

ESTUDIO DE UN PROCESO PARA LA
OBTENCION DE LICOR DE BISULFITO DE
MAGNESIO, A PARTIR DE ROCA DOLOMITICA

TESIS PROFESIONAL

MANUEL BARREDA NUÑEZ DE CACERES

INSTITUTO MEXICANO DE INVESTIGACIONES TECNOLOGICAS, A. C.



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.

ESTUDIO DE UN PROCESO PARA LA OBTENCION DE
LICOR DE BISULFITO DE MAGNESIO A PARTIR DE
ROCA DOLOMITICA

Tesis

que presenta para su examen profesional de

INGENIERO QUIMICO

MANUEL BARREDA NUÑEZ DE CACERES

ante la

ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

INSTITUTO MEXICANO DE INVESTIGACIONES
TECNOLOGICAS, A. C.

Sección de Química Mineral y Metalúrgica

México, D. F.

1962.

ESTUDIO DE UN PROCESO PARA LA OBTENCION DE
LICOR DE BISULFITO DE MAGNESIO A PARTIR DE
ROCA DOLOMITICA

Tesis

que presenta para su examen profesional de

INGENIERO QUIMICO

MANUEL BARREDA NUÑEZ DE CACERES

ante la

ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

INSTITUTO MEXICANO DE INVESTIGACIONES
TECNOLOGICAS, A. C.

Sección de Química Mineral y Metalúrgica

México, D. F.

1962.

CONTENIDO.

- I. - INTRODUCCION.
 - II. - GENERALIDADES.
 - III. - DESCRIPCION DEL PROCESO.
 - IV. - TRABAJO EXPERIMENTAL.
 - V. - CALCULO Y SELECCION DEL EQUIPO.
 - VI. - CONCLUSIONES.
 - VII. - BIBLIOGRAFIA.
- APENDICES.

I. - INTRODUCCION.

En Chiapas en donde existe una gran zona de bosques que pueden ser utilizados para la manufactura de papel, se encuentra un gran yacimiento de dolomita, que puede servir de materia prima para la elaboración del licor de bisulfito de magnesio.

Este trabajo tiene como objeto, el estudio de un proceso para la obtención de licor de bisulfito de magnesio con un bajo contenido de calcio, utilizando la dolomita de los yacimientos que se encuentran en Chiapas. La primera parte del proceso estará destinada a la obtención de magnesio, con un bajo contenido de calcio, y la segurda parte a la elaboración del licor propiamente dicho, utilizando el magnesio separado.

II. - GENERALIDADES.

A. - PROCESO AL SULFITO.

La invención del proceso al sulfito, es acreditada a Benjamín Tilghman, químico americano quien patentó los resultados de sus experimentos en las fábricas de W. W. Harding & Sons en Manayunk Pennsylvania en 1866.

C. D. Ekman, un químico sueco, probablemente sin estar enterado de las patentes de Tilghman, estableció en Bergvik Suecia en 1874, la primera planta comercial de pulpa al sulfito, usando bisulfito de magnesio como licor de cocimiento. La planta estaba equipada con pequeños digestores rotatorios calentados indirectamente.

Al mismo tiempo, el químico alemán A. Mitscherlich, desarrolló un proceso utilizando digestores cilíndricos horizontales y estacionarios, siendo cocida la madera a baja temperatura y presión.

En Austria, Eugen Ritter y Carl Kellner, desarrollaron en 1878 un proceso en el cual el vapor era admitido directamente en el digestor, siendo el tiempo de cocimiento reducido considerablemente.

Estas fueron las principales modificaciones hechas a los procesos de Tilghman y Ekman.

El proceso al sulfito para la obtención de pulpa química, consiste esencialmente en el tratamiento de madera, que ha sido previamente descortezada y hecha astillas, con una solución de bisulfito de calcio, magnesio, amonio o sodio, que contienen un exceso de anhídrido sulfuroso, a presión y elevada temperatura.

Las condiciones de operación se seleccionan de tal manera que el licor actúe, formando compuestos solubles con todos los constituyentes de la madera, afectando lo menos posible a la celulosa.

La pulpa así obtenida, presenta un color obscuro, por lo que tiene que someterse a un tratamiento de blanqueo, siendo efectuado éste generalmente con hipoclorito y cloro. La pulpa blanqueada está compuesta prácticamente por material celulósico puro, siendo este aproximadamente un 45% del peso de madera preparada. Este porcentaje depende del proceso específicamente utilizado (2).

B. - PREPARACION DEL LICOR.

El licor de bisulfito es preparado, haciendo reaccionar anhídrido sulfuroso con una base, que puede ser un carbonato o un hidróxido de calcio, magnesio, amonio o sodio. El anhídrido sulfuroso se disuelve en el agua para formar una solución de ácido sulfuroso, la cual en presencia de alguna base, produce bisulfito cuando está presente un exceso de ácido. La cantidad en exceso de este ácido, depende de la temperatura de la solución y de la presión de anhídrido sulfuroso (2).

Las reacciones químicas que se efectúan en la producción del licor, son las siguientes:

1.- Formación del ácido sulfuroso:



2.- Formación del bisulfito: (si se emplea carbonato).



Si se emplea un óxido:



Estas reacciones se efectúan de manera semejante tratándose de las otras bases.

Cuando no hay un exceso de ácido sulfuroso, se forma únicamente el sulfito, por lo que siempre debe haber un exceso de anhídrido sulfuroso, para que se pueda formar el bisulfito (3).

En el licor de bisulfito se considera:

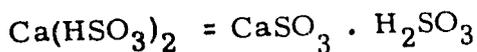
1.- Anhídrido sulfuroso total.- Es el anhídrido sulfuroso que es determinado por una titulación yodométrica.

2.- Anhídrido sulfuroso libre.- Que también se le denomina disponible debido a que indica el anhídrido sulfuroso en exceso de la cantidad necesaria para formar el sulfito.

Según lo anterior, en el licor de bisulfito, se puede

de considerar el ácido sulfuroso y el bisulfito propiamente dicho, de la siguiente manera:

H_2SO_3 , equivalente a anhídrido sulfuroso libre.



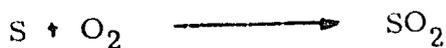
El anhídrido sulfuroso libre es determinado por una titulación con hidróxido de sodio.

3. - Anhídrido sulfuroso combinado. - Este se calcula determinando la diferencia entre el anhídrido sulfuroso total y el anhídrido sulfuroso libre. El anhídrido sulfuroso calculado de esta manera, representa el necesario para formar el sulfito y es comúnmente llamado anhídrido sulfuroso no disponible.

En la producción de licor de bisulfito, se emplean como materias primas: azufre o piritas para la obtención de anhídrido sulfuroso y un carbonato o un hidróxido para absorber el anhídrido sulfuroso.

Cuando se emplea azufre, éste es primeramente fundido: utilizando para hacer la fusión, serpentines con vapor generalmente a 50-60 lb/pulg² para obtener una temperatura de 250°F.

Durante la combustión del azufre se efectúa la siguiente reacción:



La combustión del azufre se lleva a cabo generalmente en una cámara de combustión rotatoria o bien en

quemadores en donde el azufre fundido es pulverizado por medio de boquillas. Este último medio es el más utilizado actualmente.

En cuanto al aire requerido para la combustión, se sabe que un volumen de oxígeno, se combina con el azufre para producir un volumen de anhídrido sulfuroso, siendo por lo tanto teóricamente posible obtener un gas con 21% de anhídrido sulfuroso. Esto no se realiza en la práctica, debido en primer lugar a que se suministra aire en exceso para asegurar una buena combustión y en segundo lugar a que parte del anhídrido sulfuroso es transformado a anhídrido sulfúrico.

Para obtener una máxima eficiencia, se debe mantener la combustión a una temperatura constante arriba de 1000°C y el exceso de aire, no deberá ser mayor del 10% (2).

Cuando se utilizan piritas, éstas son pulverizadas y alimentadas al tostador junto con el aire por medio de boquillas. El gas obtenido en la tostación de piritas, contiene de 11 a 12% de anhídrido sulfuroso (28).

Una nueva técnica es hacer la tostación de las piritas por medio de fluidización, con lo cual se obtiene una mayor eficiencia, conteniendo el gas producido de 14 a 15% de anhídrido sulfuroso (2).

Una vez quemado el azufre o las piritas, el gas es enfriado rápidamente, para evitar la conversión de anhídrido sulfuroso a anhídrido sulfúrico, la cual alcanza un máximo a 750°C (28).

Los sistemas de enfriamiento utilizados pueden

ser directos o indirectos. En los directos, se usan en friadores del tipo de boquillas o empacados, mientras que en los indirectos la tubería que conduce el gas puede estar sumergida en agua o bien ser enfriada con agua, rociada con esta última.

En los sistemas directos se utiliza poca cantidad de agua, pero tienen la desventaja de que se disuelve un poco de anhídrido sulfuroso.

Para la absorción del anhídrido sulfuroso, se emplean dos sistemas principalmente:

1. - Absorción en una lechada de hidróxidos.
2. - Absorción por medio de torres.

1. - En el sistema de absorción en lechada de hidróxidos, el anhídrido sulfuroso primero se disuelve en el agua para formar ácido sulfuroso, el cual reacciona inmediatamente con los hidróxidos para formar primeramente el sulfito; este último compuesto reacciona con más ácido sulfuroso para formar el bisulfito.

Los sistemas mejor conocidos son los de Stebbins, Burker y Burgess (38). En estos sistemas se emplean 3 o 4 tanques en serie, por donde pasan la lechada y el anhídrido sulfuroso en contracorriente. Los tanques forman una sola unidad, semejante a una torre que tuviera separaciones. En la parte inferior se puede tener una zona empacada por donde pasará el bisulfito ya disuelto.

2. - En el sistema de absorción por medio de torres, éstas están empacadas con el material con el cual va a ser absorbido el anhídrido sulfuroso, por ejemplo,

piedra caliza o dolomita siendo éste colocado en trozos dentro de la torre. Por la parte inferior entra el anhídrido sulfuroso y por la parte superior el agua, disolviéndose la roca formando el bisulfito. Generalmente se utilizan dos o más torres que operan a contracorriente.

C. - PROCESOS DE SEPARACION DEL CALCIO Y MAGNESIO DE LA DOLOMITA.

1. - Proceso del agua de mar.
 2. - Calcinación selectiva de la dolomita.
 3. - Proceso de ferrosilicón.
 4. - Proceso de carbonatación.
1. - Obtención a partir del agua de mar (17).

Esta es una de las fuentes más importantes en la obtención del óxido de magnesio.

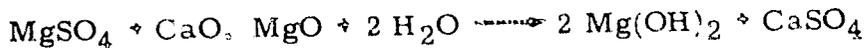
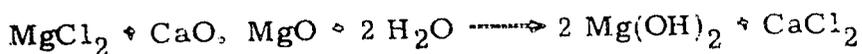
Dada la baja concentración de las sales de magnesio en el agua de mar, debe emplearse un equipo que maneje grandes volúmenes, por lo que el empleo de esta fuente resulta costoso cuando la planta es de gran capacidad. En adición, los siguientes factores tienen importancia en la viabilidad del proceso empleado.

- a). - Un medio barato para suavizar el agua.
- b). - La preparación de una lechada de hidróxido de calcio bastante pura, de una reactividad apropiada para mantener las características químicas y físicas constantes todo el tiempo.

c). - Un medio económico para remover el hidróxido de magnesio precipitado del gran volumen de agua.

d). - Un método económico para la purificación del precipitado.

En el proceso actualmente en uso, el hidróxido de magnesio es precipitado del agua de mar, por la adición de dolomita calcinada, según la siguiente reacción:



Debido a que el agua de mar contiene ciertas cantidades de bicarbonato de calcio, sílice e impurezas sólidas suspendidas, es necesario tratar previamente el agua que va a ser procesada. Este tratamiento, consiste en la precipitación de parte del magnesio total contenido en el agua con hidróxido de calcio. El carbonato de calcio, la sílice, el óxido férrico y otras impurezas, son ocluidas en el precipitado y removidas como lodos después de una sedimentación.

El agua clarificada, es tratada entonces con la cantidad necesaria de hidróxido de calcio para efectuar la precipitación, como hidróxido de magnesio residual.

Debido a que la concentración del magnesio en el agua de mar es muy baja, alrededor de 2,2 g de óxido de magnesio por litro, es necesario procesar grandes volúmenes de agua.

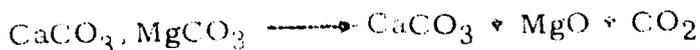
Para la concentración del precipitado se usan es "

pesadores Dorr o grandes tanques de asentamiento. Dependiendo de las condiciones de precipitación la concentración de la suspensión descargada en el fondo de los es pesadores, puede variar de 7 a 15% de hidróxido de magⁿnesio. Para remover las sales que acompañan a éste en la suspensión, se usa un sistema de lavado por decantación a contracorriente. El hidróxido de magnesio lavado, es concentrado, utilizando filtros rotatorios y se le so mete posteriormente a un secado o calcinado.

2. - Calcinaación selectiva de la dolomita.

En este proceso, se aprovecha la diferencia en las temperaturas de descomposición del carbonato de magⁿnesio y del carbonato de calcio. Se efectúa la calcinaación a una temperatura en donde únicamente se descomponga el carbonato de magnesio, quedando el carbonato de calcio prácticamente sin alterar.

La descomposición se efectúa según la siguiente reacción:



La temperatura a la cual se efectúa la reacción anterior está generalmente comprendida entre 750 y 850° C (10), dependiendo de la dolomita de que se trate.

La separación del óxido de magnesio del carbonato de calcio, puede hacerse algunas veces por medios neumáticos o mediante una suspensión en agua, para formar el hidróxido de magnesio, que se separa posteriormente por medio de un sistema de cribado (17).

3. - Proceso de ferrosilición.

En este proceso se obtiene el magnesio a partir de dolomita calcinada, por reducción del óxido de magnesio con ferrosilición. La reacción que se efectúa es la siguiente:



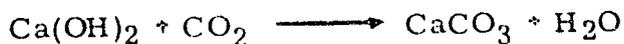
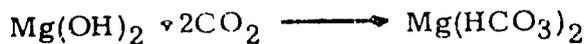
El magnesio así obtenido, es de una gran pureza.

Este proceso tiene la desventaja de emplear altas temperaturas y presiones reducidas, por lo cual deben usarse retortas de una aleación de acero, cromo y níquel.

4. - Proceso de carbonatación de la dolomita.

En este caso la dolomita es calcinada, obteniéndose se una mezcla de óxido de calcio y óxido de magnesio. Es tos óxidos son hidratados y sometidos a una carbonatación, la cual se hace a presión, siendo ésta aproximadamente de 5 atmósferas.

Las reacciones que se efectúan durante la carbonatación son las siguientes:



El bicarbonato de magnesio queda en solución mientras que el carbonato de calcio queda como precipitado. Estos compuestos se separan por medio de una decantación y filtración.

D. - PROCESOS ESTUDIADOS PARA LA OBTENCION DE BISULFITO DE MAGNESIO A PARTIR DE LA DOLOMITA.

1. - Obtención de licor por sulfitación directa de la dolomita cruda.
2. - Obtención de licor, por carbonatación o presión de la dolomita calcinada y sulfitación.
3. - Obtención de licor por carbonatación o presión atmosférica de la dolomita calcinada y sulfitación.

1. - Obtención de licor por sulfitación de la dolomita cruda.

En este proceso, la dolomita es triturada y molida para obtener un tamaño de partícula bastante fina, por ejemplo menos a 0.3 mm. esto se hace con el objeto de acelerar la sulfitación, ya que la dolomita cruda es poco reactiva. Con el material molido se hace una suspensión en agua, la cual es sulfitada directamente, bajo tales condiciones que tenga lugar la siguiente reacción:



como producto de esta sulfitación, se obtiene una solución de bisulfito de magnesio y un precipitado de sulfito de calcio. Esto se debe a la mayor solubilidad que presenta el bisulfito de magnesio, que al estar presente en una gran concentración en la solución, retarda la formación del bisulfito de calcio.

El sulfito de calcio es separado de la solución por

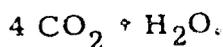
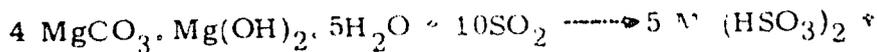
decantación y filtración.

2. - Obtención de licor por carbonatación a presión de la dolomita calcinada y sulfitación.

En este proceso el magnesio y el calcio son separados por medio de una carbonatación a presión, semejante a la descrita en la sección C de este mismo capítulo.

La solución de bicarbonato de magnesio obtenida es muy diluida para ser sulfitada directamente, por lo que tiene que hacerse una concentración. Esta se consigue sometiendo la solución a un calentamiento, para descomponer el bicarbonato de magnesio en carbonato básico de magnesio, el cual es insoluble.

Con el carbonato básico de magnesio así obtenido, se hace una suspensión, la cual es sulfitada directamente, obteniéndose así el licor de bisulfito de magnesio. La reacción que se efectúa es la siguiente:



3. - Obtención de licor por carbonatación a presión atmosférica de la dolomita calcinada y sulfitación.

Este proceso será descrito en el siguiente capítulo de una manera más amplia, por constituir en sí el tema de esta tesis.

III. - DESCRIPCION DEL PROCESO.

El proceso estudiado y que constituye el tema de esta tesis es como sigue:

La carbonatación de la suspensión en agua de dolomita calcinada, se efectúa en presencia de sulfato de calcio y a presión atmosférica.

Como productos de la carbonatación, se obtiene una solución compuesta de sulfato y bicarbonato de magnesio y un precipitado compuesto de carbonato de calcio, además del sulfato de calcio y carbonato de magnesio que no haya reaccionado.

La solución filtrada es calentada con los gases provenientes de la calcinación de la dolomita, para precipitar el carbonato básico de magnesio por descomposición del bicarbonato.

La solución restante, que contiene el sulfato de magnesio, es separada del carbonato básico de magnesio precipitado y tratada con una lechada de dolomita calcinada, para precipitar el hidróxido de magnesio, el cual junto con el carbonato básico de magnesio es sulfitado, obteniéndose una solución de bisulfito de magnesio. El sulfato de calcio que queda como precipitado, es recirculado para una nueva carbonatación.

Este proceso es muy semejante al proceso de carbonatación anteriormente descrito; difiriendo de éste únicamente, en que la carbonatación interviene además como reactivo el sulfato de calcio.

Las partes básicas que lo componen son:

A. - Calcinación de la dolomita.

B. - Carbonatación.

C. - Precipitación del carbonato básico de magnesio.

D. - Precipitación del hidróxido de magnesio.

E. - Sulfitación.

A. - CALCINACION DE LA DOLOMITA.

El carbonato de magnesio, en una atmósfera de anhídrido carbónico a 760 mm. de mercurio, se empieza a descomponer a 540°C , pero esta descomposición es muy lenta a esta temperatura. A su vez, el carbonato de calcio, en las mismas condiciones, se descompone arriba de 890°C . En la figura No. 1, se encuentran graficadas las temperaturas de descomposición del carbonato de magnesio y del carbonato de calcio contra la presión del anhídrido carbónico.

En la práctica industrial se emplean temperaturas del orden de 1000°C para asegurar una calcinación total y más rápida de la dolomita.

Para lograr una buena extracción del magnesio du

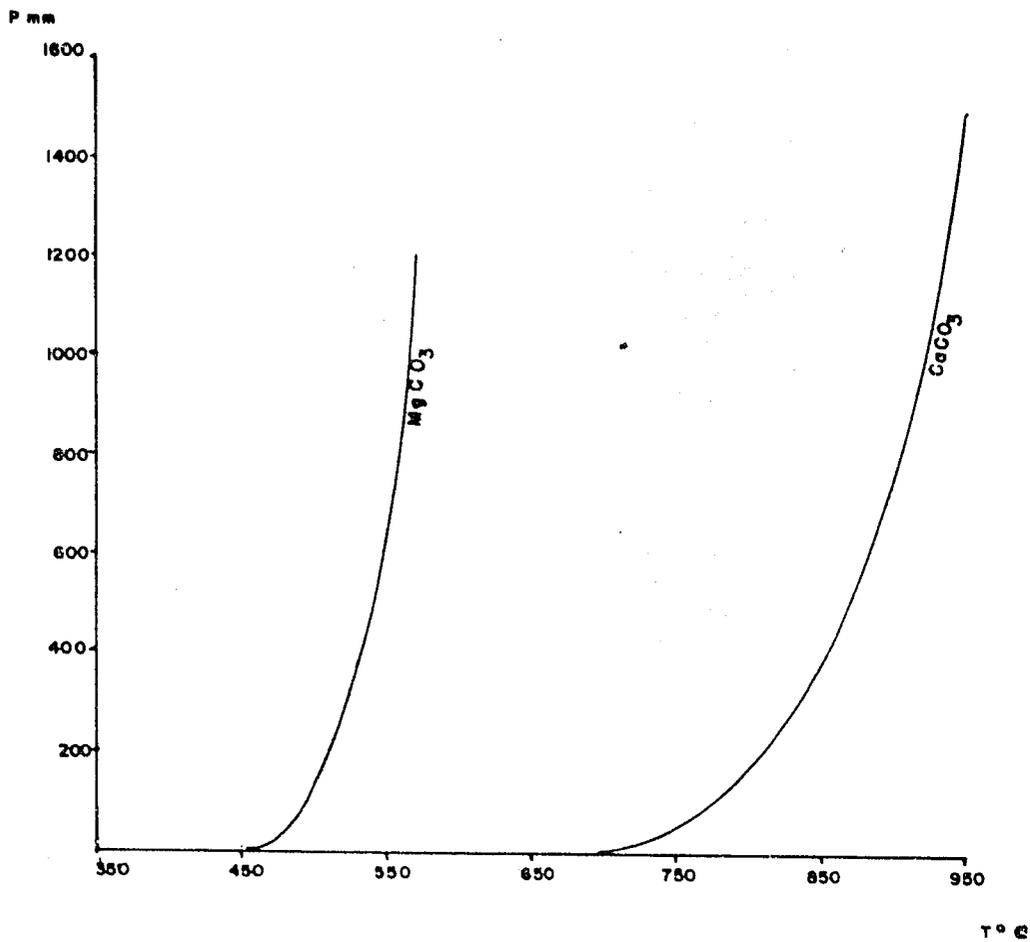
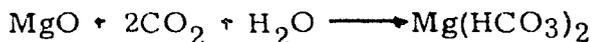


Fig. no. 1 Descomposición térmica de carbonato de calcio y carbonato de magnesio

rante la carbonatación, es necesario que la calcinación haya sido total. Esta tiene la desventaja de que todo el óxido de calcio tiene que ser recarbonatado.

B. - CARBONATACION.

Durante la carbonatación de una suspensión de do lomita calcinada, el óxido de magnesio pasa a solución como bicarbonato de magnesio:



esta reacción se lleva a cabo en dos pasos:



Por otra parte, el óxido de calcio permanece como carbonato insoluble, ya que el producto de solubilidad del bicarbonato de calcio es bajo.

Generalmente, la carbonatación de los hidróxidos de calcio y magnesio se lleva a cabo a presión, puesto que la solubilidad del bicarbonato de magnesio, depende de la presión parcial del anhídrido carbónico (8).

En la Tabla No. 1 se dan valores de la solubilidad del bicarbonato de magnesio, expresada en gramos de óxido de magnesio por litro de solución a diferentes presiones parciales de anhídrido carbónico expresada en atmósferas.

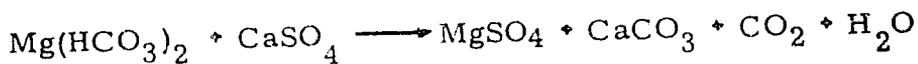
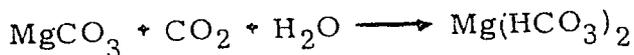
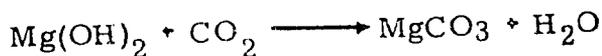
En el proceso estudiado, la carbonatación se hace en presencia de sulfato de calcio, teniendo esto como objeto formar un compuesto de magnesio más soluble y

TABLA No. 1

SOLUBILIDAD DEL BICARBONATO DE MAGNESIO A DIFERENTES PRESIONES PARCIALES DE ANHIDRIDO CARBONICO (8).

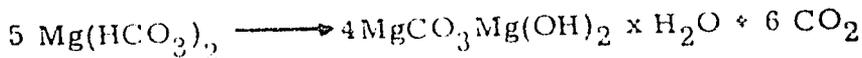
Presión anhídri- do carbó- nico. atm.	MgO g/l	Temp. °C	Presión anhídri- do carbó- nico. atm.	MgO g/l	Temp. °C
0.018	1.0	18	3.2	17.8	19.7
0.046	2.2	18	4.7	20.8	19
0.09	4.0	17	5.0	21.2	19
0.18	6.4	17	5.6	22.1	19.2
0.37	8.5	19	6.2	23.2	19.2
0.92	10.5	18	7.5	24.5	19.5
1.00	12.3	19.5	9.0	27.1	18.7
2.1	15.8	19.5	18-56	35.8	18

por lo tanto poder efectuar la carbonatación a presión atmosférica (21), obteniéndose una mayor extracción de magnesio. Las reacciones que se efectúan son las siguientes:



C. - PRECIPITACION DEL CARBONATO BASICO DE MAGNESIO.

El carbonato básico de magnesio, se puede obtener a partir de una solución de bicarbonato de magnesio, de acuerdo con la siguiente reacción:



esta descomposición se efectúa debido a que se disminuye la concentración del anhídrido carbónico, la reacción indicada se desplaza hacia la derecha.

La concentración del anhídrido carbónico en la solución se puede disminuir, bajando la presión del sistema o elevando la temperatura. Lo primero puede hacerse por ejemplo, mediante aereación, con lo cual se consigue bajar la presión parcial del anhídrido carbónico; esta aereación se puede efectuar a temperatura ambiente, sólo que de esta manera la precipitación es bastante lenta (7). En el segundo caso, la solubilidad del

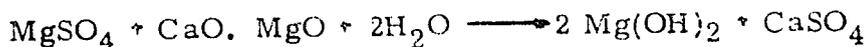
anhídrido carbónico se disminuye elevando la temperatura.

En la Tabla No. 2 se da una relación de la solubilidad del bicarbonato de magnesio, expresado como óxido de magnesio, en función de la temperatura y a una presión de 700 mm. de mercurio (8).

La precipitación del carbonato básico de magnesio, generalmente se lleva a cabo, sometiendo la solución de bicarbonato a un calentamiento entre 70 y 80°C.

D. - PRECIPITACION DEL HIDROXIDO DE MAGNESIO.

Para la precipitación del hidróxido de magnesio la solución de sulfato de magnesio es tratada con una lechada de dolomita calcinada, o sea que la reacción que se efectúa es la misma que la del proceso del agua de mar descrito en el capítulo anterior.



Esta reacción tiene como base la gran insolubilidad del hidróxido de magnesio, que es de 0.009 g/l de agua (12).

El precipitado obtenido en la práctica industrial es muy fino, y su tamaño de partícula es de un micrón (13), por lo cual presenta una gran superficie para reaccionar. Este precipitado es de tipo coloidal y por consiguiente de difícil concentración, ya que su velocidad de asentamiento es muy baja, teniéndose que utilizar asentadores de una gran superficie.

TABLA No. 2

RELACION DE LA SOLUBILIDAD DEL BICARBONATO DE MAGNESIO Y LA TEMPERATURA, A UNA PRESION DE 700 mm. DE HG. (8)

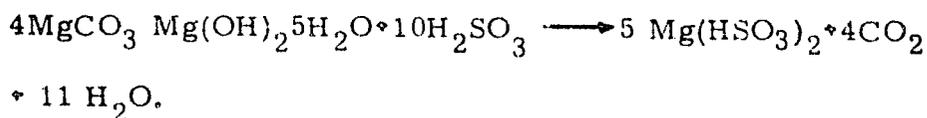
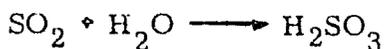
Tempe- ratura °C	MgO g/l	Tempe- ratura °C	MgO g/l
1.5	16.0	30.0	7.5
12.5	12.5	35.0	6.2
17.0	11.0	51.0	4.0
20.0	10.0	61.0	2.7
22.0	9.1	66.5	2.0
25.0	8.6	72.5	1.55
26.0	8.4	81.0	1.05
26.5	8.2	86.0	0.75
27.5	8.2	95.0	0.35

E. - SULFITACION.

En esta parte del proceso el hidróxido de magnesio, junto con el carbonato básico de magnesio precipitado, es tratado con un gas que tiene un contenido de anhídrido sulfuroso del orden de 17%.

Con el hidróxido y el carbonato se hace una suspensión en agua, en una proporción adecuada para obtener en la sulfitación un licor con la concentración requerida de bisulfito de magnesio.

Las reacciones que se efectúan son las siguientes:



En la tabla No. 3 se da una relación del sistema óxido de magnesio-anhídrido sulfuroso-agua y la presión (4).

TABLA No. 3

ANALISIS DE LA FASE LIQUIDA DEL SISTEMA OXIDO DE MAGNESIO-ANHIDRIDO SULFUROSO-AGUA, A DIFERENTES PRESIONES DE ANHIDRIDO SULFUROSO Y A 25°C.

Presión total mm de mercurio	SO ₂	SO ₂ libre g/100 g de agua	SO ₂ Combi- nado.	MgO
130.2	28.2	14.0	14.2	8.90
154.4	28.0	13.15	14.85	9.30
213.2	35.6	17.4	18.2	11.40
264.3	35.2	17.3	17.9	11.20
288.0	37.5	18.75	18.75	11.70
326.5	40.7	20.35	20.38	12.75
410.9	42.1	20.8	21.3	13.35
560.7	50.3	24.9	25.4	15.90
638.4	51.6	25.3	26.3	16.50
726.8	50.7	24.85	25.85	16.20
728.4	52.0	25.8	26.2	16.40

IV. - TRABAJO EXPERIMENTAL.

El trabajo experimental, incluyó únicamente aquellas partes del proceso de las cuales no se disponía de suficientes datos en la literatura.

Todas las pruebas efectuadas, se llevaron a cabo a nivel de laboratorio y fueron las siguientes:

- a). Carbonatación.
- b). Filtración.
- c). Sulfatación.

A. - CARBONATACION.

Las pruebas de carbonatación tuvieron como objeto determinar el tiempo requerido para efectuar la extracción del magnesio, utilizando diferentes relaciones sólido-líquido de la suspensión por carbonatar.

Para las pruebas de carbonatación se utilizó dolomita calcinada a 1000°C o sea, totalmente calcinado, con conteniendo 55% de óxido de calcio y 39% de óxido de magnenio. El sulfato de magnesio, tenía 78% de pureza.

El gas utilizado para efectuar la carbonatación fue anhídrido carbónico puro o una mezcla de anhídrido carbónico y aire.

Primero se efectuaron dos pruebas para determinar el efecto de la temperatura, una de las pruebas se realizó a 25°C y la otra a 35°C. Esta última se seleccionó teniendo en cuenta que durante la operación la temperatura no se eleva por lo general más de 10°C.

Se utilizó una suspensión con una relación sólido líquido de 1:20 estando la fase sólida compuesta por 48% de dolomita calcinada y 52% de sulfato de calcio. Se seleccionó esta proporción por ser con la que se obtuvo una mejor extracción de magnesio en pruebas preliminares realizadas con anterioridad.

En estas dos pruebas, se utilizó anhídrido carbónico puro, se trabajó con un gasto de gas de 1,5 l/ min, siendo éste alimentado por medio de un difusor.

La suspensión se mantuvo agitada constantemente para evitar sedimentación de los sólidos, y la temperatura se mantuvo constante mediante un baño de agua.

En cada una de las muestras tomadas, se analizó el contenido de magnesio, así como sulfatos y bicarbonatos. Para estos análisis, se utilizaron métodos volumétricos (24), (27).

Los valores obtenidos se presentan en las tablas 4 y 5, en donde el magnesio extraído está expresado como gramos de óxido de magnesio por litro. Estos resultados se encuentran asimismo graficados en las figuras Nos. 2 y 3.

En ambas pruebas se obtuvo el mismo rendimiento, efectuándose la carbonatación en el mismo tiempo. De lo anterior se desprende que la influencia de la temperatura dentro de los límites ensayados, es prácticamente nu-

la, afectando únicamente en las cantidades finales de sulfato y bicarbonato obtenidas, pues en la prueba a 35°C se obtuvo una mayor cantidad de magnesio como sulfato que en la prueba efectuada a 25°C , aun cuando la cantidad de magnesio extraída en ambos casos era la misma.

Posteriormente se hicieron dos pruebas, una con una relación sólido-líquido de 1:20 y otra con una relación de 1:10. En ambas se utilizó la misma proporción de dolomita calcinada y sulfato de calcio que en las pruebas anteriores.

El gas que se utilizó tenía 25% de anhídrido carbónico y 75% de aire, en volumen.

En este caso se trabajó con tres litros de solución y con un flujo de gas de 45 l/min.

En estas pruebas, no se mantuvo la temperatura constante.

En cada una de las muestras tomadas, se hicieron los mismos análisis que en las pruebas anteriores.

En las tablas Nos. 6 y 7 se dan los resultados obtenidos en estas carbonataciones, estando como en los casos anteriores, los resultados expresados como gramos de óxido de magnesio por litro.

En las dos pruebas anteriores, se obtuvieron resultados semejantes, ya que se logró el mismo porcentaje de extracción. En la segunda prueba se necesitó el doble del tiempo para efectuar la extracción, pero se tenía una concentración del doble.

TABLA No. 4

CARBONATACION DE CaO, MgO Y CaSO₄ CON CO₂ PU
RO A 25°C.

Tiempo min.	Mg total g MgO/l	MgSO ₄ * g MgO/l	Mg(HCO ₃)** g MgO/l	% Extrac ción
10	0	0	0	0
20	3.2	3.2	0	34.0
30	7.3	4.0	3.3	78.0
40	8.15	4.45	3.7	85.0
50	8.35	4.6	3.75	88.0
60	8.4	4.75	3.65	90.0
70	8.5	4.90	3.60	91.0
80	8.5	5.00	3.50	91.0
100	8.5	5.2	3.30	91.0
130	8.5	5.4	3.10	91.0

* Calculado .

** Por diferencia.

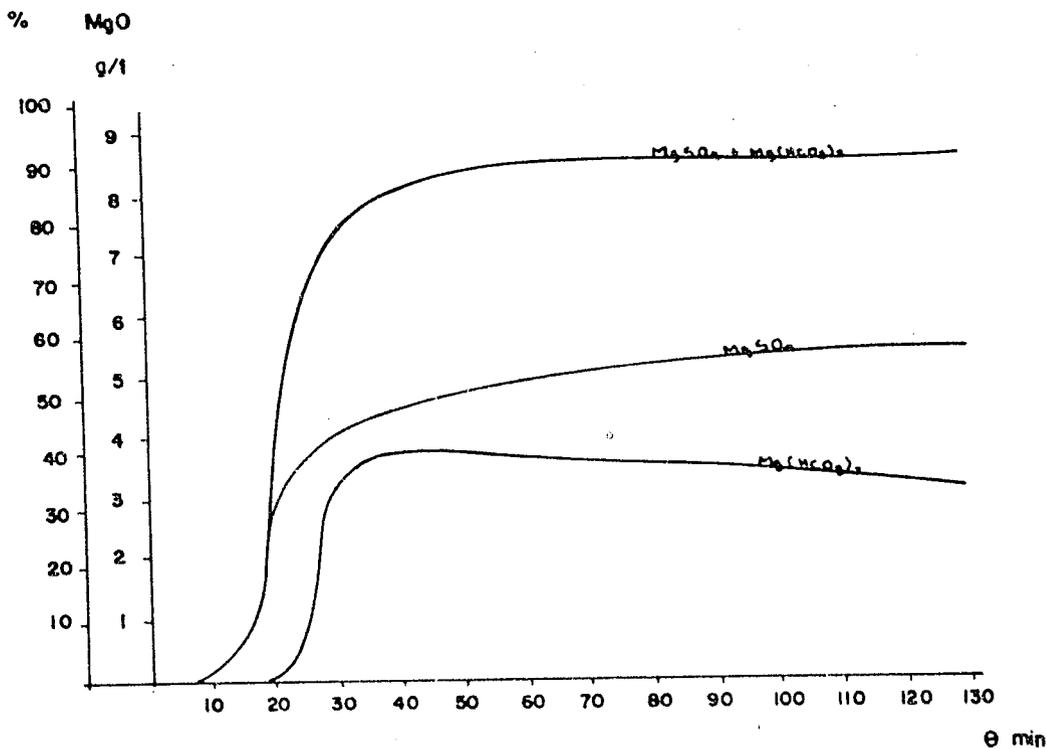


Fig. No 2 Cantidades en solución resultante de la carbonatación de $CaO \cdot MgO$ y $CaSO_4$ a $25^\circ C$, relación sólido-liquido de 1:20 y CO_2 puro

TABLA No. 5

CARBONATACION DE CaO, MgO Y CaSO₄ CON CO₂ PURO A 35 °C.

Tiempo min.	Mg total g MgO/l	MgSO ₄ g MgO/l	Mg(HCO ₃) ₂ g MgO/l	% Extrac- ción.
10	0	0	0	0
20	3.36	3.00	0.36	38.5
30	7.30	4.10	3.20	78.0
40	8.15	4.35	3.80	87.3
50	8.3	4.65	3.65	89.0
60	8.4	5.00	3.40	90.0
70	8.5	5.15	3.35	91.0
80	8.5	5.40	3.10	91.0
100	8.5	5.50	3.00	91.0
130	8.5	5.60	2.90	91.0

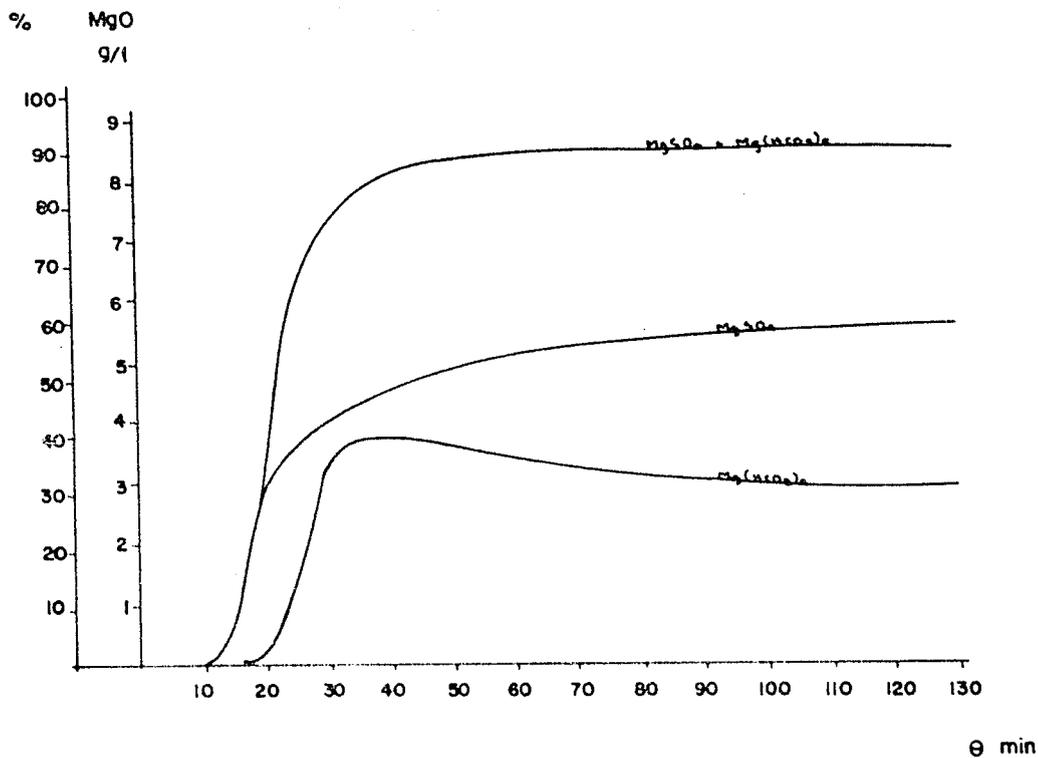


Fig. No. 3 Cantidades en solución resultante de la carbonatación de $CaO \cdot MgO$ y $CaSO_4$ a $35^\circ C$, relación sólido-liquido de 1:20 y CO_2 puro

TABLA No. 6

CARBONATACION DE CaO, MgO Y CaSO₄ CON UNA RELACION SOLIDO-LIQUIDO 1:20, UTILIZANDO UNA MEZCLA DE CO₂ Y AIRE 25% - 75%.

Tiempo min.	Mg total g MgO/l	MgSO ₄ g MgO/l	Mg (HCO ₃) ₂ g MgO/l	% Extracción.
10	0.08	0.08	0	0.85
20	0.20	0.20	0	2.15
30	2.45	2.45	0	26.20
40	4.58	4.30	0.28	49.00
50	6.45	5.2	1.25	69.00
60	7.6	5.50	2.1	81.00
70	8.25	5.55	2.70	88.00
80	8.50	5.60	2.90	91.00
100	8.50	5.60	2.90	91.00
130	8.50	5.60	2.90	91.00

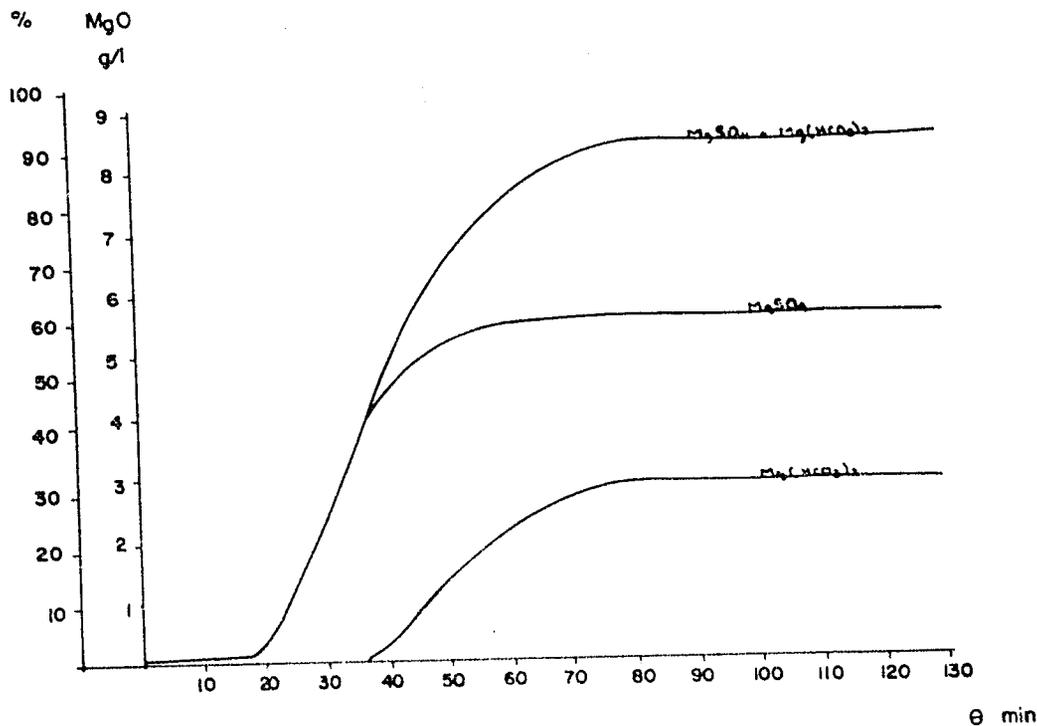


Fig. No. 4 Cantidades en solución resultante de la carbonatación de $CaO \cdot MgO$ y $CaSO_4$ con una relación sólido-líquido de 1:20 utilizando una mezcla de CO_2 y aire 25% y 75%

TABLA No. 7

CARBONATACION DE CaO, MgO Y CaSO₄ CON UNA RELACION SOLIDO LIQUIDO 1:10, UTILIZANDO UNA MEZCLA DE CO₂ Y AIRE 25%-75%.

Tiempo min.	Mg total g MgO/l	Mg SO ₄ g MgO/l	Mg (HCO ₃) ₂ g MgO/l	% Extrac- ción.
10	0.04	0.04	0	0.21
20	0.05	0.05	0	0.27
30	0.08	0.08	0	0.43
40	0.55	0.55	0	2.94
50	2.58	2.58	0	13.80
60	4.73	4.73	0	25.30
70	6.50	6.50	0	34.80
80	8.40	7.70	0.7	45.00
100	11.70	8.80	2.90	62.50
130	15.00	10.10	4.90	80.00
160	16.60	10.90	5.70	89.00
190	17.2	11.00	6.20	92.00

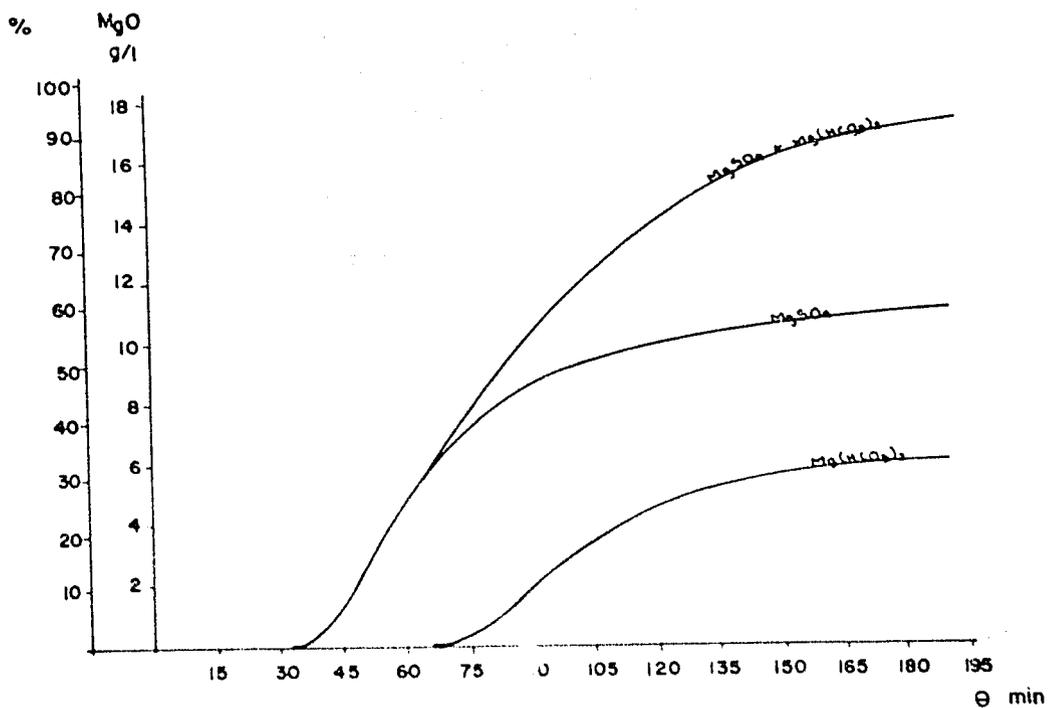


Fig No. 5 Cantidades en solución resultante de la carbonatación de CaO MgO y CaSO₄ con una relación sólido-líquido de 1:10 utilizando una mezcla de CO₂ y aire 25% y 75%

B. - PRUEBAS DE FILTRACION.

Estas pruebas tuvieron como objeto determinar las constantes de filtración para cada una de las suspensiones con que se trabajó. Los valores de presión indicados en las tablas corresponden a presión manométrica.

Basándonos en la siguiente ecuación:

$$\frac{P\Theta}{V/A} = \frac{r''v\mu V}{2A} + f\mu P^m \quad (33)$$

P = Presión r'' = Coeficiente de resistencia

Θ = Tiempo de filtración v = Volumen de la torta

V = Volumen de filtración μ = Viscosidad

A = Area de filtración f = Resistividad del medio filtrante.

m = Coeficiente de porosidad

$$\frac{\Theta}{V/A} = \frac{r''v\mu}{2P} + \frac{V}{A} \cdot \frac{P^m}{P} f\mu$$

haciendo:

$$Cv = \frac{r''v\mu}{2P}$$

$$b = \frac{P^m f\mu}{P}$$

se tiene:

$$\frac{\Theta}{V/A} = C_v \frac{V}{A} + b$$

Θ = Tiempo de filtración.

V = Volumen de filtrado.

A = Area de filtración.

C_v = Constante.

b = Constante.

Estas ecuaciones son aplicables a tortas incompresibles.

Para saber si la torta es incompresible, se toma la ecuación anterior, pero sin considerar la resistencia del medio filtrante se tiene:

$$\frac{\Theta}{V/A} = \frac{r'' v \mu}{2P} \frac{V}{A}$$

$$\frac{V^2}{\Theta} = \frac{2 A^2}{r'' v \mu} P = kP$$

o si al graficar V^2/Θ contra P resulta una línea recta, la torta es incompresible. Para este caso las constantes C_v y b se calculan, graficando $\Theta/V/A$ contra V/A , a presión constante, siendo C_v la pendiente y b la ordenada al origen.

Para hacer las pruebas de filtración, se utilizó un filtro prensa de laboratorio con un área filtrante de 48 cm^2 .

Para determinar si la torta era incompresible, se hicieron pruebas a diferentes presiones, midiendo el vo lumen de filtrado obtenido en un tiempo dado.

Para el cálculo de C_v y b , se hizo una prueba a la presión seleccionada para hacer la filtración y se determinó el volumen de filtrado a diferentes tiempos.

Las suspensiones con que se hicieron pruebas fue ron:

1. - Suspensión de carbonato de calcio.
2. - Suspensión de carbonato básico de magnesio.
3. - Suspensión de sulfato de calcio.

Los resultados de las pruebas de filtración están dados en las Tablas Nos. 8, 9, 10, 11, 12 y 13 encontrándose los datos de estas tablas graficados en las figu ras Nos. 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13 y 14.

Los valores de las constantes que se obtuvieron fueron los siguientes:

1. - Suspensión de carbonato de calcio:

$$C_v = 0.94 \text{ seg/cm}^2$$

$$b = 3.3 \text{ seg/cm}$$

2. - Suspensión de carbonato básico de magnesio :

$$C_v = 32.4 \text{ seg/cm}^2$$

$$b = 20 \text{ seg/cm}$$

3. - Suspensión de sulfato de calcio:

$$C_v = 3.28 \text{ seg/cm}^2$$

$$b = 5.7 \text{ seg/cm}$$

La torta de carbonato básico de magnesio es algo compresible, pero como se va a hacer la filtración en filtro de vacío, se puede considerar como incompresible.

C. - PRUEBAS DE SULFITACION.

La prueba de sulfitación efectuada tuvo como objeto determinar la cantidad de magnesio y anhídrido sulfuroso disueltos, así como la relación anhídrido sulfuroso a óxido de magnesio a diferentes pH.

Para efectuar esta prueba, se utilizó una suspensión de hidróxido de magnesio y para sulfitar un gas que contenía 17% de anhídrido sulfuroso.

La cantidad de hidróxido de magnesio en la suspensión fue la suficiente como para mantener siempre durante la sulfitación una fase sólida formada por sulfito de magnesio.

La suspensión se mantuvo agitada para evitar asentamiento y el gas fue inyectado por medio de un difusor. La temperatura se mantuvo constante 25°C.

A la solución de las muestras tomadas, se hicieron análisis de magnesio, anhídrido sulfuroso total, libre y combinado. Para el análisis del magnesio, se utilizó el mismo método empleado en las pruebas de carbonatación (27). Para el análisis del anhídrido sulfuroso, se utiliza -

TABLA No. 8

CALCULO DEL FACTOR V^2/Θ PARA CONSTRUIR LA GRAFICA V^2/Θ VsP, PARA DETERMINACION DE COMPRESIBILIDAD DE LA TORTA DE CARBONATO DE CALCIO.

P Kg/cm ²	Θ Seg.	V Cm ³	V^2/Θ Cm ⁶ /seg
1	30	110	403
2	30	154	790
3	30	178	1050
4	30	208	1450

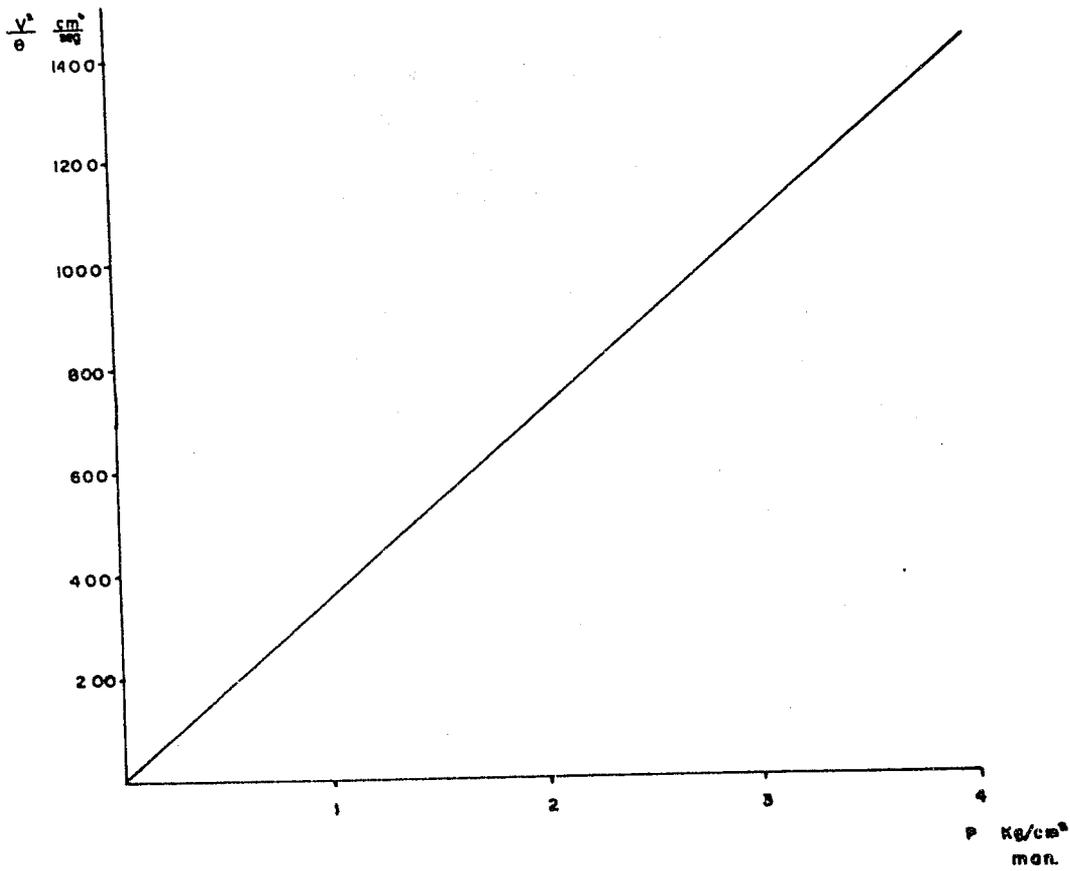


Fig no. 6 Determinación de compresibilidad de la torta de carbonato de calcio

TABLA No. 9

CALCULO DE LOS FACTORES V/A Y $\Theta/V/A$, PARA CONSTRUIR LA GRAFICA $\Theta/V/A$ VS V/A PARA DETERMINAR LAS CONSTANTES C_v Y b EN LA FILTRACION DE LA SUSPENSION DE CARBONATACION DE CALCIO.

V Cm^3	Θ Seg	V/A cm	$\frac{\Theta}{V/A}$ seg/cm
80	10	1.76	5.69
135	20	2.96	6.75
180	30	3.95	7.6
218	40	4.79	8.35
250	50	5.48	9.15

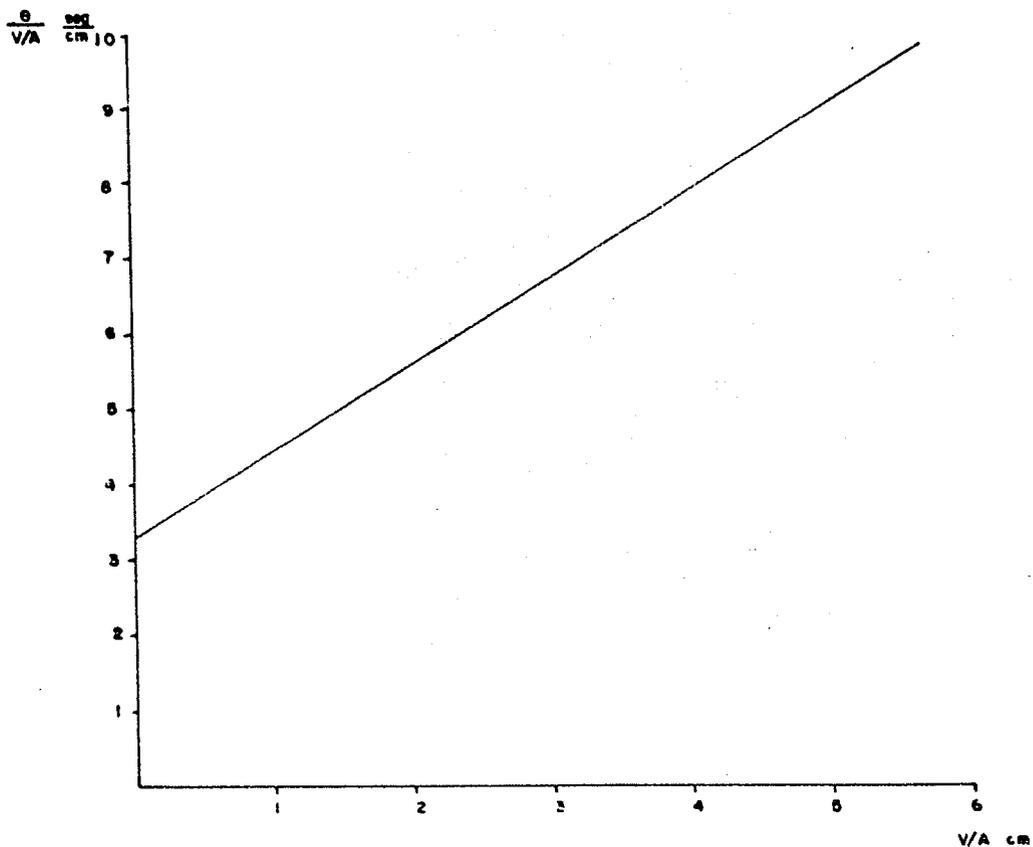


Fig. no. 7 Determinación de las constantes de filtración de la suspensión de carbonato de calcio a una presión de 3 Kg/cm² manométricas

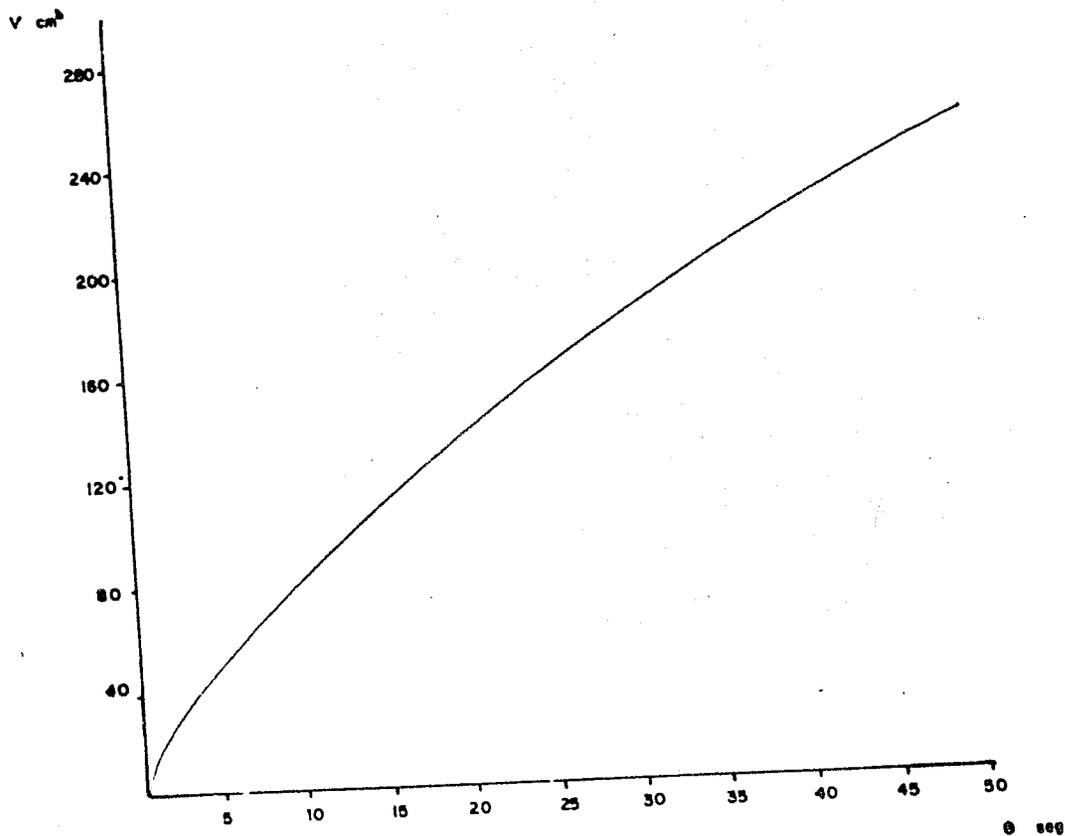


Fig. no. 8 Prueba de filtración de la suspensión de carbonato de calcio a una presión de 3 Kg/cm² manométricas

TABLA No. 10.

CALCULO DEL FACTOR V^2/Θ PARA CONSTRUIR LA -
 GRAFICA V^2/Θ VS P PARA DETERMINACION DE COM-
 PRESIBILIDAD DE LA TORTA DE CARBONATO BASI-
 CO DE MAGNESIO

P Kg/cm ²	Θ Seg.	Cm ²	V^2 / Θ cm ⁶ /seg
1	30	55	100
2	30	71	169
3	30	90	268

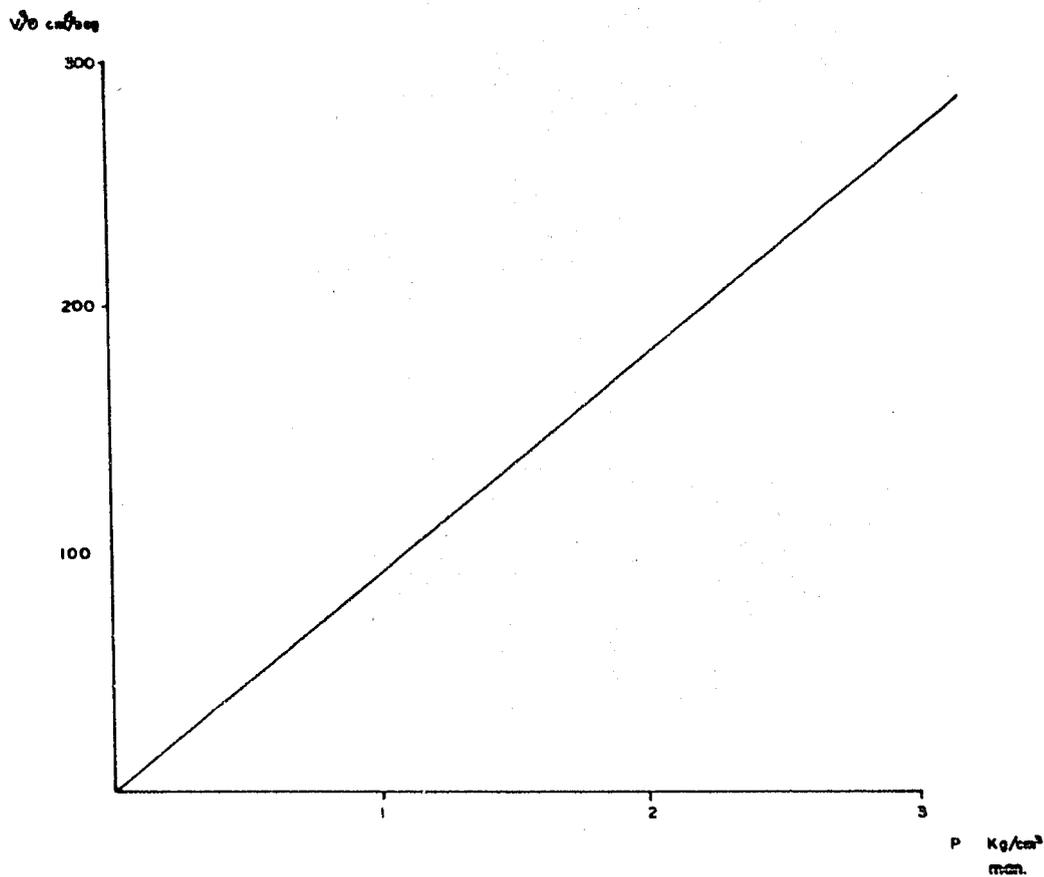


Fig. no 9. Determinación de compresibilidad de la torta de carbonato básico de magnesio

TABLA No. 11.

CALCULO DE LOS FACTORES V/A Y $\Theta/V/A$, PARA CONSTRUIR LA GRAFICA $\Theta/V/A$ Vs V/A PARA DETERMINAR LAS CONSTANTES C_v Y b EN LA FILTRACION DE LA SUSPENSION DE CARBONATO BASICO DE MAGNESIO.

P Kg/cm ²	Θ Seg	V/A Cm ³	$\frac{\Theta}{V/A}$ seg/cm
20	15	0.438	34.3
32	30	0.700	42.9
42	45	0.920	48.9
50	60	1.100	54.5
57	75	1.250	60.0
64	90	1.400	64.2
70	105	1.540	68.2
75	120	1.650	72.6
80	135	1.750	77.0
85	150	1.860	80.7

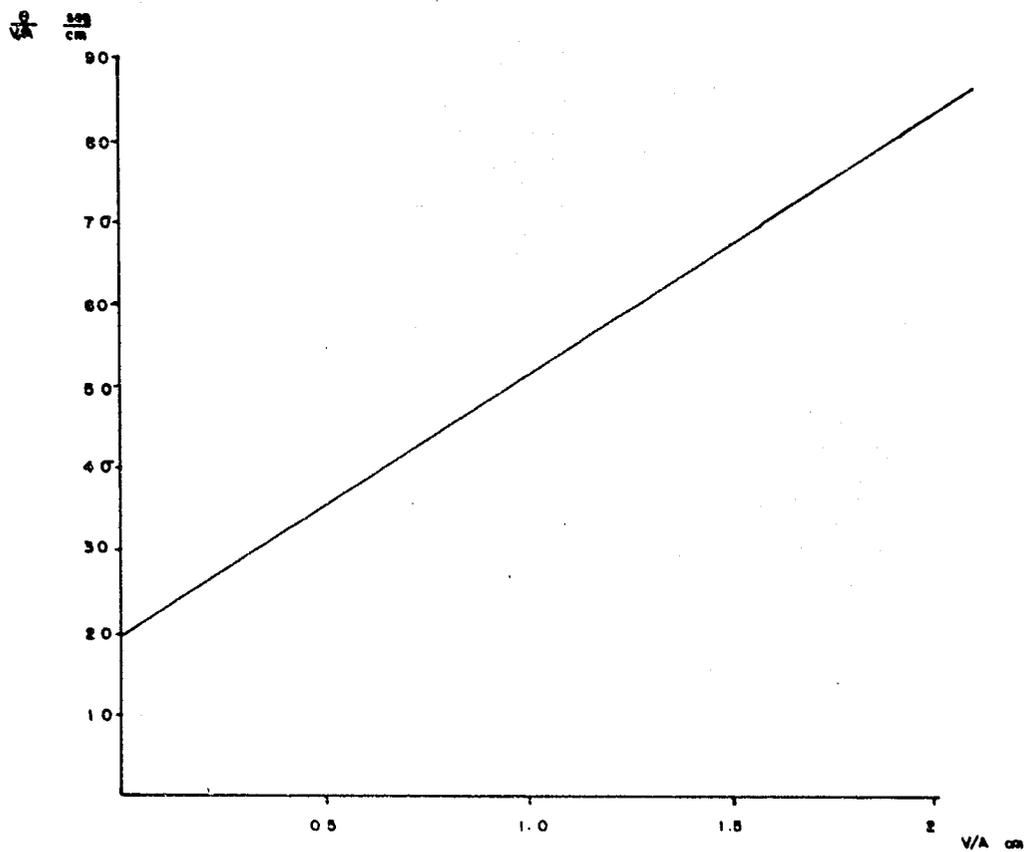


Fig. no. 10. Determinación de las constantes de filtración de la suspensión de carbonato básico de magnesio a una presión de 0.44 Kg/cm² manométricas

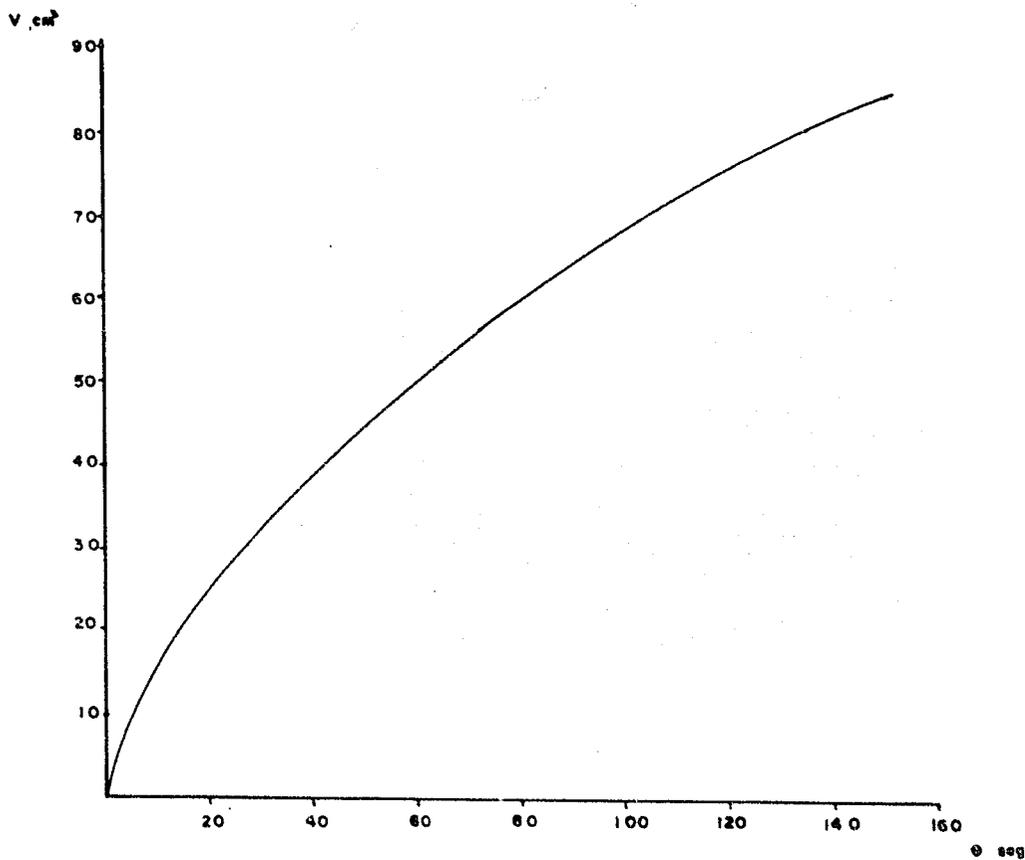


Fig. no. 11 Prueba de filtración de la suspensión de carbonato básico de magnesio a una presión de 0.44 Kg/cm^2 manométricas

TABLA No. 12.

CALCULO DEL FACTOR V^2/Θ PARA CONSTRUIR LA -
 GRAFICA V^2/Θ Vs P PARA DETERMINACION DE COM-
 PRESIBILIDAD DE LA TORTA DE SULFATO DE CALCIO

Kg/cm^2	Θ Seg	V Cm^3	V^2/Θ Cm^6/seg
1	30	84	235
2	30	128	545
3	30	150	750
4	30	169	950

\sqrt{V} cm³/seg

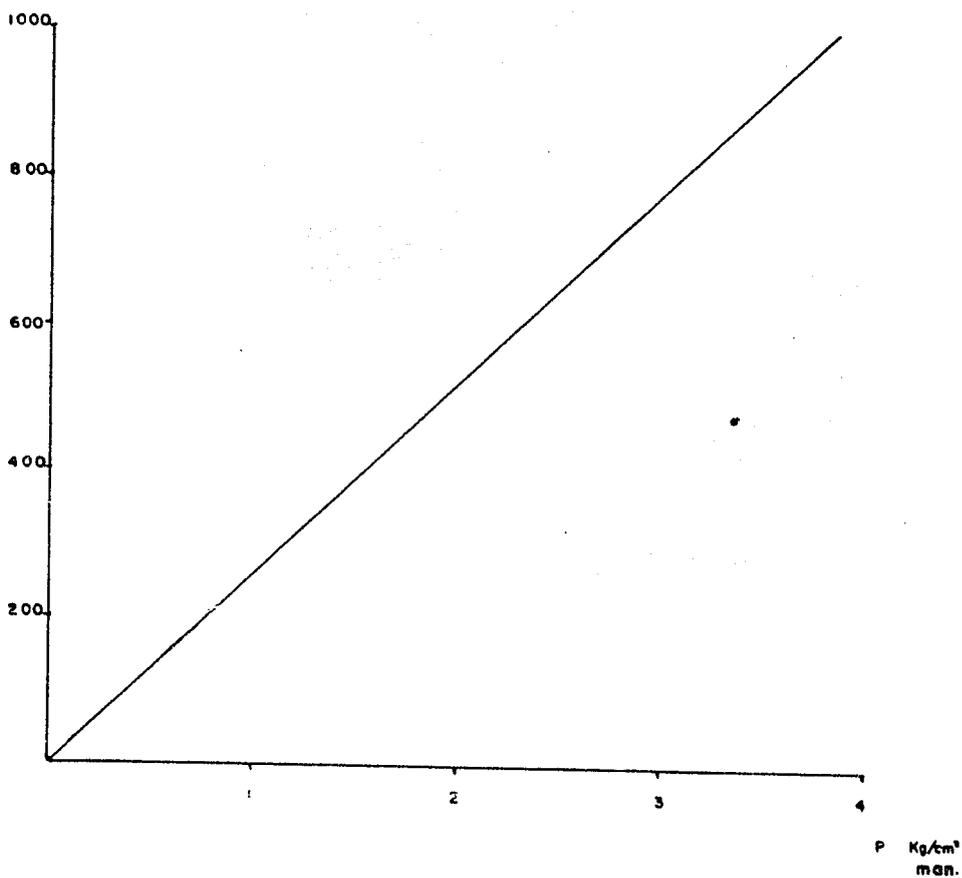


Fig. no. 12. Determinación de compresibilidad de la torta de sulfato de calcio.

TABLA No. 13.

CALCULO DE LOS FACTORES V/A Y $\Theta/V/A$, PARA CONSTRUIR LA GRAFICA $\Theta/V/A$ VS V/A PARA DETERMINAR LAS CONSTANTES C_v Y b EN LA FILTRACION DE LA SUSPENSION DE SULFATO DE CALCIO.

V Cm^3	Θ Seg.	V/A Cm.	$\frac{\Theta}{V/A}$ Seg/cm.
50	10	1.10	9.1
80	20	1.75	11.45
103	30	2.26	13.3
125	40	2.75	14.5
143	50	3.14	15.9
160	60	3.50	17.2
176	70	3.85	18.2
190	80	4.17	19.2
204	90	4.47	20.2

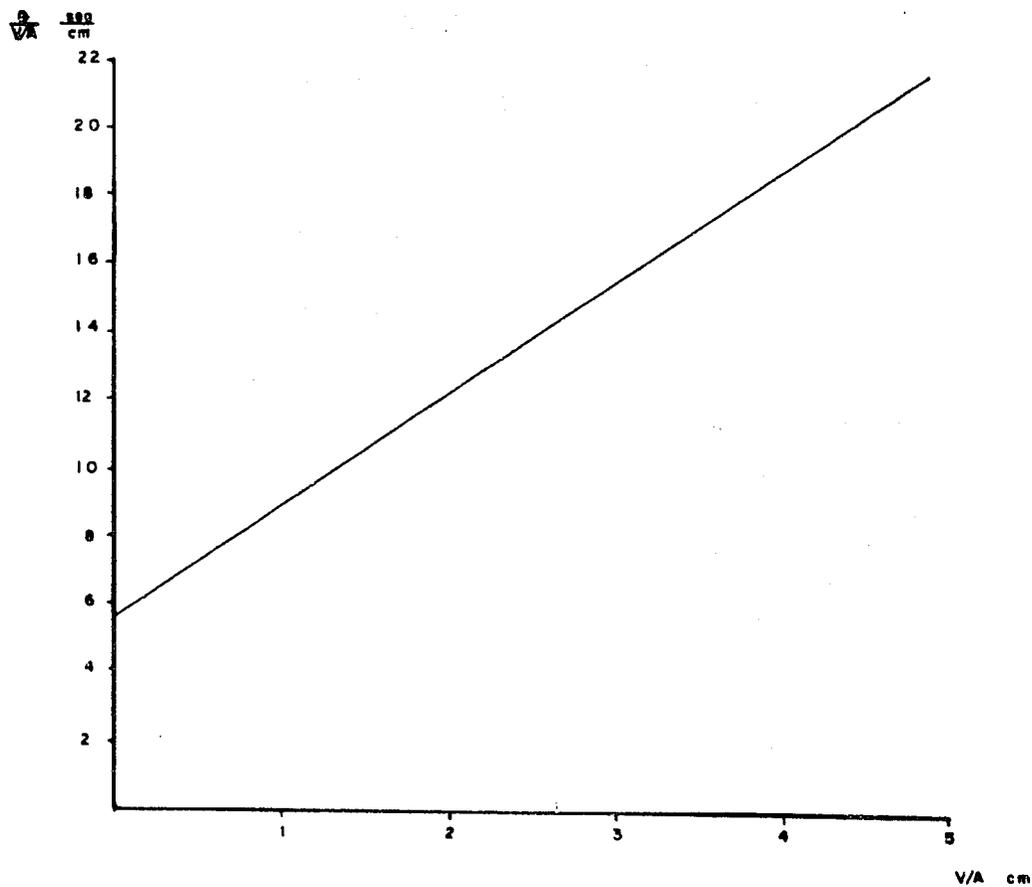


Fig no. 13 Determinación de las constantes de filtración de la suspensión de sulfato de calcio a una presión de 3 Kg/cm² manométricas

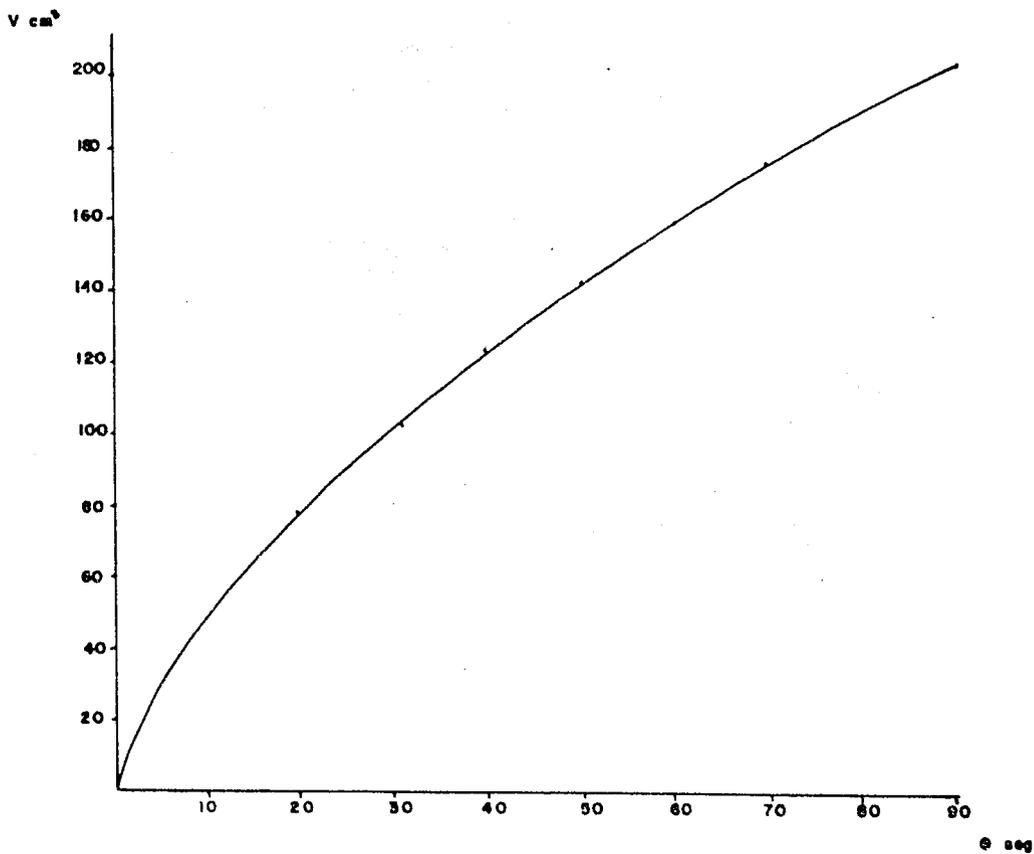


Fig. no. 14 Prueba de filtración de la suspensión de sulfato de calcio a una presión de 3 Kg/cm^2 manométricas

ron los métodos establecidos por la Tappi (29).

En la tabla No. 14 se encuentran expresados los resultados de esta prueba. Como en los casos anteriores, el magnesio está dado como gramos de óxido de magnesio por litro. Los datos de esta tabla, se encuentran graficados en las figuras 15, 16 y 17.

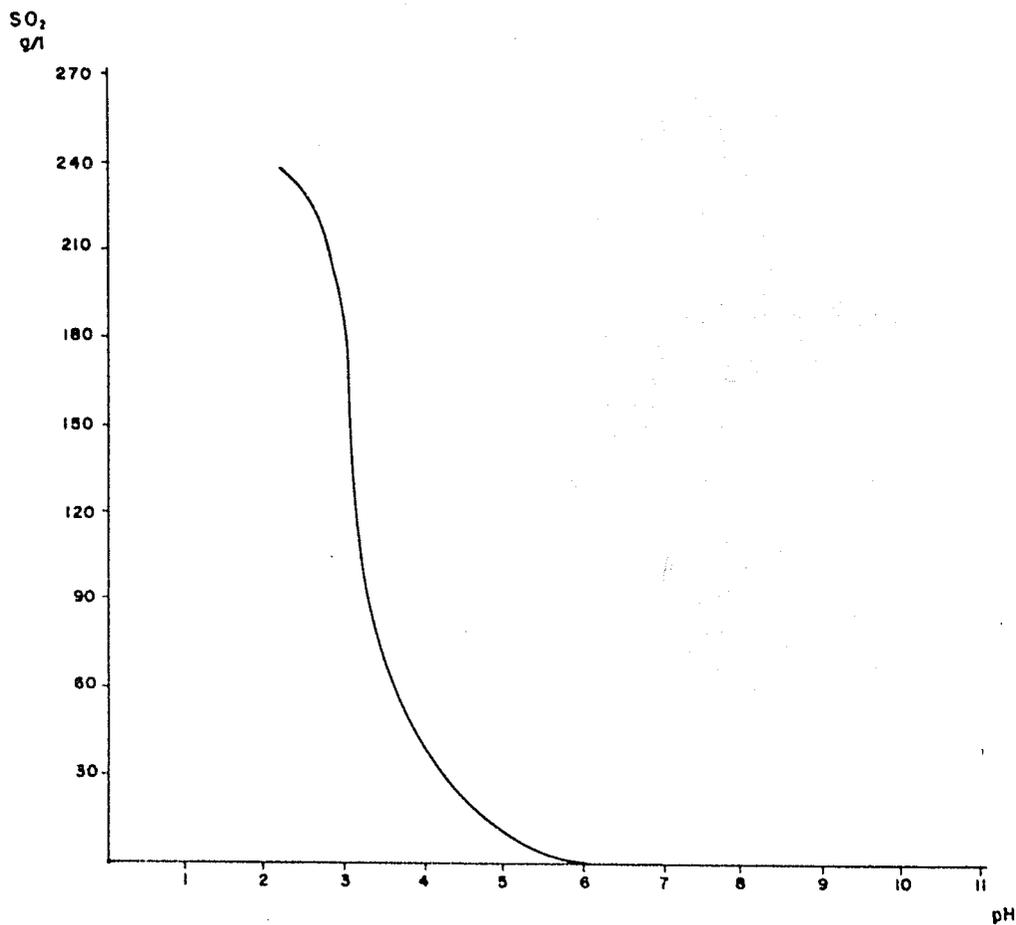


Fig. No 15 Contenido de SO₂ en la fase líquida del sistema MgO-SO₂-H₂O a diferentes pH, a una temperatura de 25°C y una presión parcial de SO₂ de 100 mm de Hg

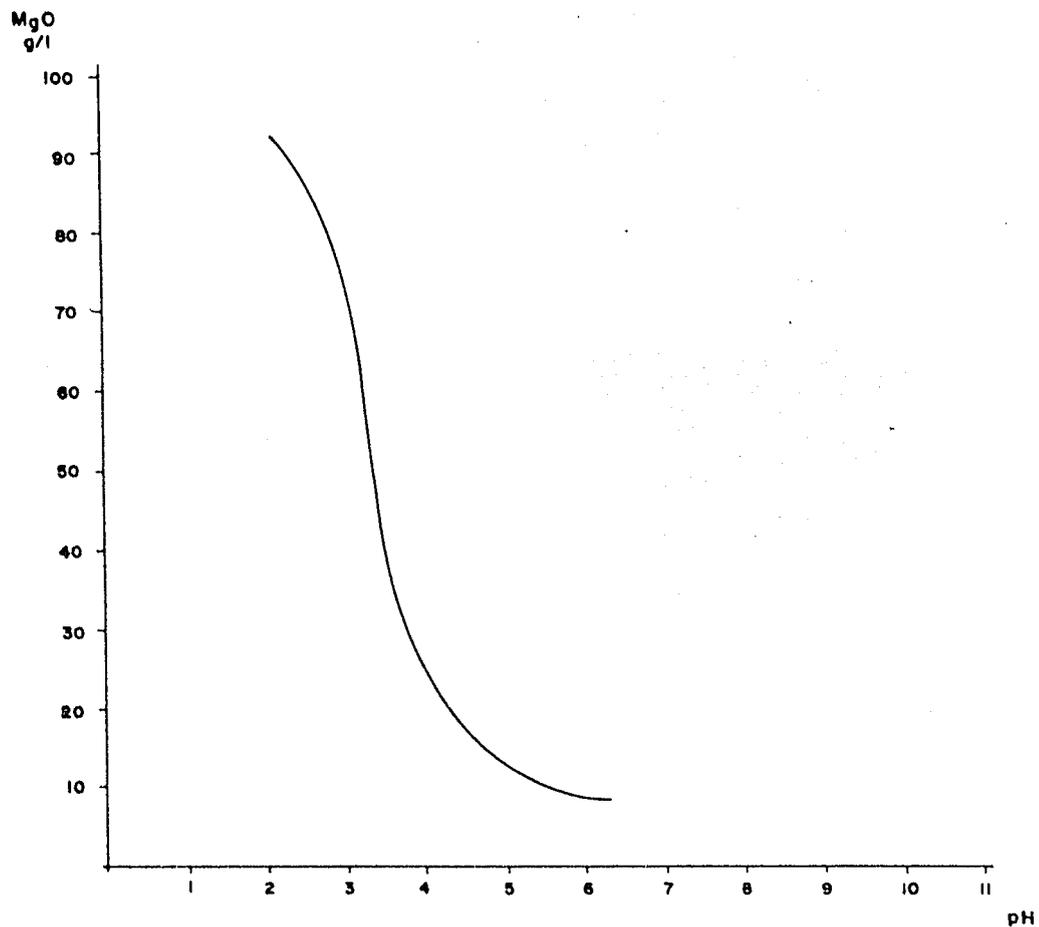


Fig. No. 16 Contenido de MgO en la fase líquida del sistema MgO-SO₂-H₂O a diferentes pH, a una temperatura de 25°C y una presión parcial de SO₂ de 100 mm de Hg

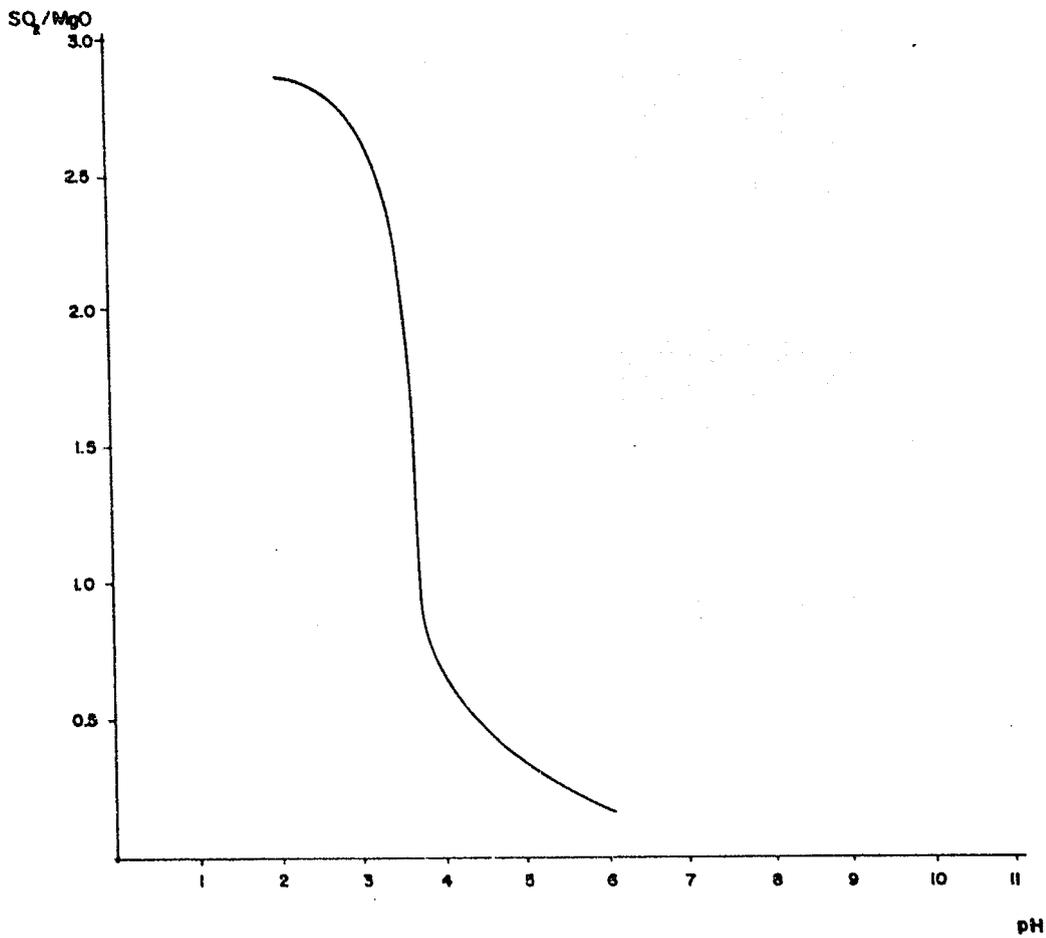


Fig. No 17 Variación de la relación SQ_2/MgO con el pH, en la fase líquida del sistema $MgO-SO_2-H_2O$, a $25^\circ C$ y una presión parcial de SO_2 de 100 mm de Hg

V. - EQUIPO.

A. - DIAGRAMA DE FLUJO.

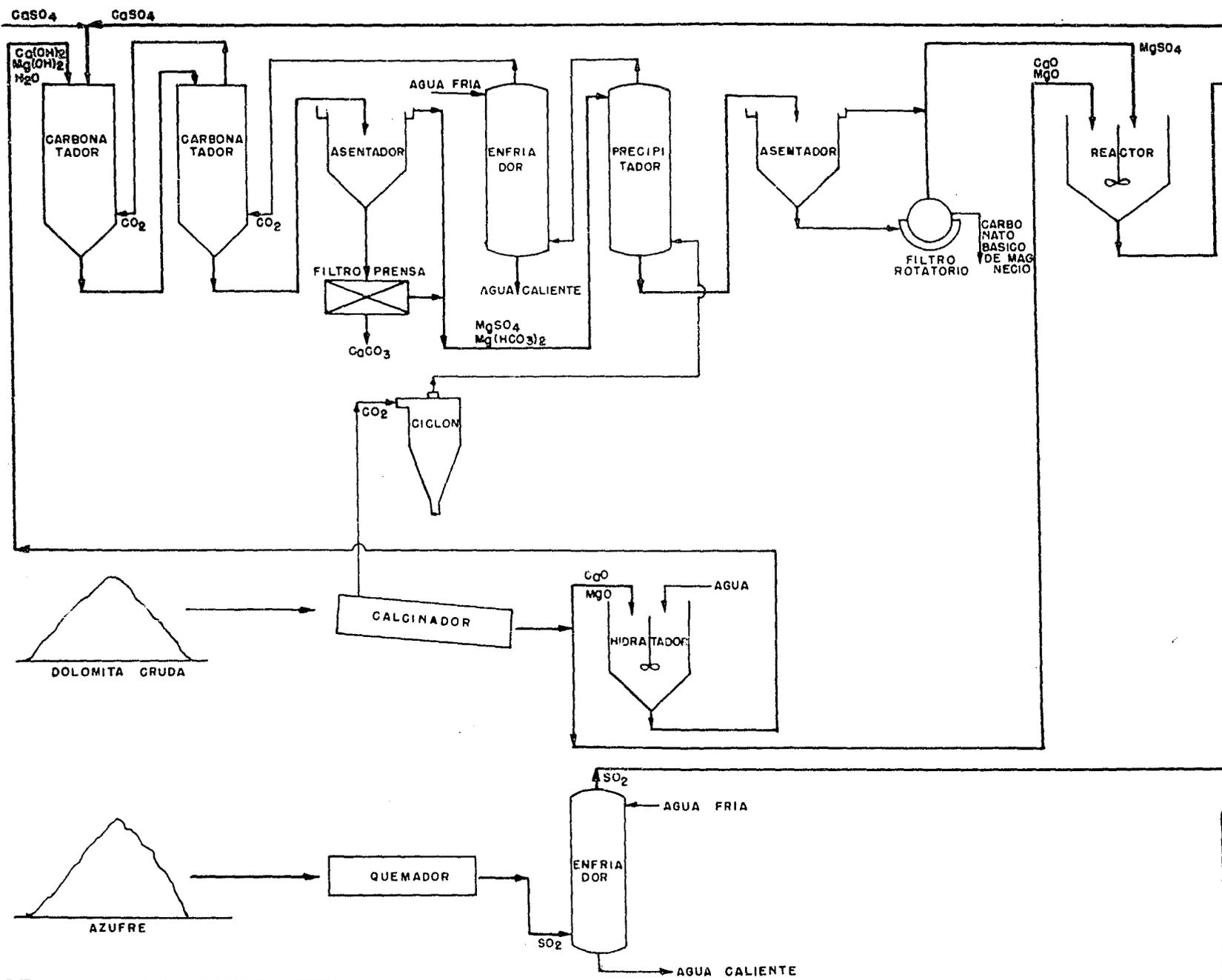
La dolomita cruda en estudio que tiene 53% de carbonato de calcio y 43.5% de carbonato de magnesio es triturada y calcinada. La calcinación se efectúa en un horno rotatorio. Como productos de la calcinación, se obtiene una mezcla de óxidos que contiene 55% de óxido de calcio y 39% de óxido de magnesio.

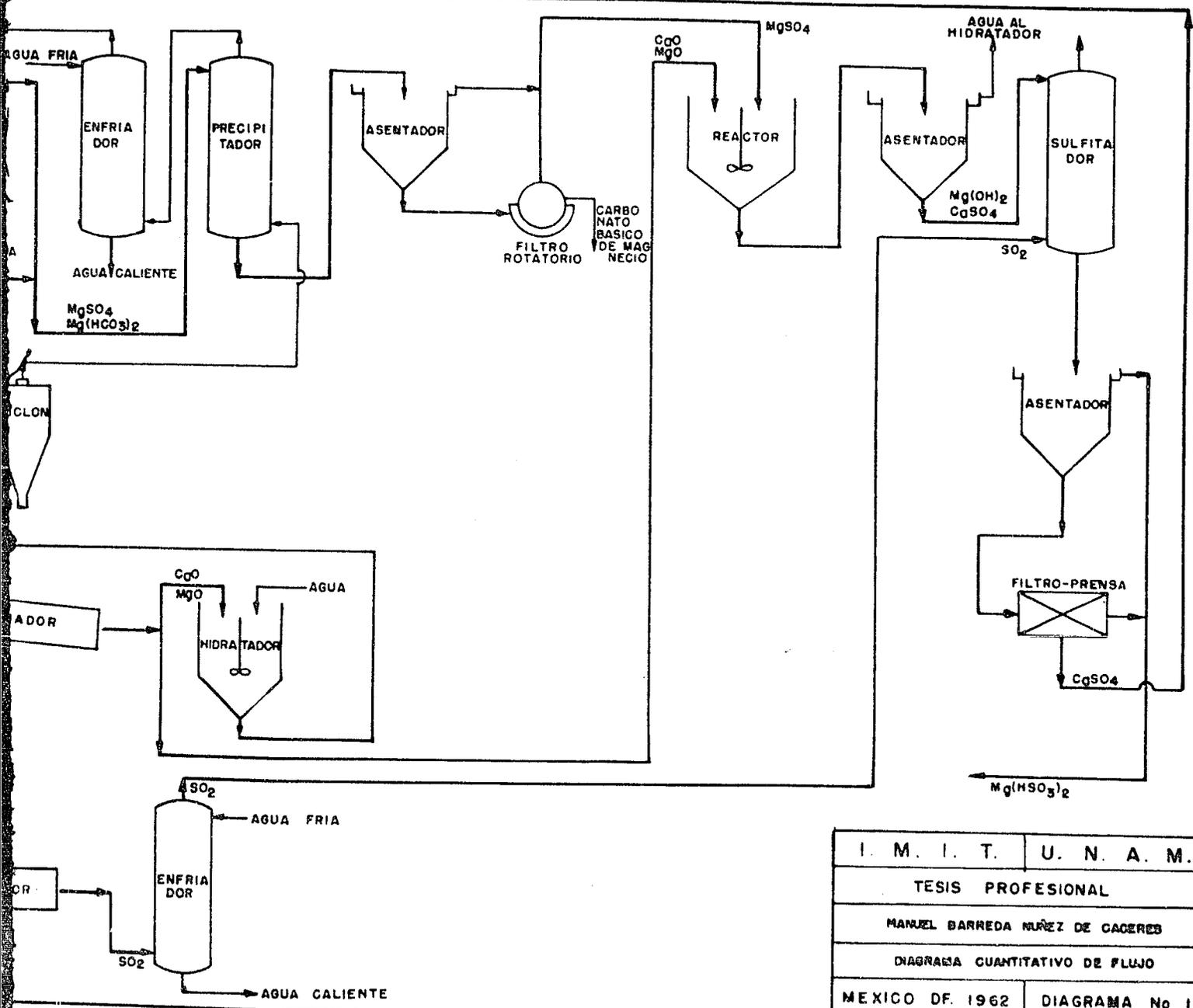
La parte de la dolomita que se va a carbonatar, es hidratada, llevándose a cabo esta operación en un tanque provisto de agitador mezclándose la dolomita calcinada y el sulfato de calcio.

Una vez hidratados los óxidos, la suspensión es pasada a los carbonatadores, siendo éstos dos reactores cilíndricos que trabajan en serie; los gases de carbonatación, se pasan a contracorriente con la suspensión.

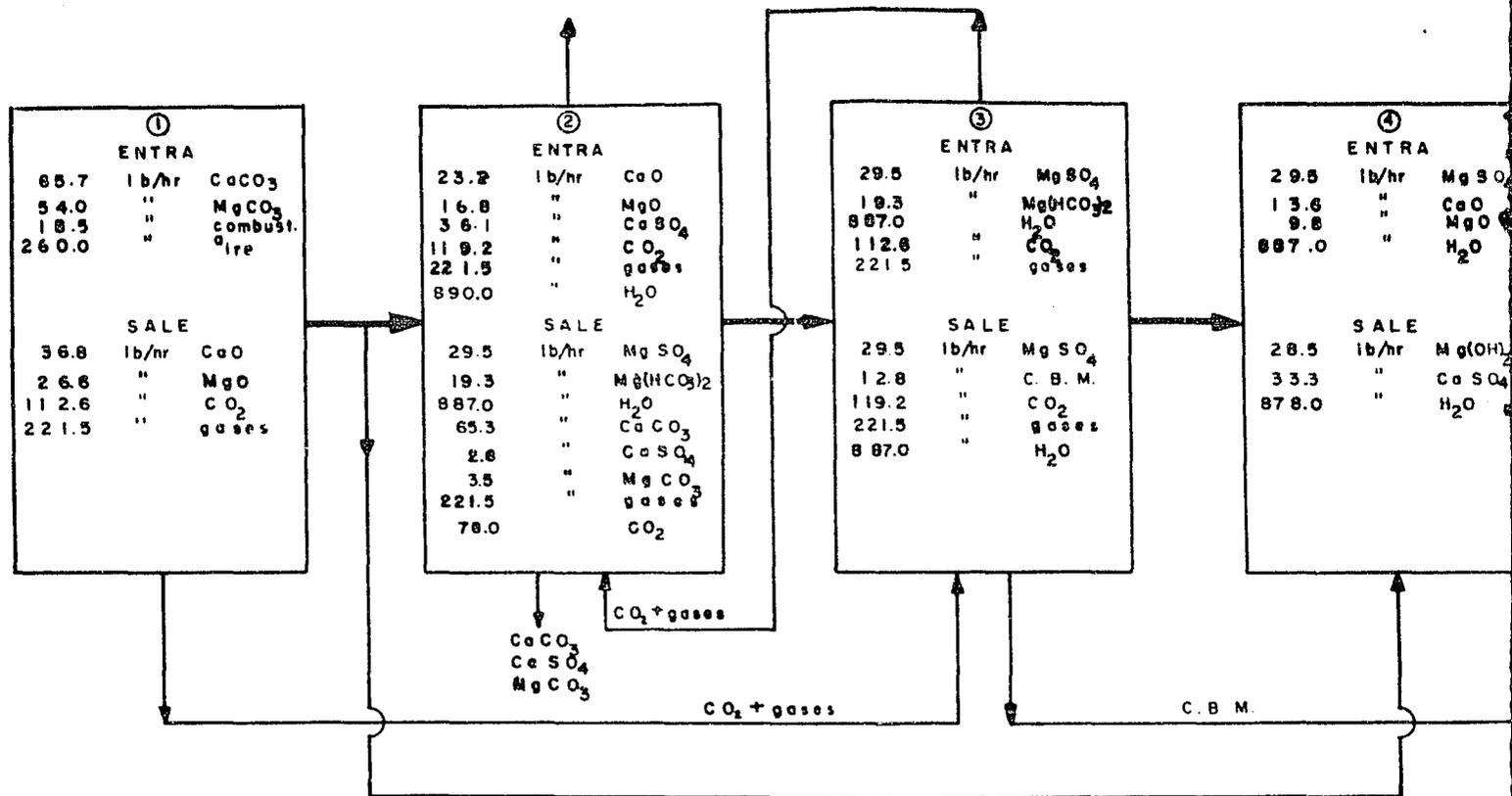
Los gases que se utilizan en la carbonatación, son los provenientes del horno de calcinación de la dolomita, mismos que están formados por los gases de combustión y anhídrido carbónico desprendido.

Después de la carbonatación, la suspensión obtendida, que está formada por una solución de sulfato y bicarbonato de magnesio y un precipitado de carbonato de calcio principalmente, es pasada a un asentador para con





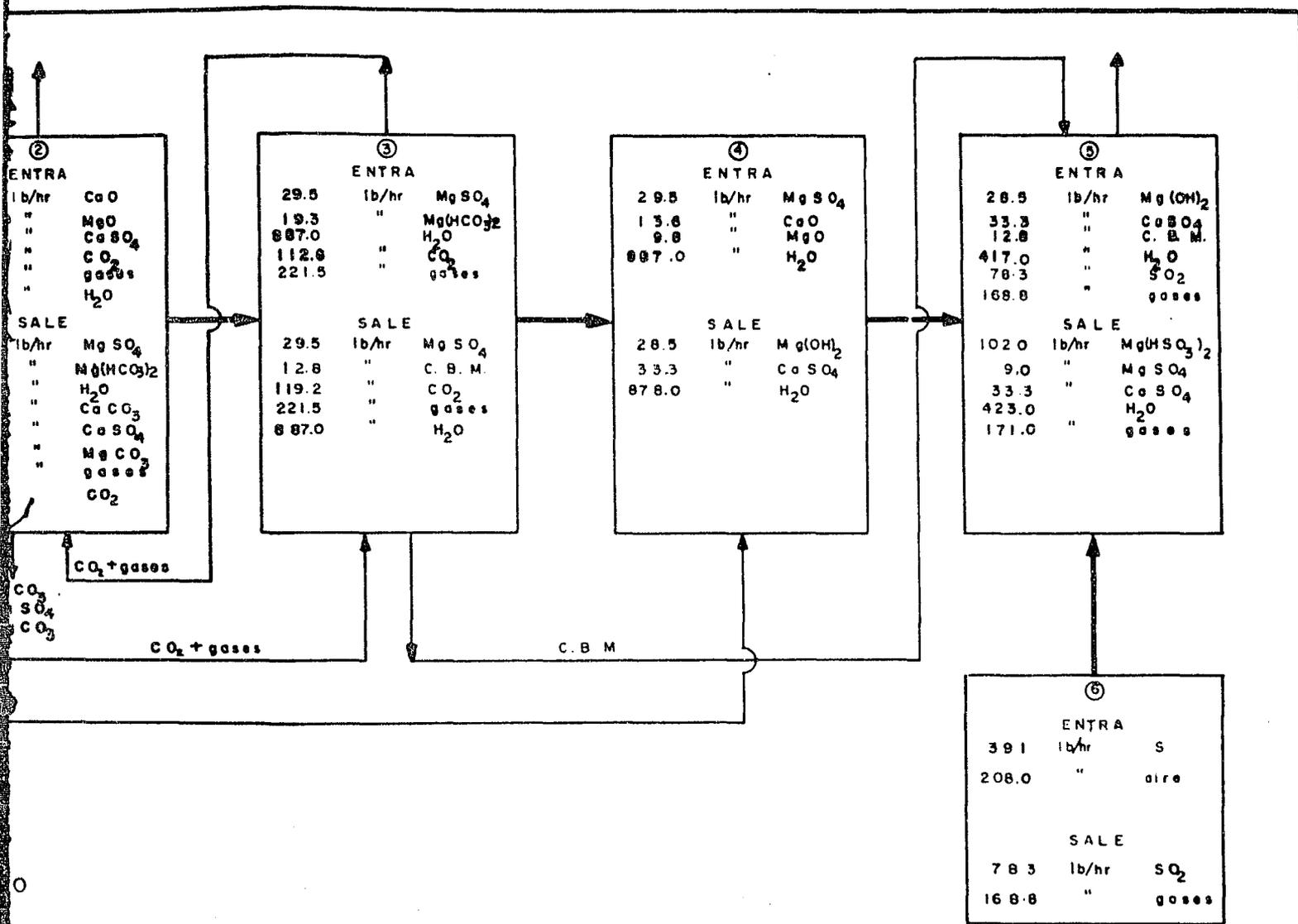
I. M. I. T.	U. N. A. M.
TESIS PROFESIONAL	
MANUEL BARREDA NÚÑEZ DE CACERES	
DIAGRAMA CUANTITATIVO DE FLUJO	
MEXICO DF. 1962	DIAGRAMA No 1



BASE 102 lb/hr DE BISULFITO

- ① CALCINACION DE LA DOLOMITA
- ② CARBONACION
- ③ PRECIPITACION DEL CARBONATO BASICO DE MAGNESIO
- ④ PRECIPITACION DEL HIDROXIDO DE MAGNESIO
- ⑤ SULFITACION
- ⑥ QUEMADO DE AZUFRE

C. B. M. $4 \text{ MgCO}_3 \cdot \text{Mg(OH)}_2 \cdot 5 \text{ H}_2\text{O}$



DE MAGNESIO
MAGNESIO

I. M. I. T.	U. N. A. M.
TESIS PROFESIONAL	
MANUEL BARBEDA NUÑEZ DE CACERES	
DIAGRAMA CUANTITATIVO DE FLUJOS	
MEXICO DE 1962	DIAGRAMA No. 2

Para la producción del anhídrido sulfuroso, se utiliza un quemador de tipo tubular, que quema azufre pulverizado. La pulverización del azufre, se efectúa en un molino de martillos. Debido a que la alimentación del azufre a un gasto de 300 gramos por minuto puede presentar problemas en cuanto a control, se debe pensar en la posibilidad de utilizar anhídrido sulfuroso envasado.

B. - CALCULO Y SELECCION DEL EQUIPO.

Dada la necesidad de un equipo experimental en donde se realicen las pruebas de carbonatación, para comprobar los resultados obtenidos a nivel de laboratorio, el equipo será diseñado, tomando como base la unidad de carbonatación.

La capacidad del equipo será tal, que el magnesio extraído en la carbonatación, sirva para la preparación del licor de bisulfito de magnesio requerido por una planta de celulosa que procesa una tonelada de madera por día. El día será considerado de ocho horas de trabajo.

El licor producido deberá tener las siguientes características: 150 gramos de anhídrido sulfuroso total por litro y un pH de 2.8.

Para cada tonelada de madera, se necesita una cantidad de licor tal que tenga 0.25 toneladas de anhídrido sulfuroso.

Experimentalmente se determinó la relación anhídrido sulfuroso-óxido de magnesio a un pH de 2.8 (Fig. No. 17), encontrándose para esta relación un valor de 2.8. Esta relación se tomará como base para hacer el balance de material.

Debido a que la mayoría de los datos obtenidos en la literatura, se encuentran en el sistema inglés, se tomará éste como base para efectuar los cálculos, siendo únicamente transformados al sistema CGS los resultados finales.

1. - Calcinador de dolomita.

El calcinador será de tipo rotatorio, siendo el calentamiento directo con gases de combustión, operando éstos a contracorriente con el material por calcinar.

La calcinación se efectuará a 1000°C , 1832°F .

El combustible utilizado tiene un poder calorífico de 19300 BTU/lb.

Dolomita calcinada	124 lb/hr
Combustible	18.5 lb/hr
Aire	260 lb/hr

El calcinador seleccionado fue de la marca Bartlett & Snow y tiene las características siguientes:

Diámetro del calcinador	15 pulg. 40 cm.
Longitud del calcinador	12.5 pie 3.80 m
Velocidad	1 rpm
Pendiente	3/8 pulg/ft
Refractario	4.5 pulg 11.5 cm

Diámetro de coraza	24 pulg 60 cm
Potencia del motor	1 HP

2.- Ciclón.

El ciclón trabajará con gases a 1300°F , entrando éstos con una velocidad de 40 ft/seg. El ciclón tiene un diámetro de 30 cm y 1.20 m de altura. El diámetro mínimo de las partículas separadas es de 10 micras. La caída de presión es de aproximadamente 0.2 pulgadas de agua.

3.- Hidratador.

El hidratador será un tanque con fondo cónico, provisto de agitador y tendrá una capacidad de 0.9 m^3 , suficiente para contener la suspensión de dolomita calcinada requerida en dos horas. Sus dimensiones son: 1.5 m de diámetro, 0.5 m de altura en la parte cilíndrica y 0.3 m en la cónica. El tanque será de lámina de $3/16$ de pulgada.

El agitador seleccionado corresponde al modelo S-2 de la Mixing Equipment Company Inc., (20) apropiado para la preparación de lechadas. Tiene las siguientes características:

RPM	= 1750
Potencia	= 0.5 HP
Diámetro de las espas	= 4.5 pulg.

4. - Carbonatadores.

Los carbonatadores serán dos reactores cilíndricos con fondo cónico, que trabajarán en serie. La suspensión irá a contracorriente con los gases de carbonatación, los cuales tendrán una velocidad de 9.2 m/min. La suspensión permanecerá 1.5 hr en cada reactor. Las dimensiones de éstos son:

Volumen	1 m ³
Diámetro	0.6 m
Altura	3.6 m

5. - Precipitador.

El precipitador será semejante a un enfriador de gases de contacto directo, circulando la solución a contracorriente con los gases. Tendrá un volumen de 10.1 m³ de diámetro y 0.9 m de altura.

Temperatura de entrada de la solución	80°F
Temperatura de salida de la solución	166°F
Temperatura de entrada de los gases	1200°F
Temperatura de salida de los gases	125°F
Gasto de la solución	435 lb/hr
Gasto de los gases	334 lb/hr

Las mamparas ocuparán un 60% del área del precipitador.

6. - Enfriador de los gases.

El enfriador funcionará como una torre de deshumidificación, El enfriador irá empacado con anillos Rasching de una pulgada. Se usará agua para efectuar el enfriamiento. La torre tendrá un volumen de 22 l, un diámetro de 25 cm y una altura de 47 cm.

Temperatura de entrada del agua	65°F
Temperatura de salida del agua	110°F
Temperatura de entrada de los gases	125°F
Temperatura de salida de los gases	80°F
Gasto de agua	850 lb/hr
Gasto de los gases	340 lb/hr
Caída de presión	2, 8 lb/pie ²

7. - Tanque de reacción de la solución de sulfato de magnesio con el hidróxido de calcio.

La reacción se llevará a cabo en un tanque provisto de agitador. El volumen del tanque será de 1 m³, el diámetro de 1, 5 m, la altura de la parte cilíndrica de 0, 5 m y la altura de la parte cónica de 0, 3 m. El agitador será semejante al del hidratador.

8. - Quemador de azufre.

El quemador de azufre será de tipo tubular, trabajando con una alta masa velocidad, con lo cual se consigue una combustión más completa y se reduce el volumen del quemador.

El quemador será alimentado con el azufre pulverizado, el cual entra con una parte del aire por medio de una boquilla. El aire secundario entrará tangencialmente

en la cámara de combustión para obtener un buen mezclado.

Azufre quemado	39,2 lb/hr
Aire	208 lb/hr
SO ₂	78,3 lb/hr

El quemador estará hecho de un tubo de acero de 8 pulgadas de diámetro, con 2 pulgadas de refractario tipo superplastic y tendrá las dimensiones siguientes:

Longitud del tubo horizontal principal.	6,7 pie	2,05 m
Ducto conductor de los gases	4,2 pie	1,28 m
Diámetro	4 pulg	10 cm
Diámetro de la cámara de combustión.	8 pulg	20 cm
Long. de la cámara	12 pulg	30 cm

9. - Enfriador de anhídrido sulfuroso.

El enfriador de los gases será de contacto directo, estando empacado con anillos Rasching de una pulgada. El agua y los gases van a contracorriente. El volumen es de 10,5 lt, el diámetro de 27 cm y la altura de 1,40 m.

Temperatura de entrada de los gases	2250°F
Temperatura de salida de los gases	77°F
Temperatura de entrada del agua	65°F
Temperatura de salida del agua	168°F
Gasto de los gases	247 lb/hr
Gasto del agua	1360 lb/hr
Caída de presión	12,9 lb/pie ²

10. - Sulfitador.

El sulfitador será una columna que llevará mam -
paras, debido a que no puede ir empacada porque se obs -
truiría con el sulfato de calcio. Las mamparas ocuparán
un 60% de la superficie de la sección recta de la columna.
Las dimensiones serán: diámetro 55 cm altura 2.85 m.

Gasto de la suspensión	492 lb/hr
Gasto de los gases	247 lb/hr
Contenido de SO ₂ en los gases a la entrada.	17 %
Contenido de SO ₂ en los gases a la salida.	0.2 %

11. - Asentadores.

Los asentadores trabajarán durante un período de
dos horas, excepto el asentador de la suspensión de hidró
xido de magnesio y sulfato de calcio, que trabajarán con -
tinuamente durante las ocho horas.

Suspensión	Relación líquido - sólido inicial,	Relación líquido - sólido final,	Area Pie m ²	
CaCO ₃	13	5	20	1.85
4MgCO ₃ Mg(OH) ₂ 5H ₂ O	72	10	16.5	1.55
Mg(OH) ₂ y CaSO ₄	12.4	5.3	50	4.65
CaSO ₄	13.2	3	13.2	1.23

12. - Filtros.

El filtro que se seleccionó para filtrar las suspen

siones de carbonato de calcio y sulfato de calcio, es un fil
tro prensa de la marca sperry (26) con las siguientes carac
terísticas:

No. de placas	15	
Tamaño	12 pulg	30 cm 2
Area de filtración	24 pie ²	2.2 cm
Espesor de la cá		
mara,	2 pulg	5 cm

El filtro será de metal, recubierto con una resina
puesto que la solución de bisulfito de magnesio es bastante
ácida.

Para filtrar la suspensión de carbonato básico de
magnesio, se seleccionó un filtro rotatorio de la marca Elm
co (31) con las siguientes características:

Ancho	12 pulg	30 cm
Diámetro	18 pulg	45 cm
Area de filtración	4.7 pie ²	0.43 pie ²

13. - Equipo para el manejo de gases.

Para el manejo de los gases de combustión del azu
fre y para los gases de combustión de la calcinación de la
dolomita, se seleccionó un ventilador que corresponde al
modelo PW-20 de la Industrial Gas Engineering Co. (15),
con las siguientes características:

RPM	2395
Potencia	0.5 HP
Volumen man ^{ja}	
do,	300 pie ³ /min
Presión	6 pulg. de agua

Para la compresión de los gases de carbonatación se seleccionó un compresor rotatorio que corresponde al modelo C-12 de la Fuller Company, que tiene las siguientes características:

RPM 1160
Potencia 5 HP
Volumen manejado 44 pie³/min
Presión de descarga 20 lb/pulg man.

VI. - CONCLUSIONES.

1. - La separación del calcio y del magnesio de la dolomita calcinada, se efectuó mediante una carbonatación, en donde intervino además el sulfato de calcio, teniendo esto como objeto formar sulfato de magnesio ya que éste es un compuesto más soluble que el bicarbonato de magnesio. El gas utilizado fue una mezcla de anhídrido carbónico y aire. La carbonatación se efectuó satisfactoriamente a presión atmosférica.

2. - La reacción de carbonatación está controlada por la absorción del CO_2 , determinándose que en las condiciones en que se efectuó la experimentación y utilizando una suspensión de dolomita calcinada y sulfato de calcio en agua, con una relación sólido líquido de 1:10, se requieren 3 horas para efectuar una extracción de magnesio de 90%.

3. - Los productos obtenidos en la carbonatación fueron bicarbonato y sulfato de magnesio en solución y carbonato de calcio como precipitado. La relación de bicarbonato de magnesio a sulfato de magnesio, depende de la temperatura a que se efectúe la carbonatación; disminuyendo la cantidad de bicarbonato de magnesio y aumentando la de sulfato de magnesio al elevarse la temperatura, aún cuando la cantidad de magnesio extraída sea la misma.

4. - El bicarbonato de magnesio tiene que ser precipitado como carbonato básico, ya que de dejarse en so-

lución, al agregarse la dolomita calcinada se precipitará carbonato de calcio junto con el sulfato de calcio.

5. - En el licor de bisulfito la relación de anhídrido sulfuroso a óxido de magnesio resultó ser de 2.8; esta relación es baja, ya que si todo el magnesio hubiera estado como bisulfito, se habría tenido una relación de 3.2. El que se haya obtenido un valor bajo, se debe a que parte del bisulfito de magnesio es oxidado fácilmente a sulfato al estar el bisulfito en contacto con el aire. En las pruebas efectuadas, un 12% del magnesio se encontraba como sulfato.

1g. 60 cm

undo cor
e 0,9 m
nita ca
on 1
adrica
3/16 d

undo al
e 0,9 m
e 1/16 d

VII. - BIBLIOGRAFIA.

1. - Breyer F.G.
Chem & Met, Eng, 49, No. 4, 87, (1942)
2. - Calkin B.
Modern pulp and paper making
Reinhold Publishing Corporation, 3a, Ed, (1957)
New York.
3. - Casey P,
Pulp and paper, Vol. I,
Interscience Publishers Inc. (1952)
New York,
4. - Conrad H. Frank and Brice B, Donat
J. Am, Chem. Soc. 70, 2179-82, (1948)
5. - De Vos J,
Tappi 39, No. 12, 883-8, (1956)
6. - Denver equipment company handbood (1954)
7. - Doerner H. A., Holbrook W. F. and Fortner
Otis W,
The bicarbonate process for the production of
magnesium oxide,
Bureau of Mines, Technical Paper 684, (1946)
Washington,

8. - Engel M, and Ville J.
Jour. Chem. Soc. p 1102, 1881
9. - Fuller Company
Bulletin C-5
Catasauqua, Pennsylvania.
10. - Gill A. F.
Can. J. Research 10 705-9 (1934).
11. - Greider W, Harold and McArthur A, Roger
Pat, U. S. 2896915
12. - Handbood of Chemistry and Physics
Chemical Rubber Publishing Co. 40a, Ed.
1958 - 59,
Cleveland, Ohio.
13. - Henry H. Chesny
Ind, Eng. Chem, 28, 383-90 (1936)
14. - Hougen Olaf A, and Watson Kenneth M.
Chemical Process Principles
John Wiley & Sons, Inc. 1959
London.
15. - Industrial Gas Engineering Co.
Thermo High Temperatures Fans (1957)
Westmont, Illinois.
16. - Kern Donald Q.
Process Heat Transfer
Mc Graw Hill Book Co, Inc. (1950)
New York.

17. - Kirk E. Raymond, Othmer Donald F.
Encyclopedia of Chemical Technology.
Vol. VIII
The Interscience Encyclopedia Inc. (1952)
New York.
18. - Lunberg A. H.,
Pacific Pulp and Paper Industry No. 21,
Feb. 1948
19. - McCabe W. L. and Smith J. C.
Unit Operations of Chemical Engineering
Mc Graw Hill Book Co. Inc. (1956)
New York.
20. - Mixing Equipment Company Inc.
Catalog B-75
Rochester, New York.
21. - Parthasarathy R. and Shah S. M.
Trans. Indian Inst. Chem. Engs. 11, 48-53,
1958-1959.
22. - Perry H. John
Chemical Engineers Handbook
Mc Graw Hill Book Co. 3a, Ed. 1950
New York.
23. - Petro, Chem. Eng. 33 No. 9 57-64 (1961).
24. - Scott Wilfred W.
Standar Method of Chemical Analysis
5a. Ed. Vol. I, 919.

25. - Sherwood T. K.
Absortion and Extraction
Mc Graw Hill Book Co. 1a. Ed. (1937).
New York.
26. - Sperry P. R. & Co.
Catalog No. 7
Batavia, Illinois.
27. - Standard methods for the examination of water,
Sawage and Industrial Wastes.
American Public Health Association Inc., 10a. Ed.
New York (1955).
28. - Stephenson J. Newell
Pulp and Paper Manufacture, Vol. I.
Preparation and Treatment of wood pulp
McGraw Hill Book Co. (1950).
New York.
29. - Tappi
Standards analysis of bisulfite cooking liquor
T 604 m-45 corrected, (1945).
30. - The Co. Bartlett & Snow Company
Bulletin No. 18 (1961)
Cleveland, Ohio.
31. - The Eimco Corporation
Bulletin F 2022
Salt Lake City, Utah.
32. - Unfire pressure vessels
The American Society of Mechanical Engineers
ASME (1952).
New York

33. - Walker W. H.
Principles of Chemical Engineering
McGraw Hill Book Co., 3a, Ed., (1937).
New York.
34. - Whitney P. Roy
Tappi No, 4, 172-175, (1953)
35. - Witham G. S.
Modern Pulp and Paper Making
Neinhold Publishing Co, 2a, Ed.,
New York (1942).
36. - Yoshida F. and Tanaka T.
Ind. Eng. Chem, 43, 1469 (1927)

APENDICE No. 1 .

A. - CALCULO DE LA CANTIDAD DE COMBUSTIBLE
PARA LA CALCINACION DE LA DOLOMITA.

Para el cálculo del combustible se hará primero un balance de material y energía, basado en la cantidad de dolomita que va a ser calcinada.

Entra:

124 lb/hr de dolomita cruda

Sale:

36.8 lb/hr de CaO

26.6 lb/hr de MgO

55.6 lb/hr de CO₂

Para el balance de calor, se necesitan los siguientes datos:

a). Calor de formación de CaCO₃, MgCO₃, CaCO₃, MgCO₃, CaO, MgO, y CO₂.

b). Calor de descomposición de CaCO₃, MgCO₃, CaCO₃ y MgCO₃.

c). Calores específicos de CaCO₃, MgCO₃, CaCO₃, MgCO₃, CaO, MgO, CO₂, N₂, O₂ y H₂O a las temperatu

ras de operación.

1. - Calores de formación.

Estos están dados a una temperatura base de 25°C.
77°F (22).

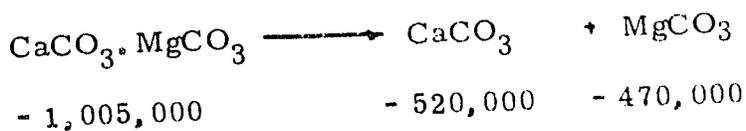
CaCO ₃ .MgCO ₃	= -1,005,000	BTU/lb mol
CaCO ₃	= - 520,000	"
MgCO ₃	= - 470,000	"
CaO	= - 273,000	"
MgO	= - 258,000	"
CO ₂	= - 170,000	"

2. - Calores de descomposición.

Los calores de descomposición se obtendrán con la siguiente fórmula:

$$\Delta H_r = \Delta H_f (\text{productos}) - \Delta H_f (\text{reactivos}) \quad (14)$$

a). Calor de descomposición de CaCO₃.MgCO₃.



$$\Delta H_{77^\circ\text{F}} = - 520,000 - 470,000 - (-1,005,000) = 15,000 \frac{\text{BTU}}{\text{lb mol}}$$

este calor de descomposición se corrigió a la temperatura

a que se efectúa la reacción que es de 210°F. La fórmula que utilizada para esta corrección fue la de Kirchhoff.

$$\Delta H_t = \Delta H_{t_0} + \int_{T_0}^{T_1} \Delta C_p \, dT \quad (14)$$

en donde:

ΔH_t = Calor de reacción a la temperatura dada.

ΔH_{t_0} = Calor de reacción a la temperatura base.

C_p = Calor específico de cada compuesto.

T_0 a T_1 = Temperatura base y temperatura a la que se efectúa la reacción.

$$C_p (\text{CaCO}_3, \text{MgCO}_3) = 40.1 \text{ cal/gmol } ^\circ\text{K}$$

$$C_p (\text{CaCO}_3) = 19.68 + 0.01189T - \frac{307,600}{T^2}$$

$$C_p (\text{MgCO}_3) = 16.9 \text{ cal/gmol } ^\circ\text{K}$$

como la temperatura está dada en °K y el calor en cal/g mol, para tener el calor en BTU/lb mol se tiene:

$$\Delta H_t = \Delta H_{t_0} + 1.8 \int_{298}^{372} \Delta C_p \, dt = \Delta H_{t_0} + 1.8 \int_{298}^{372} \Delta C_p \, dt$$

$$\Delta H_t = \Delta H_{t_0} + 1.8 \left[16.9(372-298) + 19.68(372-298) + \frac{0.01189}{2} \right.$$

$$\left. (372^2 - 298^2) + 307,600 \left(\frac{1}{372} - \frac{1}{298} \right) - 40.1 (372-298) \right]$$

$$\Delta H_{210^\circ\text{F}} = 14,690 \text{ BTU/lb mol}$$

b). Los calores de descomposición de los demás materiales, se obtienen de la misma manera.

Material	Productos de descomposición.	Temperatura de descomposición.	Calor de descomposición.
$\text{CaCO}_3, \text{MgCO}_3$	$\text{CaCO}_3 + \text{MgCO}_3$	210°F	$14,690 \frac{\text{BTU}}{\text{lb mol}}$
MgCO_3	$\text{MgO} + \text{CO}_2$	$1,340^\circ\text{F}$	$49,600 \text{ ''}$
CaCO_3	$\text{CaO} + \text{CO}_2$	$1,652^\circ\text{F}$	$74,000 \text{ ''}$

3. - Calores específicos medios.

Cálculo de los calores específicos medios.

Los calores específicos medios se calcularán con la siguiente fórmula:

$$C_{pm} = \frac{\int_{T_0}^{T_1} C_p dT}{T_1 - T_0}$$

en donde:

C_{pm} = Calor específico medio BTU/lb^oF

C_p = Calor específico general dado por una expresión

del tipo $\alpha + \beta T + \frac{\gamma}{T^2}$

T_1, T_0 = Temperatura en que se trabaja.

así por ejemplo tenemos el calor específico medio del carbonato de calcio entre 99° y 900°C o 210° y $1,652^\circ\text{F}$ será:

$$C_{pm} = \int_{T_0}^{T_1} \frac{(19.68 + 0.01189T - 307600/T^2) dT}{T_1 - T_0}$$

en este caso, las temperaturas están dadas en °K

$$C_{p_m} = 27.5 \text{ cal/g mol}^\circ\text{C} = 0.275 \text{ cal/g}^\circ\text{C} = 0.275 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

Compuesto	Rango de temperatura °F	C_{p_m} BTU/lb°F
CaCO ₃ .MgCO ₃	77 - 210	0.218
MgCO ₃	210 - 1340	0.201
CaCO ₃	210 - 1652	0.275
MgO	1340 - 1832	0.607
CaO	1652 - 1832	0.215
CO ₂	1472 - 1832	0.360
N ₂	77 - 1832	0.265
O ₂	77 - 1832	0.250
H ₂ O	77 - 1832	0.515

4. - Calor necesario para la calcinación a 1832°F.

Para calcular el calor necesario para efectuar la calcinación, se utilizarán las dos siguientes ecuaciones:

$$Q = M C_{p_m} \Delta T$$

en donde:

Q = Calor en BTU/hr

M = Masa en lb/hr

C_{p_m} = Calor específico medio BTU/lb^oF

ΔT = Diferencia de temperatura ^oF

$$Q = \frac{m}{M} \Delta H$$

en donde:

m = Masa lb/hr

M = Peso molecular

ΔH = Calor de reacción a la temperatura de descomposición.

así por ejemplo, el calor necesario para elevar la temperatura de la dolomita de 77 a 210^oF será:

$$Q = 124 \times 0.218 (210-77) = 3600 \text{ BTU/hr.}$$

Base: 124 libras de dolomita por hora y 77^oF

- a). - Calor para elevar la temperatura de la dolomita de 77 a 210^oF 3600 $\frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$

- b). - Calor para descomponer la dolomita en CaCO₃ y MgCO₃ 9900 "

- c). - Calor para elevar la temperatura del MgCO₃ de 210 a 1340^oF 12200 "

- d). - Calor para elevar la temperatura del CaCO₃ de 210 a 1652^oF 26000 "

- e). - Calor para descomponer el MgCO₃ en MgO y CO₂ 31800 "

f). - Calor para descomponer el CaCO_3 en CaO y CO_2	48500	"
g). - Calor para elevar la temperatura del MgO de 1340 a 1832°F	7920	"
h). - Calor para elevar la temperatura del CaO de 1652 a 1832°F	1420	"
i). - Calor para elevar la temperatura del CO_2 de 1472 a 1832°F	7200	"
j). - Calor para evaporar el agua y elevar su temperatura a 1832°F		$\frac{390 \text{ BTU}}{\text{hr}}$
CALOR TOTAL:		$\frac{148980 \text{ BTU}}{\text{hr}}$

5. - Cálculo del combustible.

El combustible que se empleará será un aceite que tiene un poder calorífico de 19300 BTU/lb.

El combustible tiene 85% de carbono y 13% de hidrógeno.

$$\text{Cantidad de combustible} = \frac{148,980}{19,300} = 7,7 \text{ lb/hr}$$

Aire necesario:

$$\frac{\text{lb aire}}{\text{lb comb.}} = 0,1152 \text{ C} + 0,3456 \left(\text{H} - \frac{\text{O}}{8} \right) + 0,04328$$

$$\frac{\text{lb aire}}{\text{lb comb.}} = 14,3$$

Cantidad de aire = $7.7 \times 14.3 = 110$ lb/hr.

Gases de combustión = 117.7 lb/hr.

Los productos de combustión, considerando que el combustible tiene 1% de agua mezclada mecánicamente son:

N_2	75.31
CO_2	20.4
O_2	4.13
H_2O	0.16

Calor necesario para elevar la temperatura de los gases de combustión de 77 a 1832°F.

1. - Calor para elevar la temperatura del

N_2 = 40,500 BTU/hr

2. - Calor para elevar la temperatura del CO_2

= 15,150 "

3. - Calor para elevar la temperatura del O_2

= 2,120 "

4. - Calor para elevar la temperatura del H_2O

= 180 "

58,950 BTU/hr

Calor total = $148,980 + 58,950 = 207,930$ BTU/hr

Combustible necesario = $\frac{207,930}{19,300} = 10.7$ lb/hr

Aire necesario = $10.7 \times 14.3 = 153$ lb/hr

Gases de combustión = 163.7 lb/hr

con esta cantidad de combustible y de aire, se necesita dar una cantidad adicional de calor para elevar la temperatura de los gases resultantes. La nueva cantidad de calor requerida será:

$$\text{calor} = \frac{163.7}{117.7} \times 58,950 = 82,000 \text{ BTU/hr}$$

haciendo más aproximaciones, se llega a obtener:

Combustible necesario	=	12 lb/hr
Aire necesario	=	170 lb/hr
Gases de combustión	=	182 lb/hr

Los calcinadores tiene una eficiencia de 45 - 80 %
(22), tomando una eficiencia de 65% se tiene:

Combustible necesario	=	18.5 lb/hr
Aire necesario	=	260 lb/hr
Gases de combustión	=	278.5 lb/hr

Temperatura de salida de los gases:

$$T_2 = T_1 - \frac{Q}{m C_{p_m}}$$

en donde:

T_1 = Temperatura inicial de los gases °F

T_2 = Temperatura de salida de los gases °F

Q = Pérdida de calor BTU/hr

m = Masa de los gases lb/hr

C_{p_m} = Calor específico medio de los gases BTU/lb^oF

Las pérdidas de calor se considerarán como un 10% del calor total.

$$T_2 = 1832 - \frac{35700}{334 \times 0.297} = 1472 \text{ } ^\circ\text{F}$$

APENDICE No. 2.

A. - CALCULO DEL CICLON.

Para el cálculo del ciclón, se considerarán una velocidad de entrada de los gases de 40 pie/seg.

$$A_c = \frac{G}{v}$$

A_c = Sección de entrada del separador pie²

G = Gasto de los gases lb/seg

p = Densidad de los gases lb/pie³

v = Velocidad de los gases pie/seg

Para el cálculo de la densidad, se supondrá que los gases entran a 1300 °F.

$$p = \frac{PM}{359} \times \frac{492}{1760} \times \frac{586}{760} = \frac{33.7}{369} \times \frac{492}{1760} \times \frac{586}{760} = 0.0198 \text{ lb/pie}^3$$

$$G = 334 \text{ lb/hr} = 0.092 \text{ lb/seg.}$$

$$A_c = \frac{0.092}{0.0198 \times 40} = 0.116 \text{ pie}^2$$

Las demás partes del ciclón, tendrán las siguientes relaciones: (22)

$$B_c = \frac{D_c}{4}; D_e = \frac{D_c}{2}; H_c = \frac{D_c}{2}; L_c = 2D_c; S_c = \frac{D_c}{8}; Z_c = 2D_c$$

B_c = Ancho del conducto rectangular de la entrada del ciclón.

D_c = Diámetro del ciclón.

D_e = Diámetro del conducto de salida del gas del ciclón.

H_c = Altura del conducto rectangular de la entrada del ciclón.

L_c = Altura del cuerpo cilíndrico del ciclón.

Z_c = Altura del cuerpo cónico del ciclón.

S_c = Distancia entre el nivel de la entrada del conducto de salida y el nivel inferior del conducto de entrada.

Aplicando las relaciones dadas, se tiene:

$$H_c = 2 B_c$$

$$A_c = H_c \times B_c$$

$$B_c = \frac{\sqrt{A_c}}{\sqrt{2}} = 0.24 \text{ ft} = 7 \text{ cm}$$

$$H_c = 0.48 \text{ pie} = 14.6 \text{ cm.}$$

$$D_c = 0.96 \text{ pie} = 29.2 \text{ cm.}$$

$$D_e = 0.48 \text{ pie} = 14.6 \text{ cm.}$$

$$L_c = 1.92 \text{ pie} = 58.5 \text{ cm.}$$

$$Z_c = 1.92 \text{ pie} = 58.5 \text{ cm.}$$

$$S_c = 0.12 \text{ pie} = 3.6 \text{ cm.}$$

B. - CALCULO DEL DIAMETRO MINIMO DE LAS PARTICULAS SEPARADAS.

$$D_m = \sqrt{\frac{9 \mu B_c}{\pi N_t v (\rho_s - \rho)}}$$

- μ = Viscosidad lb/pie seg.
 B_c = Ancho del conducto rectangular de la entrada del ciclón.
 N_t = Número de vueltas que dan los gases en el ciclón.
 v = Velocidad de los gases pie/seg.
 ρ_s = Densidad de las partículas lb/pie³
 ρ = Densidad del gas lb/pie³
 μ = 0.044 cp
 B_c = 0.24 pie
 N_t = 2
 v = 40 pie/seg
 ρ_s = 218 lb/pie³
 ρ = 0.0198 lb/pie³

$$D_{P_m} = \sqrt{\frac{9 \times 0.0444 \times 0.672 \times 10^{-3} \times 0.24}{3.14 \times 3 \times 40 (218 - 0.0198)}}$$

$$D_{P_m} = 3.4 \times 10^{-5} \text{ pie} = 10.3 \text{ micras}$$

el ciclón irá aislado con una capa de asbesto-cemento.

APENDICE No. 3.

A. - CALCULO DEL HIDRATADOR.

En éste se hará una suspensión de dolomita calcinada y sulfato de calcio en agua con una relación sólido líquido de 1:10, a fin de que al ser carbonatada esta suspensión se obtenga una solución más concentrada, lo cual es conveniente puesto que después la solución tiene que ser calentada, necesitándose por lo tanto menos calor.

La capacidad del hidratador será la necesaria para contener el volumen de suspensión requerido en dos horas.

Volumen de la suspensión requerido en 2 hr = 30.5 pie³; dándole el tanque un 30% de exceso se tiene:

Volumen del tanque = 40 pie³ = 1.14 m³.

El tanque será cilíndrico con fondo cónico, siendo la altura del cono 1/5 del diámetro.

Calculando el área mínima para el volumen dado, se tiene:

$$D = 3.14 V = 5 \text{ pie} = 1.52 \text{ m}$$

$$h = \frac{V = 0.0522D^3}{0.785D^2} = 1.7 \text{ pie} = 0.52 \text{ m}$$

El tanque será de lámina de fierro de $3/16$ de pulgada.

El agitador que se utilizará corresponde al modelo S-2 de la Mixing Equipment Company Inc. que tiene las siguientes características:

HP	=	0.5
RPM	=	1750
D propela	=	$4\frac{1}{2}$ pulg.

APENDICE No. 4.

A. - CALCULO DE LOS CARBONATADORES.

Experimentalmente se determinó (Gráfica No. 5), que el tiempo necesario para efectuar la extracción del magnesio durante la carbonatación, cuando se trabajaba con una suspensión de una relación sólido-líquido de 1:10 era de tres horas.

Se utilizarán dos carbonatadores, permaneciendo la suspensión 1.5 hr en cada uno de ellos.

El volumen de los carbonatadores será el necesario para contener la suspensión requerida en 1.75 hr de operación.

Volumen de la suspensión requerida en 1.75 hr = 26.6 pie^3 .

Para evitar pérdidas por arrastre, se estimará un espacio libre de 25% de la capacidad del reactor.

$$\text{Volumen} = \frac{26.6}{0.75} = 35.5 \text{ pie}^3 = 1.01 \text{ m}^3$$

Para el cálculo del área, se considerará el gastoy la velocidad de los gases para la carbonatación.

$$\text{Velocidad} = 28 \text{ pie}/\text{min}$$

$$\text{Gasto} = 5150 \text{ pie}^3/\text{hr} = 86 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$\text{Area} = \frac{G}{v} = \frac{86}{28} = 3.06 \text{ pie}^2 = 0.285 \text{ m}^2$$

$$D = 2 \text{ pie} = 0.61 \text{ m}$$

$$h = 11.6 \text{ pie} = 3.55 \text{ m}$$

Espesor de la pared de los carbonatadores:

$$t = \frac{P R}{S E - 0.6 P} \quad (32)$$

t = Espesor en pulgadas

P = Presión de diseño lb/pulg²

R = Diámetro interior pulg.

S = Valor máximo del esfuerzo lb/pulg²

E = Eficiencia de las juntas

P = $23 \times 64.1 \frac{1}{144} = 10.2 \text{ lb/pulg}^2$

S = 16300 lb/pulg²

E = 80%

$$t = \frac{10.2 \times 2. \times 12}{16300 \times 0.8 - 0.6 \times 10.2} = 0.0188 \text{ pulg}$$

este espesor sería muy pequeño y no daría resistencia a la estructura, por lo que se escogerá una lámina de hierro de 3/16 de pulg.

APENDICE No. 5.

A. - CALCULO DEL PRECIPITADOR.

Para el cálculo del precipitador, se considerará és te como si fuera un enfriador de gases de contacto directo.

La solución necesita ser calentada desde 80°F, temperatura a la que se obtiene la solución después de la carbonatación y filtración hasta una temperatura aproximada de 160°F.

El calor transmitido será:

$$Q_t = Q_1 + N_a \lambda_a \quad (23)$$

en donde:

Q_1 = Calor sensible del líquido.

N_a = Moles de agua evaporada.

λ_a = Calor latente de vaporización.

$$Q_t = U_a V_t (T_g - T_1) m$$

$$V_t = \frac{Q_t}{U_a (T_g - T_1) m}$$

U_a = Coeficiente de transmisión de calor BTU/hr pie³ °F
 V_t = Volumen del enfriador pie³
 $(T_g - T_l)_m$ = Diferencia media logarítmica entre la temperatura del gas y la del líquido.

El coeficiente de transmisión de calor, está dado por la siguiente expresión:

$$\frac{1}{U_a} = \frac{1}{h_{ga}} + \frac{1}{h_{la}} \frac{Q_1}{Q_t}$$

h_{ga} = Coeficiente de transmisión de calor en la película gaseosa.

h_{la} = Coeficiente de transmisión de calor en la película líquida.

Para obtener Q_1 y $(T_g - T_l)_m$, se hará un balance de materia y de calor.

$$W_1 C_p (T_1 - T_0) = G \left\{ s_o (t_1 - t_o) + (H_o - H_1) [\lambda_o + 0.46 (t_o - T_o)] \right\}$$

en donde:

W_1 = Gasto de la solución a la salida del enfriador lb/hr.

C_p = Calor específico de la solución BTU/lb °F

T_o, T_1 = Temperatura de entrada y salida de la solución °F

G = Gasto del gas seco lb/hr.

s_o = Calor específico del gas a la entrada BTU/lb °F

t_1, t_o = Temperatura de entrada y salida del gas °F

H_1, H_o = Humedad del gas a la entrada y a la salida lb H₂O / lb gas

λ_o = Calor latente de vaporización

La temperatura del gas al entrar al enfriador, se estimará como 1200°F.

El gas al salir del enfriador, está saturado. Se supondrá una temperatura de salida del gas de 125°F.

$$W_1 = W_0 - G(H_0 - H_1)$$

$$H_1 = 0.0013$$

$$H_0 = 0.113$$

$$W_1 = 935.8 - 334(0.113 - 0.0013) = 898 \text{ lb/hr}$$

$$C_p = 0.936 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$s_0 = 0.297 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\lambda_0 = 1043 \text{ BTU/lb}$$

$$T_1 = T_0 - \frac{G \{ s_0 (t_1 - t_0) + (H_0 - H_1) [\lambda_0 + 0.46 (t_0 - T_0)] \}}{W_1 C_p}$$

$$T_1 = 80 - \frac{334 \{ 0.27(1200-125) + (0.113 - 0.0013) [1043 + 0.46(125-80)] \}}{898 \times 0.936}$$

$$T_1 = 160^\circ\text{F}$$

Los coeficientes parciales de transmisión de calor están dados por las siguientes expresiones:

$$h_{ga} = 0.19 G$$

$$h_{1a} = 2 h_{ga}$$

Se considerará una masa velocidad de 1000 lb/hr

$$H_{ga} = 0.19 \times 1000 = 190 \text{ BTU/hr ft}^3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{1a} = 2 \times 190 = 380 \text{ BTU/hr ft}^3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Q_1 = W_1 C_p (T_1 - T_o) = 898 \times 0.936(160-80) = 67000 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q_t = G s_o(t_1 - t_o) = 334 \times 0.297(1200-125) = 110000 \text{ BTU/hr}$$

$$\frac{1}{U_a} = \frac{1}{190} + \frac{67000}{380 \times 110000} = 0.00685$$

$$U_a = 146 \text{ BTU/hr pie}^3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$(t_g - T_1)_m = \frac{(t_1 - T_1) - (t_o - T_o)}{\ln \frac{t_1 - T_1}{t_o - T_o}} = \frac{(1200-160) - (125-80)}{\ln \frac{1200 - 160}{125 - 80}} = 305 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$V_t = \frac{110000}{146 \times 305} = 2.47 \text{ pie}^3 = 0.0705 \text{ m}^3$$

$$\text{área de la sección de flujo} = \frac{G}{\text{masa velocidad}} = \frac{334}{1000} = 0.334 \text{ pie}^2$$

Como las mamparas ocupan el 60% de la sección recta del precipitador, se tiene:

$$S = \frac{0.334}{0.4} = 0.833 \text{ pie}^2 = 0.0775 \text{ m}^2$$

$$h = \frac{V}{S} = \frac{2.47}{0.83} = 3 \text{ pie} = 0.915 \text{ m}$$

$$D = 1.02 \text{ pie} = 0.31 \text{ m}$$

APENDICE No. 6.

A. - CALCULO DEL ENFRIADOR DE LOS GASES.

El enfriador que se empleará será una torre de deshumidificación empacada con anillos Raschig de 1". Los gases serán enfriados de 125°F a 80°F, utilizándose para esto agua a una temperatura de 65°F. Los gases al entrar a la torre están saturados.

Para el cálculo del volumen de la torre se utilizará la siguiente ecuación:

$$V = \frac{W}{k'_a} \int_{t_1}^{t_2} \frac{dt}{E - E_t}$$

V = Volumen de la torre pie³

W = Gasto del agua lb/hr

k'_a = Coeficiente de transferencia de masa lb/hr pie³H

dT = Diferencial de temperatura del agua

$E - E_t$ = Diferencia entre la entalpia del gas y la entalpia de saturación a la temperatura del agua.

Para calcular la temperatura de salida del agua, se hace un balance de energía:

$$G dE = W dT$$

$$T_0 = T_1 + \frac{G}{W} \Delta E$$

Las entalpias del gas son obtenidas por medio de la fórmula para calcular la entalpia de saturación:

$$E_s = C_{pg}(t_s - t_b) + H_s [\lambda_b + 0.46 (t_s - t_b)]$$

E_s = Entalpia de saturación BTU/lb

C_{pg} = Calor específico del gas BTU/lb^oF

t_s, t_b = Temperatura de saturación y temperatura base ^oF

H_s = Humedad de saturación

λ_b = Calor latente de vaporización a la temperatura base BTU/lb.

$$H_s = \frac{P_{Magua}}{P_{Mgas}} \frac{P_s}{P - P_s}$$

H_s = Humedad de saturación

PM = Peso molecular

P_s = Presión de saturación

P = Presión de trabajo

El coeficiente de transferencia de masa está dado por la siguiente ecuación:

$$k'a = 0.45 G_y G_x^{0.2} \quad (36)$$

G_y = Masa velocidad del gas lb/hr pie²

G_x = Masa velocidad del líquido lb/hr pie²

Para calcular la masa velocidad, se utilizará una gráfica que relaciona:

$$\frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x}} \text{ Vs } \frac{G_y^2 a_v \mu_x^{0.2}}{g_c \rho_x^3 \rho_y e_y} \quad (19)$$

- ρ_y = Densidad del gas lb/pie³
- ρ_x = Densidad del líquido lb/pie³
- a_v = Superficie por unidad de volumen en pie²/pie³
- μ_x = Viscosidad del líquido
- g_c = Aceleración de la gravedad pie/hr²
- e = Fracción de espacios libres en la sección empacada.

Se utilizará una relación $\frac{W}{G}$ igual a 2.5

- ρ_y = 0.0568 lb/pie³
- ρ_x = 62.2 lb/pie³
- μ_x = 1 cp
- a_v = 58 pie²/pie³
- e = 0.73

Substituyendo estos valores, y utilizando la gráfica (19) se obtiene un valor de la masa velocidad del gas en el punto de inundación:

$$G_y = 1340 \text{ lb/hr pie}^2$$

Se tomará una masa velocidad igual a la mitad de la de inundación:

$$\begin{aligned} G_y &= 670 \text{ lb/hr pie}^2 \\ G_x &= 1670 \text{ lb/hr pie}^2 \\ k_a^x &= 0.45 \times 670 \times 1670^{0.2} = 1330 \text{ lb/hr pie H} \end{aligned}$$

Para hacer la integración gráfica, se necesita conocer: la temperatura de salida del agua, la humedad de saturación, la entalpia de saturación a la temperatura del agua y la entalpia del gas.

$$H_o = 0.113$$

$$H_1 = 0.0253$$

$$t_b = 32^\circ\text{F}$$

$$\lambda = 1075 \text{ BTU/lb}$$

$$E_o = 0.297(125-32) + 0.113 [1075 + 0.46(125-32)] = 153.25$$

$$E_1 = 0.297(80-32) + 0.0253 [1075 + 0.46(80-32)] = 41.66$$

$$T_o = 65 + \frac{153.25 - 41.66}{2.5} = 110^\circ\text{F}$$

T	H _s	E _t	E	E - E _t	$\frac{1}{E - E_t}$	$(\frac{1}{E - E_t}) m$
65	0.015	25.85	41.66	15.81	0.0631	0.0529
70	0.0179	30.60	54.06	23.46	0.0427	0.0376
75	0.0213	35.70	66.46	30.76	0.0325	0.0298

80	0.0255	41.90	78.86	36.96	0.0271	0.0252
85	0.0301	48.40	91.26	42.86	0.0233	0.0221
90	0.0357	56.10	103.66	47.56	0.0210	0.0200
95	0.0406	63.20	116.06	52.86	0.0190	0.0188
100	0.0495	74.60	128.46	53.86	0.0186	0.0184
105	0.0565	86.00	140.86	54.86	0.0182	0.0183
110	0.0690	99.10	153.25	54.15	0.0184	_____
						0.2431

$$\frac{\Delta T}{E-E_t} = 5 \times 0.2431 = 1.2155$$

$$V = \frac{850}{1330} \times 1.2155 = 0.775 \text{ pie}^3 = 0.022 \text{ m}^3$$

$$S = \frac{W}{Gx} = \frac{850}{1670} = 0.51 \text{ pie}^2 = 0.0475 \text{ m}^2$$

$$D = 0.8 \text{ pie} = 0.245 \text{ m}$$

$$h = 1.51 \text{ pie} = 0.465 \text{ m}$$

Caída de presión:

El cálculo de la caída de presión se hará basándose se en la siguiente fórmula:

$$P = \frac{2 f^i A_w A_p A_1 \rho u_o^2 h}{g d_p} \quad (25)$$

- P = Caída de presión en la altura h , lb/pie²
 u_o = Velocidad lineal del gas, pie/seg
 ρ = Densidad del gas, lb/pie³
 A_w = Factor de efecto de la pared
 A_p = Factor para partículas huecas
 A_1 = Factor de flujo del agua
 g = Aceleración de la gravedad pie/seg²
 d_p = Tamaño nominal de la partícula pie
 f^i = Factor que depende del número de Reynolds

$$Re = \frac{d_p G_x}{\mu} = \frac{1 \times 670}{12 \times 0.04} = 1400$$

$$\begin{aligned}
 f^i &= 12 \\
 A_w &= 1 \\
 A_p &= 0.26 \\
 A_1 &= 1.3
 \end{aligned}$$

$$P = \frac{2 \times 12 \times 1 \times 0.26 \times 1.3 \times 0.0568 \times 10.7 \times 1.51 \times 12}{32.2 \times 1}$$

$$P = 2.82 \text{ lb/pie}^2 = 0.542 \text{ pulg H}_2\text{O} = 1.38 \text{ cm H}_2\text{O}$$

APENDICE No. 7.

A. - CALCULO DEL QUEMADOR DE AZUFRE.

Para el cálculo del quemador de azufre, se tomarán las relaciones dadas en el Tappi (5) para un quemador de una planta piloto:

$$\frac{L}{D} = 20 \quad \frac{h}{D} = 12.5$$

- L = Longitud efectiva del tubo horizontal principal del quemador.
h = Longitud del elevador.
D = Diámetro interior del tubo de combustión.

El quemador trabajará con una masa velocidad elevada, considerándose ésta de 3000 lb/hr pie², produciendo un gas con 17% SO₂.

Azufre quemado	=	39.15 lb/hr
Aire necesario	=	208 lb/hr
Gases producidos	=	247.15 lb/hr

$$\begin{aligned} \text{área} &= \frac{\text{gasto}}{\text{masa velocidad}} = \frac{247.15}{3000} = 0.083 \text{ pie}^2 = 12 \text{ pulg}^2 = \\ &= 77 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{diámetro} = 3.9 \text{ in} = 9.5 \text{ cm.}$$

Se tomará un diámetro de 4 pulg.

$$\begin{aligned} L &= 4 \times 20 = 80 \text{ pulg} = 6.7 \text{ pie} = 2.05 \text{ m} \\ h &= 4 \times 12.5 = 50 \text{ pulg} = 4.2 \text{ pie} = 1.28 \text{ m} \end{aligned}$$

La cámara de combustión tendrá las siguientes dimensiones:

$$\begin{aligned} \text{Diámetro} &= 8 \text{ pulg} = 20.5 \text{ cm} \\ \text{Longitud} &= 12 \text{ pulg} = 30.5 \text{ cm} \end{aligned}$$

El quemador estará hecho de un tubo de acero de 8 in, con dos pulgadas de refractario, siendo este superplastic de AP Green Fire Brick Co. y Alfrax No. 28.

Para estimar la temperatura de los gases, se hará un balance de energía:

Volumen molar a 77°F y 586 mm = 509 $\text{pie}^3/\text{lb mol}$

$$\text{Volumen del aire} = \frac{208}{29} \times 509 = 3650 \text{ pie}^3/\text{hr}$$

$$\text{O}_2 \text{ 21\% vol} = 765 \text{ pie}^3/\text{hr} = 1.51 \text{ lb mol/hr} = 48.4 \text{ lb/hr}$$

$$\text{N}_2 \text{ 79\% vol} = 2885 \text{ pie}^3/\text{hr} = 5.68 \text{ lb mol/hr} = \frac{159.6 \text{ lb/hr}}{7.19 \text{ lb mol/hr} = 208.0 \text{ lb/hr}}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0.01 \times 208 = 2.08 \text{ lb/hr} = 0.112 \text{ lb mol/hr}$$

La cantidad de calor se calculará de la siguiente manera (18).

Base: 32°

$$\text{Calor de O}_2 = 1.51 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}} \times 6.32 \frac{\text{BTU}}{\text{lbmol}^{\circ}\text{F}} (77-32)^{\circ} = 423 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Calor de N ₂ = 5.68 x 6.78 x (77-32)	= 1730 $\frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$
Calor de H ₂ O = 0.112 x 8.35 x (77-32)	= 42 "
Calor de azufre = 1.23 x 5.7 (77-32)	= 315 "
Calor de combustión = 1.23 x 127500	= <u>156500</u> "
	159010 "

Considerando una pérdida de calor por radiación de 10%, se tiene:

$$\text{Calor total} = 143110 \text{ BTU/hr}$$

Los calores específicos de los gases, multiplicados por ΔT , están dados por las siguientes expresiones

$$\text{SO}_2: 0.1430 T + 0.000055 T^2$$

$$\text{O}_2: 0.2104 T + 0.000029 T^2$$

$$\text{N}_2: 0.2405 T + 0.000035 T^2$$

$$Q = 78.3(0.1430T + 0.000055T^2) + 9.25(0.2104T + 0.000029T^2) + 159.6(0.2405T + 0.000035T^2)$$

El calor específico está expresado en cal/g°C

Substituyendo en la ecuación anterior y poniéndolo en cal/hr se obtiene:

$$T = 1235^\circ\text{C} = 2252^\circ\text{F}$$

APENDICE No. 8.

A. - CALCULO DEL ENFRIADOR DEL ANHIDRIDO SULFUROSO.

El enfriador de los gases, será de contacto directo o sea una torre empacada.

Los gases van a ser enfriados de 2252°F a 77°F, utilizando agua de enfriamiento a 65°F.

La torre estará empacada con anillos Raschig de 1".

$$V = \frac{Q}{h_{ga} T_m} \quad (23)$$

V = Volumen de la torre pie³
 Q = Calor transmitido en la interfase BTU/hr
 h_{ga} = Coeficiente de transmisión de calor BTU/hr pie²F
 T_m = Diferencia media logarítmica de temperaturas entre el gas y el líquido.

El coeficiente de transmisión de calor está dado por la siguiente expresión:

$$h_{ga} = \left(\frac{S_{ca}}{P_{rc}} \right)^{2/3} \frac{C_p G}{H_g} \quad (23)$$

- Sc = Número de Schmidt del gas.
 Pr = Número de Prandtl del gas.
 Cg = Capacidad calorífica del gas BTU/lb°F
 G = Masa velocidad del gas lb/hr pie²
 H_g = Altura de una unidad de transferencia pie

$$Sc_g = \frac{\mu}{\rho D}; Pr_g = \frac{C_g \mu}{k}$$

- μ = Viscosidad del gas lb/pie hr
 ρ = Densidad del gas lb/pie³
 D = Coeficiente de difusión pie²/hr
 k = Conductividad térmica del gas BTU/hr pie²°F/pie

$$D = 3.88 \times 0.0043 \frac{T^{3/2}}{P(V_a^{1/3} + V_b^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b}} \quad (25)$$

- T = Temperatura °K
 P = Presión en atm.
 V = Volumen molecular.
 M = Peso molecular.

$$H_g = \frac{\psi Sc_g^{0.5}}{(L f_1 f_2 f_3) m} \left(\frac{d}{12}\right)^n \left(\frac{Z_t}{10}\right)^{1/3}$$

- ψ = Factor que depende de la masa velocidad.
 L = Masa velocidad del agua, lb/hr pie²
 d = Diámetro, pulg
 Z_t = Altura de la zona empacada, pie
 m, n = Factores que dependen del tipo de empaque

$$f_1 = \left(\frac{2}{2.42}\right)^{0.16} \quad f_2 = \left(\frac{62.9}{2}\right)^{1.25} \quad f_3 = \left(\frac{72.8}{\sigma}\right)^{0.8}$$

- σ = Tensión superficial dina/cm

Para saber las condiciones en que se trabaja la torre, se necesita hacer un balance de materia y energía

Calor de los gases al entrar al enfriador: 143110 BTU/hr

Calor de vaporización $= \frac{2240}{145350} \text{ BTU/hr}$

Temperatura máxima posible en el fondo de la torre:

El peso del gas seco es 247.15 lb/hr, que corresponden a 208 lb/hr de aire

$\frac{145350}{208} = 700 \text{ BTU/lb aire seco} + \text{vapor para saturar.}$

este contenido de calor corresponde a un aire saturado a 168°F.

Calor del gas seco al salir del enfriador:

$$\text{SO}_2 = \frac{78.3}{64} \times 9.2 = 11.3 \text{ BTU/}^\circ\text{Fhr}$$

$$\text{O}_2 = \frac{9.25}{32} \times 6.32 = 1.83 \text{ BTU/}^\circ\text{Fhr}$$

$$\text{N}_2 = \frac{159.6}{28} \times 6.78 = \frac{39.3}{52.43} \text{ BTU/}^\circ\text{Fhr}$$

Calor de los gases al salir del enfriador =

$$52.43 (77-32) = 2360 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Calor del vapor para saturar 1 lb de aire a 77°F =

29.5 BTU

Calor del vapor = $208 \times 29.5 = 6150$ BTU/hr
Calor total de los gases al salir del enfriador =
8510 BTU/hr

Calor que debe ser adsorbido por el agua de enfriamiento:
 $145350 - 8510 = 136840$ BTU/hr

Agua evaporada:

Agua saliendo de la torre = $208 \times 0.0268 = 5.45$ lb/hr

Agua entrando a la torre = 2.08 lb/hr

Agua evaporada 3.37 lb/hr

Agua requerida para el enfriamiento:

$145350 + (65-32)X = (X-3.37)(168-32) + 8510$

$X = 1360$ lb/hr

Para obtener la masa velocidad, se aplica el mismo sistema de cálculo utilizando en el Apéndice No. 5.

Los resultados obtenidos son:

G_y en el punto de inundación = 1000 lb/hr pie²

considerando una velocidad del 40% de la de inundación:
 $G_y = 400$ lb/hr pie²

$S = \frac{247.15}{400} = 0.62$ pie² = 0.0575 m²

$L = \frac{1360}{0.62} = 2200$ lb/hr pie²

$D = 0.89$ pie = 0.27 m

Para el cálculo de los coeficientes de transferencia las propiedades del gas se tomarán a una temperatura media entre el gas y el agua.

$$T_m = 455^{\circ}\text{F}$$

El coeficiente de difusión se calculará considerando el sistema agua aire.

$$D = 3.88 \times 0.0043 \frac{513^{3/2}}{0.77(29.9^{1/3} + 18.8^{1/2})^2} \sqrt{\frac{1}{29} + \frac{1}{18}}$$

$$D = 23.5 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

$$\mu = 0.064 \text{ lb/pie hr}$$

$$\rho = 0.0331 \text{ lb/pie}^3$$

$$S_{cg} = \frac{0.064}{0.0331 \times 23.5} = 0.082$$

Para los factores de corrección, se tomarán las propiedades del agua a la temperatura media de ésta $t_m = 116^{\circ}\text{F}$.

$$f_1 = \left(\frac{1.43}{2.42} \right)^{0.16} = 0.919$$

$$f_2 = \left(\frac{62.4}{61.8} \right)^{1.25} = 1.13$$

$$f_3 = \left(\frac{72.8}{68.74} \right)^{0.8} = 1.048$$

para una masa velocidad igual a 40% la de inundación:

$$\psi = 100$$

$$m = 0.6$$

$$n = 1.24$$

para una primera estimación de H_g , se supondrá

$$\left(\frac{Z_t}{10} \right)^{1/3} = 1$$

$$H_g = \frac{110 \times 0.082^{0.5}}{(2200 \times 0.919 \times 1.13 \times 1.048)^{0.6}} \left(\frac{10.6}{12} \right)^{1.24}$$

$$H_g = 0.253 \text{ ft}$$

$$P_{rg} = \frac{0.254 \times 0.064}{0.0235} = 0.69$$

$$h_{ga} = \left(\frac{0.082}{0.69} \right)^{2/3} \frac{0.254 \times 400}{0.253} = 96.5$$

$$T_m = \frac{\ln \frac{T_1 - T_2}{T_1}}{\ln \frac{T_1 - T_2}{T_2}} = \frac{(2252 - 168) - (77 - 65)}{\ln \frac{2252 - 168}{77 - 65}} = 405 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$V = \frac{Q}{h_{ga} T_m} = \frac{145350 - 2360}{96.5 \times 405} = 3.66 \text{ pie}^3 = 0.104 \text{ m}^3$$

$$\text{altura} = \frac{3.66}{0.62} = 5.9 \text{ pie} = 1.8 \text{ m}$$

corrigiendo por el térmico $\left(\frac{ZT}{10} \right)^{1/3}$, se obtiene:

$$\text{Altura} = 4.5 \text{ pie} = 1.37 \text{ m}$$

La caída de presión se obtiene por el mismo procedimiento empleado en el Apéndice No. 5.

$$P = 12.9 \text{ lb/pie}^2 = 2.48 \text{ pulg H}_2\text{O} = 6.3 \text{ cm H}_2\text{O}$$

APENDICE No. 9.

A. - CALCULO DEL SULFITADOR.

El cálculo del sulfitador estará basado en la siguiente ecuación:

$$Z_t = \frac{G_{m_y}}{K_{y_a}} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(1-y)(y-y^*)} \quad (19)$$

en donde:

Z_t = Altura del sulfitador pie

G_{m_y} = Masa velocidad molar del gas lbmol/hrpie²

K_{y_a} = Coeficiente total de transferencia lbmol/hrpie³atm

y_a = Fracción mol del gas a la salida

y_b = Fracción mol del gas a la entrada

y^* = Fracción mol del gas en equilibrio con el líquido.

Debido a que la reacción entre el anhídrido sulfuroso y el hidróxido de magnesio es muy rápida, el proceso que se efectúa es semejante al de absorción de un gas muy soluble, siendo la resistencia del gas, la que controla el proceso y por lo tanto:

$$K_{y_a} = k_{y_a}$$

El coeficiente de transferencia en la película gaseosa, está dado por la siguiente ecuación:

$$k_{ya} = 0.026 G^{0.6} L^{0.37}$$

(34)

G = Masa velocidad del gas lb/hrpie²
 L = Masa velocidad del líquido lb/hrpie²

Para hacer la integración gráfica, se necesita conocer la línea de operación y la curva de equilibrio. La línea de operación se establece, conociendo las condiciones de entrada y salida del gas y el líquido y la curva de equilibrio, se obtiene a partir de las relaciones de equilibrio del sistema óxido de magnesio-agua anhídrido sulfuroso (4); estos datos se encuentran graficados en la figura No. 18.

La línea de operación y la curva de equilibrio se encuentran graficados en la Figura No. 19.

En la figura No. 19 se encuentra graficada la fracción mol del anhídrido sulfuroso en el gas Y_e , contra la fracción mol del anhídrido sulfuroso en la solución X_e .

Los valores de Y_e y X_e son obtenidos de la siguiente manera:

$$Y_e = \frac{P_a}{P_t}$$

P_a = Presión parcial de SO_2
 P_t = Presión de trabajo

$$X_e = \frac{\frac{C}{64}}{\frac{C}{64} + 55.5}$$

C = g de SO_2 por 1000 g de agua.

Para la obtención de la línea de operación se tiene: concentración de SO_2 en la solución a la entrada = $C_a = 0$

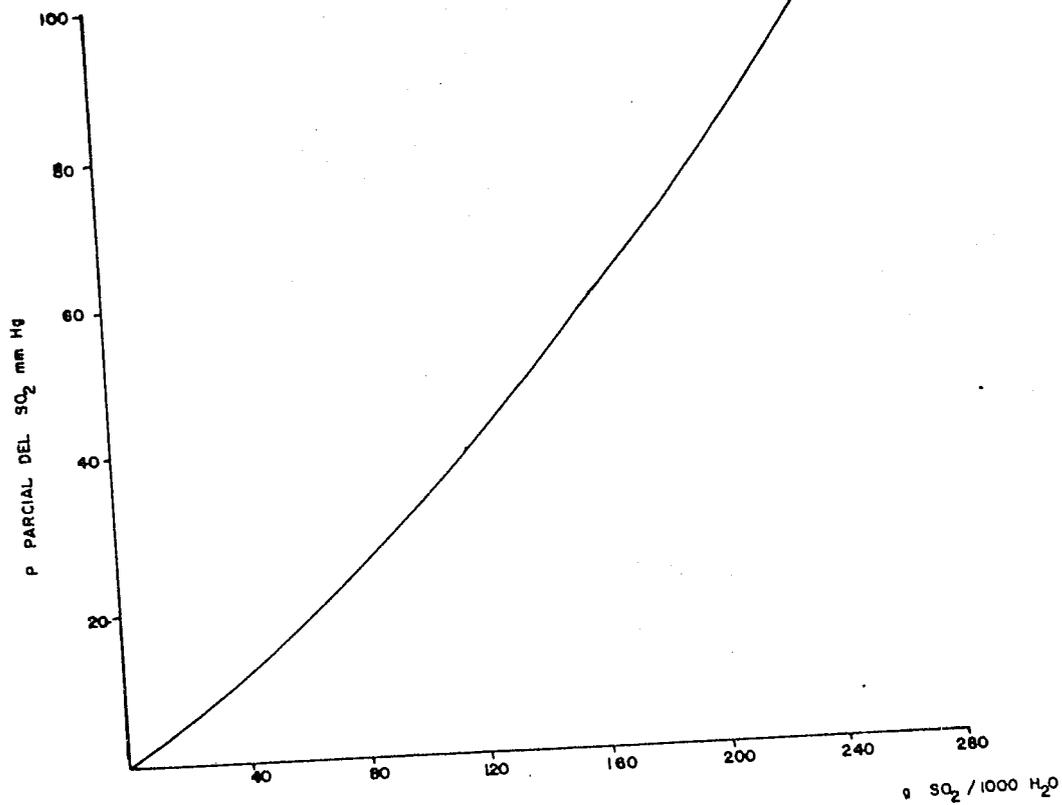


Fig. no. 18. Relaciones de equilibrio del sistema $\text{MgO-H}_2\text{O-SO}_2$
a 35°C

fracción mol en
el gas

Y

0.20

0.15

0.10

0.05

0.01

0.02

0.03

0.04

0.05

0.06

0.07

X
fracción mol en
el líquido

línea de operación

curva de equilibrio

Fig. no. 19 Curva de equilibrio y línea de operación del sistema $MgO-H_2O-SO_2$

Concentración de SO_2 en la solución a la salida =
 $C_b = 150 \text{ g/l} = 167 \text{ g SO}_2/1000 \text{ g H}_2\text{O}$

$$X_a = 0$$

$$X_b = 0.0426$$

El gas al entrar al sulfitador tiene 17% de SO_2 y se va a suponer que sale con 0.2%.

$$Y_a = 0.002$$

$$Y_b = 0.17$$

y	1-y	y*	y-y*	$\frac{1}{(1-y)(y-y^*)}$	y	Ordena da pro- medio.	Area
0.002	0.998	0	0.0020	501	0.003	394	1.18
0.005	0.995	0.0015	0.0035	287	0.005	270	1.35
0.01	0.990	0.0040	0.0060	253	0.010	186	1.86
0.02	0.980	0.0085	0.0115	120	0.010	90.4	0.904
0.03	0.970	0.0130	0.0170	60.8	0.010	54.1	0.541
0.04	0.960	0.0180	0.0220	47.5	0.020	40.4	0.808
0.06	0.940	0.0280	0.0320	33.3	0.020	29.9	0.598
0.08	0.920	0.0390	0.0410	26.5	0.020	24.6	0.492
0.10	0.900	0.0510	0.0490	22.7	0.020	21.3	0.426
0.12	0.880	0.0630	0.0570	20.0	0.020	19.2	0.384
0.14	0.86	0.0770	0.0630	18.5	0.020	18.0	0.360
0.16	0.840	0.0920	0.0680	17.5	0.010	17.4	<u>0.174</u>
0.17	0.830	0.0100	0.0700	17.3			
							9.077

Cálculo de la masa velocidad del gas y del líquido:

SO₂ que entra con el gas = 78.3 lb/hr
 SO₂ que sale con el gas = 0.78 lb/hr

$$\text{SO}_2 \text{ absorbido} = 77.52 \text{ lb/hr}$$

Considerando un área libre de pie^2

$$G_b = 247.15 \text{ lb/hrpie}^2$$

$$G_a = 174.3 \text{ lb/hrpie}^2$$

$$L_a = 491.6 \text{ lb/hrpie}^2$$

$$L_b = 564.5 \text{ lb/hrpie}^2$$

$$(k_{ya})_a = 0.026 \times 174.3^{0.6} \times 491.6^{0.37} = 5.65$$

$$(k_{yb})_b = 0.026 \times 247.15^{0.6} \times 564.5^{0.37} = 7.35$$

$$\left(\frac{G_{my}}{k_{ya}} \right)_a = \frac{\frac{168.85}{28 \times 0.998}}{5.65} = 1.07$$

$$\left(\frac{G_{my}}{k_{ya}} \right)_b = \frac{\frac{168.85}{28 \times 0.86}}{7.35} = 0.99$$

tomando el promedio se tiene:

$$Z_t = 1.03 \times 9.077 = 9.4 \text{ pie} = 2.85 \text{ m}$$

considerando que las mamparas ocupan un 60% de la sección recta del sulfitador:

$$D = 1.8 \text{ pie} = 0.55 \text{ m}$$

APENDICE No. 10.

A. - CALCULO DE LOS ASENTADORES.

De los asentadores únicamente se calculará el área de asentamiento, la cual está dada por la siguiente expresión:

$$A = \frac{1.333 (F - D)}{R \times s} \quad (6)$$

A = Área pie²/ton de sólidos secos/24 hr

F = Relación en peso de líquido-sólido

D = Relación de líquido-sólido en la descarga

R = Velocidad de asentamiento de la suspensión con dilución F en pie/hr

s = Gravedad específica

Para el cálculo del área, se tienen que hacer determinaciones de velocidad de asentamiento, para una suspensión con diferentes relaciones líquido-sólido. Para la determinación de las velocidades de asentamiento, se siguió el método dado en la referencia (6).

El área que se escogerá, será la mayor área que se obtenga al substituir en la fórmula los diferentes valores obtenidos de velocidad de asentamiento para diferentes valores de la relación líquido-sólido.

Considerando por ejemplo la suspensión de carbonato básico de magnesio se tiene:

$$s = 1.04$$

$$D = 10$$

F	R	A
72	3.35	23.5
50	2.25	22.8
20	0.57	22.5

$$A = 23.5 \times 0.56 \times 1.25 = 16.4 \text{ pie}^2 = 1.52 \text{ m}^2$$

APENDICE No. 11.

A. - CALCULO DE FILTROS. .

El cálculo del área de filtración, se basará en las pruebas experimentales efectuadas.

En estas pruebas, se determinaron las constantes de filtración de cada una de las suspensiones, a las condiciones a que se va a efectuar la filtración.

La ecuación que se considerará para la determinación del área de filtración es la siguiente:

$$\frac{\Theta}{V/A} = C_v \frac{V}{A} + b$$

en donde:

- Θ = Tiempo de filtración, hr
- V = Volumen de filtración, pie³
- A = Area de filtración, pie²
- C_v = Constante, hr/pie²
- b = Constante, hr/pie

Filtro prensa:

Para el cálculo de un filtro prensa, se tomará la suspensión de sulfato de calcio.

El filtro trabajará únicamente durante dos horas, ha ciéndose la filtración a 44 lb/pulg².

Las constantes obtenidas para esta suspensión fue -
ron:

$$C_v = 0.945 \text{ hr/pie}^2$$

$$b = 0.0485 \text{ hr/pie}$$

Durante cada ciclo de filtración, se considerará un tiempo de filtración, uno de lavado y otro de rearreglo.

Suponiendo un tiempo de rearreglo de 0.25 hr, se tiene:

$$\Theta_f = \frac{\Theta_c}{1 + \frac{8}{m}}$$

Θ_f = Tiempo de filtración

Θ_c = Tiempo de rearreglo

m = Vol. filtrado/vol. de lavado

Considerando un volumen de lavado igual a una tercera parte del de filtrado:

$$\Theta_f = \frac{0.25}{1 + \frac{8}{3}} = 0.068 \text{ hr}$$

$$\Theta_\lambda = \frac{8}{m} \Theta_f = \frac{8}{3} \times 0.068 = 0.182 \text{ hr}$$

El tiempo de cada ciclo será por lo tanto 0.5 hr.
Puesto que la filtración se hará en dos horas, se efectuará 4 ciclos.

El volumen filtrado en cada ciclo es de 3.5 pie^3 .

Substituyendo en la fórmula de filtración se obtiene:

$$A = 14.3 \text{ pie}^2 = 1.31 \text{ m}^2$$

Filtro rotativo:

El filtro rotativo trabajará solo durante cuatro horas.

Las constantes determinadas para la suspensión de carbonato básico de magnesio fueron:

$$C_v = 8.35 \text{ hr/pie}^2$$

$$b = 0.17 \text{ hr/pie}$$

$$\frac{\Theta}{V/A} = 8.35 \frac{V}{A} + 0.17$$

$$\frac{V}{A} = \frac{e}{v} = \frac{\text{espesor}}{\text{vol. de precipitado/vol. filtrado}}$$

$$v = 0.545$$

considerando un espesor de $1/8$ de pulgada.

$$\frac{V}{A} = \frac{1}{8 \times 12 \times 0.545} = 0.0191 \text{ pie}$$

substituyendo en la ecuación de filtración, y despejando el tiempo de filtración se tiene:

$$\Theta = 0.0063 \text{ hr}$$

suponiendo que el filtro tiene una cuarta parte sumergida ,
el tiempo de cada revolución será:

$$0.0063 \times 4 = 0.0252 \text{ hr}$$

El precipitado tiene 300% de humedad, teniéndose
que filtrar 102 lb/hr. La densidad del precipitado es 68
lb/pie³

$$\frac{102}{68} = 1.5 \text{ pie}^3/\text{hr}$$

$$A \times e = 1.5 \times 0.0252 = 0.0378 \text{ pie}^3/\text{vuelta}$$

$$A = \frac{0.0378 \times 12}{1/8} = 3.62 \text{ pie} = 0.32 \text{ m}^2$$