene la ventaja de impedir que el molino se atasque, lo cual es muy fácil que suceda cuando se usan telas metálicas para hacer la separación debido a la humedad que siempre tiene el caolín. Ya molido el caolín y fuera del separador, por medio de un gusano va a un depósito o almacenamiento de donde saldrá para ser calcinado.

*Calcinación.*—En el tratamiento con el ácido se aprovecha únicamente el óxido de aluminio (alúmina) presente en el caolín y queda como residuo el óxido de silicio (sílice). Para que el ataque del ácido sea más fácil de llevarse a cabo, debe calcinarse previamente el caolín a fin de romper parcialmente la molécula y quede libre la alúmina:



Esta ruptura en la molécula se efectúa a una temperatura de 1,500° F. (815° C.), perdiendo primero su agua de cristalización.

*Reacción y lixiviación.*—Una vez que el caolín ha sido calcinado, lo tenemos ya listo para ser tratado con el ácido sulfúrico. Se pesa el caolín y se calcula el ácido sulfúrico necesario para la formación del sulfato según la siguiente reacción:



La concentración del ácido deberá ser de 80% cuando menos, pues mientras más concentrado es el ácido menos fierro entra en disolución. Obtenidas ya las cantidades necesarias de las materias reaccionantes, se procede a efectuar la reacción. Esta se efectúa en un tanque de fierro forrado de plomo, con un agitador de aspas; debe tener además una entrada de vapor que sirve para ayudar a la agitación y a la vez proporciona el calor que ayudará al mayor rendimiento de la reacción, y en la parte superior una entrada de agua fría en forma de lluvia.

El caolín una vez pesado, se lleva a una tolva colocada en la parte superior del tanque. El ácido sulfúrico, igualmente pesado, es llevado hasta el tanque de reacción por un pulsómetro.

La reacción se efectúa en la siguiente forma:



Se echa en el tanque el agua necesaria para diluir el ácido a la concentración adecuada para la reacción, que es de 80%; se agrega a continuación el ácido sulfúrico y en seguida se empieza a poner el caolín poco a poco, moviendo con el agitador mecánico y el vapor. Una vez puesto el caolín se añade agua en forma de lluvia abriendo la entrada de ésta colocada en la parte superior del tanque, con el fin de disolver el sulfato que se empieza a formar y de aplacar un poco la reacción que en este punto se vuelve violenta, produciendo gran cantidad de espumas. Aplacada la reacción, se agrega más agua, la necesaria para mantener disuelto el sulfato formado, pues de otra manera se solidificaría dentro del tanque haciendo imposible el movimiento del agitador mecánico y con esto el seguir adelante la operación. Cuando la operación se encuentra en estas condiciones se cierra el tanque herméticamente y se hace subir la presión hasta 80-90 libras por medio del vapor, con el fin de tener en el seno de la reacción una temperatura de más o menos 150° C. Esta presión se conserva, agitando constantemente durante tres horas. Transcurrido este tiempo la reacción ha llegado a su máximo rendimiento, pues el ácido ha reaccionado en 97 ó 99% y en algunos casos hasta 100%; al finalizar las tres horas se baja la presión y se abre el tanque agregándose el agua necesaria para disolver completamente el sulfato de aluminio formado. Como el tanque de reacción no tiene la capacidad suficiente para la disolución total del sulfato, una vez que se ha llenado se pasa todo su contenido a los tanques de dilución y sedimentación.

La solución sobresaturada de sulfato sale del tanque, caliente, y con nada o muy poco ácido libre; junto con ella viene la sílice ( $\text{SiO}_2$ ) que no reaccionó y pequeñas cantidades de hidratos de ácido silícico producidos por una reacción secundaria entre la sílice y el ácido sulfúrico; además, vienen también sulfatos de Fe, de Na y de algunos otros elementos, que fueron formados al igual que el ácido silícico, en reacciones secundarias del ácido con carbonatos y óxidos que el caolín trae como impurezas.

Aunque el ácido tiene un alto rendimiento en la reacción, pues como ya hemos dicho, puede llegar hasta el 100%, de la alúmina contenida en el caolín sólo se obtiene un rendimiento de 87 a 90%, siendo gastada parte del ácido sobrante en las reacciones secundarias antes mencionadas y otra parte se pierde por descomposición en la primera fase



de la reacción, debido a la elevada temperatura que se alcanza; junto con los gases de  $\text{SO}_2$  del ácido descompuesto van vapores nitrosos que el ácido trae consigo de las cámaras de plomo, por lo que es necesario tener muy bien ventilado el local para evitar intoxicaciones.

De las impurezas que determinan los sulfatos formados junto con el de aluminio, sólo perjudica al producto el de fierro; éste se puede eliminar usando un caolín que no contenga fierro, o si lo tiene, usando un ácido concentrado para evitar su disolución, como ya dijimos antes. Otra impureza que también perjudica al producto es el ácido libre. Al sulfato de aluminio se le llama neutro cuando está en la relación de 1 mol. de  $\text{Al}_2\text{O}_3$  a 3 mols. de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ; sulfato básico cuando contiene menos cantidad de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , y si en la relación 3  $\text{H}_2\text{SO}_4$  a 1  $\text{Al}_2\text{O}_3$  hay mayor cantidad de ácido sulfúrico, es costumbre llamarlo ácido libre. Cuando se usa caolín fino y calcinado se llega a obtener el sulfato de aluminio neutro, pero cuando se usa caolín corriente, aun calcinado siempre contiene  $\text{H}_2\text{SO}_4$  libre. Cuando esto sucede, debe neutralizarse usando alúmina o en su defecto cal ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ). La concentración de iones hidrógeno no se debe de tomar en cuenta nunca cuando se determina si el sulfato de aluminio es neutro, básico o contiene ácido libre, porque la relación  $\text{Al}_2\text{O}_3$  a  $\text{H}_2\text{SO}_4$  reacciona ácido siempre, porque una parte de los iones de aluminio se hidroliza:  $\text{Al}^{+++} + 3 \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{Al}(\text{OH})_3 + 3\text{H}^+$ , aumentando así las concentraciones en iones hidrógeno. Así tenemos que una solución no muy diluída de sulfato de aluminio básico, aproximadamente  $\text{Al}_2\text{O}_3$  a 2.9  $\text{H}_2\text{SO}_4$  presenta solamente un pH aproximadamente de 4.

*Decantado y filtración.*—Cuando la solución sobresaturada de sulfato de aluminio junto con las materias insolubles que la acompañan ha caído a los tanques de disolución y decantación, hay que agregar el agua necesaria para disolver totalmente el sulfato formado, para impedir que éste, cristalizado, se asiente junto con la sílice y haya pérdidas por este motivo. La cantidad de agua se calcula para la cantidad teórica que se debió haber formado de sulfato en la reacción según las cantidades puestas de ácido sulfúrico y caolín, y teniendo en cuenta la siguiente tabla dada por Poggiale para la solubilidad de las sales cristalizadas.<sup>8</sup>



Temperatura Grados C.	Solubilidad en 100 partes de H <sub>2</sub> O	
	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> · 18 H <sub>2</sub> O
0	31.3	86.8
10	33.5	95.8
20	36.1	107.3
30	40.4	127.6
40	45.7	167.6
50	52.1	201.4
60	59.1	267.6
70	66.2	348.2
80	73.1	467.3
90	80.8	678.8
100	89.1	1132.0

Como se ve en la tabla anterior, mientras mayor sea la temperatura, mayor es la solubilidad del sulfato, por lo que se procurará que al hacer la dilución la temperatura sea lo más baja posible a fin de evitar posteriores cristalizaciones al descender ésta, en el transcurso de la sedimentación de la sílice. También debemos tener en cuenta que la cantidad de agua debe ser la estrictamente necesaria para la dilución, procurando no excederse para evitar el aumento en el costo de la evaporación posterior al momento de cristalizar el sulfato.

Una vez que se ha disuelto completamente el sulfato de aluminio, se procede al análisis de la solución para determinar la cantidad de éste obtenida en la operación, al mismo tiempo que sus impurezas.

La determinación de la cantidad de sulfato existente puede ser por volumetría o por aerometría. Los controles aerométricos permiten una rápida y precisa determinación de su contenido, no siendo de despreciarse por su sencillez y por la exactitud que tienen para la práctica industrial. La tabla dada a continuación nos da las densidades de las soluciones de Al<sub>2</sub> (SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> y se refieren a las escalas Baumé racionales alemanas; pudiéndose también usar los aerómetros con escalas holandesas o americanas, porque estas últimas sólo se diferencian, entre los límites aerométricos de las tablas (0 a 20° Bé.), de las alemanas en 0.1° Bé. En ellas está considerada una temperatura de 15° C. y la existencia de ácido libre en la solución. Si la solución está más caliente se obtiene un peso específico menor. Por otra parte, la elevación de temperatura afecta también al vidrio del densímetro, de donde resulta una compen-



sación. Si se lee a cualquier temperatura deberán hacerse las siguientes correcciones: <sup>11</sup>

Temperatura Grados C.	Solución de sulfato de aluminio de		
	(Agua Pura)		
	0° Bé.	10° Bé.	20° Bé.
0	0	- 0.2	- 0.3
5	- 0.1	- 0.1	- 0.3
10	- 0.1	- 0.1	- 0.2
15	0	0	0
20	+ 1.0	+ 0.1	+ 0.2
25	+ 0.3	+ 0.3	+ 0.5
30	+ 0.4	+ 0.5	+ 0.8
35	+ 0.6	+ 0.8	+ 1.0
40	+ 0.9	+ 1.0	+ 1.3
45	+ 1.2	+ 1.3	+ 1.6
50	+ 1.5	+ 1.7	+ 1.9

Ejemplo: 20.0° Bé. leído a 40° C., resulta corregido: 21.3° Bé. a 15° C.

TABLA PARA EL CONTROL DE  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  <sup>11</sup>

Cantidad en gramos de  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  en 1 litro de solución

Grados Baumé	Sin ácido libre					
	Porcentaje de ácido libre en la solución					
	0 %	2 %	4 %	6 %	8 %	10 %
20.0	334.34	323.24	312.79	302.34	291.24	280.14
19.5	323.88	313.44	302.99	292.54	281.44	271.65
19.0	313.44	303.65	293.20	282.75	272.95	262.51
18.5	303.65	293.85	284.06	274.26	264.47	254.67
18.0	293.85	284.06	274.91	265.12	255.32	246.18
17.5	284.06	274.91	265.77	256.63	247.48	238.35
17.0	274.26	265.12	256.63	247.48	239.00	229.86
16.5	265.12	256.63	248.14	239.65	231.16	222.02
16.0	255.98	248.14	239.65	231.16	222.67	214.18
15.5	246.83	239.00	231.16	222.67	214.84	206.35
16.0	237.69	229.86	222.02	207.84	207.00	199.17
14.5	229.20	221.37	214.18	207.00	199.82	191.93
14.0	220.71	213.57	206.35	199.17	191.98	184.80



Cantidad en gramos de  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  en 1 litro de solución

Grados Baumé	Porciento de ácido libre en la solución						
	Sin ácido libre	0 %	2 %	4 %	6 %	8 %	
13.5		212.23	205.04	198.51	191.98	184.80	177.62
13.0		203.74	197.21	190.68	184.15	177.62	170.43
12.5		195.25	188.72	182.19	176.31	169.78	163.90
12.0		186.76	180.88	175.00	168.47	162.60	156.72
11.5		178.27	173.05	167.17	161.29	155.41	149.54
11.0		169.75	164.56	158.68	153.46	147.58	142.54
10.5		161.29	156.07	150.84	145.68	140.39	135.17
10.0		153.46	148.23	143.66	138.44	133.87	128.64
9.5		145.62	140.39	136.48	131.25	126.68	122.11
9.0		137.78	133.21	129.29	124.72	120.15	115.58
8.5		129.95	125.38	121.46	117.54	112.97	109.05
8.0		122.11	118.19	114.28	110.36	106.44	102.52

Los datos del ácido libre en las tablas anteriores, para que estén independientes de la dilución se refieren a una concentración de 10 % de  $\text{Al}_2\text{O}_3$ . Es decir, que si en un análisis de sulfato se ha fijado un contenido de 15 % de  $\text{Al}_2\text{O}_3$  y 1.5 % de ácido libre, se dirá que para 10 % de  $\text{Al}_2\text{O}_3$  habrá 1 % de ácido libre.

El análisis volumétrico es un poco más dilatado, aunque más exacto; con él determinamos la cantidad de  $\text{Al}_2\text{O}_3$  en la solución, que multiplicado por el factor adecuado nos da la cantidad de  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ , y el ácido libre en la solución.

El que reúne todas las condiciones de exactitud y rigidez es el que trae el *Standard Methods of Chemical Analysis*, de W. Scott, y consiste en dos titulaciones de una muestra determinada de la solución. La primera se hace usando potasa N/2 y fenolftaleína como indicador hasta aparición de un color rosado que nos indicará que la solución ha sido neutralizada. En esta titulación se ha neutralizado el ácido libre y se ha precipitado todo el sulfato de aluminio como  $\text{Al}_2\text{O}_3$ , ya que como se explica anteriormente, éste en solución tiene reacción ácida y no quedará neutra la solución hasta que no haya sido totalmente precipitado el sulfato.

La segunda titulación se hace también con potasa N/2 y fenolftaleína como indicador después de haber precipitado el sulfato de aluminio con fluoruro de potasio como fluoruro doble de potasio y aluminio, insoluble y neutro; con esto sólo se titula el ácido libre. Una simple



resta nos dará los centímetros cúbicos de potasa N/2 gastados en la precipitación del sulfato de aluminio. Estos c. c. de potasa multiplicados por los factores respectivos nos darán las cantidades de ácido libre y de sulfato de aluminio contenidos en la solución.

Después de dejar asentados los métodos para controlar las soluciones de sulfato de aluminio, seguiremos con el proceso.

Si de los análisis efectuados se desprende la existencia de ácido libre, se procede a neutralizarlo con  $\text{Al}_2\text{O}_3$  o con  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .

El asentamiento o sedimentación de la sílice es indispensable antes de proceder a la filtración, porque la naturaleza misma de la sílice haría de la filtración un proceso largo y de gran dificultad causando pérdidas de tiempo y aumento en los costos.

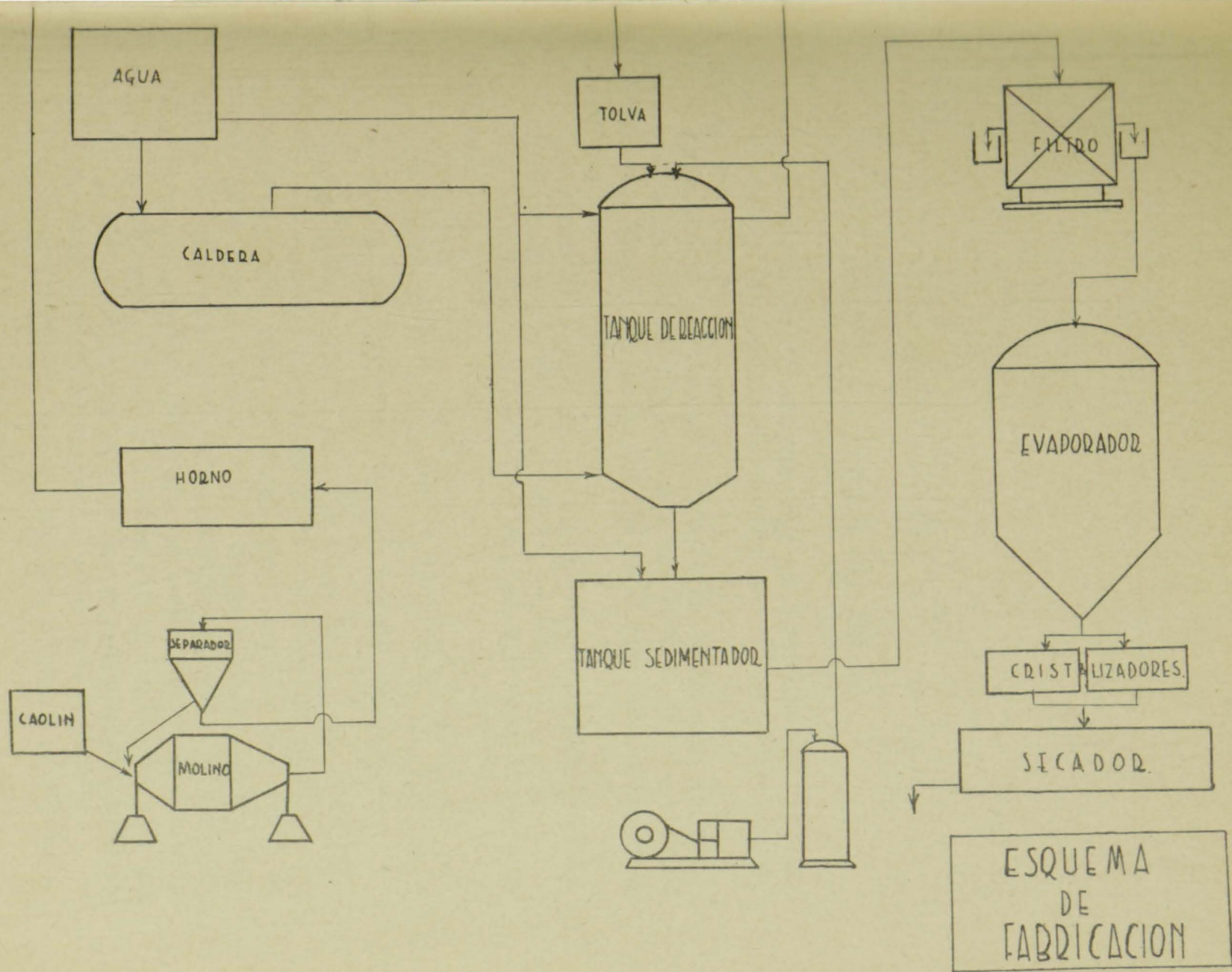
El asentamiento total de la sílice requiere más o menos 8 horas, después de las cuales la solución de sulfato que sobrenada, es completamente clara.

Después de la sedimentación se procede a filtrar la solución. Esta filtración es necesaria porque al extraer la solución de los tanques siempre se arrastran pequeñas cantidades de sílice que enturbian la solución, y que, de dejarse, impurificarían el producto.

Los lodos que quedan en los tanques son lavados varias veces, y el agua de estos lavados se usará en subsecuentes diluciones. Estos lodos, una vez lavados pueden tener mercado en las fábricas de papel, en las cuales pueden usarse como cargas.

*Concentración y cristalización.*—La solución clara, ya filtrada, es llevada a un tanque abierto donde se evapora hasta una concentración de 51 a 55% y luego se vacía en cristalizadores donde se cristaliza el sulfato de aluminio con 18 moléculas de agua.

*Secado.*—Una vez cristalizado, se lleva a un secador donde a una temperatura de  $100^\circ\text{C}$ . más o menos se seca. Una vez seco, el sulfato de aluminio está ya terminado y listo para ser entregado al comercio.







## CAPITULO IV

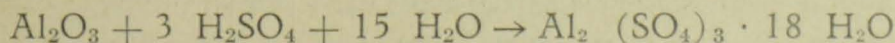
### CALCULO Y SELECCION DEL EQUIPO

Como base de los cálculos tomamos una producción de tres toneladas de sulfato de aluminio, cristalizado con 18 moléculas de agua, por día con ocho horas de trabajo.

El cálculo de las materias primas hecho suponiendo un rendimiento en la reacción de 90 %, un caolín con 40 % de  $\text{Al}_2\text{O}_3$  y una pérdida de peso de éste por calcinación, de 16 %, nos dará las siguientes cantidades:

Caolín con 40 % de  $\text{Al}_2\text{O}_3$  (exento de fierro, blanco) 1,485 kg.  
Acido sulfúrico de 90 % (comercial) 1,475 kg.

Las cantidades anteriores son determinadas por la siguiente ecuación:



La pérdida por calcinación fué determinada prácticamente.

*Molino.*—De los diferentes tipos de molinos, el que se ha seleccionado es el molino cónico de bolas. Esta selección está basada en que el molino de bolas, como ya hemos dicho anteriormente, puede ser forrado en su interior con una capa de cuarzo y usarse a la vez bolas también de cuarzo evitando de esta manera la contaminación del caolín con el fierro que se pudiera desprender del molino durante la operación.

El molino debe pulverizar el material a un tamaño que pase por una tela de 250 mallas por pulgada o más y tener una capacidad mínima de 1.5 toneladas de material molido en ocho horas de trabajo.

Las características del molino que nos satisfaga las condiciones anteriores, serán:



Un molino cónico de bolas de operación continua.  
 Dimensiones de la boca de entrada:  $3 \times 24$  in.  
 Peso máximo de las bolas (lbs.): 2400  
 Revoluciones por minuto del molino (máximo): 39.8.  
 Motor (máximo de H. P.): 10.

Capacidad en toneladas por ocho horas pulverizando el material de  $\frac{1}{4}$  pulgada o más o menos 325 mallas con un rendimiento de 98%: 1.5.

La operación normal del molino es usando un separador de aire. Los datos anteriores son dados por la Hardinge Co., York, Pennsylvania.<sup>6</sup>

Un esquema del conjunto del molino y el separador lo tenemos en la Fig. 1.

*Horno.*—Debido al deterioro que se ocasionaría al horno al ser trabajado intermitentemente, es decir, que trabajara únicamente ocho horas del día en la calcinación del caolín que se va a usar en el día siguiente, se procederá a calcinar el caolín que será usado en la fábrica durante el tiempo de un mes, en una sola operación continua del horno, trabajando las 24 horas del día.

Las condiciones que nos fija el tipo de calcinación que debemos efectuar nos hacen escoger para esta operación un horno vertical de flama. Este horno vertical tendrá la forma cilíndrica, será de operación continua y se cargará en la parte superior mediante un elevador.

El cálculo para el diseño minucioso de un horno industrial del tipo de que se trata es demasiado complicado; por lo tanto, se expondrán solamente unos cálculos sencillos basados sobre condiciones fijadas por la práctica.

El horno debe tener la capacidad necesaria para contener el caolín hidratado, el caolín ya calcinado y para que el primero permanezca el tiempo necesario para sufrir la completa calcinación.

Así tenemos que para un horno que produzca 6 toneladas en 24 horas la capacidad será:<sup>12</sup>

$$C = P \times A \times \frac{1}{2} \times V.$$

Donde:

$$P = \frac{\text{P.M caolín sin calcinar}}{\text{P.M caolín calcinado}}$$

A = Toneladas que deben calcinarse por hora.

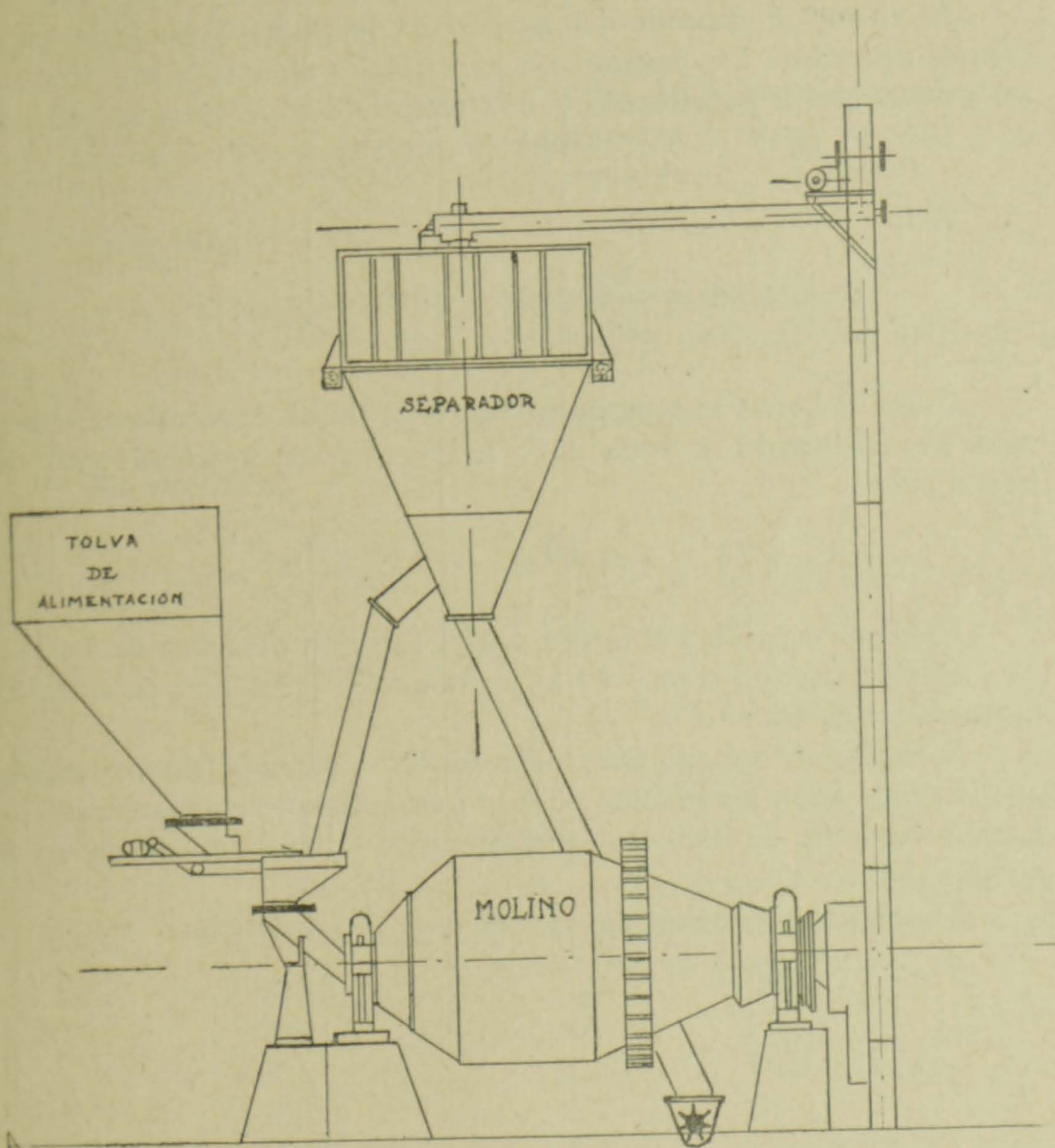


Fig N° 1



$\vartheta$  = Tiempo requerido para la calcinación en hrs.  
 V = Pies cúbicos que ocupa el material por tonelada.

$$C = 1.16 \times \frac{6}{24} \times \vartheta \times 16.1$$

El tiempo  $\vartheta$  depende del tamaño de la piedra y de la temperatura de operación. De acuerdo con experiencias realizadas para el objeto, para el caolín pulverizado y una temperatura de operación normal de 1,500° F. (815° C.) el tiempo de calcinación es de 6 horas.

Así:

$$C = 1.16 \times \frac{6}{24} \times 6 \times 16.1 = 28 \text{ cu. ft.}$$

Como el horno lo componen tres zonas: zona de precalentamiento, zona de calcinación y zona de enfriamiento, la capacidad total del horno es de:

$$C = 28 \times 2 = 84 \text{ cu. ft.} = 2.52 \text{ m}^3$$

Para esta capacidad el horno deberá tener un diámetro de 3 pies y 12.7 pies de altura o sean 0.90 m. de diámetro y 3.80 m. de altura de dimensiones netas.

Se usará tiro forzado para que el caolín se obtenga frío y se supone que la combustión no produce CO, lo que frecuentemente sucede en los hornos verticales de flama, y la combustión se hará con un exceso de aire de 15%.

El petróleo usado será de las siguientes características:

C	83%
H	13%
H <sub>2</sub> O	2%
S	2%

Poder calorífico 10,000 cal./kg.

Densidad: 0.98.

(Datos del petróleo combustible "Pémex".)

Para el cálculo del gasto de combustible se suponen arbitrariamente las siguientes temperaturas:

Temperatura ambiente 20° C.

Temperatura máxima 815° C.

Temperatura de salida del caolín calcinado 250° C.

Temperatura de salida de los gases 200° C.

El calor gastado en la calcinación podemos dividirlo:

Calor aprovechado:

- a) Calor sensible del caolín hasta la temperatura de disgregación.
- b) Calor de disgregación.

Calor perdido:

- a) Calor sensible del caolín calcinado.
- b) Calor sensible que arrastran los gases de la combustión.
- c) Pérdidas por radiación.

Así tenemos:

a)  $Q_1 = M C_m \Delta t$   
 $Q_1 = 7,142 \times 0.28 \times (815 - 20) = 1,590,000 \text{ Cal.}$

b)  $Q_2 = M \lambda_d$   
 $Q_2 = 6,000 \times 222 = 1,338,000 \text{ Cal.}$

a)  $Q_3 = M C_p \Delta t$   
 $Q_3 = 6,000 \times 0.220 \times (250 - 20) = 276,000 \text{ Cal.}$

b)  $Q_4 =$  Cálculo de los gases de combustión con 15% de exceso de aire y tomando como base 100 kg. de petróleo.

	%	Moles	O <sub>2</sub> que entra en combinación, en moles
C	83	6.92	6.92
H	13	6.50	3.25
H <sub>2</sub> O	2	0.111	
S	2	0.0625	0.0625
Total de moles de O <sub>2</sub>			10.23 moles.



La cantidad de aire será:

$$N_2 = 10.23 \times 3.76 = 38.6 \text{ moles.}$$

$$N_2 + O_2 = 38.6 + 10.23 = 48.63 \text{ moles.}$$

Este es el aire teórico para la combustión, pero como ésta se verificará con 15 % de exceso la cantidad será:

$$48.63 \times 1.15 = 56.2 \text{ moles.}$$

Los gases que salen por la chimenea tendrán la siguiente composición:

$$CO_2 \text{ — } 6.92 \text{ moles.}$$

$$H_2O \text{ — } 6.50 + 0.111 = 6.61 \text{ moles.}$$

$$SO_2 \text{ — } 0.0625 \text{ moles.}$$

$$N_2 \text{ — } 38.6 \times 1.15 = 44.4 \text{ moles.}$$

$$O_2 \text{ — } 56.2 - 44.6 - 10.23 = 1.57 \text{ moles.}$$

La cantidad de calor perdida en los gases cuando éstos salen a 200° C. es: <sup>3</sup>

$$CO_2 \text{ y } SO_2 \text{ — } 6.98 \times 1,890 = 13,200 \text{ Cal.}$$

$$N_2 \text{ y } O_2 \text{ — } 46.00 \times 1,380 = 63,500 \text{ Cal.}$$

$$H_2O \text{ — } 6.61 \times 1,690 = 11,190 \text{ Cal.}$$

---

$$\text{Total } 87,890 \text{ Cal.}$$

Como la base es 100 kg. de petróleo, la cantidad total de calor en los gases dependerá de la cantidad total de combustible usado y así la pérdida será: 87,890 n, siendo n, los cientos de kg. de petróleo gastados.

c) Las pérdidas por radiación podemos tomarlas como el 30 % del calor transmitido.

$$Q_5 = 961,200 \text{ Cal.}$$

La cantidad de calor total directa será:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_5 = 4.165,200 \text{ Cal.}$$

El poder calorífico del combustible es de 10,000 Cal./kg. pero como se pierden 87,890 Cal. en los gases por cada 100 kg. de combustible.

el calor real aprovechado de este poder calorífico es:  $1.000,000 - 87,890 = 912,110$  Cal.

La cantidad de petróleo necesaria para obtener 6 toneladas de caolín calcinado es:

$$\frac{4.165,200}{912,110} = 4.56 \text{ cientos de kg. de petróleo.}$$

El gasto de petróleo será de 456 kg. y como tiene una densidad de 0.98 el gasto en litros será de:

$$\frac{456}{0.98} = 465.3 \text{ lts.}$$

*Pulsómetro para elevar el H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.*—La altura a que debemos elevar el H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> es de 5 metros. A éstos hay que agregar 1.5 m. para llegar a la boca del tanque de reacción. La tubería tendrá además 2 codos de 90° que debemos considerar.

El diámetro de la tubería más conveniente y económico es de 2 pulgadas, por ser el H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> de 90% un líquido viscoso.

La longitud del tubo en pies será: 7.5 m. = 24.6 ft.

Primero calculamos el número de Reynolds para saber qué clase de flujo es el que tendremos y así saber la pérdida de presión debida a los codos de 90° y obtener el factor  $f$  de pérdida de presión.

Así tenemos:

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu},$$

en donde:

$D = 2 \text{ in. std.} = 2.064 \text{ in. (diámetro interior)} = 0.172 \text{ ft.}$

$V = 2.5 \text{ ft./segundo}$  (velocidad normal de un líquido viscoso Perry).

$\rho = 113.76 \text{ lbs./cu.ft.}$

$\mu_{20^\circ\text{C.}} = 26 \text{ centipoises} = 26 \times 0.000672 = 0.01747 \text{ lbs./ft. seg.}$

$$Re = \frac{0.171 \times 2.5 \times 113.76}{0.01747} = 2,795$$



A este número de Reynolds corresponde  $^{10} f = 0.012$ .

Como el número de Reynolds es superior al crítico, el flujo será turbulento y entonces el *Walker* nos da la siguiente relación para tubos de dos pulgadas:

$$\frac{Ne}{D} = 30$$

Donde N es el equivalente de longitud ficticio de tubo recto y D el diámetro del tubo.

De esta relación tenemos:

$$Ne = 30 \times \frac{2.068}{12}$$

Como son dos codos la longitud equivalente será:

$$2 \times 30 \times 0.172 = 10.32 \text{ ft.}$$

y la longitud total será:

$$24.6 + 10.32 = 34.92 \text{ ft.}$$

Cálculo de la presión normal de trabajo para el pulsómetro: tenemos para el balance de energía aplicando el teorema de Bernoulli:

$$W = X_2 - X_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F$$

$$\text{Si } F = \frac{4f NV^2}{2Dg}$$

y  $W = 0$  porque no existe ninguna bomba en la tubería tenemos:

$$0 = X_2 - X_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{4f NV^2}{2gD}$$

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} = X_2 - X_1 + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + \frac{4f NV^2}{2gD}$$

si:  $X = 0$ ;  $V_1 = 0$ ;  $P_2 = 0$ , tenemos:

$$\frac{P_1}{\rho} = X_2 + \frac{V_2^2}{2g} + \frac{2f NV^2}{gD}$$

$$P_1 = \rho \left( X_1 + \frac{V_2^2}{2g} + \frac{2f NV^2}{gD} \right)$$

Sustituyendo los valores tenemos:

$$P_1 = 113.76 \left( 24.60 + \frac{2.5^2}{64.4} + \frac{2 \times 0.012 \times 34.92 \times 2.5^2}{32.2 \times 0.172} \right)$$

$$P_1 = 3,031.7 \text{ lbs./sq. ft.}$$

La presión normal de trabajo será:

$$P = 21 \text{ lbs./sq. in.} = 1.5 \text{ kg./cm.}^2$$

El recipiente será de fierro forrado de plomo y tendrá las siguientes dimensiones siendo de forma cilíndrica:

Altura — 0.80 cm.

Diámetro — 0.60 cm.

Capacidad — 226 lts.

El total de ácido sulfúrico que es necesario elevar para una operación del mezclador es de 410 litros, por lo que serán suficientes dos cargas del pulsómetro para elevarlo.

La potencia de la compresora, para accionar el pulsómetro, nos la da la siguiente fórmula: <sup>5</sup>

$$HP = \frac{144}{33,000} \times \frac{n}{n-1} \times P_1 V_1 \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$



Siendo el valor de la constante  $n = 1.3$ , tenemos:

$$\text{HP} = \frac{144}{33,000} \times \frac{1.3}{0.3} \times 14.7 \times 114 \left[ \left( \frac{21}{14.7} \right)^{\frac{0.3}{1.3}} - 1 \right]$$

$$\text{HP} = 1.8.$$

Suponiendo que la compresora tiene un rendimiento de sólo el 40% la potencia real será de:

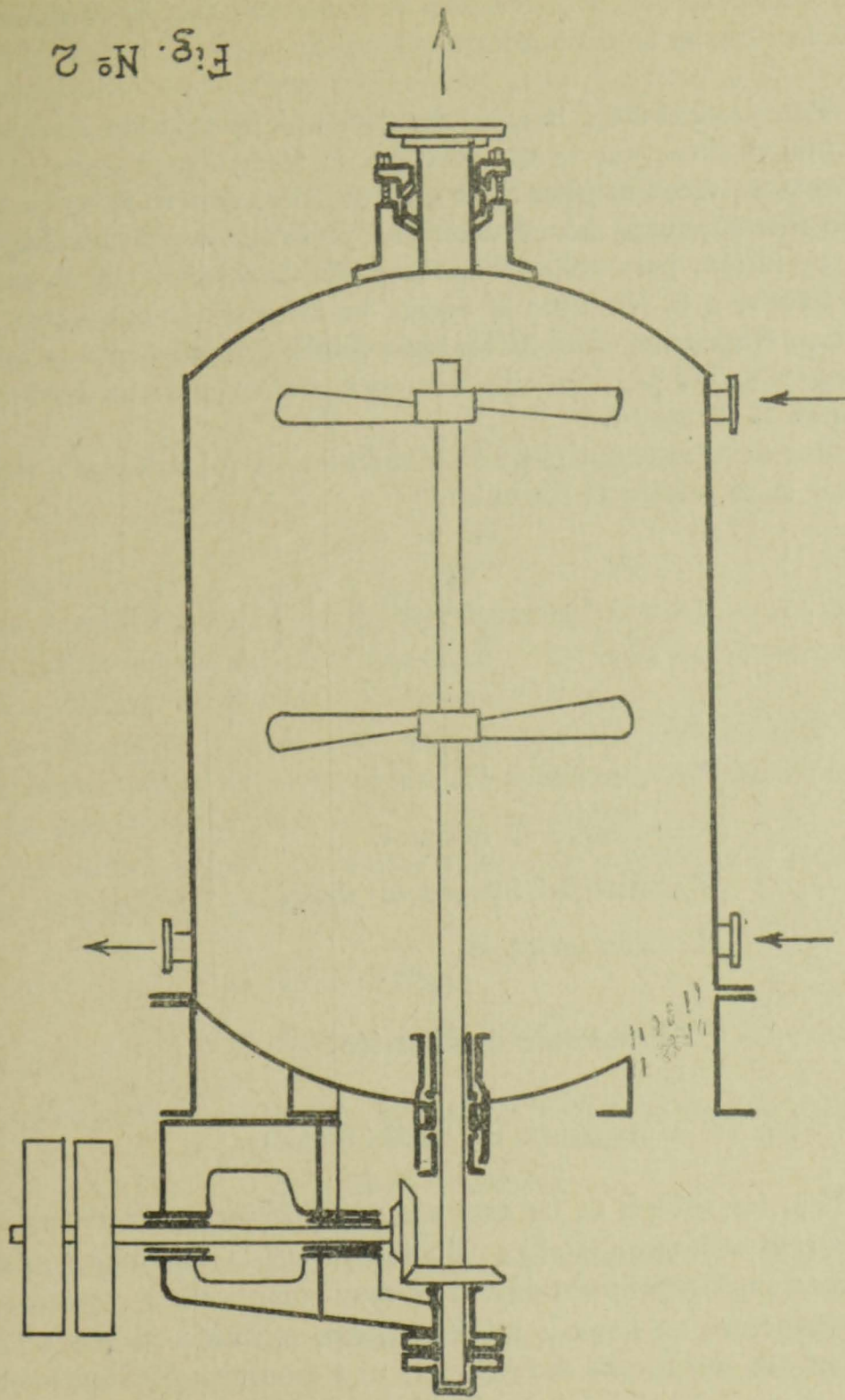
$$\text{HP} = 3.$$

*Tanque de reacción.*—Con el objeto de evitar que las dimensiones del tanque sean muy grandes, en cada operación se trabajará únicamente la mitad de la producción total, es decir, la carga de operación en el tanque será de 623.5 kg. de caolín y 737.5 kg. de ácido. Así tendremos que con cada operación tardaremos 3 horas, y 6 horas entre las dos, quedando 2 horas para carga y descarga del tanque.

El tanque de reacción debe ser de fierro recubierto de plomo y tener una capacidad de 3,000 litros. Además en la parte inferior debe tener una entrada de vapor, en la parte superior una entrada de agua fría en forma de lluvia y una salida para el vapor controlable con una llave; en esta salida deberá colocarse un manómetro que nos indique la presión interior del tanque además de una válvula de seguridad. La agitación necesaria para la reacción la proporcionará un agitador mecánico de aspas accionado por un motor eléctrico. La figura número 2 nos da una idea de cómo deberá ser dicho tanque. La presión de trabajo dentro del tanque es de 90 libras manométricas. Dicha presión será proporcionada por el vapor que entra en el tanque.

*Tanques de dilución y sedimentación.*—En estos tanques se procede a la dilución necesaria para que todo el sulfato quede disuelto y además se efectúa la sedimentación de la sílice, como ya antes habíamos dejado asentado. Los tanques serán en número de dos colocados a la salida del tanque de reacción. Cada uno deberá tener capacidad para guardar la producción de un día y mientras en uno se sedimenta la sílice y se procede a la extracción de la solución para filtrarla, el otro recibirá lo que se esté produciendo.

Fig. No 2





La capacidad de cada uno de dichos tanques deberá ser de 10,000 litros y serán de concreto, forrados de plomo. El tiempo de asentamiento de la sílice es de ocho horas.

*Filtro.*—Debido a la naturaleza ácida de la solución de sulfato de aluminio el filtro que se use debe ser de madera para evitar el efecto corrosivo de dicha solución. El tipo de filtro será el filtro prensa; el medio filtrante lona, la cual deberá ser perfectamente lavada después de cada operación, para evitar también el efecto corrosivo de la solución. Para ayudar a la filtración se agrega un filtroayuda que puede ser en este caso Kieselguhr. Este filtroayuda deberá agregarse en una cantidad no mayor de 0.5 %, pues mayores cantidades en lugar de ayudar, dificultarían la filtración.

Por ser el material por filtrar compresible y homogéneo, podemos utilizar en el cálculo la fórmula: <sup>10</sup>

$$\frac{P\vartheta}{V/A} = \frac{r'' v \mu}{2} P^s \left( \frac{V}{A} \right) + q'\mu P^m$$

en la cual tenemos:

$P$  = presión en lbs./sq. in.

$\vartheta$  = tiempo en minutos.

$V$  = peso del filtrado en libras.

$A$  = área en sq. in.

$\frac{r'' v \mu}{2} P^s$  = constante de filtración.

$q'\mu P^m$  = resistencia del medio filtrante.

Para los valores de las constantes de filtración tomaremos los de un material análogo a la sílice coloidal, ya que la determinación de dichas constantes experimentalmente es muy complicada y requiere el uso de aparatos que no tengo a mi disposición, tomando además en consideración que lo que nos decidiría por una determinación rigurosamente exacta de las condiciones de operación serían los costos del equipo y de

operación, vemos que debido al tipo que se debe usar en este caso la diferencia de 2 ó 3 platos más o menos en el filtro y el aumento de algunos minutos en el tiempo de operación, causarían sólo una variación muy pequeña en dichos costos, por lo que es de aceptarse el uso de las constantes de un material análogo dejando un ligero margen de seguridad.

El material análogo a la sílice coloidal que vamos a considerar es el hidróxido de aluminio  $Al_2(OH)_3$ , para el cual tenemos los siguientes valores de las constantes de filtración: <sup>10</sup>

$$\text{Presión} \text{ — } 15 \text{ lbs./sq. in.}$$

$$\frac{r'' v \mu}{2} P^s \text{ — } 17,300.$$

$$q'\mu P^m \text{ — } 350.$$

La capacidad del filtro está determinada por el volumen del material por filtrar que en este caso es la sílice. Esta capacidad la encontramos en el catálogo de la casa *D. R. Sperry & Co.*

El volumen de la sílice por filtrar es de 8.36 pies cúbicos y para este volumen vemos que se recomienda un filtro de 47 platos de 24 pulgadas, que nos da un área de 201 pies cuadrados.

Con esto ya tenemos los demás valores de la ecuación y podemos calcular el tiempo de operación:

$$V = 183,000 \text{ libras.}$$

$$A = 201 \text{ sq. ft.} = 29,000 \text{ sq. in.}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación y despejando a  $\vartheta$ , tenemos:

$$\vartheta = 468 \text{ minutos.}$$

La bomba para el filtro debe tener una potencia de  $\frac{1}{4}$  de HP.

*Evaporador.*—El tipo evaporador que vamos a emplear en la concentración, está seleccionado de acuerdo con la cantidad de solución con que se va a trabajar y la concentración final de la solución.



Como la cantidad de solución que se debe concentrar en las 8 horas de trabajo es pequeña, se escogió un evaporador continuo, abierto, es decir, trabajando a la presión atmosférica.

Para el cálculo de la capacidad de un evaporador de este tipo tenemos que tomar en cuenta los siguientes calores:

1º Calor sensible para elevar la temperatura de alimentación a la temperatura de ebullición.

$$q_1 = W_o C_p (t_e - t_a),$$

en donde

$W_o$  = peso de la solución original.

$C_p$  = calor específico medio de la solución entre  $t_e$  y  $t_a$  en BTU/lb.

$t_e$  = temperatura de ebullición.

$t_a$  = temperatura de alimentación.

2º Calor latente para pasar el agua del estado líquido al estado de vapor a la temperatura de ebullición.

$$q_2 = \Delta W \lambda_e,$$

en donde:

$\Delta W$  = cantidad de agua evaporada en lbs./hr.

$\lambda_e$  = calor latente del agua a la temperatura de ebullición.

El calor transmitido está dado por la siguiente ecuación:

$$\frac{Q}{\theta} = q_1 + q_2 = W_o C_p (t_e - t_a) + \Delta W \lambda_e \dots \dots (1)$$

Para el caso que nos ocupa, tenemos: el peso total de la solución que habremos de evaporar es de 18,300 libras. Esta evaporación la efectuaremos en seis horas y así tenemos:

$$W_o = \frac{18,300}{6} = 3,050 \text{ lbs./hr.}$$

El calor específico medio de la solución estaría dado por la suma del calor específico medio del solvente por su concentración más el calor específico medio del soluto por su concentración en la solución. Pero en el caso de soluciones acuosas el valor del calor específico medio del soluto es tan pequeño, que puede considerarse igual a 0, y como el calor específico del agua es 1 el calor específico medio de la solución será:

$$C_p = 1 - C_o$$

Siendo  $C_o$  la concentración inicial del soluto en lbs. de material por lb. de solución.

$$C_p = 1 - 0.36 = 0.64$$

La temperatura de alimentación supondremos que es de  $20^\circ \text{C}$ . igual a  $68^\circ \text{F}$ .

La temperatura de ebullición fué determinada experimentalmente para la concentración con que se va a trabajar y es de  $93^\circ \text{C}$ . igual a  $199.4^\circ \text{F}$ .

El valor de  $\Delta W$  está dado por la siguiente ecuación:

$$\Delta W = W_o \left( 1 - \frac{C_o}{C_f} \right)$$

Donde:

$W_o$  = peso inicial de la solución lbs./hr.

$C_o$  = concentración inicial del soluto en lbs. de material por lb. de solución.

$C_f$  = concentración final del soluto en lbs. de material por lb. de solución.

$$\Delta W = 3,050 \left( 1 - \frac{0.36}{0.51} \right) = 915 \text{ lbs.}$$

El calor latente se puede tomar como el del agua a la temperatura de ebullición más un 10% como margen de seguridad.

$$\lambda_e = 1,074.26 \text{ BTU}$$

Sustituyendo los valores anteriores en la ecuación (1) tendremos:



$$\frac{Q}{\vartheta} = [3,050 \times 6.64 (199.4 - 68)] + (915 \times 1,074.26)$$

$$\frac{Q}{\vartheta} = 1.241,300 \text{ BTU/hr.}$$

Esta será la cantidad de calor transmitida.

El área de calentamiento necesaria para la evaporación la tendremos de la siguiente ecuación:

$$\frac{Q}{\vartheta} = U A (T - t_e) \dots \dots \dots (2)$$

En la cual  $U$  = coeficiente total de transmisión de calor.

$T$  = temperatura de condensación del vapor usado.

$t_e$  = temperatura de ebullición.

El valor  $\frac{Q}{\vartheta}$  ya lo conocemos, pues es el del calor transmitido. El coeficiente total de transmisión de calor está dado por:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_v} + \frac{x}{k} + \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_1}}$$

$h_v$  = coeficiente de transmisión de calor de la película de vapor formada. Este valor es despreciable frente a los otros coeficientes.

$\frac{x}{k}$  = coeficiente de transmisión del calor de la pared sólida. Por su valor insignificante es despreciable.

$h_1$  = coeficiente de transmisión del calor en las incrustaciones. Despreciable cuando el evaporador se mantiene en buenas condiciones de limpieza.

$h_1$  = coeficiente de trasmisión del calor de la película del líquido, es el único de tomarse en cuenta y por lo tanto:

$$U = h_1$$

Este valor es muy difícil de calcular, por lo que casi siempre se toman valores de evaporadores análogos o se sacan de las curvas que traen para el caso algunos libros. En este caso se determinó el valor de  $U$  de la gráfica que trae el *Perry*, tomando únicamente los 2/3 de dicho valor, por ser éstos muy altos debido a que fueron determinados en condiciones ideales.

$$U = 460 \text{ BTU} \times \text{Sq. ft.} \times ^\circ \text{F} \times \text{hr}$$

El vapor que se va a usar en el calentamiento de la solución es vapor saturado a 60 lbs. de presión; de las tablas de vapor tenemos para esta presión una temperatura de  $292.71^\circ \text{F}$ .

La temperatura de ebullición ya ha sido determinada y es de  $199.4^\circ \text{F}$ .

Despejando  $A$  de la ecuación (2) y sustituyendo los valores tenemos el área de calentamiento necesaria.

$$A = \frac{Q/\theta}{U (T - t_e)}$$

$$A = \frac{1.241,300}{460 (292.71 - 199.4)}$$

$$A = 28.4 \text{ sq. ft.}$$

Esta es el área teórica pero siempre resulta menor de la necesaria y en la práctica sería insuficiente para la evaporación, debido a que diferentes factores disminuyen la trasmisión del calor. Estos factores son principalmente las pérdidas de calor por radiación y las debidas a las incrustaciones en el serpentín. Para compensar esto agregaremos un 20% sobre el área calculada, así:  $A = 34.1 \text{ sq. ft.} = 3.07 \text{ m}^2$ .

El evaporador se forrará de plomo y el serpentín de calentamiento deberá ser de acero inoxidable para evitar sea atacado por la solución.



El volumen del evaporador será el necesario para contener la cantidad de solución que se va a evaporar por hora, más un espacio para el vapor que se produce. Este último volumen debe ser 1/3 del volumen total del evaporador. Tomando en cuenta estos factores nos da un volumen para el evaporador de 2,000 litros.

Para el calentamiento se usará vapor saturado a 60 lbs. de presión. La cantidad de vapor necesaria para la evaporación será:

$$W_v = \frac{Q/\theta}{\lambda_v}$$

$\frac{Q}{\theta}$  es el calor transmitido que conocemos y  $\lambda_v$  es el calor latente del vapor a la presión usada; si  $\lambda_v = 970 \text{ BTU} \times \text{lb.}$

$$W_v = \frac{1.241,300}{970} = 1,270 \text{ lbs./hr.} = 574 \text{ kg./hr.}$$

*Cristalizadores.*—Serán en número de cuatro colocados a la salida del evaporador. Como en ellos se efectúa la cristalización únicamente por el enfriamiento de la solución de la temperatura de salida del evaporador a la temperatura ambiente, no deben tener ningún aditamento en especial, y sólo debe fijarse el volumen necesario para contener la solución antes de cristalizar. Por lo tanto los cristalizadores deben tener un volumen de 1,000 lts. cada uno.

*Secador.*—El secador adiabático continuo es el más apropiado para efectuar el secado de nuestro material. Emplearemos el secador de cilindro rotativo, en el cual el material pasa en contracorriente con el aire caliente que lo va a secar.

Para el cálculo del secador tenemos en cuenta los siguientes datos que nos fijan las condiciones del mismo.

El material entra al secador con una humedad de 20% que equivale a 0.248 lbs. de agua por lb. de material seco y debe salir con una humedad de 1% que equivale a 0.01 lbs. de agua por lb. de sólido seco.

Las condiciones de temperatura y humedad del medio ambiente son: temperatura  $20^\circ \text{ C.} = 68^\circ \text{ F.}$ , una humedad relativa de 70% que

corresponde a una humedad absoluta de 0.01 lbs. de agua por lb. de aire seco.

La cantidad de sulfato de aluminio por secar es de 3,000 kg. = 6,665 lbs. en ocho horas de trabajo o sean 832 lbs. por hora.

La temperatura de entrada del aire al secador es de 190° F. y la de salida 170° F. La temperatura de bulbo húmedo a la salida del secador es de 110° F. Consultando la carta de humedad para esta temperatura vemos que el aire sale con una humedad absoluta de 0.044 lbs. de agua por lb. de aire seco. El tiempo de secado es de tres horas.

Primero calcularemos la cantidad de aire que debe circular por el secador para eliminar el agua que se va a evaporar, para lo cual usamos la siguiente ecuación:

$$G = M \frac{(W_0 - W_1)}{(H_1 - H_0)}$$

en la cual:

$G$  = la cantidad de aire seco en lbs. por hora,

$M$  = peso del material sólido seco en lbs. por hora,

$W_0$  = humedad del sólido a la entrada del secador en lbs. de agua por lb. de sólido seco,

$W_1$  = humedad de sólido a la salida del secador en lbs. de agua por lb. de sólido seco,

$H_0$  = humedad absoluta de aire a la entrada del secador en lbs. de agua por lb. de aire seco.

$H_1$  = humedad absoluta del aire a la salida del secador en lbs. de agua por lb. de aire seco.

$$G = 832 \frac{(0.248 - 0.01)}{(0.44 - 0.01)}$$

$$G = 5,820 \text{ lbs./hr.} = 2,620 \text{ kgs./ hr.}$$

La cantidad de calor necesario para el secado del material es la suma de los siguientes calores:

Calor necesario para calentar el aire de la temperatura ambiente a la temperatura de salida del secador:

$$q_1 = Gs (t_1 - t_a)$$



Donde:

$t_1$  = temperatura de salida del secador en grados F.

$t_a$  = temperatura ambiente en grados F.

$$q_1 = 5,820 \times 0.244 (170 - 68)$$

$$q_1 = 145,000 \text{ BTU/hr.}$$

Calor necesario para calentar el material sólido desde la temperatura ambiente hasta la temperatura de salida del secador:

$$q_2 = M C_p (t_1 - t_a)$$

$$q_2 = 832 \times 0.353 (170 - 68)$$

$$q_2 = 30,000 \text{ BTU/hr.}$$

Calor necesario para calentar el agua que no va a ser evaporada hasta la temperatura de salida:

$$q_3 = M W_1 (t_1 - t_a)$$

$$q_3 = 832 \times 0.01 (170 - 68)$$

$$q_3 = 850 \text{ BTU/hr.}$$

Calor necesario para calentar y evaporar el agua eliminada en el secador:

$$q_4 = M (W_o - W_1) [(t_{ev} - t_a) + \lambda_e + 0.48 (t_1 - t_{ev})]$$

$$q_4 = 832 (0.248 - 0.01) [(110 - 68) + 982.1 + 0.43 (170 - 110)]$$

$$q_4 = 208,000 \text{ BTU/hr.}$$

Calor perdido por radiación y conducción. Este calor se estima en un 30% de la suma de los demás calores.

$$q_5 = 115,000 \text{ BTU/hr.}$$

Así el calor total necesario para efectuar el secado será de:

$$Q_t = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5$$

$$Q_t = 588,850 \text{ BTU/hr.} = 328,000 \text{ Cal.}$$

El volumen del secador está dado por la ecuación

$$V = V_m A / (A - A_L)$$

$V_m$  es el volumen ocupado por el material y será  $V_m = Rv_o$  donde  $v_o =$  volumen por unidad de material.

$R = M\theta$  nos da la cantidad de sólidos secos en el secador:

$$R = 832 \times 3 = 2,496 \text{ lbs.}$$

$$V_m = 0.0059 \times 2,496 = 14.7 \text{ cu. ft.}$$

El área libre por donde debe pasar el aire está dada por:

$$A_L = \frac{G}{g} = \frac{5,820}{485} = 120 \text{ sq. ft.}$$

Para un secador de cilindro sabemos que la relación  $A_L/A = 0.75$ . Así tenemos para el volumen del secador.

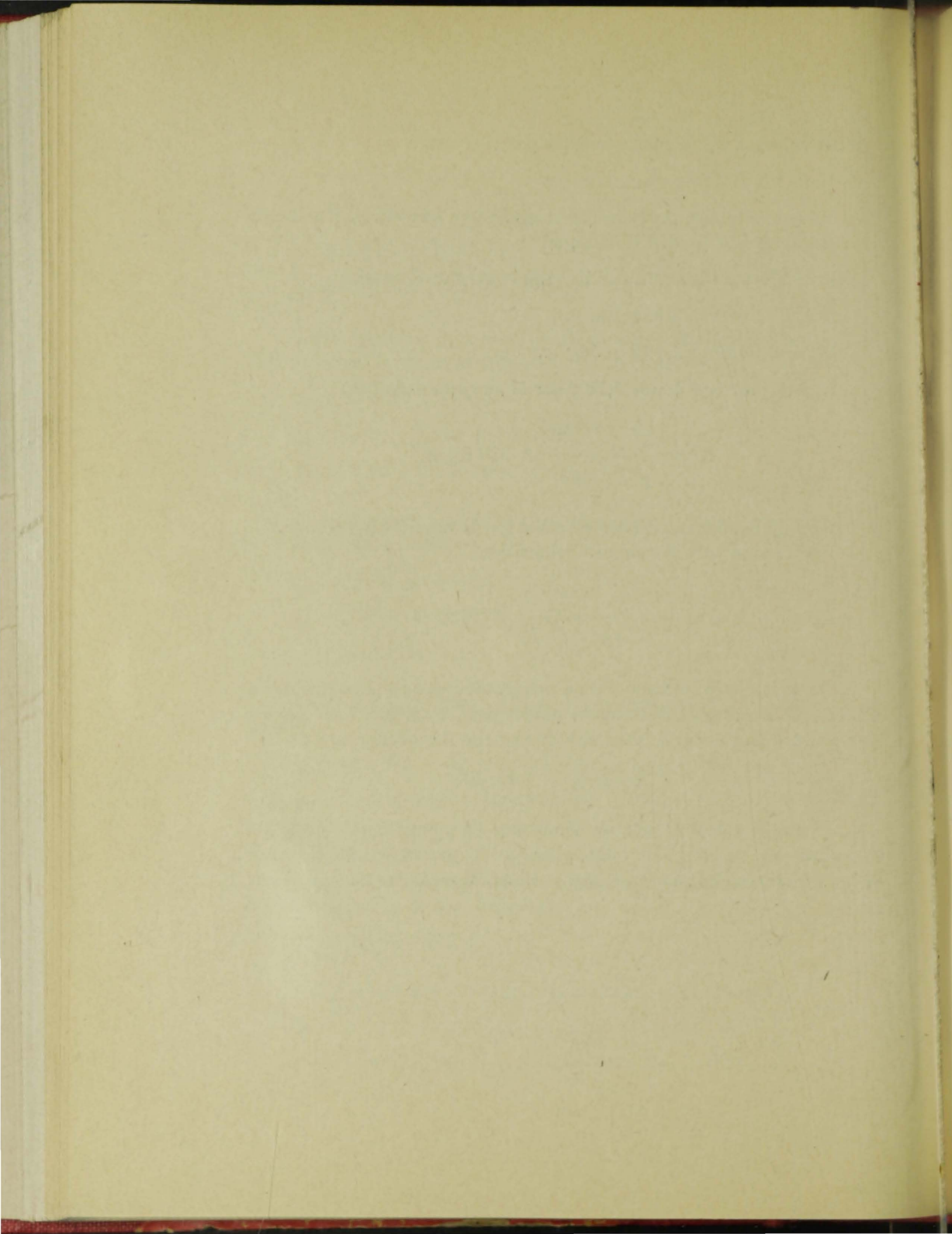
$$V = 14.7 \frac{160}{160 - 120} = 59 \text{ cu. ft.}$$

Sin embargo es necesario dar un margen de seguridad a este volumen debido a la inseguridad de los datos usados para su cálculo. Este margen de seguridad será de 50% y así el volumen real del secador será de:

$$120 \text{ cu. ft.} = 3.43 \text{ m}^3$$

El aire se calentará por un cambiador de temperatura colocado a la entrada del secador. El calor necesario lo proporcionará el vapor de la caldera y la circulación del aire se efectuará mediante un ventilador.





## CAPITULO V

### ESTUDIO ECONOMICO

Para efectuar el estudio económico de la instalación de la planta anteriormente descrita lo dividiremos en las siguientes partes:

- a) Costo del equipo y del edificio,
- b) Costos de la materia prima,
- c) Costos de operación,
- d) Costos de energía,
- e) Gastos fijos,
- f) Costos generales e imprevistos,
- g) Estudio económico.

#### a) Costo del equipo y del edificio

1 molino con separador de aire	\$	9,000.00
1 horno vertical para calcinar el caolín		5,000.00
1 pulsómetro con capacidad de 226 lts.		400.00
1 compresora con motor de 3 HP.		3,800.00
1 tanque de reacción con capacidad de 3,000 litros con agitador y accesorios		9,000.00
2 tanques de asentamiento con capacidad de 10,000 lts.		3,000.00
1 filtro prensa		7,500.00
1 bomba para el filtro con motor de $\frac{1}{4}$ HP.		300.00
		<hr/>
A la vuelta	\$	38,000.00



De la vuelta . . . . .	\$	38,000.00
1 evaporador abierto . . . . .		12,000.00
1 caldera de vapor de 30 HP. . . . .		8,000.00
4 tanques de cristalización de 1,000 lts. c/u. . . . .		1,000.00
1 secador con motor, cambiador y ventilador . . . . .		10,000.00
1 motor de 10 HP. . . . .		900.00
2 motores de 3 HP. . . . .		950.00
1 tanque para almacenar agua de 10,000 lts . . . . .		800.00
Tubería de fierro de 2, 1, 3/4 de pulgada, con conexiones . . . . .		200.00
Equipo de laboratorio . . . . .		2,500.00
		<hr/>
Costo del equipo . . . . .	\$	74,350.00
10% del costo del equipo por concepto de instalación. . . . .	\$	7,450.00
Terreno 150 M <sup>2</sup> a \$20.00 M <sup>2</sup> . . . . .		3,000.00
100 M <sup>2</sup> de construcción a \$150.00 M <sup>2</sup> . . . . .		15,000.00
		<hr/>
Total . . . . .	\$	99,800.00

b) *Costo de la materia prima*

1,485 Kgs. de caolín de Comonfort, Gto . . . . .	\$	45.00
1,475 Kgs. de ácido sulfúrico comercial . . . . .		354.00
		<hr/>
Gasto total por día . . . . .	\$	399.00

c) *Gastos de operación*

1 Ingeniero Químico, \$1,500.00 al mes . . . . .	\$	18,000.00
1 Químico, \$1,000.00 al mes . . . . .		12,000.00
2 ayudantes, \$600.00 al mes . . . . .		14,400.00
6 obreros, \$200.00 al mes . . . . .		14,400.00
		<hr/>
Total . . . . .	\$	58,800.00

Suponiendo 300 días de trabajo al año el costo por día de trabajo será . . . . .	\$	196.00
--	----	--------

d) Costo de energía

2.040,000 Kgs. de vapor por año a \$0.004 Kgs. de vapor	\$	8,160.00
45,000 Kw. por año, a \$0.036 Kw./hr.		1,620.00
42,000 lts. de petróleo Pemex a \$0.055 lt.		2,330.00
Total	\$	12,110.00
Costo por día de trabajo	\$	37.00

El capital total será el invertido más el fluctuante, el cual consistirá en el capital necesario para cubrir el costo de la materia prima durante un mes y el costo de energía y de operación durante tres meses:

Capital invertido	\$	99,800.00
Materia prima, reserva durante un mes		12,000.00
Reserva para cubrir tres meses de costos de operación y energía		21,000.00
Capital total	\$	132,800.00

e) Gastos fijos

Seguros, el 1/2 % anual del capital invertido	\$	499.00
Impuestos, el 2.5 % anual del capital invertido		2,495.00
Mantenimiento y reparación, el 5 % anual del capital invertido		4,990.00

Amortización:

$$a = c \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1}$$

donde: c = capital invertido.

i = interés del capital (10%).

n = tiempo de amortización (10 años).

Substituyendo y efectuando operaciones, amortización		1,596.00
Total de gastos fijos por año	\$	9,580.00
Gastos fijos por día		32.00



f) *Costos generales e imprevistos*

Administración . . . . .	\$	15,000.00
Ventas . . . . .		30,000.00
Imprevistos . . . . .		10,000.00
		<hr/>
Total por año . . . . .	\$	55,000.00
Costos generales e imprevistos por día . . . . .		183.00
		<hr/>

g) *Estudio económico*

La capacidad de la planta es de 3 toneladas de sulfato de aluminio por día de 8 horas de trabajo; así tenemos:

Costo de la materia prima . . . . .	\$	399.00
Costo de operación . . . . .		196.00
Costo de energía . . . . .		37.00
Gastos fijos . . . . .		32.00
Costos generales e imprevistos . . . . .		183.00
		<hr/>
Total de costos por día . . . . .	\$	847.00
		<hr/>
Venta de 3 toneladas de sulfato de aluminio por día . . . . .	\$	960.00
Ganancias por día . . . . .		113.00
		<hr/>
GANANCIAS ANUALES . . . . .	\$	33,900.00
		<hr/>

## CAPITULO VI

### CONCLUSIONES

Basándose en los resultados obtenidos en el Estudio Económico y tomando en cuenta que por el alto impuesto aduanal que tiene el sulfato de aluminio, sumado al costo de arrastre de los Estados Unidos a la ciudad de México, el precio que éste alcanza cuando es importado es una cifra superior al precio que se le ha dado en dicho Estudio Económico, concluimos que es conveniente el estudio y la realización del presente proyecto, ya que además de las ventajas económicas que representa, el aumento en la producción local tendería a bajar los precios del producto ahora elevado por los gastos de importación.





## BIBLIOGRAFIA

1. W. BADGER.—*Elements of Chemical Engineering*. McGraw Hill (1936).
2. J. EDWARDS.—*The Aluminum Industry*. McGraw Hill (1930).
3. K. LEWIS and RADASH.—*Industrial Stiochometry*. McGraw Hill (1926).
4. R. OROZCO.—*El caolín en México*.
5. H. PERRY.—*Chemical Engineer's Handboock*. McGraw Hill (1941).
6. E. RIGEL.—*Chemical Machinery*. Reinhold (1944).
7. W. SCOTT.—*Standard Methods of Chemical Analysis*. D. van Nostrand (1939).
8. THORPE.—*Enciclopedia Química Industrial*. Labor (1919).
9. ULLMAN.—*Enciclopedia Química Industrial*. Gili (1941).
10. H. WALKER.—*Principles of Chemical Engineering*. McGraw Hill (1937).

## REVISTAS

11. *Der Papier Fabrikant*.—VON DR. THEODORE EDER, Helf - 7 - 1940.
12. *Cement and Lime Manufacture*.—Revista mensual inglesa de la casa Concrete Publications, Ltd.
13. *Industrial and Engineering Chemical* (Ind. Ed.). Publication American Chem. Soc. Easton, Penn. U. S. E. (1933, 1940).
14. *Alums and Aluminum Sulfate*.—Information circular, Dep. of the Interior, United States Bureau of mines (1936).
15. *Chemical and Metallurgical Engineering*.—(1921 - 1934).



