

17  
25



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO**

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
"ZARAGOZA"

**ANALISIS DE LOS EFLUENTES GASEOSOS  
EN UNA PLANTA PRODUCTORA DE ACIDO  
SULFURICO**

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
**I N G E N I E R O Q U I M I C O**  
P R E S E N T A N :  
MARTHA PILAR MORALES HERNANDEZ  
LUCIO WONG RUJERIO



México, D. F.

1993

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



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 está 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.

## INDICE

INTRODUCCION.....	1
CAPITULO I "ACIDO SULFURICO"	
HISTORIA.....	3
PROPIEDADES.....	6
USOS.....	9
PRODUCCION Y CONSUMO.....	11
PROCESOS DE PRODUCCION.....	13
CAPITULO II "CONTAMINACION"	
CONTAMINACION.....	22
NORMAS TECNICAS.....	32
CAPITULO III "CONTROL DE EMISIONES GASEOSAS"	
CONTROL DE EMISIONES GASEOSAS.....	38
METODOS DE CONTROL DE EMISIONES DE SO <sub>2</sub> .....	48
METODOS DE CONTROL DE NIEBLAS.....	61
SELECCION DE PROCESO DE CONTROL DE EMISIONES DE SO <sub>2</sub> .....	63
CAPITULO IV "SIMULACION DEL PROCESO DE PRODUCCION"	
SIMULACION DEL PROCESO.....	66
RESULTADOS DE LA SIMULACION.....	73
ANALISIS DE RESULTADOS.....	90
CAPITULO V "SIMULACION DEL PROCESO DE CONTROL DE EMISIONES" SIMULACION DEL PROCESO SELECCIONADO.....	93
ANALISIS DE RESULTADOS.....	99

CONCLUSIONES.....	101.
APENDICE.....	102
NOMENCLATURA.....	144
BIBLIOGRAFIA.....	147.

## CAPITULO I

## INTRODUCCION

Con el paso de los años y el incremento de la población, las necesidades y los servicios que el hombre requiere para sobrevivir, también se han incrementado.

Para satisfacer estas necesidades, el hombre se ha desarrollado en todos los aspectos de su vida: el social, cultural e industrial, por mencionar algunos.

Estos avances han sido muchos y de gran beneficio, por ejemplo en el aspecto industrial, se tiene la creación de grandes industrias textiles, de polímeros, etc.

No obstante estos beneficios, también se tienen consecuencias perjudiciales para el hombre y el medio que lo rodea.

Una de las consecuencias negativas, es la contaminación, provocada por el uso inadecuado de los recursos y la mala distribución de la población.

En nuestro país, la contaminación ha alcanzado niveles críticos, para la salud y la vida de cualquier ser.

Ante este problema surge la necesidad de adoptar medidas que permitan disminuirla, algunas de las que se han tomado son:

- Crear zonas industriales, ya que no pueden instalarse más plantas de proceso, en las grandes ciudades.
- Disminución de los automóviles que circulan.
- Control de efluentes arrojados a la atmósfera por las industrias.

Una de las grandes industrias en el país, es la de producción de ácido sulfúrico, debido a la gran demanda de este producto.

Uno de los inconvenientes de este proceso es que se descargan a la atmósfera sustancias tóxicas como el dióxido y trióxido de azufre al no controlarse las cantidades, que se descargan de cada una de ellas.

#### OBJETIVOS

Los objetivos que se plantean para el desarrollo del trabajo son:

- Analizar el proceso de producción de ácido sulfúrico y verificar que los niveles de efluentes emitidos a la atmósfera se encuentren dentro de los establecidos por las normas, vigentes en el país.
- Investigar los métodos de control de gases.
- Seleccionar un proceso de control de efluentes.
- Realizar la simulación del proceso de producción y de control.

## ACIDO SULFURICO

### HISTORIA

El origen del ácido sulfúrico es desconocido, pero se menciona desde el siglo X.

El ácido sulfúrico ha tenido una importancia comercial desde hace 250 años, usándose ya en la Edad Media.

En el siglo XIII se obtenía ácido sulfúrico (ácido vitriólico) por destilación de alumbre (sulfato doble de potasio y aluminio hidratado). En el siglo XV su preparación por medio de la combustión de salitre (nitrato de potasio), fue descrita por Valentinus

Partiendo de esta información, se desarrolló el método de las cámaras de plomo. En 1746, el Dr. Roebuck en Birmingham, Inglaterra construyó una cámara de plomo de 6 pies cuadrados, para quemar una mezcla de azufre y salitre, así formó las bases para el proceso de las cámaras de plomo.

En los siglos XVIII y XIX, el ácido sulfúrico fue producido -- totalmente por el proceso de las cámaras de plomo, en el cual los óxidos de nitrógeno son usados como catalizadores homogéneos para la oxidación del óxido de azufre.

El producto obtenido es de baja concentración (60° Baumé ó 77-78% en peso de ácido sulfúrico), la cual es muy pequeña para muchos usos comerciales.

Durante la primera parte del siglo XX, el proceso de cámaras fue gradualmente desplazado por el método de contacto.

El proceso de contacto descrito por Philipps en 1831, incluye en la patente los rasgos esenciales que son:

- El paso de una mezcla de dióxido de azufre y aire sobre un catalizador, seguido por la absorción del trióxido de azufre, en ácido sulfúrico al 98.5-99%.

La inversión de Phillips no fue un éxito comercial durante más de cuarenta años debido, probablemente, a que:

- 1) No había demanda de ácido sulfúrico más concentrado.
- 2) El conocimiento de las reacciones catalíticas en fase gaseosa no era suficiente.
- 3) La técnica química sufría un lento progreso.

El crecimiento de la industria del tinte provocó un aumento en la demanda de ácido sulfúrico concentrado y oleúm para la elaboración de colorantes sintéticos y químicos orgánicos, despertando gran interés en el desarrollo del proceso de contacto, por parte de Winkler en 1875.

El proceso de Winkler, patentado por Phillips, fue empleado por varias firmas, la producción comercial inicial fue hecha por Emil Jacob en los trabajos de Kreuznack (Alemania).

Otras firmas alemanas utilizaron la combustión de la piritita como fuente de dióxido de azufre, provocando que se gastara una enorme cantidad de tiempo y dinero en investigación, la mayor parte enfocada al tostador de gas para prevenir la contaminación y envenenamiento del catalizador.

El proceso de contacto tuvo un desarrollo acelerado durante la Primera Guerra Mundial, para proporcionar mezclas concentradas de ácido sulfúrico y ácido nítrico para la producción de explosivos.

En 1915, un catalizador de vanadio fue desarrollado y usado -- por Badische en Alemania.

Este tipo de catalizador se usó en Estados Unidos en 1924 y paulatinamente desplazó al catalizador de platino.

El catalizador tiene la ventaja de ser relativamente abundante no costoso y tener una resistencia superior al envenenamiento comparado con el platino.

Después de la Segunda Guerra Mundial, el tamaño de las plantas que manejaban el proceso de contacto aumentó considerablemente -- para poder surtir la demanda de la industria de fertilizantes --- fosfatados.

Para 1963, el proceso de contacto tuvo una modificación importante, Bayer A.G. anunció el uso a gran escala del proceso de --- doble contacto.

En este proceso, el dióxido de azufre ha sido parcialmente convertido en trióxido, recalentado y entonces pasado a través de -- ácido sulfúrico para remover el trióxido recalentado y entonces - es pasado a través de otras camas de catalizador. Por este método la conversión puede ser incrementada de 98 a 99.5-99.8%, así se - reduce la emisión de dióxido de azufre que no reaccionó a la atmósfera.

## PROPIEDADES

El ácido sulfúrico es un ácido fuerte, es además un agente --- oxidante y deshidratante, particularmente para los compuestos orgánicos. Su acción deshidratante es importante en la absorción -- del agua formada en conversiones químicas que son la nitración, - sulfonación y esterificación, asegurando altos rendimientos.

El ácido sulfúrico al 100% es a temperatura ambiente, un líquido incoloro e inodoro, claro como el agua, denso y oleoso. Tiene un punto de fusión de 10.37°C y un punto de ebullición de 338°C, --- pero a esta temperatura desprende algo de  $SO_3$  por lo que el contenido de ácido disminuye hasta 98.3%.

El ácido sulfúrico es miscible con agua en todas proporciones- y con fuerte desprendimiento de calor. La dilución no es solamente un proceso físico, sino que también químico, ya que forma hidratos.

	FORMULA	PUNTO DE FUSION (°C)	GRAV. ESPEC. (gr/cc)
Acido sulfúrico fumante	$H_2S_2O_7$	35.00	1.9
100%	$H_2SO_4$	10.37	1.834
Monohidrato	$H_2SO_4 \cdot H_2O$	8.48	1.842
Dihidrato	$H_2SO_4 \cdot 2H_2O$	-38.57	1.650

Las irregularidades entre la fuerza de los ácidos sulfúricos y sus correspondientes gravedades específicas y puntos de congelación son debido a esos hidratos.

Mientras que estas denominaciones científicas se refiere al  $H_2SO_4$

existen también denominaciones técnicas que se derivan del  $SO_3$  es decir, del anhídrido del ácido sulfúrico. Así, se denomina a veces monohidrato al ácido sulfúrico al 100%.

Al diluir no se debe añadir nunca agua sobre el ácido sulfúrico concentrado, sino que se añade el ácido lentamente y con buena agitación sobre el agua.

El trióxido de azufre es un compuesto cristalino que sublima a temperatura ambiente.

A pesar de ser anhídrido del ácido sulfúrico reacciona difícilmente con el agua, pero se disuelve fácilmente en  $H_2SO_4$ , concentrado el cual puede absorber grandes cantidades de  $SO_3$ .

Una dilución de trióxido, aparece como una sustancia oleosa, a la que se denomina oleum.

El contenido de trióxido de azufre se representa numericamente por ejemplo, oleum 20% significa que el ácido sulfúrico contiene un 20% en peso de  $SO_3$  disuelto.

El trióxido de azufre se desprende fácilmente de la disolución, ya que es volátil a temperatura ambiente. Si se abre un frasco -- con oleum, se desprende un humo blanco de trióxido de azufre, por lo que al oleum se le denomina también "ácido sulfúrico fumante".

El ácido sulfúrico concentrado y sobre todo, el oleum atacan a muchas sustancias orgánicas, especialmente hidratos de carbono, grasas, albúminas, entre otros. El ataque es enérgico y a veces con carbonización o incluso (con oleum) combustión con producción de llama.

El ácido diluido ataca a los metales no nobles, con mayor facili-

dad formando sulfatos. De estos metales, el plomo es especialmente resistente al ácido sulfúrico, pues resiste al sulfúrico del 80% a temperatura de 90°C.

Previamente, cuando mucho del ácido se fabricaba por el método de cámaras, las soluciones en agua se vendían de acuerdo a su gravedad específica o grados Baumé.

La temperatura usual a la que fueron referidos estos datos fue de 15°C.

La gravedad específica del ácido sulfúrico se incrementa gradualmente a 1.844 a 15°C para ácido del 97%, después decrece a 1.839 a 15°C para ácido al 100%.

Consecuentemente en este intervalo superior, alrededor del 95% de ácido, la fuerza del ácido debe de ser determinada por medios distintos a la densidad.

La conductividad eléctrica, el índice de refracción y la transmitancia sónica están siendo usados para medir continuamente la fuerza del ácido en las plantas modernas.

Como las plantas de ácido de contacto han desplazado a las plantas de ácido de cámaras, el porcentaje del  $H_2SO_4$ , queda normalmente especificado. (8), (14), (19), (20).

## USOS.

El ácido sulfúrico es el más utilizado en la industria.

El desarrollo de la producción del  $H_2SO_4$  permite estimar la ---- situación técnica de un país.

Este ácido tiene una amplia gama de aplicaciones, de las cuales las siguientes son sólo algunas:

Su principal uso es en la industria de fertilizantes, en la --- elaboración de fertilizantes fosfatados (superfosfatos y superfosfato triple).

En la industria orgánica, para preparar productos intermedios - (por ejemplo para sulfurar, como ácido de nitración en mezcla con nítrico, etc.), en la elaboración de ácidos orgánicos tales como - el cítrico, oxálico, acético y tartárico.

En la industria de pigmentos y pinturas, en la elaboración de - sulfatos de amonio, cobre, aluminio, magnesio (sales Epsom), zinc, hierro, etc.

En la industria de la seda artificial (rayón), en la industria del hierro y del acero (por ejem. en la desoxidación del hierro).

En la galvanización y estañado, en la refinación y producción-- de metales pesados, en la galvanoplastia y en la preparación de -- azúcar, almidón y jarabes.

Es utilizado también en la purificación de productos del petróleo en la preparación del dióxido de titanio, en la alquilación -- del isobutano, en la manufactura de muchos químicos nitrogenados, - síntesis del fenol, etc.

También es empleado como agente deshidratante en la recuperación de

ácidos grasos en la elaboración de jabón y en la manufactura de ácido fosfórico.

Los oleum son necesarios para el petróleo, nitrocelulosas, nitroglicerina, TNT (trinitrotolueno), así como para la fortificación de ácidos débiles.

Existen muchos otros usos, porque en efecto, hay una gran variedad de productos químicos donde interviene el ácido sulfúrico.

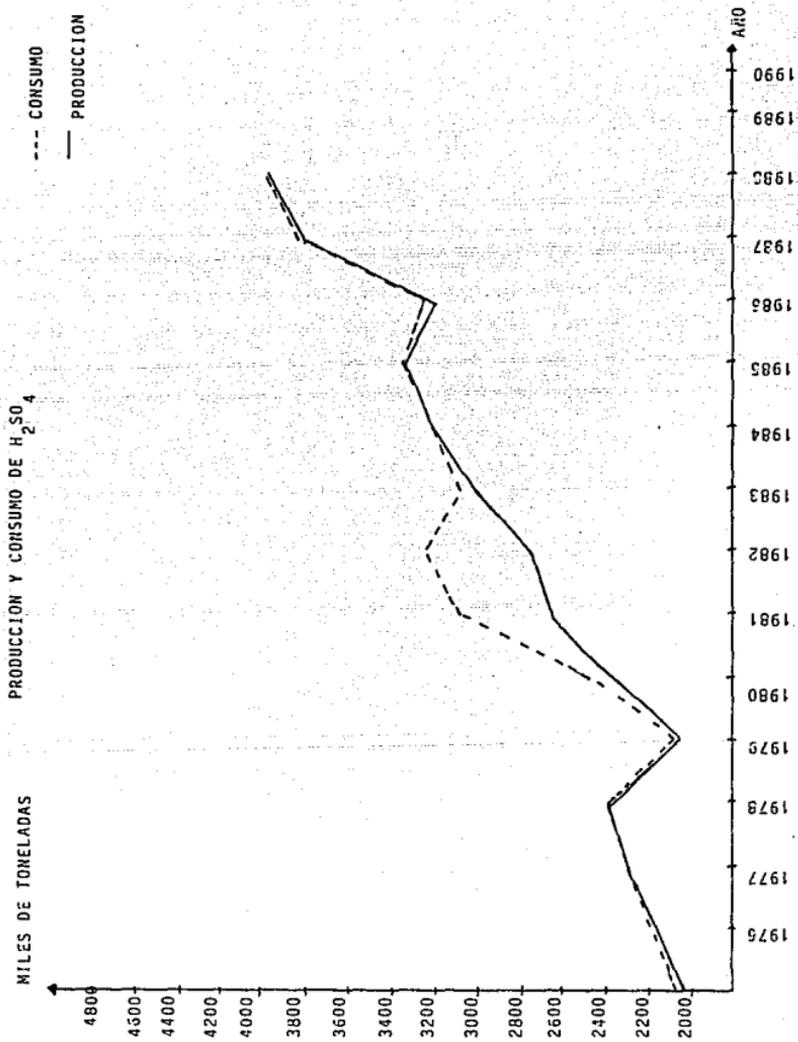
A continuación se presentan datos relacionados con la producción, capacidades instaladas, importaciones, exportaciones y consumos de ácido sulfúrico. También se muestran gráficas de los mismos datos.

## ACIDO SULFURICO

11

Miles de toneladas	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981
Producción	2046.9	2178.4	2295.7	2372.4	2041.3	2359.5	2619.4
Importac.	37.3	5.2	1.9	51.1	57	98.5	430.2
Exportac.	3.4	6.4	7.0	35.0	18.3	---	---
Consumo Aparente	2080.8	2177.2	2290.6	2388.5	2080.0	2458.0	3049.6
Incremento Cons. Apar.	(9)	4.6	5.2	4.3	(13)	18.0	24.0
Capacidad Instalada	2543.0	2688.6	2688.6	3168.0	3168.0	3168.0	3168.0

Miles de toneladas	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988
Producción	2732.6	2996.2	3196.2	3322.4	3194.4	3780.1	3956.3
Importac.	468.5	43.5	1.0	14.1	54.8	47.8	35.0
Exportac.	---	0.3	18.2	0.5	0.3	44.0	34.7
Consumo Aparente	3232.1	3039.4	3179.0	3336.0	3248.9	3813.9	3956.6
Incremento Cons. Aparen	5.0	(5.1)	4.6	4.9	(2.6)	17.4	3.7
Capacidad Instalada	3168.0	3959.6	3948.8	3669.8	4266.3	4668.4	5268.4



Los principales productores de ácido sulfúrico son los siguientes:

- 1.- Azufrera Panamericana.
- 2.- Fenoquimia S.A. C.V.
- 3.- Fertimex, S.A.
- 4.- Industria Minera Mexicana S.A.
- 5.- Industria Peñoles S.A. de C.V.
- 6.- Industrias Químicas de México S.A. de C.V.
- 7.- Industrias Resistol, S.A.
- 8.- Mexicana de Cobre S.A. de C.V.
- 9.- Química Flúor, S.A. de C.V.
- 10.- Univex, S.A.

## PROCESOS DE PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO

Los procesos de producción de ácido sulfúrico son, básicamente dos:

- El primero es el de las cámaras de plomo, el cual permite obtener ácido de baja concentración. (5), (6), (7), (13), (19).
- El segundo es el método de contacto, el cual permite obtener una concentración entre 96 y 98%. (4), (6), (7), (13), (18) (19).

### METODO DE LAS CAMARAS DE PLOMO.

(FIG.1)

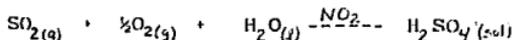
En este proceso el dióxido de azufre, que se obtiene de la combustión de azufre o piritas, se alimenta a una Torre de Glover en la cual circulan a contracorriente, ácido sulfúrico (78%) con vapores de óxidos de nitrógeno.

Los gases calientes de  $SO_2$ , y los vapores nitrosos pasan a las cámaras de plomo, donde se rocía agua pulverizada por la parte superior.

Estas cámaras están revestidas de planchas de plomo para protegerlas de la corrosión. Es aquí donde el  $SO_2$  se convierte en ácido sulfúrico, empleando los óxidos de nitrógeno como catalizador.

Los gases que salen de la cámara, pasan a través de la Torre de Gay Lussac, en la que son enfriados con  $H_2SO_4$  a contracorriente para oxidar totalmente los óxidos nitrosos. Estos óxidos se recuperan y recirculan a la torre Glover.

La reacción que se lleva a cabo es la siguiente:



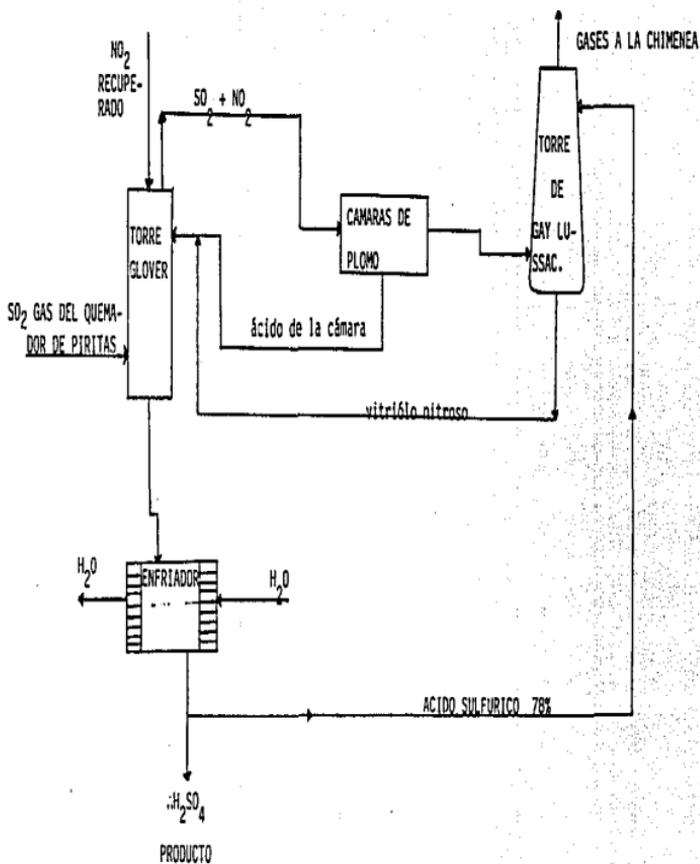


FIG . 1 DIAGRAMA DE FLUJO PROCESO DE CAMARAS DE PLOMO.

### METODO DE CONTACTO

Este método se basa, en la oxidación del dióxido de azufre en presencia del oxígeno del aire y de catalizadores.

Los principales catalizadores empleados son: óxido de fierro, platino y óxidos o compuestos de vanadio. El más empleado es el de vanadio ya que el óxido de fierro es poco activo y el de platino es muy activo, pero fácilmente se contamina o envenena.

La reacción de oxidación es reversible, ya que a temperaturas por encima de los  $600^{\circ}\text{C}$ , se descompone; en cuanto al catalizador, la temperatura mínima a que trabaja es de  $400^{\circ}\text{C}$ , por lo que se trabaja a temperaturas entre 400 y  $550^{\circ}\text{C}$ .

Las operaciones que se realizan en toda planta de ácido sulfúrico son:

- 1.- Producir  $\text{SO}_2$  a partir de una materia prima adecuada.
- 2.- Enfriar, purificar y secar los gases de  $\text{SO}_2$ .
- 3.- Precalentar los gases hasta la temperatura adecuada para la realización de la conversión de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$ .
- 4.- Oxidación del  $\text{SO}_3$  catalíticamente.
- 5.- Enfriamiento de los gases convertidos.
- 6.- Absorción del  $\text{SO}_3$  en  $\text{H}_2\text{SO}_4$  concentrado.

A su vez, el proceso de contacto puede ser de dos tipos los cuales se mencionan a continuación.

## 1.- PROCESO DE CONTACTO A PARTIR DE LA PURIFICACION DE GAS CALIENTE (FIG.2)

En este proceso se tiene que el airer empleado para la combustión se seca y los gases del quemador se purifican a través de -- una filtración a temperatura de 800 a 850°C.

El aire atmosférico se comprime hasta 1.5-3 ps'g, con un ventilador centrífugo.

Después, el aire se seca en una columna empacada en la que se hace pasar  $H_2SO_4$  al 93-98%. La torre de secado es de acero recubierto de ladrillo resistente al ácido.

El empaque es de anillos Rasching y cuarzo soportado sobre una parrilla de cerámica.

Este aire ya seco se emplea para fundir el azufre en un quemador que es un cilindro de acero recubierto con ladrillo aislante y refractario. Dependiendo del horno quemador empleado, el azufre fundido se rocía o se vaporiza (en Horno tipo Monsanto se vaporiza y en uno tipo Chemico se rocía).

Los gases de combustión del horno ( $SO_2$ ) salen a una temperatura de 1600°F y se enfrían a 800°C en un intercambiador de recuperación de calor de tubos de aire o agua.

Para evitar la corrosión de los tubos de la caldera por la condensación de  $H_2SO_4$ , la presión del vapor es por los menos de 200-psig.

Pueden filtrarse los gases de la caldera en un filtro de gases calientes o filtrar el azufre antes de alimentarlo al horno.

A continuación los gases entran a un convertidor que es un recipiente vertical de acero metalizado con aluminio, para evitar incrustaciones. En este recipiente el catalizador se coloca en charolas sostenidas por parrillas de hierro colado.

El dióxido de azufre se convierte en  $\text{SO}_2$  a través de cuatro pasos por el catalizador, la mayor conversión se efectúa en el primer paso.

Después los gases se llevan a un intercambiador de recuperación en el que se enfrían los gases del primer paso, los del segundo y tercero se enfrían por medio de sobrecalentadores con vapor saturado obtenido del domo de la caldera.

Los gases del cuarto paso se enfrían en un economizador que puede precalentar el aire seco del quemador o el agua de la caldera.

Finalmente el  $\text{SO}_3$  es absorbido en una torre similar a la de secado en ácido sulfúrico concentrado (98.3 a 98.5%).

El ácido de absorción se recircula a través de un enfriador externo añadiendo  $\text{H}_2\text{O}$  ó  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (el necesario) para mantener la concentración.

La razón por lo que el  $\text{H}_2\text{SO}_4$  debe ser de ese intervalo de concentración es que la presión de vapor del ácido es mínima y entonces se hace mínima la tendencia del  $\text{H}_2\text{SO}_4$  de formar niebla. Como los gases de salida contienen mucho dióxido de azufre y pequeñas cantidades de ácido como niebla, para evitar la contaminación se tienen dos procesos:

a) Los gases de salida se burbujan en una solución que contiene amoníaco para producir una mezcla de bisulfito y sulfito de

amonio. Esta mezcla se trata con ácido sulfúrico y se produce fosfato de amonio, que se emplea como fertilizante. Durante el tratamiento con ácido sulfúrico de la mezcla se desprende dióxido de azufre, el cual se recircula a la torre de secado para convertirlo en ácido sulfúrico.

b) El proceso de doble contacto consiste en hacer pasar el dióxido de azufre, a través de tres pasos de catalizador, después el trióxido de azufre se absorbe en ácido sulfúrico y los gases se calientan para hacerlos pasar nuevamente por el cuarto paso de catalizador, para después absorber nuevamente el trióxido en ácido sulfúrico. En este proceso el rendimiento es cercano al 99.7%.

## 2.- PROCESO DE CONTACTO A TRAVES DE LA PURIFICACION DE GAS FRIO (FIG.3).

Este proceso se aplica en plantas que operan con gases metalúrgicos, piritas y lodos. Consiste en mezclar el dióxido de azufre con ácido sulfúrico y polvo, así como otras impurezas que se eliminan al enfriar el gas a temperaturas ordinarias condensando la humedad, filtrando y secando los gases antes de enviarlos a los condensadores.

La descripción del proceso es la siguiente:

Los gases metalúrgicos formados por vapores de metales, sólidos en suspensión y vapor de agua contienen trióxido de azufre de la oxidación del dióxido de azufre catalizado por dióxido de hierro, que existe durante la calcinación.

Al condensar los gases el  $SO_2$  forma el  $H_2SO_4$  en forma de niebla y

este es difícil de eliminar. Por lo tanto el tratamiento consiste en que los gases de combustión pasen a través de separadores de tipo ciclón con el fin de eliminar los polvos arrastrados. Posteriormente, los gases calientes se enfrían en un intercambiador a temperatura de 700°F, para eliminar la corrosión de los tubos debida a los polvos abrasivos.

Los gases que salen del intercambiador se envían a una torre de lavado en la cual se rocía agua, si la torre esta vacía. Pero si está empacada, se enfría a la temperatura adiabática de saturación empleando soluciones diluidas de ácido sulfúrico que son recirculadas

El gas saturado pasa a un intercambiador de tubos de grafito para enfriarlo de 170 a 100°F.

Las nieblas de ácido se eliminan en un precipitador electrostático y el gas ya purificado se seca con ácido sulfúrico (93-98%) antes de enviarlas a los convertidores.

Posteriormente, se sigue el mismo procedimiento, para la purificación de gases calientes.

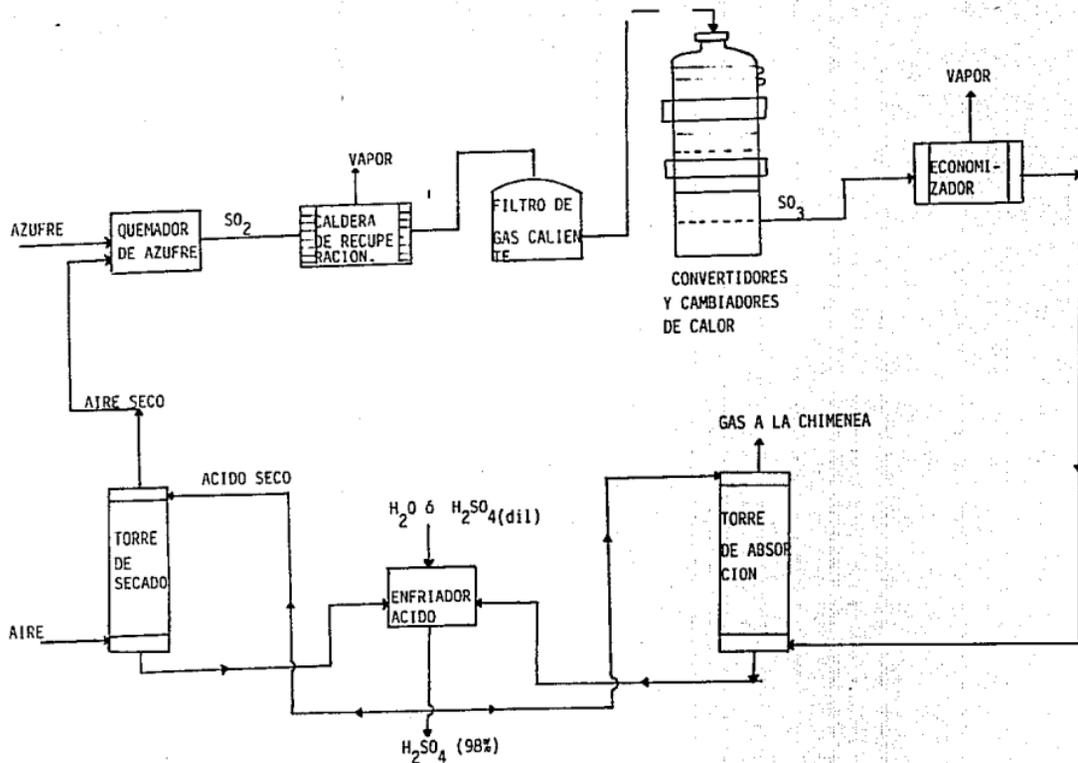


FIG. 2 DIAGRAMA DE FLUJO DEL METODO DE CONTACTO "PURIFICACION DE GAS CALIENTE."

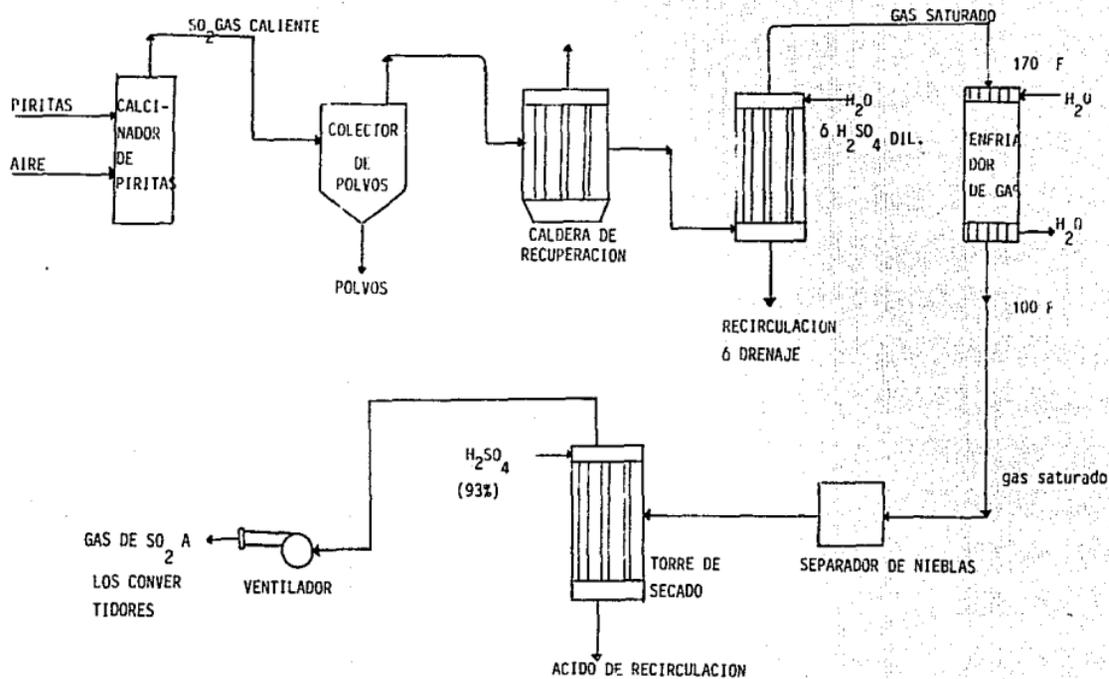


FIG. 3 DIAGRAMA DE FLUJO PROCESO DE PURIFICACION DE GAS FRIO.

## LA CONTAMINACION

Todas las actividades realizadas por el hombre contaminan, ya que se generan de una u otra forma contaminantes,

A continuación se establecen algunas definiciones, para entender el tema a tratar.

**CONTAMINACION.** Es la adición de sustancias extrañas, al agua, -- aire o suelo, en cantidades que no pueden ser empleadas con fines-determinados o establecidos.

ESTas sustancias pueden proceder de fuentes naturales o artificiales.

a) Las fuentes naturales, son aquellas en las que el hombre no participa directamente en la contaminación, como en:

- Los incendios forestales.

Los deslaves minerales.

- La erosión, etc.

No obstante lo anterior, la contaminación originada por el hombre al realizar sus actividades (contaminación artificial) es más peli-grosa y perjudica en mayor grado el bienestar del ser humano.

### FACTORES DE LOS QUE DEPENDE LA CONTAMINACION.

Algunos de los factores de los que depende la contaminación son:

- Tipo de contaminante.

- Propiedades físicas y químicas de los contaminantes.

- Proporción en que se encuentran en la atmósfera.

Además es importante mencionar que otro factor que afecta a la-contaminación, son las actividades humanas, por lo que al crecer-- la población, aumenta la contaminación.

## CAUSAS DE LA CONTAMINACION

Algunas de las causas de la contaminación son:

- Uso de los productos químicos, con el fin de eliminar animales o minerales dañinos, ya que al emplearlos se producen algunos venenos o sustancias tóxicas.
- La descarga de cantidades mayores a las permitidas de sustancias tóxicas.

Los medios a los que afecta la contaminación son tres:

- Aire.
- Agua.
- Suelo.

## CAPITULO II

## CONTAMINACION DEL AIRE.

La contaminación del aire, está relacionada, con la presencia de sustancias contaminantes que por su concentración o características son perjudiciales al ser humano, plantas, animales, etc.

Las principales fuentes contaminantes del aire son:

- Demolición de edificios.
- Tratamiento de desechos líquidos calientes, los cuales -- desprenden gases contaminantes.
- Incineración de desperdicios industriales.
- Generación de vapor, electricidad o agua, durante la cual se lleva a cabo la combustión de materiales y combustibles fósiles o radioactivos.
- Fabricación de productos con fines comerciales, etc.

Los principales contaminantes generados son:

Amoniaco ( $\text{NH}_3$ ), óxidos de azufre ( $\text{SO}_{xx}$ ), óxidos de nitrógeno- ( $\text{NO}_x$ ), sulfuro de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{S}$ ), monóxido de carbono ( $\text{CO}$ ), mercaptanos, metano, cloro, disolventes orgánicos, gases radioactivos, etc.

A continuación, se mencionan los contaminantes y sus efectos.

**CONTAMINANTES.**

Partículas sólidas dispersas en la atmósfera, como polen, -- hollín, sustancias químicas.

Dióxido de azufre  $SO_2$ .

Monóxido de carbono  $CO$ .

Dióxido de nitrógeno  $NO_2$ .

**FUENTES Y EFECTOS.**

Producidos por la combustión de sólidos, quemas, etc. Producen efectos tóxicos, enfermedades respiratorias, asma, etc.

Obtenidos en la fundición de minerales, combustibles fósiles etc. Sus efectos son asma, bronquitis crónica, irritación de ojos y vías respiratorias, corrosión de metales, deteriora el papel, textiles, pieles, etc.

Combustión de sustancias que contienen, carbono, de automóviles, incendios y descomposición de sustancias orgánicas. Sus efectos son: disminución de la tolerancia al ejercicio físico, reducción de la capacidad mental, enfermedades cardiovasculares, etc.

Producidos por las reacciones que se llevan a cabo a ele-

vadas temperaturas, por los escapes de los autos, etc.

Sus efectos pueden ser: reducción de la visibilidad, nefritis crónica, enfermedades cardiovasculares, respiratorias, así como la decoloración de las pinturas y tinturas.

#### **Hidrocarburos:**

Elaboración, distribución y uso de productos del petróleo y gasolina, combustión incompleta de sustancias que contienen carbono. Sus efectos son:

Formadores de óxidos fotoquímicos, que reaccionan al estar en condiciones atmosféricas. Son cancerígenos y precursores de la oxidación.

#### **CONTAMINACION DEL AGUA.**

Dentro de los contaminantes y fuentes que contaminan el agua se incluyen los contaminantes artificiales y naturales de tipo físico-el, calor, la radiación. Los cuales pueden ser medidos o determinados.

Las fuentes generadoras de estos contaminantes son, además de los mencionados como contaminantes del aire, los siguientes:

- Extracción del agua potable de fuentes superficiales o subterráneas.
  - Transporte a través del agua (mares, ríos, etc.) de personas o mercancías en lanchas u algún otro tipo de embarcación.
  - Condensación o absorción de desechos gaseosos por medio del agua.
  - Mantenimiento, limpieza o conservación de maquinarias o edificios empleados en la fabricación de productos industriales.
  - Lixiviación de contaminantes de desperdicios industriales.
- a) Materiales orgánicos, no biodegradables.
  - b) Materiales orgánicos líquidos calientes.
  - c) Detergentes.
  - d) Sales minerales.
  - e) Sustancias químicas tóxicas, alcalinas o ácidas.
  - f) Sólidos en suspensión.
  - g) Bacterias, virus, etc.

Las consecuencias producidas por los contaminantes anteriores son:

- 1.- Enfermedades en las personas que beban agua contaminada.
- 2.- Destrucción de la flora y fauna que habitan en el agua.
- 3.- Cambio en el aspecto, olor y sabor del agua.
- 4.- Agua inadecuada para usar en el riego o industrialmente.

## CONTAMINACION DEL SUELO.

La contaminación en el suelo, se debe a la adición de algunos -- contaminantes específicos, debido a sus proporciones, las cuales -- ponen en peligro a la población que habita las zonas que se encuentran afectadas.

Las principales fuentes contaminantes son:

- La eliminación de desechos sólidos, por la realización de operaciones de relleno.
- Quema de desechos industriales, de tipo sólido, en la tierra.
- Almacenamiento de materiales que dañan la vista o el olfato.
- Demolición de construcciones o estructuras que dejan como resultado escombros o residuos.

Los principales contaminantes arrojados son:

- 1.- Restos de latas, neumáticos, llantas, etc.
- 2.- Residuos orgánicos tales como: hojas, pulpas, semillas, etc. -- los cuales son producidos durante el enlatado o empaquetado.
- 3.- Materiales inservibles desechados tales como: barriles de -- petróleo, papel, envases de cartón o plástico, automóviles en mal estado, etc.
- 4.- Aceites desechados.
- 5.- Escombros de madera o materiales de construcción, que se --- producen por las demoliciones.
- 6.- Escorias producidas durante operaciones de fundición.

Los efectos de estos contaminantes son:

- 1.- Generación de malos olores, por la descomposición de materia orgánica.

- 2.- Destrucción de la flora y la fauna silvestre que habita en pantanos que se secan, por la extracción del agua o por la descarga de residuos, aceites, etc.
- 3.- Incendios y explosiones provocadas por el almacenamiento incorrecto de materiales combustibles o de construcción.
- 4.- Aumento de la erosión, como consecuencia del escurrimiento de agua, la cual deja el suelo al descubierto.
- 5.- Alteraciones en los paisajes, ocasionada por el desmonte de bosques o por la acumulación de desechos.

Para tratar de evitar la contaminación provocada por las grandes industrias, es importante que las personas que construyen o diseñan, acepten esta responsabilidad de no contaminar y traten de evitarla antes de que la industria empiece a operar, ya que -- después es más costoso realizar modificaciones.

Por lo que es necesario que todos aquellos que intervienen en el diseño y construcción, conozcan, los aspectos fundamentales de la contaminación tales como:

- a) En que parte del proceso se generan contaminantes.
- b) ¿Qué características y de que tipo son los contaminantes?
- c) ¿Qué daños se ocasionarán en la zona donde se instalará?
- d) Además de los anterior se deben de considerar, las leyes -- ecológicas, que se aplican en la zona donde se localizará -- la industria. Tales leyes se mencionan a continuación:

#### 1.- LEY DE LO OPTIMO.

Esta ley trata de las modificaciones que se efectúan, con el propósito de satisfacer las necesidades ambientales.

2.- LEY DE LA AFASIA.

Trata sobre la diferencia que hay entre la evolución orgánica y natural y la provocada por la evolución del hombre, ya que la segunda es más rápida que la primera.

3.- LEY DE TOLERANCIA.

La cual nos indica que las especies solo pueden sobrevivir hasta cierto límite de modificaciones en sus adaptaciones.

4.- LEY DE PERSISTENCIA.

Aquí se observa que hay ciertas especies que persisten y -- siguen existiendo, en medios que no les son favorables, -- como es el caso del hombre.

5.- LEY DEL CONTROL FACTORIAL.

Aquí se indica como hay factores que alteran a las poblaciones, a pesar de que hay otros que son controlados.

6.- LEY DE LA DOMESTICACION.

Esta ley está relacionada con la protección que necesitan para sobrevivir, algunas plantas, animales e incluso el -- mismo hombre.

7.- LEY DE LO IRREVERSIBLE.

Es la ley que trata sobre la existencia de recursos no renovables.

A parte de las leyes mencionadas, también se deben elaborar -- modelos que permitan determinar, los efectos laterales de la descarga de contaminantes, para evitar que se realice la instalación de plantas que deterioren el medio donde se localicen.

Los modelos a que se refiere el párrafo anterior, son los siguientes:

- 1.- Modelo de generación y descarga de contaminantes. Este modelo es empleado para establecer la relación entre materia prima-productos-desechos y el lugar donde se ubicará la planta.
- 2.- Modelo de calidad ambiental. Sirve para determinar los efectos sobre el medio ambiente, de desechos o residuos materiales y de energía. Tomando en cuenta la dispersión en aire y agua, las reacciones químicas, los ecosistemas acuáticos y terrestres.
- 3.- Modelo de Modificación Ambiental. Determina los efectos producidos por el manejo de flujos contaminantes, para así mejorar la capacidad de asimilación del medio ambiente.
- 4.- Estrategia de Manejo. Estas son empleadas realizando, simulaciones, muestreos, optimizaciones matemáticas, para determinar la mejor manera de manejar los contaminantes.

Finalmente, como puede observarse, la contaminación se generará principalmente en las grandes ciudades y es un problema de conciencia de los ciudadanos.

NORMA TECNICA ECOLOGICA NTE-CCAT-001/88 QUE ESTABLECE LOS NIVELES PERMISIBLES DE EMISION A LA ATMOSFERA DE BIOXIDO Y TRIOXIDO DE AZUFRE Y NEBLINAS DE ACIDO SULFURICO EN PLANTAS PRODUCTORAS -- DE ACIDO SULFURICO.

La Ley General de Equilibrio Ecológico y la Protección al ambiente prevee que para controlar, reducir o evitar la contaminación a la atmósfera, todas las emisiones deberán observar las --- normas técnicas ecológicas en las que se determinan los niveles - máximos permisibles de emisión e inmisión por contaminantes y por fuente de contaminación a fin de asegurar una calidad del aire -- satisfactoria para el bienestar de la población y el equilibrio - ecológico.

La industria productora de ácido sulfúrico en el país es básicamente para el desarrollo de diversos procesos industriales. Esta industria genera emisiones a la atmósfera de bióxido y trióxido de azufre y neblinas de ácido sulfúrico.

La emisión de estos gases cuando sobrepasan ciertos límites, - producen un deterioro a la calidad del aire, por lo que es necesario controlar estas emisiones, lo cual se efectúa a través del establecimiento de los niveles máximos permisibles que aseguren, - que no se afectará de manera grave el ambiente.

Para el caso del proceso de producción de ácido sulfúrico la - emisión de bióxido de azufre, es inversamente proporcional a la eficiencia de conversión.

Para producir ácido sulfúrico se han desarrollado tecnologías que permiten alcanzar eficiencias hasta del 98% para plantas de - simple absorción y superiores al 99% en plantas de doble absorción.

Los criterios bajo los cuales se establece la presente norma - consideran, el estado actual de la planta industrial nacional, la disponibilidad de tecnología aplicable a las plantas productoras de ácido sulfúrico y su distribución a la calidad del aire en el entorno de su ubicación.

Esta norma da un tratamiento diferente a las plantas ya instaladas y a las plantas nuevas, debido a la diversidad de los niveles tecnológicos de las instalaciones.

Para la determinación de los niveles previstos en esta norma, - participó la Secretaría de Salud, en lo relacionado a la salud -- humana.

Por lo anterior se dictó un acuerdo, que contiene los siguientes artículos.(31)

ART.1 Este artículo, establece los niveles máximos permisibles que pueden emitirse de dióxido y trióxido de azufre, así como neblinas de ácido sulfúrico.

ART.2 Indica las observaciones que deben efectuarse, en las - plantas productoras de ácido sulfúrico.

ART.3 Este artículo define algunos parámetros establecidos - por la Ley General de Equilibrio Ecológico y Protección del Ambiente.

Los siguientes son algunos de los parámetros que se ---- definen.

- a) Altura de la chimenea.
- b) Eficiencia de conversión.
- c) Planta de ácido sulfúrico.

- d) Planta nueva.
- e) Zona crítica.
- f) Estabilidad atmosférica.
- g) Neblinas de ácido sulfúrico.

ART:4 Los niveles máximos permisibles de dióxido y trióxido de azufre emitidos a la atmósfera, provenientes de plantas de ácido sulfúrico existentes son:

a) Para las ubicadas en zonas críticas.

Capacidad de la planta (Ton/día)	Emisión máxima permisible. (Kg de SO <sub>2</sub> /Ton H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> al 100%)
1-500	17.7
501-700	13.0
701-1000	9.0
>1000	4.0

b) Para las ubicadas en cualquier otra parte del país.

Capacidad de la planta (Ton/día)	Emisión máxima permisible (Kg de SO <sub>2</sub> /Ton H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> al 100%)
1-500	28.0
501-700	20.0
701-1000	14.0
>1000	7.0

c) El valor atribuible a su emisión en la calidad del aire en el límite del predio, deberá ser inferior a 0.234 ppm de SO<sub>2</sub> para -- las zonas críticas y 0.3 ppm de SO<sub>2</sub> para el resto del país. Ambas concentraciones referidas en promedio horario y aplicables para - cualquier época del año. Las mediciones para determinar su concenu

tración deberán hacerse a partir del límite exterior del predio ocupado por la planta, de conformidad con las disposiciones aplicables.

ART.5 Los niveles máximos permitidos de emisión de  $\text{SO}_2$  provenientes de plantas elaboradoras de ácido sulfúrico de nueva creación, no deberán rebasar los valores indicados continuación.

Capacidad de la planta (Ton/día)	Emisión máxima permisible (Kg de $\text{SO}_2$ /Ton $\text{H}_2\text{SO}_4$ al 100%)
1-500	13.0
>500	3.0

ART.6 La emisión máxima permisible de neblinas de dióxido de azufre y neblinas de ácido sulfúrico al 100% en plantas productoras de ácido sulfúrico, será siempre al uno por mil sobre el volumen de producción.

ART.7 Para efectos de cuantificación de emisiones de  $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$  y neblinas de ácido sulfúrico, deberán emplearse los procedimientos establecidos por las Normas Oficiales Mexicanas.

Algunas de estas normas pueden consultarse más ampliamente (31), pero brevemente se indican cada una de ellas.

NOM AA 09 1973 Determinación de flujo de gases en un conducto -  
- por medio del Tubo Pitot.

NOM AA 10 1974 Determinación de la emisión de partículas sólidas contenidas en los gases que se descargan por un ducto.

- NOM AA 23 1980 Contaminación atmosférica-Terminología.
- NOM AA 54 1978 Contaminación atmosférica-Determinación del contenido de humedad en los gases que fluyen por -- un ducto.
- NOM AA 55 1976 Contaminación atmosférica fuentes fijas. Deter-- minación de  $SO_2$ , en gases que fluyen por un ducto.
- NOM AA 1980 Contaminación atmosférica fuentes fijas. Deter-- minación de  $SO_2$ ,  $SO_3$  y neblinas de ácido sulfú-- rico en los gases que fluyen por un ducto.

### CAPITULO III

### CONTROL DE EMISIONES GASEOSAS

Para el control de emisiones gaseosas, se tienen disponibles cinco métodos que son: adsorción, absorción, condensación, incineración y reacción química. (2,8,29).

La absorción es particularmente atractiva, para contaminantes presentes en una concentración apreciable, aunque es bastante --- aplicable a gases diluïdos altamente solubles en agua.

Líquidos absorbentes no acuosos pueden ser usados para gases con baja solubilidad en agua.

La adsorción es deseable para remover gases contaminantes a niveles extremadamente bajos y para el manejo de grandes volúmenes con grandes cantidades de contaminantes diluïdos.

La condensación, es mejor para vapores con alta presión de --- vapor. La eliminación de diluyentes no condensables es ventajosa --- donde la refrigeración es necesaria para la etapa final de la --- condensación.

La incineración (disponible solamente para combustibles), es --- usada para el control de vapores orgánicos y para la destrucción de pequeñas cantidades de  $H_2S$  y  $NH_3$ .

### ABSORCION.

La absorción de gases es uno de los métodos más viejos y comunes para la prevención de la descarga de gases y vapores contaminantes a la atmósfera. Es un proceso de contacto gas-líquido para la separación del gas el cual utiliza la solubilidad preferencial del gas-contaminante en la fase líquida. El principal objetivo en la remoción del contaminante es obtener una eficiencia de remoción lo bastante alta para reducir la concentración de salida del contaminante a un nivel aceptable.

Los contaminantes gaseosos más comunmente controlados por absorción incluyen dióxido de azufre, sulfuro de hidrógeno, cloruro de hidrógeno, cloro, amoniaco, óxidos de nitrógeno e hidrocarburos ligeros.

Todos los tipos de equipos de absorción, tales como las columnas de platos, pueden ser usados para el tratamiento de los contaminantes del aire, pero los aparatos más usados son las columnas empacadas, cámaras y torres de asperción, torres de asperción ciclónicas y combinaciones de cámaras empacadas con asperción.

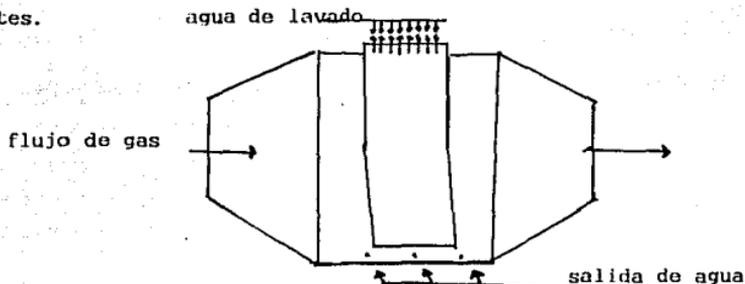
Para un gas libre de partículas, la torre empacada con contracorriente es usualmente la mejor selección.

Rellenos plásticos con área superficial extendida y gran espacio vacío son altamente deseables cuando las temperaturas sean menores de 85°C, mientras este relleno minimizará la caída de presión y proporcionará una alta transferencia de masa con una constante renovación de la película líquida.

Partículas insolubles tapan a contraflujo el relleno rápidamente

un flujo paralelo reducirá las tendencias de tapado.

El lavador empacado de flujo cruzado es aún más resistente a -- taparse y ha sido usado extensamente como un absorbedor de contami-- nantes.



El líquido de absorción más comúnmente usado es el agua, que se utiliza para remover gases ácidos, tales como el ácido clorhídrico y fluorhídrico, especialmente si el último contacto es con agua de pH alcalino.

Recíprocamente el  $\text{NH}_3$  puede ser recuperado en agua, particularmente con un contacto final ácido.

Reacciones en fase vapor pueden producir un humo submicrón (de tamaño de partícula muy pequeña) el cual es muy difícil de humedecer y recolectar.

Los gases ácidos menos solubles, tales como el  $\text{SO}_2$ ,  $\text{Cl}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  -- pueden ser absorbidos con mayor facilidad en una solución alcalina. El lavado con soluciones alcalinas de sales de amonio, que se utiliza en el proceso Cominco, para la absorción de dióxido de azufre es un ejemplo.

Líquidos orgánicos, tales como la dialkylanilina, monodi-, y -- trietanolamina y metildietanolamina, pueden ser usados en la ab--

sorción de gases ácidos. Estos absorbentes son usados en sistemas-libros de sólidos para prevenir la contaminación de líquidos orgánicos y la formación de lodos difíciles de manejar.

Disolventes y aceites de alta ebullición absorberán vapores orgánicos. La volatilidad de los líquidos de lavado debe de ser baja para prevenir las pérdidas de vapor a la atmósfera.

La oxidación de los compuestos orgánicos y el fuego son otros riesgos que deben ser considerados.

La disposición de los gases contaminantes recuperados puede ser un problema. La precipitación de los contaminantes como un lodo -- insoluble puede ser posible por la adición de cal o de otros reactivos.

Los lodos pueden ser espesados por clarificación, filtración o --- centrifugación. Es preferible la conversión de los contaminantes a una forma más ventajosa, por lo que los compuestos de sulfito y -- sulfato recuperados, si son tratados con amoniaco, con frecuencia son dispuestos como fertilizantes.

## ADSORCION

La adsorción es excelente para remover gases contaminantes en concentraciones extremadamente bajas.

Este método puede ser usado solo o en combinación con otros métodos de remoción. Si va en combinación, la adsorción típicamente va al final de la etapa de tratamiento.

La adsorción es más atractiva cuando grandes cantidades de gas deben de ser entregadas esencialmente libres de contaminantes.

La adsorción siempre es exotérmica, así que el preenfriamiento del gas es llevado a cabo para prevenir pérdidas de capacidad.

El pretratamiento, para remover o reducir la competencia de moléculas absorbibles sería también considerado, porque, por ejemplo el vapor de agua es un material típico que puede competir por los sitios de adsorción.

Los adsorbentes pueden ser divididos en adsorbentes generales, tal como el carbón activado y en adsorbentes específicos.

El carbón activado, puede hacer un buen trabajo en la adsorción de moléculas orgánicas de todos tipos en la presencia de moléculas polares tales como el vapor de agua.

Aunque el vapor de agua se adsorberá igualmente bien y reducirá la capacidad de adsorción de la cama, el carbón es uno de los pocos adsorbentes que trabajan en una corriente de gas húmedo.

Otros adsorbentes, son óxidos de metales simples o complejos.

Estos compuestos muestran una selectividad más grande que el carbón activado y absorben preferencialmente moléculas fuertemente polares.

Normalmente estos adsorbentes, no pueden ser usados para el control

de la contaminación cuando hay humedad presente.

Existen adsorbentes impregnados, estos típicamente contienen carbón y un material químico reactivo para remover algún contaminante particular. Algunos ejemplos son carbón impregnado de 10-20 por ciento de bromina para reaccionar las oleofinas, impregnación de iodina para reaccionar con vapor de mercurio o acetato de plomo para remover  $H_2S$ .

#### DESORCION

Después de que los contaminantes han sido absorbidos, pueden ser dispuestos descartando el adsorbente saturado o por la regeneración del adsorbente.

La disposición es atractiva cuando la cantidad de material a ser adsorbido es pequeña o se presenta en forma infrecuente y --- cuando el costo del adsorbente nuevo es insignificante comparado con el costo o inconveniente de regenerarlo.

Si el adsorbente y el material adsorbido son combustibles, la incineración puede ser lo mejor para su disposición.

Cuando desde el punto de vista económico, es más ventajosa la regeneración del adsorbente, la desorción puede ser realizada por calentamiento, separación con un gas inerte.

Se puede utilizar una combinación de métodos tales como el vacío, más calentamiento. Los materiales sensibles a el calor pueden descomponerse y polimerizarse durante la regeneración y no -- ser desorbidos adecuadamente.

La extracción con un gas inerte libera los contaminantes en --

una forma más concentrada que en el efluente original. Este método puede ser factible donde la última disposición del contaminante es la incineración gaseosa. Por lo tanto la adsorción se convierte en una técnica de concentración de el contaminante ante la --- incineración de el contaminante.

La condensación parcial del contaminante a partir del gas de extracción seguido de recalentamiento y recirculación también eliminan el problema de la completa separación del contaminante y el gas de extracción. Por descuidos del método, la desorción nunca es completa así que la capacidad del adsorbente siempre es menor que la que tiene el adsorbente fresco.

Algunos materiales sufren quimiosorción, en la cual, estas -- sustancias se combinan químicamente con el adsorbente. Por ejemplo, en el proceso Reinluft, para remover el dióxido de los gases de escape por adsorción sobre carbón activado, una porción de dióxido de azufre permanece atraído a el carbón como ácido sulfúrico. Este es desorbido por calentamiento a 370°C y la -- reacción del ácido con el carbón para producir CO<sub>2</sub> y SO<sub>2</sub>. Otros materiales que permanecen adsorbidos sobre el carbón pueden ser -- removidos a altas temperaturas por oxidación controlada con pér-- dida parcial de algo de carbón activado.

## CONDENSACION

Los gases y vapores, particularmente cuando son concentrados - pueden ser controlados o reducidos por condensación. Este método es más factible para compuestos orgánicos.

Los materiales con baja presión de vapor pueden ser controlados en un enfriador de agua (water-cooled) o en condensador de aire - (air-cooled condenser). Disolventes más volátiles pueden requerir dos etapas de condensación (agua de enfriamiento seguido de refrigeración).

Minimizando los gases no condensables se tenderá a reducir la necesidad de enfriamiento a puntos de focio extremadamente bajos.

La condensación puede ser útil para una recuperación primaria- antes de la limpieza final con otro método como puede ser la adsorción o la incineración del gas.

Cuando el gas debe ser enfriado entre 40-50°C, para lograr una adecuada condensación, se puede formar niebla. La niebla rara vez se produce en un condensador de contacto directo debido a la estrecha proximidad del gas con las gotitas de líquido enfriado.

Si la formación de niebla es inevitable, esta puede ser removida por un colector de niebla de alta eficiencia diseñada para gotitas de 0.5-5 m. de tamaño.

Para evitar la condensación atmosférica y la pluma visible, el condensador debe de enfriar el gas suficientemente para evitar la condensación adicional en la atmósfera.

## REACCION QUIMICA

La reacción química de los contaminantes gaseosos, permite que sea más fácil su recolección.

Oxidos de nitrógeno pueden ser descompuestos en nitrógeno y --- oxígeno, por medios catalíticos.

Muchos olores y compuestos orgánicos pueden ser descompuestos - con oxidantes fuertes como el  $\text{KMnO}_4$ ,  $\text{HNO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{O}_2$  y soluciones de -- hipoclorito.

La introducción de un reactivo sólido suspendido en la corriente de gas puede producir reacciones gas-sólido, como por ejemplo: la adición de cal hidratada a los gases de escape que contienen dióxido de azufre.

Desafortunadamente, en este ejemplo, solamente el 50% del dióxido de azufre puede reaccionar con un exceso estequiométrico del 100% de cal.

Un solvente volátil podría volverse menos volátil, por incremento de su peso molecular, por ejemplo mediante la clorinación. La conversión de  $\text{HCl}$  a  $\text{NH}_4\text{Cl}$ , es una muestra del cambio de un gas a una partícula.

El uso de un medio de lavado alcalino para coleccionar gases ácidos es una forma de mejorar la eficiencia de colección en un proceso - de absorción.

## INCINERACION

La incineración de los gases de desperdicio es un método de control del nivel de contaminantes en una corriente gaseosa que es descargada en la atmósfera por la oxidación de los materiales combustibles en la corriente.

Los métodos de incineración catalítica, térmica y flama directa son usados para disponer de los materiales orgánicos emitidos en los procesos de manufactura de químicos, en la aplicación de recubrimientos, etc.

Los gases diluidos que no tengan una concentración mayor al 25% son quemados en un incinerador de gas.

Los gases lo suficientemente concentrados para soportar la combustión son quemados en una caldera de calor de desperdicio o son usados como combustibles.

Los incineradores de gas típicos usan una flama directa para proporcionar la ignición o dependen de la oxidación catalítica. Estos incineradores frecuentemente están equipados con cambiadores de calor para minimizar el consumo de combustible.

MÉTODOS DE CONTROL DE EMISIONES GASEOSAS EN UNA  
PLANTA PRODUCTORA DE ACIDO SULFURICO

Como ya se mencionó en capítulos anteriores, los principales gases emitidos en una planta productora de ácido sulfúrico son el dióxido de azufre y las nieblas de ácido sulfúrico.

En este capítulo, se describirán los métodos de control específicos para estos compuestos.

Los procesos que se pueden emplear son de tres tipos:

- 1.- Proceso de doble absorción.
- 2.- Procesos en los que se emplean soluciones líquidas como absorbentes, llamados procesos de Absorción Húmeda.
- 3.- Procesos en los que se emplean absorbentes sólidos o --- Absorción Seca.

De los procesos que existen se describirán los siguientes:

- PROCESO DE DOBLE ABSORCION.
- PROCESO COMINCO.
- PROCESO SULFACID-LURGI.
- PROCESO WELLMAN-LORD.
- PROCESO CON SULFITO DE AMONIO.
- TRATAMIENTO DE NIEBLAS.

### PROCESO DE DOBLE ABSORCIÓN

La reacción para remover o separar el dióxido de azufre, de los gases depende de que tan adecuadas sean las condiciones en las que se efectúe. (28)

La reacción básica es la siguiente:



Los gases obtenidos durante la segunda y tercera etapa de catalización o de conversión, se enfrían y se envían a la torre de absorción primaria la cual remueve el dióxido de azufre.

Estos gases son recalentados y pasan a través de dos etapas de conversión más antes de ser enviados a una segunda torre de absorción.

Para enfriar los gases de entrada a la primera torre y recalentarlos al salir de esta, se requiere de intercambiadores de calor en los cuales debe de evitarse la corrosión, evitando enfriar los gases por debajo de su punto de rocío.

Los gases obtenidos al final contienen menos de 500 ppm de  $\text{SO}_2$  y el rendimiento en el ácido se incrementa de 1 a 1.5%.

Para una planta nueva el incremento en el costo se ve compensado, con la cantidad de dióxido, ya que la eficiencia de la planta puede disminuir.

## PROCESO SULFACID-LURGI

El proceso Sulfacid-Lurgi (25), es un proceso de absorción húmeda, ya que involucra el rociado continuo con agua sobre el adsorbente.

Fue desarrollado por Lurgi Giselleschaft, para la Chemie und Hüttenwesen mbH, en Alemania, en la que fue construida una planta para el tratamiento de 1.8 millones de  $\text{ft}^3/\text{hr.}$  de gases de una planta de ácido sulfúrico.

El diagrama de este proceso se muestra en la fig. 4.

Los gases de chimenea contienen polvos en una concentración de 0.5 a 1.5% de  $\text{SO}$  y pasan a través de una torre de enfriamiento en donde se enfrían entre  $300$  y  $400^\circ\text{F}$  a  $140$ - $160^\circ\text{F}$ . El refrigerante empleado es ácido sulfúrico diluido. El gas enfriado entra en una torre de adsorción en donde el ácido se forma en los poros del carbón.

Con el agua se rocía en forma intermitente y sin interrumpir el flujo de gas, se remueve el ácido. El ácido que se obtiene es débil, pero su concentración aumenta dentro de un enfriador, llegando la concentración a ser de 60 a 75%.

Si se manejan grandes volúmenes de gas o polvos, la concentración máxima alcanzada es de 25 a 30%.

La concentración final del ácido también depende de la temperatura de los gases de chimenea.

El proceso tiene la ventaja de ser simple y las desventajas incluidas son:

- a) El intervalo de temperatura de los gases de chimenea es de entre 300 y 400°F y se enfrían entre 140 y 160°F.
- b) La concentración del ácido es baja.
- c) La caída de presión es de 6 a 8 plg. de agua, el consumo -- de agua es de 0.5 a 0.75 gal/1,000 ft<sup>3</sup> a STP de gas de chimenea.
- d) Se requieren materiales de construcción resistentes al ácido.

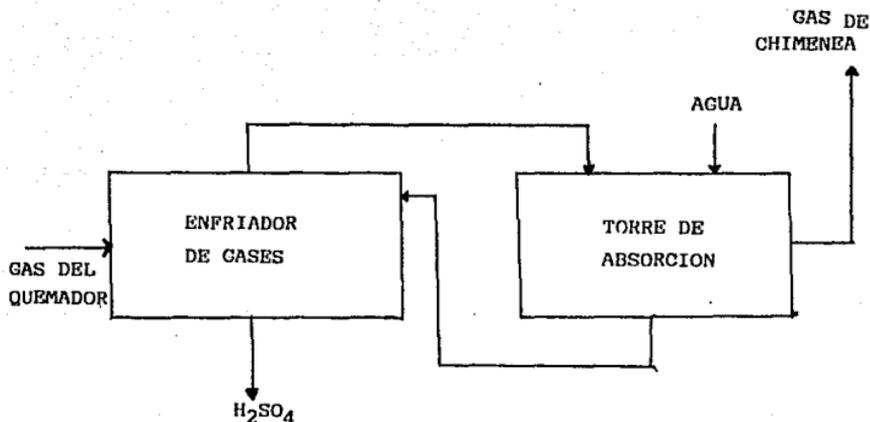


FIG. 4 PROCESO SULFACID.

## LAVADO CON AMONIACO

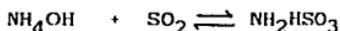
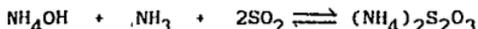
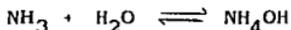
El proceso Fulman-Simón Carves, realizo la prueba de recuperación del  $\text{SO}_2$  empleando líquidos de amoniaco diluidos

Una estación fue construida cerca de Nottingham, la cual estaba -comisionada para tratar 56,000  $\text{ft}^3/\text{min.}$  de gases desechados durante la quema de 120 toneladas de carbón, que contenía un 3% de --- azufre. Los productos obtenidos fueron:

11 toneladas de sulfato de amonio.

2,000 libras de azufre elemental por día.

Las reacciones que se efectúan dentro de la torre de lavado --son las siguientes:



El sulfito consumido durante el lavado está contenido en un --autoclavo a 200 psi y 350°F, durante un tiempo de 3 horas, para -producir el sulfato de amonio y el azufre elemental, por medio de la siguiente reracción:



El diagrama de flujo de este proceso se muestra en la fig.5.

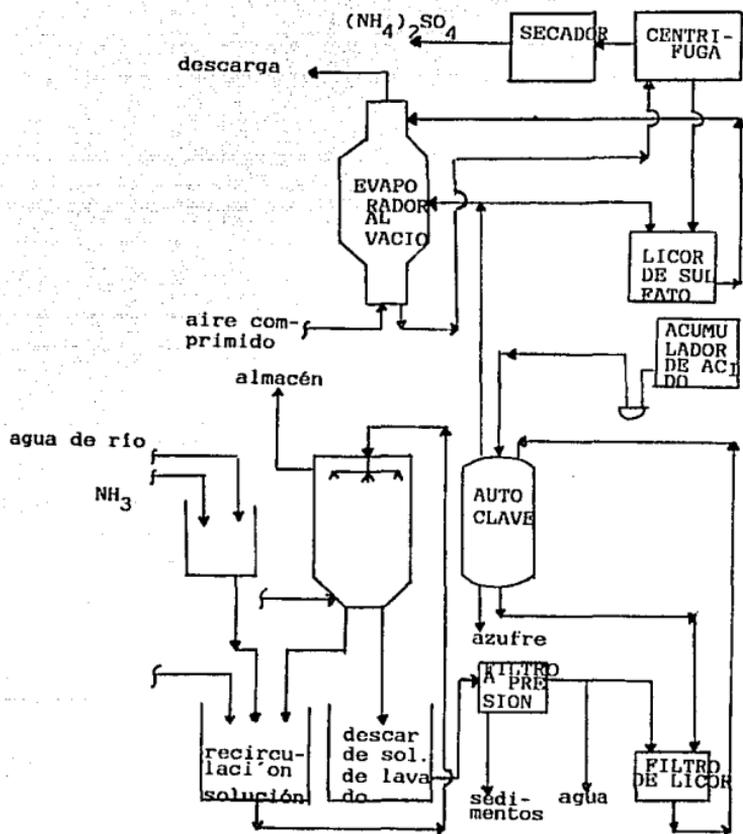


FIG.5 PROCESO DE LAVADO CON AMONIACO.

## PROCESO COMINCO

La Consolidate Mining and Smelting Co. Ltd de Trail, British - Columbia, puso en operación un proceso de recuperación de dióxido de azufre, el cual se basa en la absorción en amoniaco (proceso - Cominco, (25), desde el año de 1936.

Este proceso también se ha aplicado en plantas donde se quema-zinc, en las que desechan gases que contienen hasta un 55% de --- dióxido de azufre o en aquellas donde se requiere una reducción-- del dióxido hasta un 0.2%.

El proceso consiste en poner en contacto una solución de amo-niaco al 30% con los gases de chimenea, produciendo así, bisulfito de amonio,  $\text{NH}_4\text{HSO}_3$  (fig.6).

Después en una columna fraccionadora se agrega ácido sulfúrico al 93%, para producir sulfato de amonio y liberar dióxido de azu-fre.

En una planta de ácido la concentración es del 97% y en una de -- quemado de zinc es del 85%.

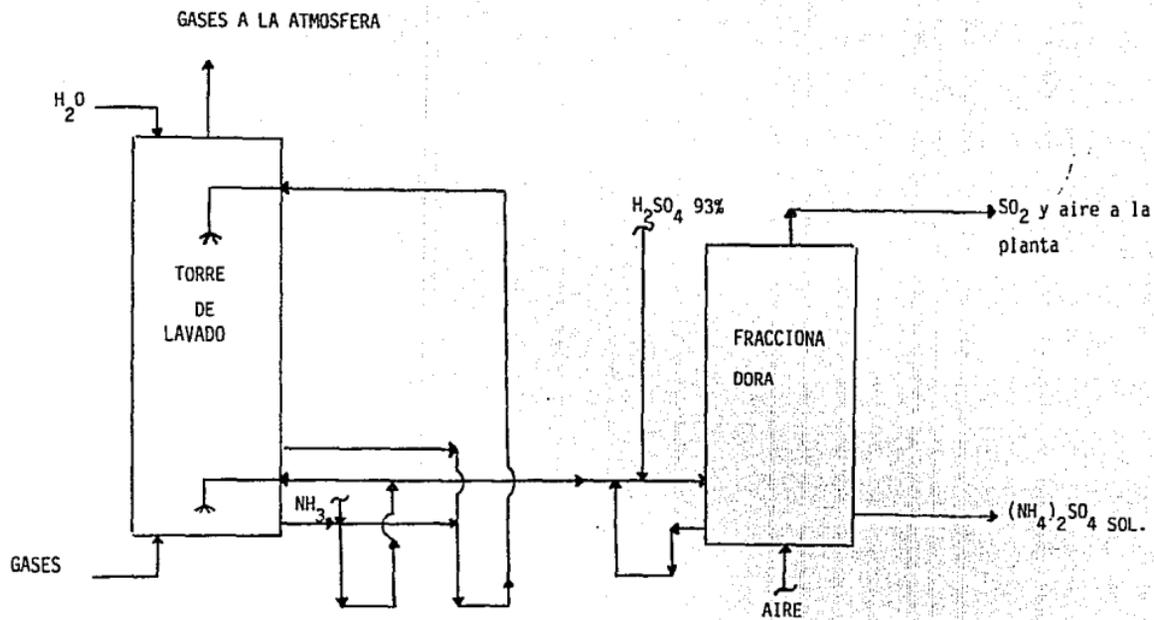


FIG. 4 PROCESO COMINCO.

### PROCESO MITSUBISHI

Un proceso desarrollado por Mitsubishi Heavy Industries de Japón (30,25), produce cristales altamente puros de sulfato de amonio, a partir de licores de este compuesto (Fig.7).

Este proceso involucra la reacción que se efectúa entre el dióxido de azufre, el amoníaco y agua en una torre de lavado de gases con flujo transversal, en la que se obtiene el sulfito de amonio, el cual es convertido en bisulfito. El absorbente ya usado se envía a una unidad de oxidación en la que el sulfito es regenerado y oxidado a sulfato:

La solución de sulfato de amonio puede ser suministrada a un cristalizador, en forma de solución al 45% en peso, para usar el calor desprendido durante el enfriamiento de los gases de chimenea.

Las reacciones que se llevan a cabo son:

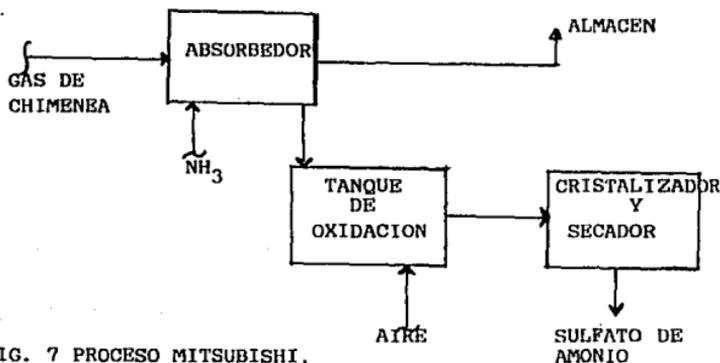
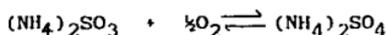
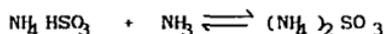


FIG. 7 PROCESO MITSUBISHI.

## PROCESO WELLMAN-LORD (Fig.8)

Otro proceso de absorción húmeda, es el que emplea sulfato de sodio o potasio en solución, para el lavado de los gases.

Este proceso fue desarrollado por Wellman Lord, Inc., que es una subsidiaria de la Corporación Bechtel. En la estación Gannon de la Cía Electric Tampa, se ha puesto a operar una planta piloto. Este proceso es licenciado por dos firmas japonesas.

El diseño original emplea como solución de lavado sulfito de potasio, el cual al ser enfriado precipita y forma el piro-sulfito de potasio. Este piro-sulfito es tratado para producir dióxido de azufre anhídrido y así recuperar y regenerar el sulfito de potasio, para reciclarlo.

La planta trabajada por Gannon y Crane, indica un requerimiento elevado de energía dentro del sistema de la solución de potasio. Por lo que se trabaja paralelamente con un sistema de sulfato de sodio, el cual reduce los requerimientos de servicios y los costos.

Este sistema de regeneración emplea los gases de chimenea, los cuales se ponen en contacto a contracorriente en un absorbedor con la solución de sulfito o bisulfito de sodio.

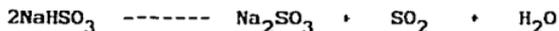
El gas de chimenea se alimenta a la columna de absorción por la parte inferior o sección de fondos.

El absorbedor consta de un lecho de 1 ft., empacado con anillos Intalox de porcelana de 3 plg. El agua es rociada por arriba y por abajo del lecho. La parte superior consta de tres secciones con discos de tipo "donut", en cada etapa hay dos discos. Este arreglo puede ser sustituido por tres lechos de anillos Intalox y un colector de tipo bandeja.

La solución absorbente débil, se mezcla en el tanque de disolvente. La solución reciclada es alimentada en el disco superior.

El flujo de la solución que sale por el fondo del colector y sobre la parte superior del disco, de la bandeja siguiente:

El absorbente ya usado es enviado a un cristalizador evaporador donde se calienta con vapor de baja presión (35 psig), hasta cerca de los 230°F y 15.7 psig, usando en el evaporador, una tapa de tipo calandria. El bisulfito se descompone de acuerdo con la siguiente reacción:



La lechada de  $\text{Na}_2\text{SO}_2$  es centrifugada y los sólidos que precipitan se descargan a un tanque de disolvente, para usarse nuevamente -- en el absorbedor.

El gas de  $\text{SO}_2$  húmedo del evaporador, es enviado a un condensador, el condensado es enviado al tanque de disolvente, para poder disolver los cristales de  $\text{Na}_2\text{SO}_3$ . El gas rico en  $\text{SO}_2$  es procesado -- para recuperarlo como ácido sulfúrico.

El  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  formado por la oxidación del trióxido de azufre y el -- sulfito pueden ser regenerados y para poder controlarlos se purgan. Esto también sirve para controlar la producción de tionatos en la sección de desorción.

Para controlar el balance de sodio en el sistema, se agrega -- una cantidad equivalente de hidróxido de sodio.

La planta que fue diseñada para emplear este procedimiento maneja 45,000 ft<sup>3</sup>/seg de gas, el cual contiene 6,000 ppm de  $\text{SO}_2$  y --

descarga a la atmósfera menos de 500 ppm. La cantidad de vapor -- consumida es de 30.000 lb/hr y la sosa caústica es de 25 STPD al 100%.

A continuación se enlistan los requerimientos para la operación de la planta.

#### SOSA CAUSTICA.

Consumo ton/día.....	3.75
Temperatura °F.....	100 máx.
Concentración (% peso).....	50

#### VAPOR.

Consumo lb/hr.....	30,000
Presión psig.....	150
Temperatura °F.....	366

#### AGUA DE PROCESO.

Consumo gpm.....	60
Temperatura °F.....	75
Presión psig.....	50

#### ENERGIA ELECTRICA.

(440 v., 3 fase, 60 ciclos).

Total conectado en Kva.....	310
Operación Kva.....	250

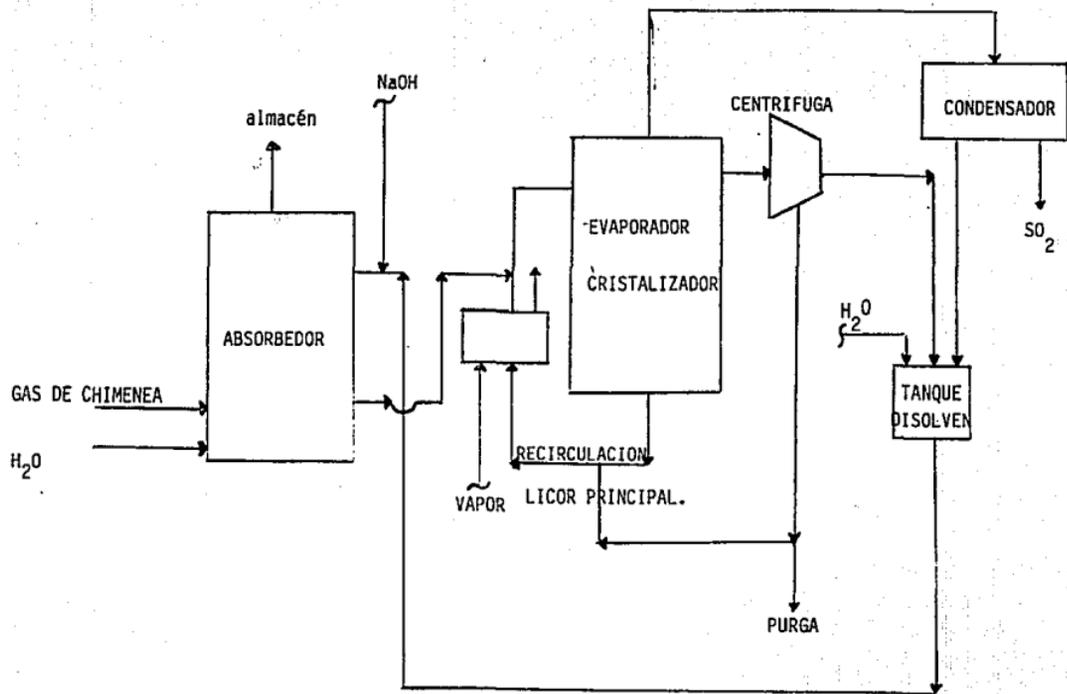


FIG. # PROCESO WELLMAN-LORD.

### CONTROL DE NIEBLAS DE ACIDO SULFURICO

Para controlar las nieblas, se emplean eliminadores de nieblas precipitadores electrostáticos y Tubos de Venturí.

Los eliminadores de nieblas son empleados para eliminar partículas hasta de 3 de diámetro. Al seleccionar un eliminador, se debe de tomar en cuenta el tamaño de las partículas y la concentración del ácido.

- El precipitador generalmente es construido con dos lechos y la caída de presión es de 1 a 3 plg. de agua.

El intervalo de eficiencia durante la operación es de 92 a 96%.

- Una alta eficiencia también es alcanzada al emplear Eliminadores de Fibra de Vidrio, la cual llega a ser del 99%. La caída de presión es de 5 a 10 plg. de agua y se tiene la ventaja de que la eficiencia se mantiene constante a pesar de la variación en el flujo.

- El Precipitador Electrostático, es altamente eficiente (99%) sin considerar el tamaño de las partículas de la niebla.

La caída de presión en estos precipitadores es menor a 1 plg de agua y puede ser de tipo húmedo o seco.

El intervalo de energía requerida es de 25 a 90 Kva. por cada 50-1500 ton/día.

Para una planta de 150 ton/día los requerimientos de espacio son 5 x 11 x 25 ft. de altura y para una de 1,500 ton/día es de 30 x 30 x 40 ft.

- Los Tubos de Venturí, son capaces de operar con eficiencias altas, durante la colección de nieblas (99%) pero a expensas

de altas caídas de presión.

Estos tubos también remueven el  $\text{SO}_2$  que no se absorbió.

La descarga de nieblas a la atmósfera es de 0.5 a 5 mg/seg.

SELECCION DEL METODO DE CONTROL  
DE EFLUENTES

Como consecuencia de que los niveles de dióxido de azufre que se arrojan a la atmósfera son muy elevados y están por encima de los niveles permisibles, surge la necesidad de seleccionar un proceso que permita reducir las emisiones de dióxido de azufre.

Para poder realizar la elección de un proceso, se anexa un cuadro comparativo de las principales características de cada uno de los procesos mencionados anteriormente.

Además de las características que ahí aparecen, al considerar que no se tienen disponibles las condiciones de operación de todos los procesos, se descartan cuatro de los seis procesos con que se cuenta. Los procesos que quedan como opciones son: El Mitsubishi y el proceso Wellmand Lord.

Para seleccionar uno de los dos procesos, que se tienen, se --- tomarán en cuenta los siguientes aspectos:

- El proceso Wellmand Lord, permite recuperar el dióxido de --- azufre, para recircularlo al proceso de producción de ácido - sulfúrico.

Además requiere de seis equipos, que deben de adicionarse al proceso principal.

- El proceso Mitsubishi, recuperará el dióxido de azufre, para -- producir sulfato de amonio que es un fertilizante. Requiere - de tres equipos adicionales. (los equipos requeridos, se mencionan en el cuadro comparativo).

Con lo anteriormente expuesto, el proceso seleccionado para --- efectuar la simulación es el proceso Mitsubishi.

CUADRO COMPARATIVO DE PROCESO PARA TRATAR EFLUENTES  
GASEOSOS  $SO_2$ .

PROCESO	CARACTERISTICAS	NUMERO DE EQUIPOS	EFICIENCIA
Doble Absorción		Torre de absorción e Inter- cambiador de calor	99.5% de conver- sión de $SO_2$ a $H_2SO_4$
Sulfaci-Lurgi	Los gases de entrada contienen 0.5 - 1.5% de $SO_2$ . P = 0.8 pulgadas de agua	Enfriados de gases y torre de absorción.	Los ácidos obteni- dos son de baja - concentración.
Lavado con amoníaco	Las condiciones son de 200 psi y 350 F.	12 equipos.	-----
COMINGO	Los gases de chimenea pueden -- contener hasta 55% de $SO_2$ . Requiere soluciones de amonio al 30% y $H_2SO_4$ al 93%.	Torre de lavado y columna - fraccionadora.	97%
Mitsubishi	Se generan soluciones de sulfato de amonio al 45% en peso	Absorbedor, tanque de oxida- ción, cristallizador-secador	-----
Wellman-Lord	Requiere soluciones de sulfato de sodio o potasio al 5%.	Absorbedor, evaporador, cris- tallizador, condensador, cen- trífuga y tanque de disolven- te.	92% de conversión 63

EQUIPOS PARA TRATAMIENTO DE NIEBLAS.

PROCESO	CARACTERISTICAS	EFICIENCIA
Eliminador de nieblas	Partículas de 3 de diámetro. $\Delta P = 1 - 3$ plg. de agua.	92 - 96%
Eliminador de fibra de vidrio	$3 \mu$ de diámetro. $\Delta P = 5 - 10$ plg. de agua.	99%
Precipitador electros-tático.	No considera el tamaño de las partículas. $\Delta P = 1$ plg. de agua.	99%
Tubo de Venturi.	$\Delta P$ grandes.	99%

## CAPITULO IV

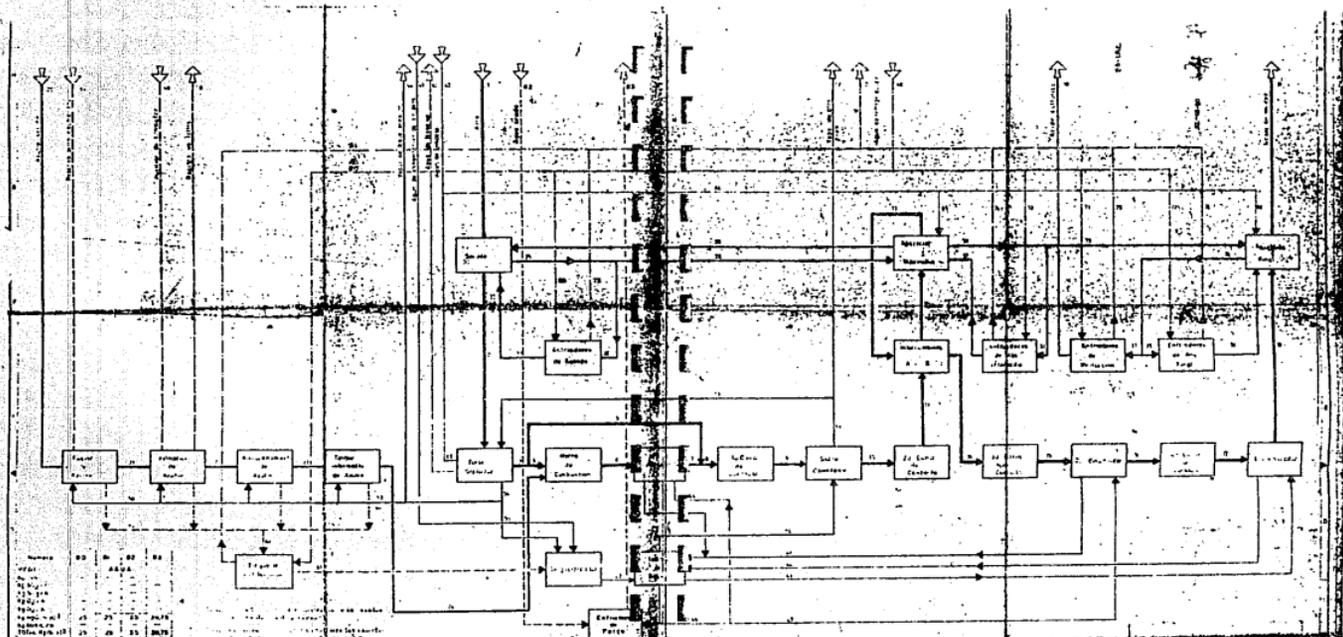
### SIMULACION DEL PROCESO

El proceso de producción de ácido sulfúrico, que se analizará y se simulará, es el de doble contacto, utilizado por la planta de Fertilizantes de México S.A., capaz de producir 2,000 TMD.

Es importante mencionar que se simularán el convertidor y los absorbedores, ya que son parte esencial del proceso.

Se realizarán dos simulaciones diferentes para el convertidor. La primera consistirá en considerar un proceso de contacto simple sin absorción intermedia y el otro tal y como lo emplea la planta. Lo anterior es con la finalidad de poder realizar una comparación en las corrientes de descarga.

A continuación se anexa el diagrama de flujo del proceso que se analizará.



MATERIA PRIMA		MATERIA INTERMEDIA		MATERIA TERMINADA	
NO.	DESCRIPCION	NO.	DESCRIPCION	NO.	DESCRIPCION
1	Fosforo	1	Sulfato de Magnesio	1	Sulfato de Calcio
2	Sulfato de Magnesio	2	Sulfato de Calcio	2	Sulfato de Sodio
3	Sulfato de Calcio	3	Sulfato de Sodio	3	...
4	Sulfato de Sodio	4	...	4	...
5	...	5	...	5	...
6	...	6	...	6	...
7	...	7	...	7	...
8	...	8	...	8	...
9	...	9	...	9	...
10	...	10	...	10	...
11	...	11	...	11	...
12	...	12	...	12	...
13	...	13	...	13	...
14	...	14	...	14	...
15	...	15	...	15	...
16	...	16	...	16	...
17	...	17	...	17	...
18	...	18	...	18	...
19	...	19	...	19	...
20	...	20	...	20	...
21	...	21	...	21	...
22	...	22	...	22	...
23	...	23	...	23	...
24	...	24	...	24	...
25	...	25	...	25	...
26	...	26	...	26	...
27	...	27	...	27	...
28	...	28	...	28	...
29	...	29	...	29	...
30	...	30	...	30	...
31	...	31	...	31	...
32	...	32	...	32	...
33	...	33	...	33	...
34	...	34	...	34	...
35	...	35	...	35	...
36	...	36	...	36	...
37	...	37	...	37	...
38	...	38	...	38	...
39	...	39	...	39	...
40	...	40	...	40	...
41	...	41	...	41	...
42	...	42	...	42	...
43	...	43	...	43	...
44	...	44	...	44	...
45	...	45	...	45	...
46	...	46	...	46	...
47	...	47	...	47	...
48	...	48	...	48	...
49	...	49	...	49	...
50	...	50	...	50	...

**Fertilizantes Mexicanos S.A.**  
 PLANTA DE ACIDO SULFURICO # 00 TMC  
 MONTECARLOS - GUADALAJARA - MICH/OACAL  
 C/SKB  
 00-1818 Long Drive and Plant-Related Dept.  
 ESQUEMA DE BLOQUES  
 RESUMEN DEL CALCULO DE PRODUCTO  
 1-KT 420674  
 50-LAC-001-P4-1099-09  
 A1  
 50 LAC

## SIMULACION DEL CONVERTIDOR

La simulación del convertidor, se realizará empleando un programa que fue elaborado, en base al programa de optimización de Doering-Gaddy. Este programa permite determinar las concentraciones de cada uno de los componentes que intervienen en el proceso; así como las temperaturas de las corrientes que salen de cada lecho del convertidor.

Lo anterior se logra, al realizar la integración numérica de las siguientes ecuaciones diferenciales.

$$\frac{dF_{SO_2}}{dz} = -Ar_{SO_2}$$

$$\frac{dH}{dz} = -Ar_{SO_2} \Delta H_R$$

donde  $F_{SO_2}$  = flujo de  $SO_2$  en la corriente de gas (lbmol/hr)

A = área de la sección transversal del lecho (ft<sup>2</sup>)

z = altura del lecho de catalizador (ft)

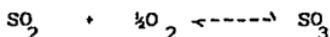
H = entalpía de la corriente de gas (BTU/hr)

$\Delta H_R$  = calor de reacción del  $SO_2$  (BTU/lbmol)

$r_{SO_2}$  = velocidad de formación del  $SO_2$  (lbmol/hr-ft<sup>3</sup>)

La velocidad de reacción o formación del trióxido de azufre, se obtiene al multiplicar, la velocidad de oxidación del  $SO_2$  por un factor de efectividad (Ef). Tal factor representa la relación entre la velocidad de reacción real y la velocidad a la cual se efectuaría la reacción, si la concentración del reactante sobre

la superficie de las esferas de catalizador, fuesen homogéneas. Para determinar la velocidad de oxidación del dióxido de azufre se emplea la reacción estequiométrica siguiente:



En base a la reacción anterior, la velocidad de la reacción de oxidación (r) es:

$$r = \frac{p_{\text{SO}_2}^{\circ} p_{\text{O}_2}^{\circ/2}}{(A + Bp_{\text{O}_2}^{\circ/2} + Cp_{\text{SO}_2}^{\circ} + Dp_{\text{SO}_3}^{\circ})^2} \left( 1 - \frac{p_{\text{SO}_3}}{Kp p_{\text{SO}_2} p_{\text{O}_2}^{1/2}} \right)$$

donde: r = velocidad de reacción (grmol de  $\text{SO}_2$  convertido/hr-grmol de catalizador).

$p_{\text{O}_2}^{\circ}$ ,  $p_{\text{SO}_2}^{\circ}$ ,  $p_{\text{SO}_3}^{\circ}$  = presiones parciales de cada elemento respectivamente (atm).

$p_{\text{O}_2}^{\circ}$ ,  $p_{\text{SO}_2}^{\circ}$  = presiones interfaciales del oxígeno y dióxido de azufre a conversión cero y a la presión total del punto del convertidor que se esté considerando (atm).

$Kp$  = constante de equilibrio termodinámico (atm)<sup>1/2</sup>

Las expresiones empleadas para determinar los parámetros  $E_f$ ,  $Kp$  y  $H_R$  son las siguientes:

$$\log_{10} Kp = (5129/T) - 4.869$$

$$\Delta H_R = 1.827(-24,097 - 0.26T + 1.69E-3T^2 + (1.5E-5/T))$$

El factor de efectividad, se determina como una función del módulo de Thiele y se expresa como:

$$EF = (3/TH) \left[ (1/\tanh(TH)) - 1/TH \right]$$

El módulo de Thiele se determina como:

$$TH = (dp/2)(K/D_{Eff})(1-\epsilon)$$

donde  $dp$  = diámetro de las partículas de catalizador (ft), para este caso se considera  $dp = 0.028$  ft.

$\epsilon$  = fracción de huecos = 0.38

$K$  = relación  $r/C_{SO_2}$  ( $hr^{-1}$ ).

$D_{Eff}$  = difusividad efectiva del  $SO_2$  en los poros del catalizador ( $ft^2/hr$ )

$$D_{Eff, SO_2} = (\theta_p / \zeta) D_{p, SO_2}$$

$\theta_p$  = fracción de volumen vacío dentro de las esferas de catalizador.

$\zeta$  = factor de tortuosidad.

$D_{Eff, SO_2}$  difusividad efectiva del  $SO_2$  ( $cm^2/seg$ ), multiplicar por 3.88 para obtener ( $ft^2/hr$ ).

$D_{p, SO_2}$  = difusividad del  $SO_2$  en el poro ( $cm^2/seg$ ).

$$D_{p, SO_2} = 1 / ( 1/D_{SO_2, air} + 1/D_{K, SO_2} )$$

La expresión anterior requiere de la determinación de la difusividad de Knudsen que se determina como:

$$D_{K,SO_2} = 9700a(T/M_{SO_2})^{1/2}$$

$\bar{a}$  = radio medio del poro (cm)

T = temperatura (°K)

$M_{SO_2}$  = peso molecular del  $SO_2$  (gr/grmol)

Los valores de los parámetros A, B, C, a, , y , se reportan en la tabla I y depende del tipo de catalizador que se seleccione.

La difusividad binaria del dióxido de azufre, se determina empleando la expresión reportada (15).

$$D_{SO_2, air} = \frac{0.001858T^{3/2} [(M_{SO_2} + M_{air}) / (M_{SO_2} \cdot M_{air})]^{1/2}}{P_T \cdot \sigma_{SO_2, air} \cdot \Omega_D}$$

$P_T$  = presión total (atm)

$$\sigma_{SO_2, air} = \frac{1}{2}(\sigma_{air} + \sigma_{SO_2}) = \frac{1}{2}(3.711 + 4.112) = 3.911 \text{ \AA}$$

$$\epsilon_s/k_{SO_2, air} = (\epsilon_s/k_{SO_2} \times \epsilon_s/k_{air})^{1/2} = (335.4 \times 78.6)^{1/2}$$

Finalmente la velocidad de reacción de oxidación del  $SO_2$ , se debe multiplicarse por la densidad del catalizador.

$$\rho_B = 62.4(1 - \epsilon) \rho_{app}$$

$\rho_B$  = densidad del catalizador (lb/ft<sup>3</sup>)

$\epsilon$  = fracción de huecos en el catalizador, porosidad.

$\rho_{app}$  = densidad aparente de las esferas de catalizador (gr/cm<sup>3</sup>)

Finalmente la expresión para determinar la velocidad de formación del trióxido de azufre es:

$$r_{SO_2} = r_{EF} \rho_B$$

La integración de las dos ecuaciones diferenciales, se hace --- empleando el método de Euler, para cada lecho.

Para conocer la altura de cada lecho se utilizó la ecuación de --- Ergun.

$$\frac{\Delta P}{\rho \bar{v}_c} = \frac{D_p \phi_s}{L} \frac{\epsilon^3}{1 - \epsilon} \frac{150 (1 - \epsilon) \mu}{D_p G_c \phi_s} + 1.75$$

$\Delta P$  = caída de presión (atm)

$\phi_s$  = esfericidad de las partículas

$D_p$  = diámetro de las partículas

$L$  = longitud del lecho

$\epsilon$  = porosidad del lecho

$\mu$  = viscosidad de la mezcla

$G_c$  = flujo masa-velocidad

$\rho_c$  = 32.17 lb-ft/lb-seg<sup>2</sup>

$\rho_m$  = densidad de la mezcla

En el apéndice se reportan las ecuaciones con que fueron ----- determinadas las propiedades de la mezcla.

Las consideraciones hechas para simular el convertidor son:

- Las paredes del convertidor son adiabáticas.
- El gas tiene un comportamiento ideal.
- La caída de presión en cada lecho es de 0.2 psi/ft., excepto para el primero, en el cual se considera un factor de polvos- de 0.8 psi., el cual es sumado a la caída de presión.
- Existen dos tipos de catalizador, el Monsanto tipo 11 y el tipo 210, en nuestro caso se empleó el 210, por ser el cata- lizador con más información reportada.

TABLA No. 1

CATALIZADOR TIPO 11

$$A = \exp(-5.69 + 4060/T)$$

$$C = \exp(-6.45 - 4610/T)$$

$$D = \exp(-8.59 + 7020/T)$$

$$\bar{a}(\text{cm}) = 3.76\text{E-}5$$

$$\theta = 0.534$$

$$Z = 3.0$$

$$\rho_{app} = 0.879$$

$$\rho_m = (\text{gr}/\text{cm}^3)$$

CATALIZADOR TIPO 210

$$A = \exp(-6.80 + 4960/T)$$

$$C = \exp(10.32 - 7350/T)$$

$$D = \exp(-7.38 + 6370/T)$$

$$\bar{a}(\text{cm}) = 6.10\text{E-}5$$

$$\theta = 0.483$$

$$Z = 8.19$$

$$\rho_{app} = 0.985$$

## RESULTADOS DE LA SIMULACION

Las propiedades de la mezcla a la entrada del primer lecho, determinadas a las condiciones de entrada establecidas por el proceso seleccionado (proceso de FERTIMEX) son:

$$T = 703 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$n_t = 19380.6048 \text{ lbmol mezcla/hr} = 8798.7946 \text{ kmol/hr}$$

$$n_{\text{SO}_2} = 1879.2676 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{O}_2} = 2172.3568 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{N}_2} = 15328.98 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{SO}_3} = 0.0 \text{ lbmol/hr}$$

$$V_M = 922.8994 \text{ ft}^3/\text{lbmol} = 57.5612 \text{ m}^3/\text{kgmol}$$

$$M_{\text{mez}} = 31.9404 \text{ lb/lbmol}$$

$$\text{Díam. convertidor} = 13.41 \text{ m (reportado)}$$

$$\text{Area del convertidor} = 1520.25 \text{ ft}^2$$

$$\text{veloc.} = 3.2682 \text{ ft/seg}$$

$$\mu_m = 2.2 \times 10^{-5} \text{ lb/ft}^2\text{-seg}$$

$$P = 28.8 \text{ lb/ft}^2$$

$$z = 2.2990 \text{ ft.}$$

Los intervalos para la integración de las ecuaciones diferenciales son de 0.25 y la altura del lecho se aproxima a 2.25 ft.

$$f_m = 0.0346 \text{ lb/ft}^2$$

Los resultados de la integración de las ecuaciones, se muestran en el apéndice.

Los resultados de la corriente que sale del primer lecho, obtenidos en la simulación son:

$$T = 907.7236 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$n_{\text{SO}_2} = 677.0401 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{O}_2} = 1571.2430 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{SO}_3} = 1202.2275 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{N}_2} = 15328.98 \text{ lbmol/hr (esta cantidad se mantiene constante en todo el proceso)}$$

Con lo anterior se calcula la conversión alcanzada:

$$\% \text{ conv.} = \frac{\text{moles de } \text{SO}_2 \text{ entran} - \text{SO}_2 \text{ salen}}{\text{moles de } \text{SO}_2 \text{ entran}}$$

$$\% \text{ conv.} = \frac{(1879.2676 - 677.0401) * 100}{1879.2676} = 63.97\%$$

Los datos reportados en el proceso de FERTIMEX son:

$$T = 885 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$n_{\text{SO}_2} = 695.3469 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{O}_2} = 1581.0159 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{SO}_3} = 1183.6729 \text{ lbmol/hr}$$

$$\% \text{ conv.} = 62.99\%$$

## SEGUNDO LECHO

Las características de la mezcla que entra a el segundo lecho son las composiciones que se obtienen en la simulación del primer lecho a las condiciones establecidas por el proceso.

$n_{SO_2}$  = 677.7236 lbmol/hr  
 $n_{O_2}$  = 1571.2430 lbmol/hr  
 $n_{SO_3}$  = 1202.2275 lbmol/hr  
 $n_{N_2}$  = 15328.98 lbmol/hr  
 $n_t$  = 18779.4906 lbmol/hr  
 $T$  = 713 °K  
 $V_m$  = 938.0273 ft<sup>3</sup>/lbmol  
 $M_{mez}$  = 32.9664 lb/lbmol  
 veloc = 3.2187 ft/seg  
 $\mu$  = 2.227E-5 lb/ft-seg  
 $G_o$  = 0.1131 lb/ft<sup>2</sup>-seg  
 $\rho$  = 0.03514 lb/ft<sup>3</sup>

Con lo anterior la altura del lecho es  $z = 2.32$  ft, se aproxima a 2.25 ft.

La corriente que sale del segundo lecho, de acuerdo con la ---- simulación es:

$n_{SO_2}$  = 281.4864 lbmol/hr  
 $n_{SO_3}$  = 1373.4662 lbmol/hr  
 $T_{sal.}$  = 780.4701 °K  
 % conv. = 58.42 %

Datos reportados por FERTIMEX, para la corriente de salida del segundo lecho:

T - 783 °K

$n_{SO_2}$  - 206.7043 lbmol/hr

$n_{O_2}$  - 1337.0044 lbmol/hr

$n_{SO_3}$  - 1672.1916 lbmol/hr

% conv. - 68.83%

TERCER LECHO SIN ABSORCION INTERMEDIA

Los resultados obtenidos al considerar un proceso de absorción simple, son los siguientes:

$n_{SO_2}$	-	281.4864 lbmol/hr
$n_{O_2}$	-	1393.4662 " "
$n_{SO_3}$	-	1597.7811 " "
$n_t$	-	18581.8713 " "
T	-	703 °K
$V_m$	-	924.8816 ft <sup>3</sup> /lbmol.
M mez.	-	33.3120 lb/lbmol
veloc	-	3.1402 ft/seg
$\mu_m$	-	2.5134E-5 lb/ft-seg
$G_O$	-	0.1131 lb/ft <sup>2</sup> -seg
$\rho_m$	-	0.03617 lb/ft <sup>3</sup>
z	-	2.2935 ft. aprox. a 2.25 ft.

La corriente de salida es:

$n_{SO_2}$	-	171.77 lbmol/hr
$n_{O_2}$	-	1317.64 " "
$n_{SO_3}$	-	1707.4882 " "
$n_t$	-	18526.8602 " "
T <sub>sal.</sub>	-	721.76 °K
% conv.	-	38.97

## CUARTO LECHO SIN ABSORCIÓN INTERMEDIA

$n_{SO_2}$	- 171.77 lbmol/hr
$n_{O_2}$	- 1317.64 lbmol/hr
$n_{SO_3}$	- 1707.4882 lbmol/hr
$n_t$	- 18526.8602 lbmol/hr
T	- 698 °K
$V_m$	- 918.1068 ft <sup>3</sup> /lbmol
$M_{mez}$	- 33.4010 lb/lbmol
veloc.	- 3.1059 ft/seg
$\mu$	- 2.1606E-5 lb/ft-seg
$G_o$	- 0.1130 lb/ft <sup>2</sup> -seg
$\rho$	- 0.03638 lb/ft <sup>3</sup>
z	- 2.4319 ft., se aprox. a 2.5 ft.

La corriente de salida es;

$n_{SO_2}$	- 110 lbmol/hr - 3196.16 Kg/hr
$n_{O_2}$	- 1287.9211 lbmol/hr
$n_{SO_3}$	- 1768.8713 lbmol/hr - 23.6102 ton H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /día
$n_t$	- 18496.1687 lbmol/hr
T	- 708.5066 °K
% conv.	- 35.96%
% conv. total en el convertidor	- 94.12%

**ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

Las emisiones de dióxido de azufre, a la atmósfera, de acuerdo con la simulación de este proceso es de 3196.16 Kg de  $\text{SO}_2$ /hr.

Considerando que la capacidad de la planta establecida por --- FERTIMEX es de 2000 ton/día de ácido, se obtiene lo siguiente:

a) En el proceso de absorción simple, la producción de ácido -- es de 23.6102 ton/día, empleando, la cantidad de materia prima -- necesaria para producir 2000 ton/día.

b) Las normas establecen, que para este tipo de planta los --- niveles de dióxido de azufre, que pueden emitirse son de 4 Kg de  $\text{SO}_2$ /Ton de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , para zonas críticas, y este proceso emite 3196.16 Kg. de  $\text{SO}_2$ .

## SEGUNDA SIMULACION

Esta segunda simulación tiene por objetivo, el efectuar los -- cálculos del proceso con absorción intermedia, por lo que se --- diseñará en primer término, el absorbedor para los gases que sa-- len del segundo lecho del convertidor.

## DISEÑO DEL PRIMER ABSORBEDOR

En el absorbedor se lleva a cabo una reacción química entre -- el trióxido de azufre y el ácido sulfúrico diluido. La reacción es:



Al no poder obtener información sobre la termodinámica de la - reacción o sobre parámetros que permitieran establecer, un modelo que determinase, los datos de equilibrio que se requieren, para - diseñar el absorbedor considerando reacción química. Solo se ---- diseñará considerando absorción física.

La expresión empleada para diseñar la torre es:

$$z = \frac{G'}{k_{ys} a S} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y}$$

Como el ácido es del 98%, se consideró que la reacción sólo -- se efectuó, con el agua y el trióxido de azufre y por lo tanto es una solución diluida. Esto permite efectuar un a integración en forma analítica.

En la expresión se tiene:

$G'$  = flujo molar de la corriente (Kgmol/seg-m<sup>2</sup>)

- $D_g$  - difusividad del gas ( $m^2/seg$ )  
 $\rho_g$  - densidad del gas ( $Kg/m^3$ )  
 $\mu_g$  - viscosidad de la mezcla gaseosa ( $Kg/m-sec$ )  
 $L$  - flujo de líquido ( $Kg/m^2-sec$ )  
 $A$  y  $n$  - constantes que dependen del tipo de empaque.

La difusividad del gas se determina como:

$$D_g = \frac{0.01857 T^{3/2} (1/M_A + 1/M_B)^{1/2}}{P \sigma_{AB}^2 \Omega_D}$$

donde  $M_A$  y  $M_B$  - pesos moleculares del aire y  $SO_3$ .

$P$  - presión del sistema (atm)

$T$  - temperatura ( $^{\circ}K$ )

$$\sigma_{AB} = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2}$$

$$\sigma_i = 2.44 \frac{T_c^{1/2}}{T_c}$$

$$\epsilon_{AB} = (\epsilon_A \cdot \epsilon_B)^{1/2}$$

$$\frac{\epsilon_i}{K} = 0.77 T_c$$

con el valor de  $\epsilon_{AB}/KT$  se obtiene de tablas el valor de  $\Omega_D$ .

Las expresiones anteriores son para calcular la concentración del gas a la salida de la torre empacada, empleada para efectuar la absorción.

Otro parámetro importante es el coeficiente de transferencia - de masa ( $\text{Kg mol}^{-1} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{seg}^{-1} \cdot \text{fracción mol}$ ).

$$k_{ys}^a = 15.4 \left[ \left( \frac{G D_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \left( \frac{G}{\rho_g} \right)^{0.25} \frac{A L^n}{A L^n} \right]$$

Las características de la mezcla que entra al absorbedor son:

$$n_{\text{SO}_2} = 281.4864 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{O}_2} = 1373.4662 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{SO}_3} = 1597.7811 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{N}_2} = 15328.98 \text{ lbmol/hr}$$

$$T_{\text{ent.}} = 493^\circ\text{K}$$

altura del empaque = 14 ft.

Presión de operación de la torre = 1 atm.

## RESULTADOS

Con los datos anteriores los resultados de la simulación del - absorbedor son:

$$M_{\text{mez}} = 33.3120 \text{ lb/lbmol}$$

$$D_{AB} = 1.3638 \text{E-}2 \text{ m}^2/\text{seg}$$

$$V_{\text{mez}} = 647.9699 \text{ ft}^3/\text{lbmol}$$

$$\text{Diám. torre} = 238.8987 \text{ ft}^2$$

$$G = 3.5172 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{seg}$$

$$L = 39.4763 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{seg de agua}$$

$$\rho_m = 0.05141 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 2.4883E-5 \text{ Kg/m-sec}$$

$$k_{ya} = 1.5465 \text{ Kg/mol/m}^3\text{-sec}$$

Con los resultados ya determinados, al efectuar la integración de la ecuación 1., se obtiene la concentración de  $\text{SO}_3$  que sale -- en la corriente gaseosa y la cantidad absorbida:

$$y = 2.342335E-4$$

Por lo tanto, la composición de la corriente gaseosa que sale --- del absorbedor es:

281.4864 lbmol de  $\text{SO}_2$

1373.4662 lbmol de  $\text{O}_2$

15328.98 lbmol de  $\text{N}_2$

4.3525 lbmol de  $\text{SO}_3$

Por lo que la cantidad de  $\text{SO}_3$  absorbida es 1593.4286 lbmol de  $\text{SO}_3$

En el proceso que se analiza (FERTIMEX), se reporta que todo el trióxido de azufre es absorbido y que al tercer lecho no entra -- nada de trióxido de azufre.

TERCER LECHO.

Una vez efectuada la absorción del  $\text{SO}_3$ , se procede a simular el el tercer y cuarto lecho del convertidor, obteniéndose los siguientes resultados.

Propiedades de la mezcla que entra al tercer lecho:

$$n_{\text{SO}_2} = 281.4864 \text{ lbmol/hr.}$$

$$n_{\text{O}_2} = 1373.4662 \text{ lbmol/hr.}$$

$$n_{\text{Na}} = 15328.98 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{SO}_3} = 4.3525 \text{ lbmol/hr.}$$

$$n_t = 16988.2852 \text{ lbmol de mezcla/hr.}$$

$$T = 703 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$V_{\text{mez}} = 924.8972 \text{ ft}^3/\text{lbmol}$$

$$M_{\text{mez.}} = 28.9332 \text{ lb/lbmol.}$$

$$\text{veloc} = 2.87094 \text{ ft/seg}$$

$$\mu = 2.2291\text{E-}5 \text{ lb/ft-seg}$$

$$G_o = 0.08981 \text{ lb/ft}^2\text{-seg}$$

$$\rho = 0.03128 \text{ lb/ft}^3$$

$$z = 3.050 \text{ ft. Se aprox. a } 3.0 \text{ ft.}$$

Para la corriente de salida del tercer lecho, se obtienen los siguientes resultados.

$n_{SO_2}$  = 37.1684 lbmol/hr  
 $n_{O_2}$  = 1251.3072 lbmol/hr  
 $n_{SO_3}$  = 248.6705 lbmol/hr  
 $n_{N_2}$  = 15328.98 lbmol/hr  
T = 748.0606 °K  
 $n_t$  = 16866.1262 lbmol de mezcla  
% conversión = 86.76

Los resultados reportados por FERTIMEX son:

$n_{SO_2}$  = 14.6957 lbmol/hr  
 $n_{O_2}$  = 1241.2582 lbmol/hr  
 $n_{N_2}$  = 15328.98 lbmol/hr  
 $n_{SO_3}$  = 164.1244 lbmol/hr  
T = 738°K  
% conv. = 92.88

CUARTO LECHO CON ABSORCION INTERMEDIA.

Para el cuarto lecho se cuenta con la siguiente información.

$n_{SO_2}$	-	37.1684	lbmol/hr.
$n_{O_2}$	-	1251.3073	" "
$n_{N_2}$	-	15328.98	" "
$n_{SO_3}$	-	248.7605	" "
$n_t$	-	16866.1262	" "
T	-	698	°K
$V_{mez}$	-	918.3189	ft <sup>3</sup> /lbmol
$M_{mez}$	-	29.1427	lb/lbmol
veloc	-	2.8300	ft/seg
$\mu$	-	2.2159E-5	lb/ft-seg
G	-	0.08981	lb/ft <sup>2</sup> -seg
$\rho$	-	0.03173	lb/ft <sup>3</sup>
z	-	3.1011	ft. se aprox. a 3 ft. para efectuar la integración.

Para la corriente que sale del cuarto lecho se tienen los siguientes resultados:

$$n_{\text{SO}_2} = 13.4329 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{O}_2} = 1239.4394 \text{ " "}$$

$$n_{\text{N}_2} = 15328.98 \text{ " "}$$

$$n_{\text{SO}_3} = 272.4060 \text{ " "}$$

$$T = 702.4011 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\% \text{ CONV.} = 63.86$$

$$n_t = 16854.256 \text{ lbmol/hr}$$

Los resultados reportados son:

$$n_{\text{SO}_2} = 5.7131 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{O}_2} = 1236.5776 \text{ " "}$$

$$n_{\text{SO}_3} = 200.9636 \text{ " "}$$

$$T = 699 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\% \text{ conv.} = 98.87$$

## SEGUNDA ABSORCION

Después de haber obtenido los resultados de las corrientes que salen del cuarto lecho del convertidor, se efectúa una segunda -- absorción del trióxido de azufre, en una torre empacada.

Para esta torre las consideraciones que se hacen son:

- Presión de operación - 1 atm.
- Temperatura de operación - 463°K
- Altura del empaque - 14 ft.
- Nuevamente se realiza la simulación considerando que sólo -- hay absorción física, ya que como se mencionó anteriormente, no se dispone de la información relacionada con la reacción-- entre el trióxido de azufre y el ácido sulfúrico diluido. La información requerida (que no se obtuvo) es: velocidad de reacción, orden de reacción y datos de equilibrio del sis--- tema.

Con lo anteriormente expuesto, se procede a realizar los cálcul os, siguiendo la misma secuencia, que para la primera torre.

## CORRIENTE DE GAS QUE ENTRA AL ABSORBEDOR

$$n_{SO_2} = 13.4329 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{O_2} = 1239.4394 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{SO_3} = 272.4060 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{N_2} = 15328.98 \text{ lbmol/hr}$$

$$M_{mez} = 29.1633 \text{ lb/lbmol}$$

## RESULTADOS DE LA SEGUNDA TORRE DE ABSORCION

Los valores de los parámetros calculados son los siguientes:

$$D_{AB} = 2.43757E-4 \text{ m}^2/\text{seg}$$

$$V \nabla_{\text{mez}} = 608.5397 \text{ ft}^3/\text{lbmol}$$

$$\text{Diám. de la torre} = 16.0966 \text{ ft.}$$

$$\text{Area de la torre} = 203.5010 \text{ ft}^2$$

$$G = 3.2789 \text{ Kg/m}^2\text{-seg}$$

$$\rho = 0.04792 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 1.6184E-5 \text{ lb/ft-seg}$$

$$L = 23.5421 \text{ Kg/m}^2\text{-seg de agua}$$

$$k = 1.7274 \text{ Kgmol/m}^3\text{-seg}$$

Con lo anterior e integrando la ecuación 1. para los absorbidos para obtener la concentración de trióxido de azufre en la corriente de gas de salida.

Esta concentración es :

$$y = 4.193212E-5$$

Esta concentración permite determinar, la cantidad de cada uno de los componentes de la mezcla gaseosa y la cantidad de ácido que se produce.

$$n_{\text{SO}_3} = 0.7067 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{SO}_2} = 13.4329 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{O}_2} = 1239.4394 \text{ lbmol/hr}$$

$$n_{\text{N}_2} = 15328.98 \text{ lbmol/hr}$$

ANALISIS DE LOS RESULTADOS DE LA SIMULACION  
DEL PROCESO DE PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO.

A continuación se muestran los resultados reportados por la --  
planta de FERTIMEX y los obtenidos en la simulación del proceso.  
Es importante mencionar que los resultados que se muestran son --  
para los dos tipos de proceso que se consideraron.

PROCESO DE CONTACTO SIMPLE.

Para el proceso de contacto simple los resultados obtenidos  
son:

ELEMENTO	DATOS DE LA SIMULACION	DATOS REPORTADOS
SO <sub>2</sub> (lbmol/hr)	677.0401	695.3469
SO <sub>2</sub> " "	1202.2275	1183.6729
O <sub>2</sub> " "	1571.2430	1581.0150
N <sub>2</sub> " "	15328.98	15328.98
Temp. (°K)	907.7236	885.0000
% conversión	63.97	62.99
SEGUNDO LECHO		
SO <sub>2</sub> (lbmol/hr)	281.4864	206.7043
SO <sub>3</sub> " "	1597.7811	1672.1916
O <sub>2</sub> " "	1373.4662	1337.0044
Temp (°K)	780.4701	783.00
% conversión	58.42	68.83

## TERCER LECHO

ELEMENTO	DATOS DE LA SIMULACION	DATOS REPORTADOS (FERTIMEX)
SO <sub>2</sub> (lbmol/hr)	171.71	El proceso
SO <sub>3</sub> " "	1707.4882	de FERTIMEX
O <sub>2</sub> " "	1371.6400	es de doble
Temp. °K	721.76	absorción.
% conversión	38.97	Por lo cual no hay datos para tercer y cuarto -- lecho.

## CUARTO LECHO

SO <sub>2</sub> (lbmol/hr)	110.00	-----
SO <sub>3</sub> " "	1768.8713	-----
O " "	1287.9211	-----
Temp °K	708.5066	-----
% conversión	35.96	-----

Con lo anterior se obtiene que las 110.00 lbmol de dióxido de azufre descargadas a la atmósfera, equivalen a 3196.16 Kg de SO<sub>2</sub> por hora.

PROCESO DE DOBLE ABSORCION

Para este proceso, se considera que la corriente que sale del segundo lecho es enviada a una torre de absorción. De los datos-- reportados se tiene que la absorción se efectúa al 100%

Los resultados de los dos primeros lechos son los que ya están -- reportados en el proceso anterior.

La corriente que sale del absorbedor es:

ELEMENTO	SIMULACION	REPORTADOS POR FER- TIMEX .
SO <sub>2</sub> (lbmol/hr)	281.4864	206.7043
SO <sub>3</sub> " "	4.3525	0.0
O <sub>2</sub> " "	1373.4662	1337.0043

Al realizar la simulación, se determinó que se absorberón -----  
1593.4286 lbmol de SO<sub>3</sub>/hr

Con los resultados anteriores, los datos obtenidos para el tercer y cuarto lecho son:

TERCER LECHO

ELEMENTO	SIMULACION	REPORTADOS POR FER--- TIMEX
SO <sub>2</sub> lbmol/hr	37.1684	14.6957
SO <sub>3</sub> " "	248.6705	164.1244
O <sub>2</sub> " "	1251.3072	1241.2582
Temp. °K	748.06	738.00
% conversión	86.76	92.88

## CUARTO LECHO

ELEMENTO	SIMULACION	REPORTADOS POR FERTIMEX
SO <sub>2</sub> lbmol/hr	13.4329	5.7131
SO <sub>3</sub> " "	272.4060	200.9636
O <sub>2</sub> " "	1239.4060	1236.5776
Temp °K	702.4011	699.87
% conversión	63.86	98.87

De los datos obtenidos, se observa lo siguiente:

- Para el caso en que el proceso es de contacto simple, la cantidad de dióxido de azufre que se descarga a la atmósfera, está por encima de los límites permisibles, ya que de acuerdo con las normas establecidas, para una planta que produce 2000 ton/día --- estas emisiones deben de ser de 333.33 Kg de SO<sub>2</sub>/hr y en este proceso se descargarían 3196.16 Kg/hr

- Para el proceso de doble contacto hay una gran diferencia -- entre los niveles reportados y los obtenidos en la simulación, -- llegando incluso a ser esta diferencia de más del 100%.

- Esta diferencia puede deberse a que se considerará en el proceso analizado, que la absorción es al 100%, consideración no necesariamente cierta, ya que este tipo de operaciones no se dan con estas eficiencias.

- Con todo lo anterior, se puede observar que los niveles de dióxido de azufre, también están por encima de los niveles establecidos, pues los resultados de la simulación son de 390.3063 -- Kg/hr y los permisibles son 333.33 Kg/hr.

Según los datos reportados por FERTIMEX, se cumple con las nor--

mas establecidas ya que se emiten 166 Kg. de  $SO_2$ .

- Finalmente al observar que las emisiones son mayores a las requeridas, surge la necesidad de realizar la simulación del proceso de control que fue seleccionado en el capítulo anterior.

Esto con la finalidad de disminuir los niveles y así cumplir con las normas de emisión de contaminantes gaseosos.

## CAPITULO V

## SIMULACION DEL PROCESO SELECCIONADO

Por último, se realizarán los cálculos correspondientes al --  
absorbedor, que se requiere en el proceso Mitsubishi, el cual --  
emplea soluciones de amoniaco, para lavar la corriente de gases  
de chimenea, del proceso de ácido sulfúrico.

Es importante mencionar que sólo se realizará una estimación,  
efectuando algunas consideraciones necesarias.

Algunas de estas consideraciones son las siguientes:

- En el absorbedor intervienen, dióxido de azufre, agua y ---  
amoniaco, los cuales reaccionan entre sí, pero por falta de  
datos de equilibrio sobre la reacción, sólo se considerará --  
que hay absorción, física. sin reacción química.
- Por analogía con otros procesos, se tomará como dato inicial  
la altura del lecho igual a 3 ft. (25).
- Se considerará que la solución es diluida, debido a la falta  
de datos de equilibrio para el sistema.

Con el fin de obtener un panorama más amplio sobre el proceso  
se modificarán algunos parámetros como: altura del lecho, flujo  
de líquido, temperatura y presión.

En este capítulo solo se muestran los resultados obtenidos y  
la memoria de calculo, se presenta en el apéndice,

## SIMULACION DEL PROCESO DE CONTROL

Condiciones a la entrada de la torre de absorción, de acuerdo con la simulación.

G - 7528.4818 Kgmol/hr de mezcla de gas.

T - 408 °K

P - 1 atm.

L - 34.05 Kg/hr de solución de  $\text{NH}_4\text{OH}$ .

$M_{\text{mez.}}$  - 28.2752 Kg/Kgmol

Composición de la mezcla.

$n_{\text{SO}_2}$  - 6.0985 Kgmol/hr       $y_{\text{SO}_2}$  - 8.1006E-4

$n_{\text{O}_2}$  - 562.7055 "      "       $y_{\text{O}_2}$  - 0.07474

$n_{\text{SO}_3}$  - 0.32085 "      "       $y_{\text{SO}_3}$  - 4.261E-5

$n_{\text{N}_2}$  - 6959.3569 "      "       $y_{\text{N}_2}$  - 0.9244

Las constantes relacionadas con el tipo de empaque son:

A - 0.62E-6

n - 0.33

Con estos datos los resultados de la simulación son los siguientes:

$D_{\text{AB}}$  - 2.1152E-4 m<sup>2</sup>/seg

$V_{\text{mez}}$  - 33.4801 m<sup>3</sup>/Kgmol de mezcla.

Q - 70.0152 ft<sup>3</sup>/seg

Radio de la torre - 4.9368 m.

Area de la torre - 76.5695 m<sup>2</sup>

$$\begin{aligned}
 \rho_m &= 0.8445 \text{ Kg/m}^3 \\
 \mu &= 2.1932\text{E-}5 \text{ Kg/m-sec} \\
 L &= 1.2352\text{E-}4 \text{ Kg/m}^2\text{-seg de solución de amoniaco.} \\
 G &= 0.7722 \text{ Kg/m}^2\text{-seg de gas} \\
 k_{ya} &= 0.00961299 \text{ Kgmol/m}^3\text{-seg}
 \end{aligned}$$

Con lo anterior, se obtiene que la concentración de  $\text{SO}_2$ , a la salida de la torre es:

$$y_{\text{SO}_2} = 5.8712\text{E-}4$$

Que equivale a:

$$4.42013 \text{ Kgmol/hr} = 282.8886 \text{ Kg de SO}_2\text{/hr}$$

Con lo cual se reducen un 27.5 % las emisiones de dióxido de --- azufre.

- Una modificación en la altura del empaque a 10 ft. o sea 3.048 m. da como consecuencia:

$$y_{\text{SO}_2} = 2.5270\text{E-}4$$

$$1.9024 \text{ Kgmol/hr} = 121.7582 \text{ Kg/hr}$$

Con lo cual las emisiones se reducen un 68%.

- Al variar la altura del empaque y el volumen de líquido -  
los resultados son los siguientes:

altura de empaque = 10 ft.

volumen de líquido = 45.4 Kg/hr de solución de amoniaco.

$$y_{\text{SO}_2} = 2.2668 \text{ E-4}$$

$$1.7066 \text{ Kgmol de SO}_2/\text{hr} = 109.2238 \text{ Kg de SO}_2.$$

la reducción es de un 72%.

- Al tener las siguientes modificaciones :

altura de empaque = 10 ft.

flujo de líquido = 45.4 Kg/hr de solución de amoniaco.

presión = 1.5 atm.

los resultados son:

$$y_{\text{SO}_2} = 2.8399\text{E-4}$$

$$2.13807 \text{ Kgmol de SO}_2/\text{hr} = 136.8368 \text{ Kg/hr}$$

reduciéndose el dióxido de azufre un 64.9%.

- Al modificar la presión a 0.9 atm. y dejando los otros  
parámetros iguales al caso anterior se tiene:

$$y_{\text{SO}_2} = 2.0137\text{E-4}$$

$$97.02558 \text{ Kg de SO}_2/\text{hr}.$$

La disminución en los efluentes es de 75.14%.

ANALISIS DE LOS RESULTADOS DEL PROCESO DE  
CONTROL DE EFLUENTES GASEOSOS

Una vez que se determinó la necesidad de controlar los niveles de efluentes y que se seleccionó el proceso Mitsubishi, para realizar la simulación, los resultados obtenidos fueron los ---- siguientes:

La composición de la corriente que entra a la torre de ---- absorción del proceso de control es:

SO<sub>2</sub> 6.0985 Kgmol/hr  
SO<sub>3</sub> 0.32055 Kgmol/hr  
O<sub>2</sub> 562.7055 Kgmol/hr

Los resultados para las cuatro simulaciones realizadas son:

Variable	PRIMERA SIMULACION	SEGUNDA SIMULACION
G	7528.4818	7548.4818
T °K	408.00	408.00
P (atm)	1.0	1.0
L (Kg/hr)	34.05	34.05
h (ft)	3.0	10.00
SO <sub>2</sub> Kgmol/hr	4.4201	1.9024
SO <sub>2</sub> emitidos Kg/hr	282.8864	121.7280
% de reducción de emisiones de SO <sub>2</sub>	27.5	68.00

NOTA: Las cantidades de trióxido de azufre, oxígeno y nitrógeno, no cambian en su composición, ya que estos no intervienen en la absorción.

VARIABLE	TERCERA	CUARTA	QUINTA
G	7528.4818	7528.4818	7528.4818
T °K	408.00	408.00	408.00
P (atm)	1.0	1.5	0.9
L (Kg/hr)	45.4	45.4	45.4
h (ft)	10.00	10.00	10.00
SO <sub>2</sub> (Kgmol/hr)	1.7066	2.1380	1.5160
SO <sub>2</sub> (emitido Kg/hr)	109.2224	136.8320	97.0240
% de reducción de. emisiones de SO <sub>2</sub>	72.00	64.9	75.14

De lo anterior se tiene:

- 1.- Para el proceso considerado y las condiciones establecidas las emisiones se reducen un 27.5%. Logrando emitir sólo -- 282.8864 Kg SO<sub>2</sub>/hr, que es una cantidad por debajo de los límites permisibles.
- 2.- Al modificar una o más variables, los resultados se modifican de manera notoria, encontrándose que:
  - Al modificar la altura del empaque, disminuyen más las emisiones.
  - La variación en el flujo de líquido o la presión, provoca cambios mínimos.
  - Al disminuir la presión, volumen de líquido y la altura del lecho, las emisiones disminuyen en un 75.14%
- 3.- Finalmente, se puede decir que el proceso de control, permite reducir las emisiones sin ser modificado y que, al -- manejar condiciones que no estén fuera de los límites que se consideran reales estas emisiones pueden disminuirse --

aun más beneficiado, tanto a la producción de fertilizantes, como a el medio ambiente en que se esté produciendo.

En todas las simulaciones que se realizarón, las emisiones de dióxido de azufre están por debajo de los límites establecidos.

## CONCLUSIONES

De la realización del análisis del proceso de producción de ácido sulfúrico, se concluye lo siguiente:

- En este proceso las emisiones reportadas por la planta de FERTIMEX, indican que se cumple con los límites establecidos pero existen dentro de este proceso suposiciones que no son del todo reales, como el considerar que la torre de absorción intermedia opera con una eficiencia del 100% y la segunda torre opera con una eficiencia menor, ya que es conveniente recordar que existen intervalos de eficiencia de operación para estos equipos.
- Después de investigar los métodos de control de emisiones gaseosas, analizarlos y seleccionar uno para simularlo y verificar si es posible disminuir los niveles de contaminantes emitidos a la atmósfera, se observó que estos métodos de control permiten cumplir con las normas establecidas empleando como se presentan o modificándolos de acuerdo a las condiciones y medios con que se cuenta.
- Finalmente con lo anteriormente explicado, se concluye que existen una serie de opciones que permiten disminuir la contaminación, provocada durante la producción de ácido sulfúrico, que era el objetivo planteado al inicio del presente trabajo.

## APENDICE

## DETERMINACION DE PROPIEDADES.

Las expresiones utilizadas para determinar las propiedades de la mezcla a lo largo del convertidor y de los absorbedores se --- muestran a continuación.

Cabe mencionar que debido a que se empleó un programa de computadora para la realización de la simulación, sólo se presentan -- las ecuaciones y para cada lecho o corriente se presentan los --- resultados.

Para determinar la viscosidad se utilizó la siguiente expre--- sión, en base a que el convertidor opera a 1 atm. de presión (ba--- jas presiones).

$$\mu_m = \frac{\sum y_i y_i (M_i)^{1/2}}{\sum y_i (M_i)^{1/2}}$$

Las correlaciones para cada una de los componentes de la mez--- cla, empleadas para determinar estas viscosidades son:

$$\mu_g = A + BT + CT^2 \quad (T = ^\circ K)$$

$$\mu_{SO_2} = -3.793 + 46.45E2(T) - 72.76E6(T^2)$$

$$\mu_{O_2} = 18.11 + 66.32E2(T) - 187.9E6(T^2)$$

$$\mu_{N_2} = 30.43 + 49.89E2(T) - 109.3E6(T^2)$$

$$\mu = \text{poises}$$

Para las capacidades caloríficas las correlaciones empleadas son:

$$Cp_m = \sum Cp_i y_i$$

$$Cp_{SO_2} = 5.85 + 15.4E-3(T) - 11.1E-6(T^2) + 2.91E-9(T^3)$$

$$Cp_{O_2} = 6.22 + 2.71E-3(T) - 0.37E-6(T^2) - 0.22E-9(T^3)$$

$$Cp_{N_2} = 7.07 + 1.32E-3(T) + 3.31E-6(T^2) - 1.26E-9(T^3)$$

$$C_{p_{SO_2}} = 3.96 + 34.6E-3(T) - 26.8E-6(T^2) + 6.96E-9(T^3)$$

Para calcular el volumen molar se emplea la siguiente expresión ya que la mezcla tiene un comportamiento ideal.

$$V_m = (z_m RT)/P$$

$V_m$  = volumen molar de la mezcla

$z$  = obtenido de tablas (7)

$P$  = presión del sistema (atm)

$R$  = constante de los gases  $82.06 \text{ cm}^3\text{-atm/grmol-}^\circ\text{K}$ .

Para determinar la altura del lecho se empleó la ec. de Ergun.

$$\frac{\Delta P \rho_c}{\rho_m V_m^2} = \frac{D_p \phi_s}{L} \frac{\epsilon^3}{1-\epsilon} \frac{150(1-\epsilon)\mu}{\phi_s D_p G_o} + 1.75$$

Para la densidad se empleó:

$$\rho_m = (1/V)(M_m)$$

Flujo volumétrico:  $G_o = v_m$

Peso molecular de la mezcla  $= \sum M_i V_i$

Velocidad del fluido =  $Q/A$

$Q$  = flujo volumétrico

$A$  = área de la sección transversal del convertidor.

Los cálculos de las propiedades del primer lecho son:

Componente	$P_C$ (atm)	$T_C$ (°K)	$y_i$	$z_i$	$z_i y_i$
SO <sub>2</sub>	77.7	430.7	0.0970	0.99	0.0960
O <sub>2</sub>	50.1	154.8	0.1121	0.99	0.1109
N <sub>2</sub>	33.5	126.2	0.7909	1.0	<u>0.7909</u>

$$z_m = 0.9978$$

La temperatura de entrada al convertidor es de 703 °K

$$V_m = z_m RT/P = (0.9978)(82.06)(703)/(1)$$

$$V_m = 57561.266 \text{ cm}^3/\text{grmol} = 922.8994 \text{ ft}^3/\text{lbmol}$$

Flujo de alimentación de la mezcla = 8798.7946 Kgmol/hr

Peso molecular de la mezcla = 31.9404 lb/lbmol

Densidad de la mezcla = 0.0346 lb/ft<sup>3</sup>

Diámetro del convertidor (reportado) = 13.41 m.

Area transversal del convertidor  $A = \pi r^2 = (3.1416)(6.705)^2$

$$A = 141.2369 \text{ m}^2 = 1520.25 \text{ ft}^2$$

Flujo volumétrico = (8798.7946 Kgmol/hr)(57.5630 m<sup>3</sup>/kgmol)

$$= 506484.9836 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$v = (506484.9836) / ((141.2369 \text{ m}^2)(0.3048 \text{ ft})(3600 \text{ seg})) = 3.2681 \text{ ft}/\text{seg}$$

$$G_o = (196.0899 \text{ ft}/\text{min})(0.0346 \text{ lb}/\text{ft}^3) = 6.7847 \text{ lb}/\text{ft}^2\text{-min.}$$

$$\mu_m = 0.07957 \text{ lb}/\text{ft-hr} = 2.2 \text{ E-5 lb}/\text{ft-seg}$$

$$\Delta P = 144 \times 0.2 = 28.8 \text{ lb}/\text{ft}^2$$

Con los datos anteriores sustituidos en la ec. de Ergun se --  
obtiene una longitud de lecho de 2.2990 ft.

Con los datos anteriores se procede a realizar los cálculos --  
para el primer lecho, obteniéndose los siguientes listados.

## PRIMER LECHO

z	0.25	0.50	0.75	1.0
T	703.00	725.7936	752.7859	783.6915
K	267.2236	157.6709	87.9749	47.3878
-ΔH	42443.3942	42365.9098	42269.0414	42151.4599
R	0.0172	0.0233	0.0308	0.0371
D1	1.9321	1.9632	1.9994	2.0399
D2	0.5959	0.6284	0.6677	0.7138
D3	0.4555	0.4760	0.5005	0.5288
D4	0.1042	0.1089	0.1145	0.1209
Th	4.3463	5.2129	6.2317	7.1909
Ef	0.5317	0.4651	0.4042	0.3592
Rs	0.3475	0.4129	0.4747	0.5081
Cp	14.1788	14.3157	14.4807	14.6751
F <sub>SO<sub>2</sub></sub>	0.0	132.0915	289.0171	469.4218
Ft	19380.6049	19314.5586	19236.0958	19145.8934
Fs	132.0914	289.0171	469.4218	662.5400
Ts	725.7932	752.7858	783.6915	816.6161
n1	1747.1761	1590.2505	1409.8457	1216.7276
n2	2106.3110	2027.8482	1937.6458	1841.0868
n3	132.0914	289.0171	469.4218	662.5400
n4		15328.98 siempre es la misma		
nt	19314.5586	19236.0958	19145.8934	19049.3344

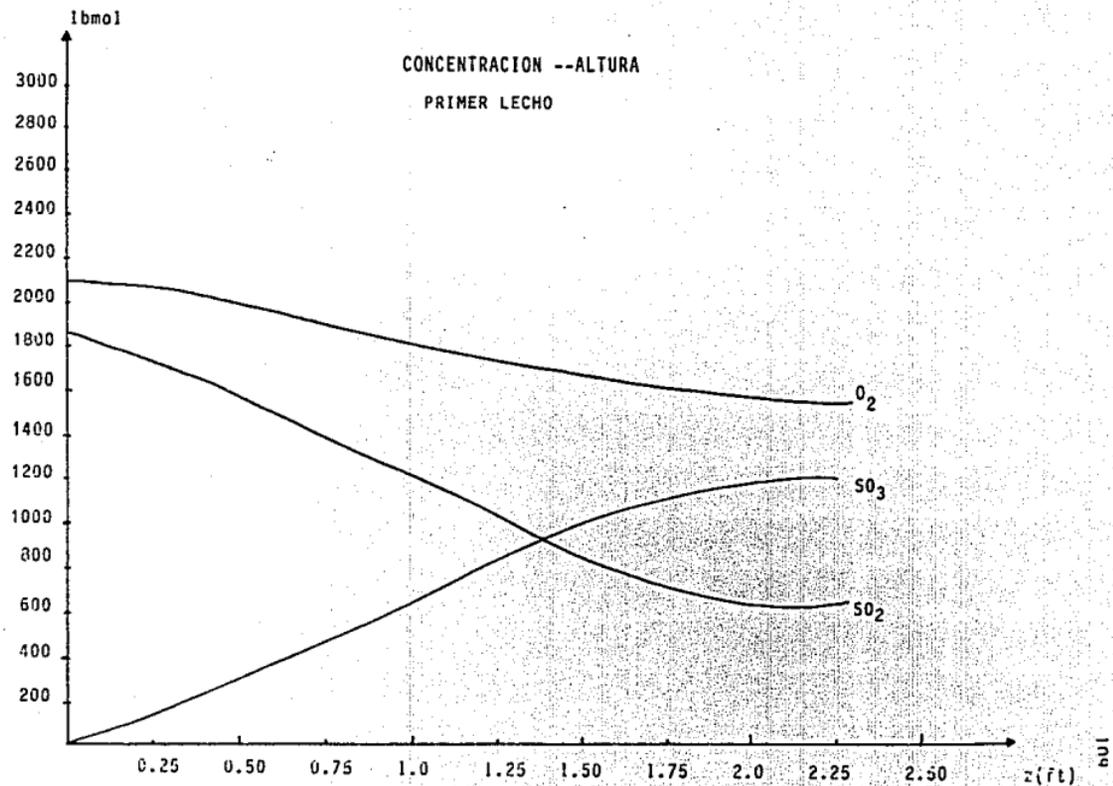
## PRIMER LECHO

z	1.25	1.50	1.75	2.0
T	816.6161	847.7919	873.4854	892.0266
K	25.8105	15.1647	10.0665	7.6003
-ΔH	42018.5131	41885.4486	41770.6099	41684.8651
R	0.0374	0.0300	0.192	0.0093
D1	2.0824	2.1218	2.1537	2.1764
D2	0.7644	0.8135	0.8548	0.8852
D3	0.5591	0.5880	0.6119	0.6292
D4	0.1279	0.1345	0.1400	0.1439
Th	7.6927	7.4122	6.3708	4.7200
Bf	0.3393	0.3501	0.3970	0.5010
Rs	0.4835	0.4003	0.2899	0.1775
Cp	14.8823	15.0811	15.2450	15.3630
F <sub>SO<sub>2</sub></sub>	662.5400	846.3046	998.4610	1108.6486
Ft	19049.3344	18952.4512	18881.3739	18826.2801
Fs	846.3064	998.4610	1108.6486	1176.102
Ts	847.7918	873.4852	892.0266	903.3463
n1	1032.9612	880.8066	770.6190	703.1656
n2	1749.2036	1673.1236	1618.0325	1584.3058
n3	847.7918	873.4852	892.0266	903.3463
nt	18952.4512	18881.3738	18826.2801	18792.5534

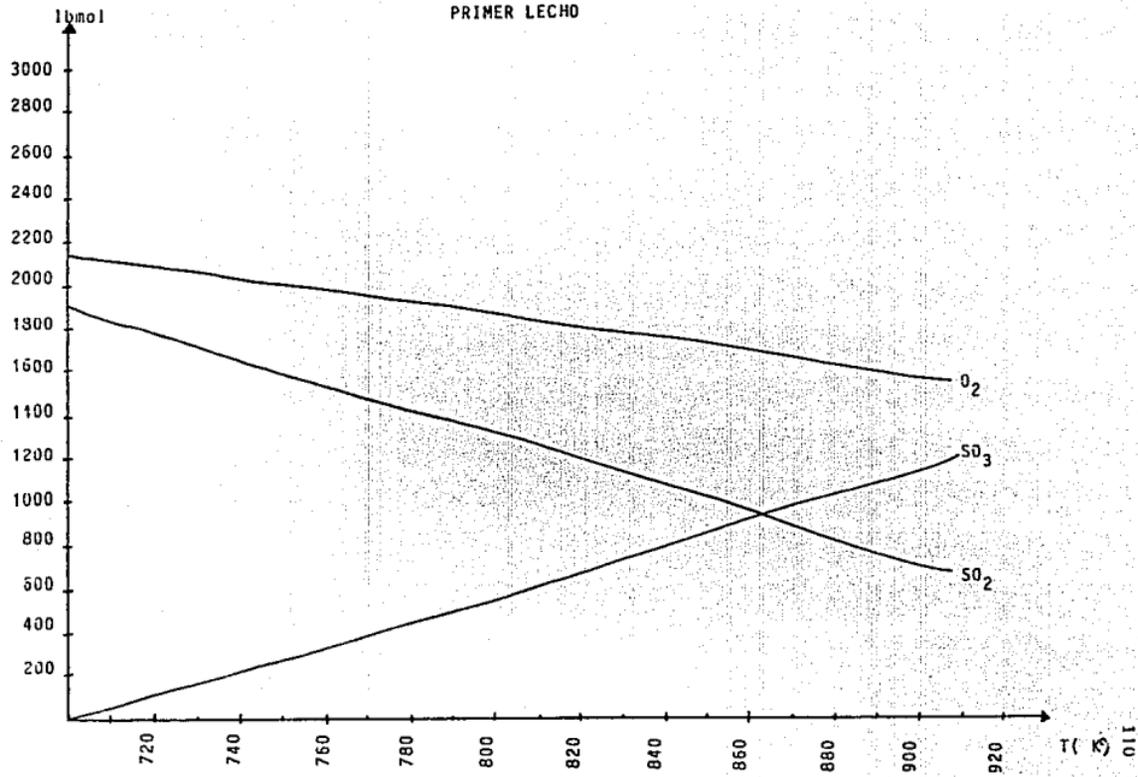
## PRIMER LECHO

z	2.25
T	903.3463
K	6.4363
-4H	41631.3418
R	0.0024
D1	2.1901
D2	0.9039
D3	0.6380
D4	0.1464
Th	2.5385
Ef	0.7311
Rs	0.0687
Cp	15.4360
F <sub>SO<sub>1</sub></sub>	1176.1020
Ft	18792.5534
Fs	1202.2275
Ts	907.7236
n1	677.0401
n2	1571.2430
n3	1202.2275
nt	18779.4906

% conversión - 63.97%



CONCENTRACION -- TEMPERATURA  
PRIMER LECHO



## SEGUNDO LECHO

Determinando las propiedades de la misma manera que para el -- primer lecho, se obtienen los siguientes resultados:

La composición de la mezcla que entra al segundo lecho es:

677.0401 lbmol de  $\text{SO}_2$

1571.2430 lbmol de  $\text{O}_2$

1202.2276 lbmol de  $\text{SO}_3$

15328.98 lbmol de  $\text{N}_2$

Volumen de la mezcla - 938.0273  $\text{ft}^3/\text{lbmol}$

Flujo volumétrico - 293,594.594  $\text{ft}^3/\text{min}$

Velocidad del flujo - 3.2187  $\text{ft}/\text{seg}$

Peso molecular de la mezcla - 32.9664  $\text{lb}/\text{lbmol}$

Densidad de la mezcla - 0.03514  $\text{lb}/\text{ft}^3$

$G_o$  - 0.1131  $\text{lb}/\text{ft}^2\text{-seg}$

$\mu_m$  - 2.2227E-5  $\text{lb}/\text{ft}\text{-seg}$

Con estos datos se determina que la altura del lecho es de ---  
2.32 ft.

## SEGUNDO LECHO

z	0.25	0.50	0.75	1.0
T	713.0000	719.6300	726.6320	733.9655
K	211.1292	181.2209	154.7366	131.5425
-ΔH	42409.8910	42387.2315	42362.9822	42337.1615
R	0.0044	0.0049	0.0054	0.0060
D1	1.9458	1.9548	1.9643	1.9742
D2	0.6100	0.6195	0.6295	0.6401
D3	0.4644	0.4704	0.4767	0.4834
D4	0.1062	0.1076	0.1090	0.1106
Th	3.6169	3.9182	4.2582	4.6394
Ef	0.6013	0.5708	0.5393	0.5073
Rs	0.1019	0.1075	0.1183	0.1175
Cp	14.8202	14.8639	14.9100	14.9586
F <sub>SO<sub>2</sub></sub>	1202.2275	1240.9561	1281.8203	1324.7056
Ft	18779.4906	18760.1263	18739.6942	18718.2514
Fs	1240.9561	1281.8203	1324.7056	1369.3789
Ts	719.6366	726.6320	733.9655	741.5962
n1	638.3114	597.4472	554.5619	509.8886
n2	1551.8787	1531.4466	1510.0039	1487.6673
n3	1240.9561	1281.8203	1324.7056	1369.3789
nt	18760.1263	18739.6942	18718.2514	18695.9148

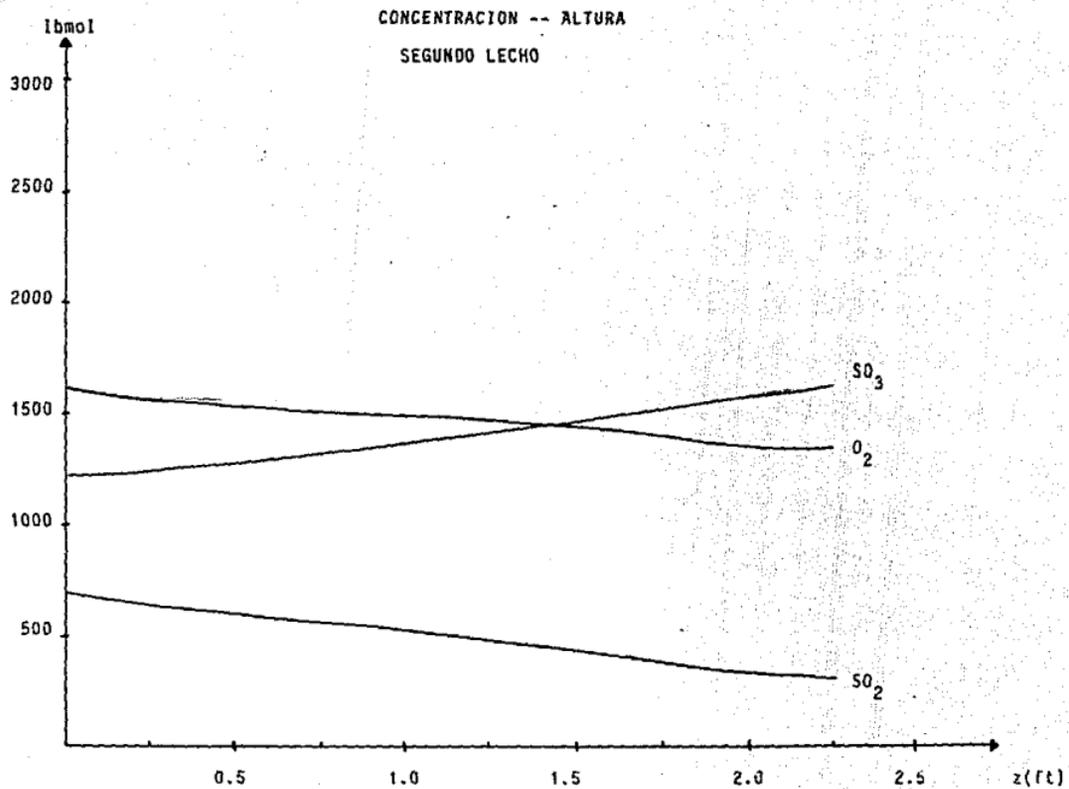
## SEGUNDO LECHO

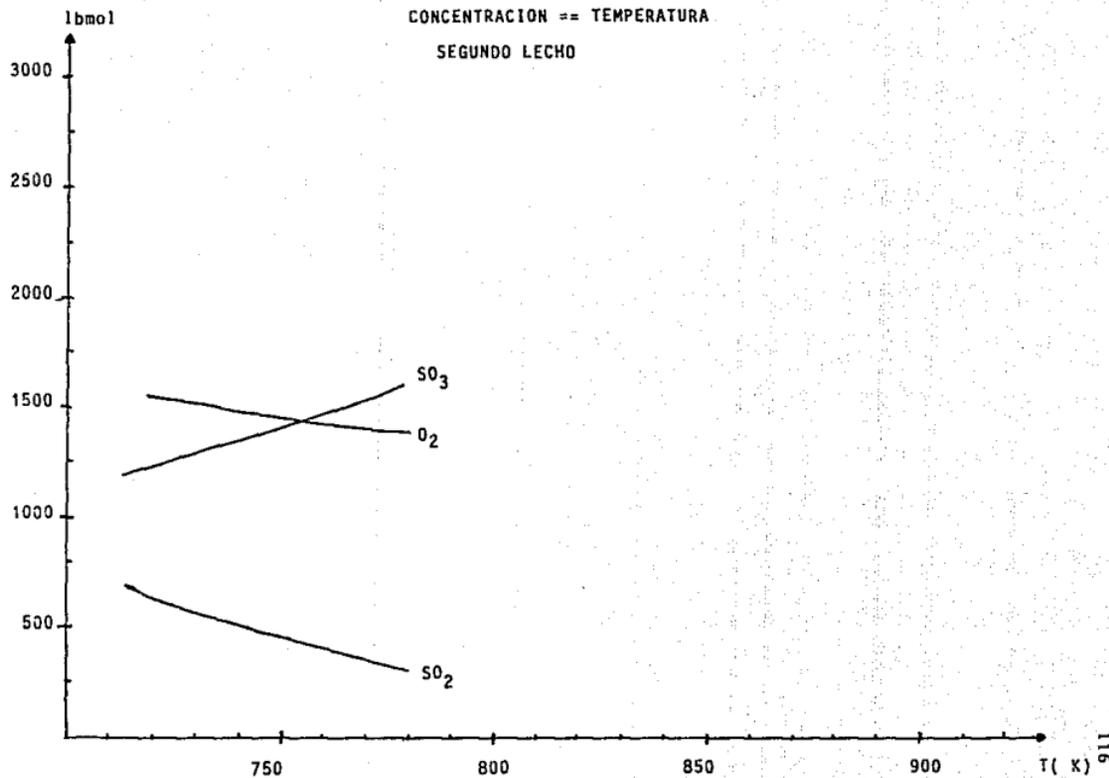
z	1.25	1.50	1.75	2.0
T	741.5962	749.4561	757.4432	765.4129
K	111.4711	94.3526	79.8849	67.9137
-ΔH	42309.8630	42281.2867	42251.7746	42221.8537
R	0.0066	0.0072	0.0077	0.0080
D1	1.9844	1.9949	2.0055	2.0160
D2	0.6512	0.6627	0.6745	0.6864
D3	0.4903	0.4975	0.5047	0.5120
D4	0.1121	0.1138	0.1154	0.1171
Th	5.0619	5.5198	5.9973	6.4591
Ef	0.4756	0.4450	0.4168	0.3925
Rs	0.1212	0.1233	0.1232	0.1200
Cp	15.0093	15.0616	15.1149	15.1682
F <sub>SO<sub>2</sub></sub> <sup>*</sup>	1369.3789	1415.4485	1462.3199	1509.1466
Ft	18695.9148	18672.8800	18649.4443	18626.0309
Fs	1415.4485	1462.3199	1509.1466	1554.7879
Ts	749.4561	757.4432	765.4129	773.1716
n1	463.8190	416.9476	370.1209	324.4796
n2	1464.6325	1441.1968	1417.7834	1394.9628
n3	1415.4485	1462.3199	1509.1466	1554.7879
nt	18672.8800	18649.4443	18626.0309	18603.2104

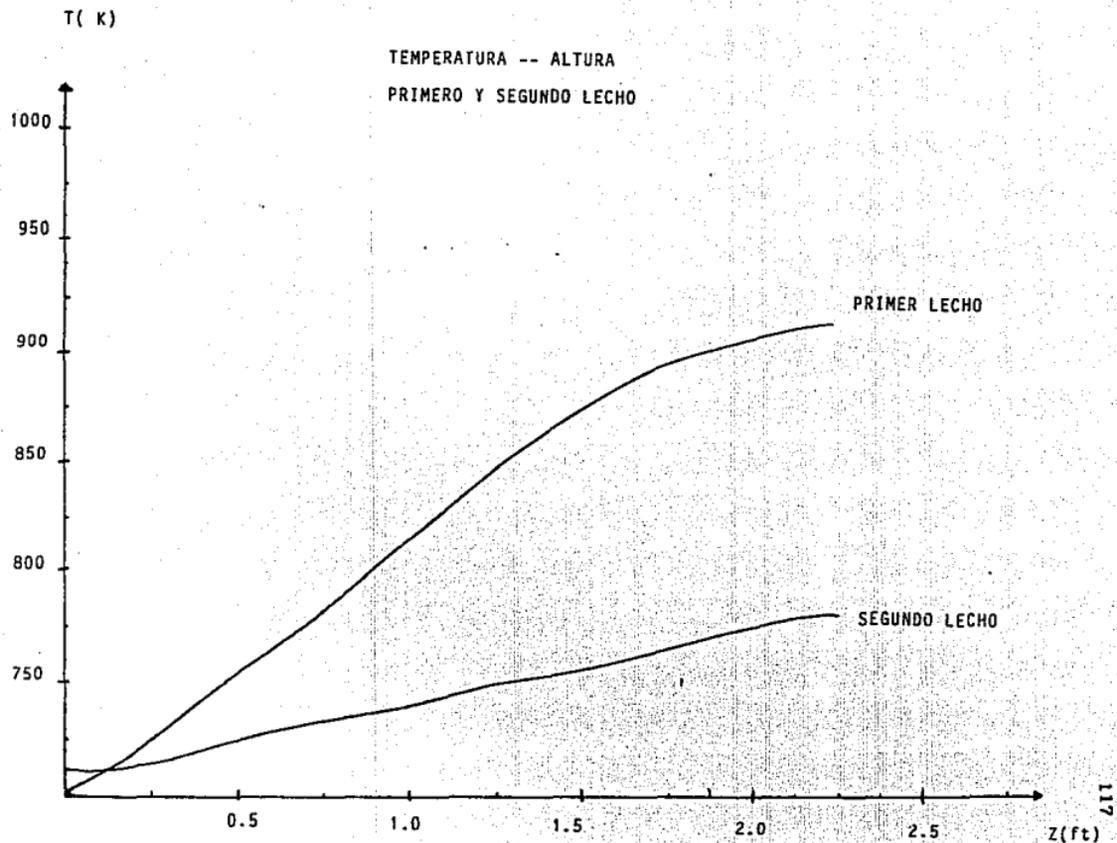
## SEGUNDO LECHO

z	2.25
T	773.1716
K	58.1720
-4H	42192.2702
R	0.0079
D1	2.0262
D2	0.6980
D3	0.5191
D4	0.1187
Th	6.8370
Ef	0.3746
Cp	15.2202
F <sub>SO<sub>2</sub></sub>	1554.7879
Ft	18603.2104
Fs	1597.7811
Ts	780.4701
n1	281.4864
n2	1373.4662
n3	1597.7811
nt	18581.8713

% conversión de SO<sub>2</sub> - 58.42







## TERCER LECHO SIN ABSORCION INTERMEDIA

Las características de la mezcla que entra al tercer lecho sin considerar que hay absorción intermedia son:

281.4864 lbmol de  $SO_2$

1373.4662 lbmol de  $O_2$

1597.7811 lbmol de  $SO_3$

15328.98 lbmol de  $N_2$

Volumen de la mezcla - 924.8816  $ft^3/lbmol$

Temperatura de entrada al tercer lecho 703 °K

Flujo volumétrico -4773.8976  $ft^3/seg$

Velocidad - 3.1402  $ft/seg$

Peso molecular de la mezcla - 33.3120  $lb/lbmol$

Densidad de la mezcla - 0.0360  $lb/ft^3$

$G_o$  - 0.1131  $lb/ft^2-seg$

$\mu$  - 2.5134 E-5  $lb/ft-seg$

Altura del tercer lecho 2.2935 ft.

## TERCER LECHO SIN ABSORCION

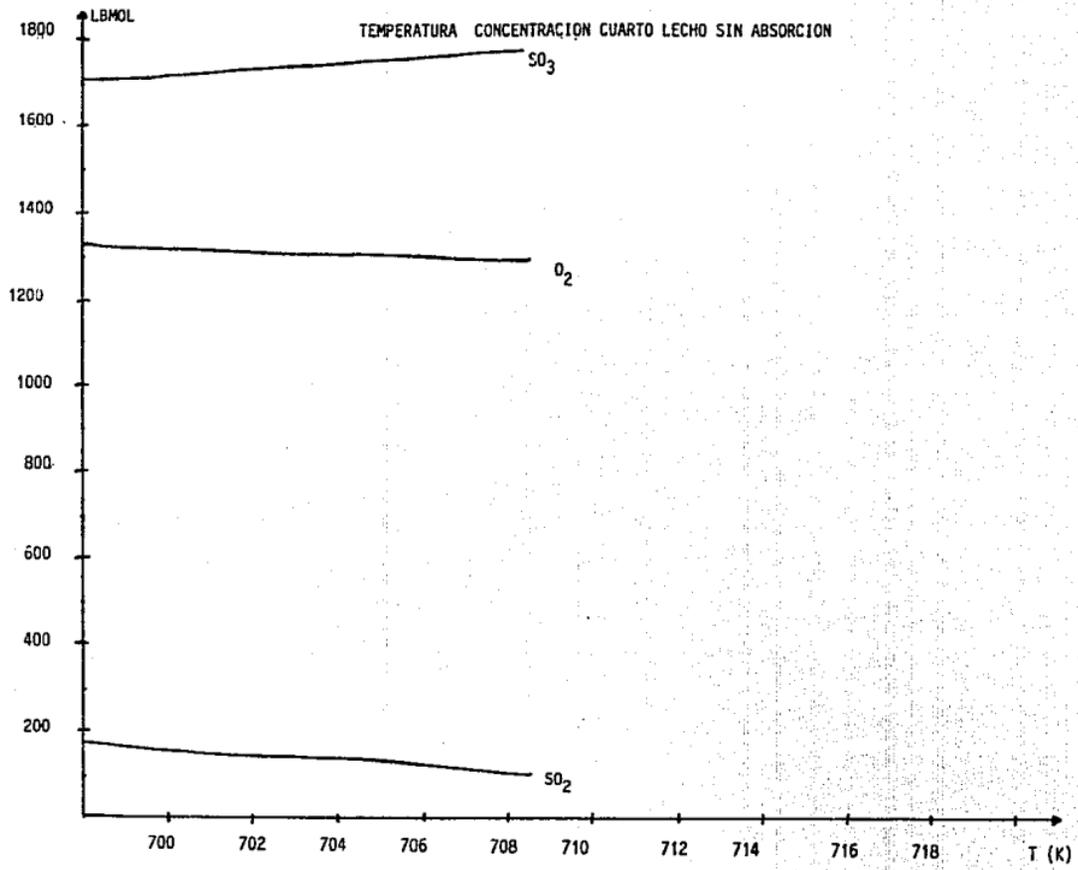
z	0.25	0.50	0.75	1.0
T	703.0000	705.0536	707.1200	709.2194
K	267.2236	254.4623	242.2593	230.6183
- H	42443.3900	42436.5760	42429.6500	42422.6476
R	0.00121	0.00125	0.00129	0.0013
D1	1.9321	1.9349	1.9377	1.9406
D2	0.5959	0.5988	0.6017	0.6047
D3	0.4554	0.4573	0.4591	0.4610
D4	0.1042	0.1046	0.1050	0.1054
Th	2.9259	3.0330	3.1470	3.2664
Bf	0.6808	0.6675	0.6538	0.6399
Rs	0.0315	0.0318	0.0321	0.0323
Cp	14.9929	15.0069	15.0210	15.0351
F° SO <sub>3</sub>	1597.7811	1609.7724	1621.8900	1634.1081
Ft	18581.8713	18575.71	18569.6594	18563.5503
Fs	1609.7724	1621.8900	1634.1081	1646.3960
Ts	705.0536	707.1283	709.2194	711.3200
n1	269.4950	257.3775	245.1594	232.8707
n2	1367.4700	1361.4117	1355.3022	1349.1583
n3	1609.7724	1621.8900	1634.1081	1646.3960
n4	15328.98 (mantiene constante)			
nt	18575.7100	18569.6594	18563.5503	18557.4059

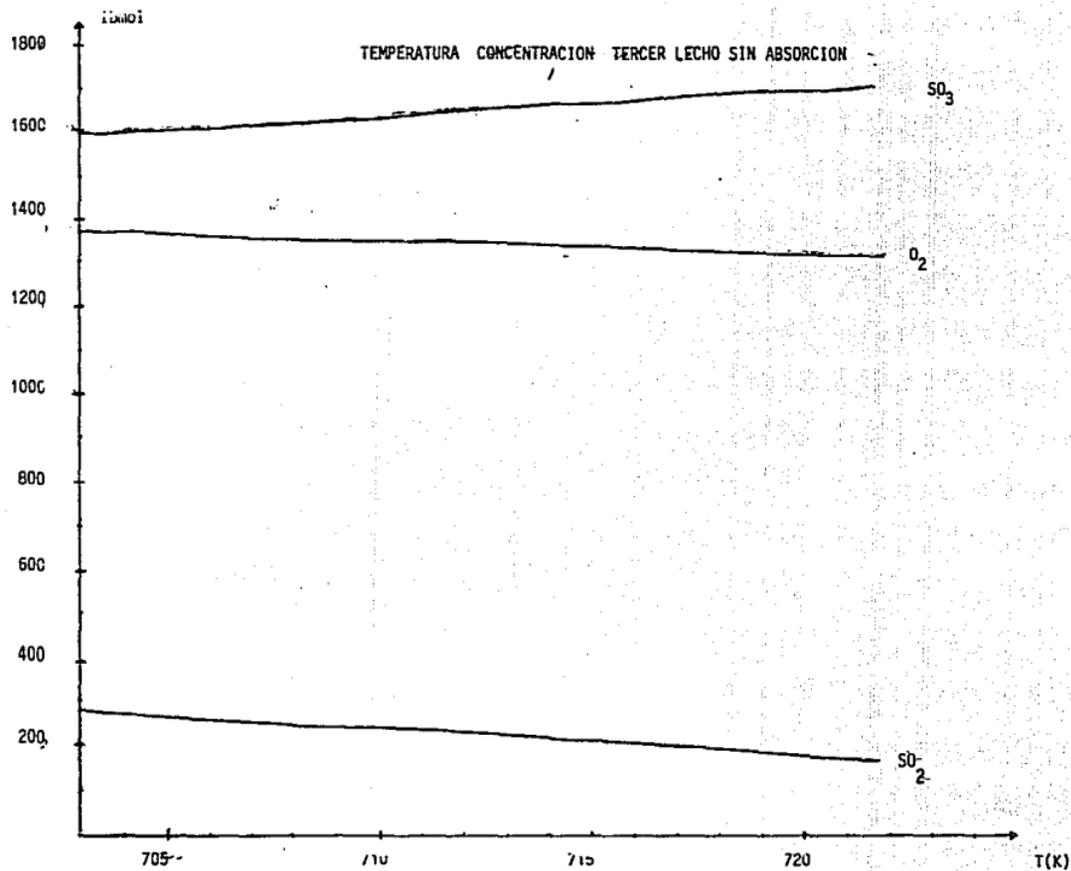
## TERCER LECHO SIN ABSORCION

z	1.25	1.50	1.75	2.0
T	711.3200	713.4299	715.5364	717.6336
K	219.5410	209.0320	199.0895	189.7145
- H	42415.5600	42408.4331	42401.2706	42394.1057
R	0.0013	0.0013	0.0014	0.0014
D1	1.9435	1.9463	1.9492	1.9521
D2	0.6077	0.6107	0.6137	0.6166
D3	0.4629	0.4648	0.4667	0.4686
D4	0.1052	0.1063	0.1067	0.1072
Th	3.3917	3.5227	3.6588	3.7992
Bf	0.6257	0.6113	0.5969	0.5825
RS	0.0324	0.0323	0.322	0.0320
Cp	15.0494	15.0637	15.0780	15.0923
F <sub>SO<sub>2</sub></sub> <sup>*</sup>	1658.7210	1646.3960	1671.0400	1683.3102
Ft	18557.4059	18551.2438	18545.0840	18538.9492
Fs	1658.7210	1671.0407	1683.3102	1695.4784
Ts	713.4299	715.5364	717.6336	719.7128
n1	220.5460	208.2260	195.9573	183.7891
n2	1342.9962	1336.8364	1330.7016	1324.6175
n3	1658.7210	1671.0407	1683.3102	1695.4784
n4	15328.98 (se mantiene constante)			
nt	18551.2438	18545.0840	18538.9492	18532.8652

## TERCER LECHO SIN ABSORCION

z	2.25
T	719.7128
K	180.9060
- H	42386.9690
R	0.0014
D1	1.9549
D2	0.6196
D3	0.4705
D4	0.1076
Th	3.9425
Ef	0.5684
Rs	0.0315
Cp	15.1064
F <sup>o</sup> <sub>SO<sub>3</sub></sub>	1695.4784
Ft	18532.8652
Fs	1707.4882
Ts	721.7643
n1	171.7793
n2	1318.6126
n3	1707.4882
n4	15328.98
nt	18526.8602





## CUARTO LECHO SIN ABSORCION INTERMEDIA

Las características de la mezcla que entra al cuarto lecho son:

171.7793 lbmol de  $\text{SO}_2$

1318.6126 lbmol de  $\text{O}_2$

1707.4882 lbmol de  $\text{SO}_3$

15328.98 lbmol de  $\text{N}_2$

Temperatura de entrada al cuarto lecho 698 °K

Volumen de la mezcla - 918.1068 ft<sup>3</sup>/lbmol

Flujo volumétrico - 4724.898 ft<sup>3</sup>/seg

Velocidad - 3.1059 ft/seg

Peso molecular de la mezcla - 33.4010 lb/lbmol

Densidad de la mezcla - 0.03638 lb/ft<sup>3</sup>

$G_o$  - 0.11299 lb/ft<sup>2</sup>-seg

$\mu$  - 2.1606E-5 lb/ft-seg

Altura del cuarto lecho 2.4319 ft.

## CUARTO LECHO SIN ABSORCION

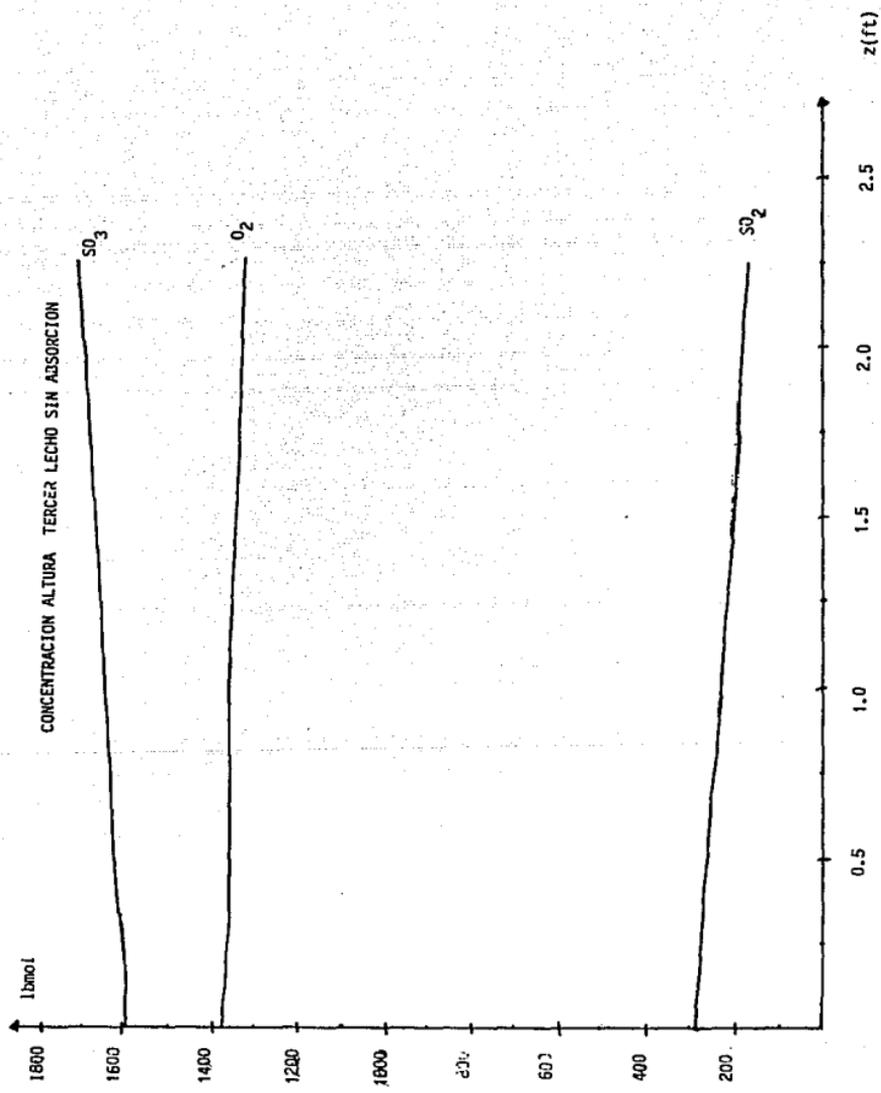
z	0.25	0.50	0.75	1.0
T	698	699.0760	700.1513	701.2241
K	301.3960	293.6459	286.1269	278.8379
- H	42459.8551	42456.3283	42452.7960	42449.2630
R	6.047E-4	6.112E-4	6.175E-4	6.234E-4
D1	1.9252	1.9267	1.9282	1.9296
D2	0.5889	0.5904	0.5919	0.5934
D3	0.4509	0.4519	0.4528	0.4538
D3	0.1031	0.1034	0.1036	0.1038
Th	2.6406	2.7038	2.7695	2.8371
Ef	0.7174	0.7091	0.7006	0.6998
Rs	0.0165	0.0165	0.0164	0.01642
Cp	15.0298	15.0400	15.0477	15.0550
F <sub>SO<sub>3</sub></sub> <sup>o</sup>	1707.4882	1713.7707	1720.0480	1726.3129
Ft	18526.8602	18523.7100	18520.5804	18517.4479
Fs	1713.7707	1720.0480	1726.3129	1732.5556
Ts	699.0763	700.1513	701.2241	702.2929
n1	1713.7707	1720.0480	1726.3129	1732.5556
n1	165.4968	159.2195	152.9546	146.7119
n2	1315.4714	1312.3327	1309.2003	1306.0789
n4	15328.98 (se mantiene constante)			
nt	18523.7100	18520.5804	18517.4479	18514.3266

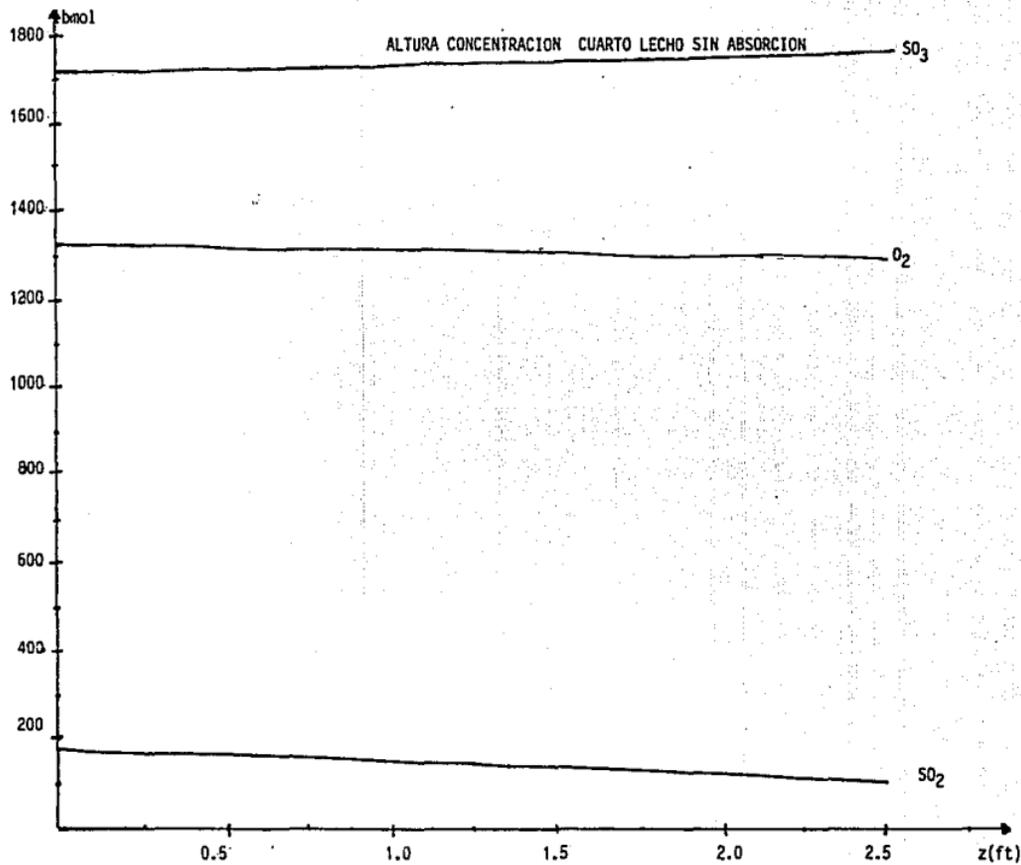
## CUARTO LECHO SIN ABSORCION

z	1.25	1.50	1.75	2.0
T	702.2928	703.3557	704.4107	705.4557
K	271.7821	264.9626	258.3825	252.2383
- H	42445.7340	42442.2156	42438.7100	42435.2383
R	6.276E-4	6.312E-4	6.336E-4	6.346E-4
D1	1.9311	1.9326	1.9340	1.9354
D2	0.5949	0.5964	0.5979	0.5993
D3	0.4548	0.4557	0.4567	0.4576
D4	0.1040	0.1042	0.1045	0.1047
Th	2.9065	2.9774	3.0496	3.1227
Ef	0.6832	0.6744	0.6655	0.6567
Rs	0.0163	0.01621	0.0160	0.0158
Cp	15.0623	15.0696	15.0768	15.0839
F <sub>So</sub>	1732.5556	1738.7649	1744.9200	1751.0661
Ft	18514.3266	18511.2219	18508.1347	18505.0860
Fs	1738.7649	1744.9200	1751.0361	1757.0718
Ts	703.3557	704.4107	705.4557	706.4883
n3	1738.7649	1744.9200	1751.0361	1757.0718
n1	140.5026	134.3382	128.2314	122.1957
n2	1302.9743	1299.8921	1296.8387	1293.8208
nt	18511.2219	18508.1347	18505.0860	18502.0685

## CUARTO LECHO SIN ABSORCION

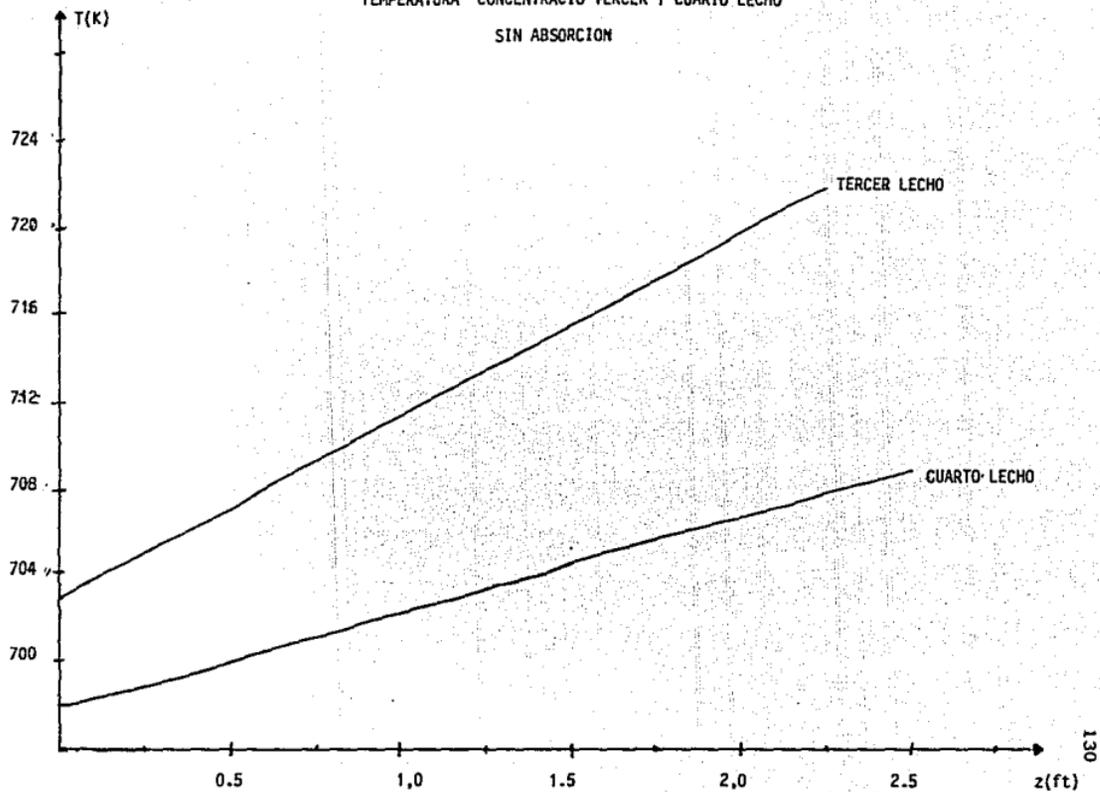
z	2.25	2.50
T	706.4883	707.5061
K	245.9523	240.1080
H	42431.7900	42428.3900
R	6.340E-4	6.315E-4
D1	1.9369	1.9383
D2	0.6008	0.6022
D3	0.4585	0.4595
D4	0.1049	0.1051
Th	3.1962	3.2695
BF	0.6480	0.6395
Rs	0.0156	0.0153
Cp	15.0910	15.0980
$F_{SO_2}^*$	1757.0718	1763.0210
Ft	18502.0685	18499.0930
Fs	1763.0219	1768.8713
Ts	707.5061	708.5066
n3	1763.0219	1768.0210
n1	116.2456	110.3962
n2	1290.8458	1287.9211
nt	18499.0930	18496.1687





TEMPERATURA CONCENTRACION TERCER Y CUARTO LECHO

SIN ABSORCION



## TERCER LECHO

Las características de la mezcla que entra a el tercer lecho, considerando que hay absorción intermedia son:

281.48647 lbmol de  $\text{SO}_2$

1373.45624 lbmol de  $\text{O}_2$

15328,98 lbmol de  $\text{N}_2$

4.3525 lbmol de  $\text{SO}_3$

Volumen de la mezcla - 924.89718  $\text{ft}^3/\text{lbmol}$

Flujo volumétrico - 4364.56033  $\text{ft}^3/\text{seg}$

velocidad de flujo - 2.87095  $\text{ft}/\text{seg}$

Peso molecular de la mezcla - 28.93321  $\text{lb}/\text{lbmol}$

Densidad de la mezcla - 0.03128  $\text{lb}/\text{ft}^3$

Flujo molar - 0.08981  $\text{lb}/\text{ft}^2\text{-seg}$

$\mu_g$  - 2.2291E-5  $\text{lb}/\text{ft}\text{-seg}$

Con lo anterior se determina que la altura del lecho es de 3.05 ft.

## TERCER LECHO

z	0.25	0.50	0.75	1.0
T	703.0000	707.0277	711.1134	715.2365
K	267.2236	242.8354	220.6137	200.2365
-ΔH	42443.3942	42429.9928	42416.2706	42402.2927
R	0.0027	0.0029	0.0031	0.0034
D1	1.9321	1.9376	1.9432	1.9488
D2	0.5959	0.6016	0.6074	0.6133
D3	0.4554	0.4591	0.4627	0.4665
D4	0.1042	0.1050	0.1059	0.1067
Th	4.2174	4.5318	4.8892	5.2975
Ef	0.5429	0.5160	0.4881	0.4594
Rs	0.0570	0.0579	0.0585	0.0588
Cp	13.4495	13.4724	13.4957	13.5193
F <sub>SO<sub>3</sub></sub> <sup>o</sup>	4.3525	26.0351	48.0598	70.3171
Ft	16988.2852	16977.4439	16966.4315	16955.3029
Fs	26.0351	48.0598	70.3171	92.6718
Ts	707.0277	711.1134	715.2365	719.3717
n1	259.8038	237.7791	215.5218	193.1671
n2	1362.6249	1351.6126	1340.4839	1329.3065
n3	26.0351	48.0598	70.3171	92.6718
n4		15328.98 (siempre es el mismo)		
nt	16977.4439	16966.4315	16955.3029	16944.1255

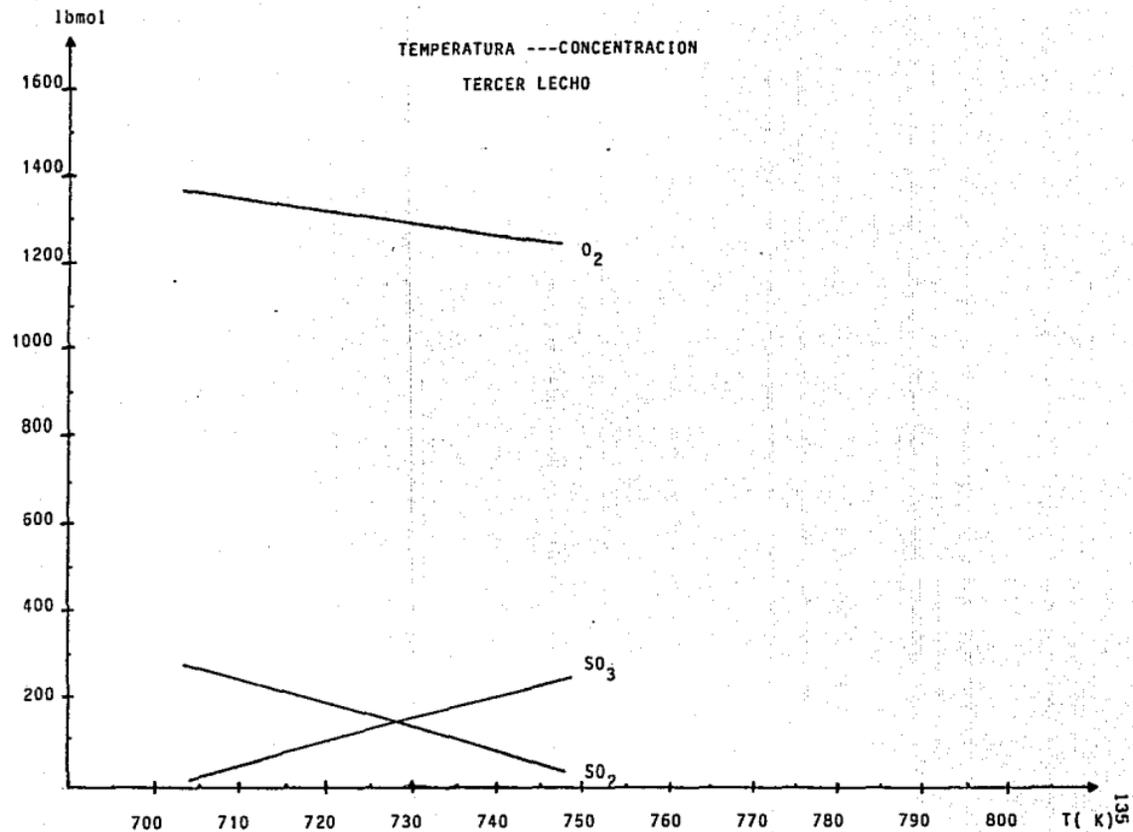
## TERCER LECHO

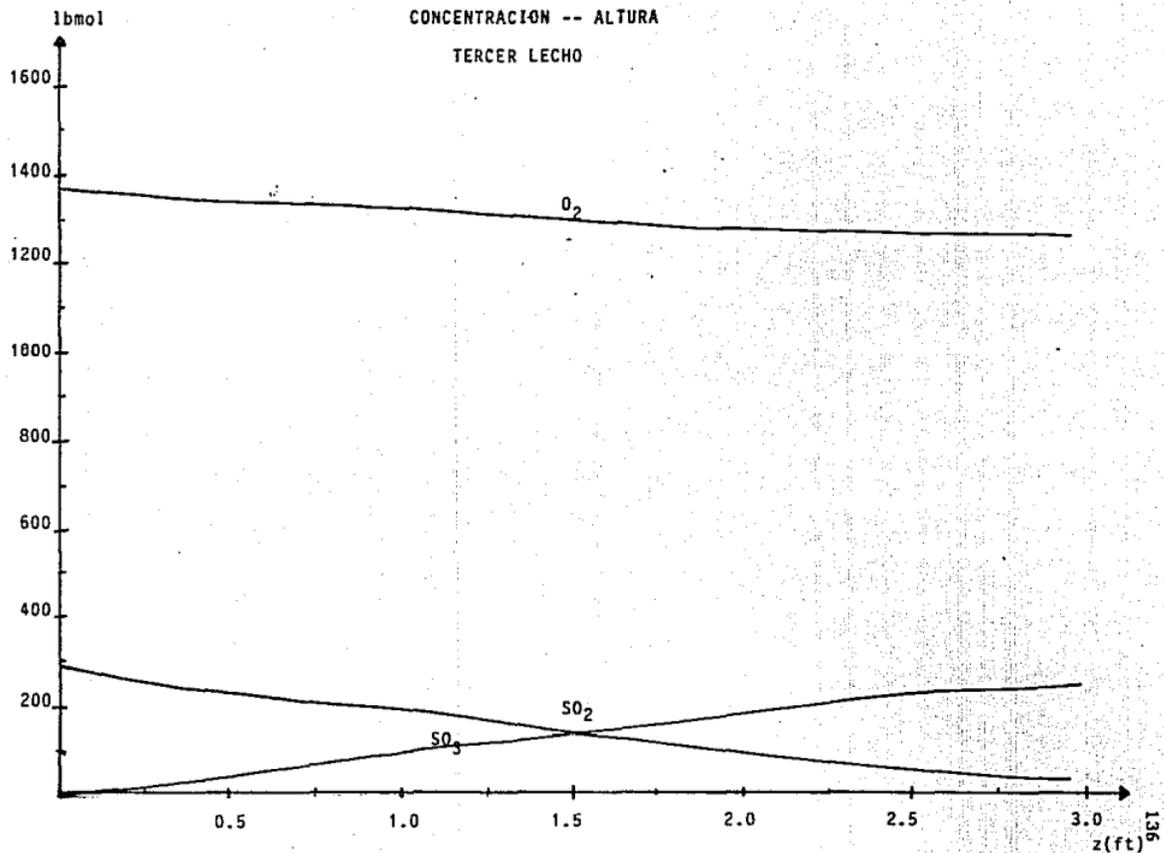
z	1.25	1.5	1.75	2.0
T	719.3717	723.4887	727.5520	731.5199
K	182.3194	166.0580	151.5889	138.8124
-ΔH	42378.1424	42372.9243	42359.7653	42345.8175
R	0.0035	0.0038	0.0040	0.0042
D1	1.9544	1.9600	1.9655	1.9709
D2	0.6191	0.6250	0.6309	0.6366
D3	0.4702	0.4739	0.4776	0.4812
D4	0.1075	0.1084	0.1093	0.1101
Th	5.7672	6.3112	6.9462	7.6934
Ef	0.4299	0.4000	0.3697	0.3392
Rs	0.0586	0.0579	0.0567	0.0547
Cp	13.5432	13.5670	13.5906	13.6137
F <sub>SO<sub>2</sub></sub> <sup>o</sup>	92.6718	114.9606	136.9896	158.5323
Ft	16944.1255	16932.9811	16921.9666	16911.1952
Fs	114.9606	136.9896	158.5323	179.3286
Ts	723.4887	727.5520	731.5199	735.3451
n1	170.8783	148.8493	127.3066	106.5103
n2	1318.1621	1307.1476	1296.3763	1285.9781
n3	114.9606	136.9896	158.5323	179.3286
nt	16932.9811	169221.9666	16911.1952	16900.7971

## TERCER LECHO

z	2.25	2.50	2.75	3.0
T	735.3450	738.9738	742.3469	745.3993
K	127.6311	117.9520	109.6902	102.7720
-ΔH	42332.2589	42319.2939	42307.1534	42296.0935
R	0.0044	0.0045	0.0046	0.00462
D1	1.9760	1.9809	1.9854	1.9895
D2	0.6422	0.6474	0.6523	0.6568
D3	0.4846	0.4879	0.4910	0.4938
D4	0.1109	0.1116	0.1112	0.1129
Th	8.5804	9.6409	10.9196	12.4150
Ef	0.3088	0.2789	0.2497	0.2222
Rs	0.0519	0.0483	0.0438	0.0382
Cp	13.6362	13.6575	13.6774	13.6955
F <sub>SO<sub>3</sub></sub> <sup>o</sup>	179.3286	199.0842	217.4715	234.1306
Ft	16900.7971	16990.91933	16881.7256	16873.3961
Ps	199.0842	217.4715	234.1306	248.6705
Ts	738.9738	742.3469	745.3993	748.0606
n1	86.7547	68.3674	51.7083	37.1684
n2	1276.1003	1266.9077	1258.5771	1251.3072
n3	199.0842	217.4715	234.1306	248.6705
nt	16890.9193	16881.7256	16873.3961	16866.1261

% conversión = 92.88%





## CUARTO LECHO

La composición de la mezcla que entra al cuarto lecho es:

30.1684 lbmol de  $\text{SO}_2$

1251.3073 lbmol de  $\text{O}_2$

248.6705 lbmol de  $\text{SO}_3$

15328.98 lbmol de  $\text{N}_2$

Temperatura de entrada a el cuarto lecho es 698 °K

Volumen de la mezcla - 918.3189 ft<sup>3</sup>/lbmol

Flujo volumétrico - 4302.3565 ft<sup>3</sup>/seg

Velocidad - 2.8300 ft/seg

Peso molecular - 29.1427 lb/lbmol

Densidad de la mezcla - 0.0317 lb/ft<sup>3</sup>

$G_o = 0.08981 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{seg}$

$\mu_m = 2.2159 \times 10^{-5} \text{ lb/ft} \cdot \text{seg}$

Por lo tanto la altura del cuarto lecho es de 3.10 ft.

Procediendo a obtener los resultados de este lecho que son los que se muestran a continuación.

## CUARTO LECHO

z	0.25	0.50	0.75	1.0
T	698.0000	698.4294	698.8500	699.2612
K	301.3960	298.2769	295.2563	292.3366
-ΔH	42459.8555	42458.4494	42457.0705	42455.7213
R	2.6429E-4	2.6427E-4	2.6394E-4	2.6323E-4
D1	1.9252	1.9258	1.9264	1.9269
D2	0.5889	0.5895	0.5901	0.5906
D3	0.4509	0.4513	0.4517	0.4521
D4	0.1031	0.1032	0.1033	0.1034
Th	3.5851	3.7014	3.8250	3.9563
Ef	0.6046	0.5925	0.5800	0.5671
Rs	0.0060	0.0059	0.0058	0.0056
Cp	13.5672	13.5697	13.5721	13.5745
F <sub>SO<sub>3</sub></sub>	248.6705	250.9847	253.2522	255.4691
Ft	16866.1261	16864.9690	16863.8353	16862.7268
Fs	250.9847	253.2522	255.4691	257.6311
Ts	698.4294	698.8500	699.2612	699.6622
n1	34.8542	32.5867	30.3697	28.2078
n2	1250.1501	1249.0163	1247.9079	1246.8269
n3	250.9847	253.2522	255.4691	257.6311
nt	16864.9690	16863.8353	16862.7268	16861.6459

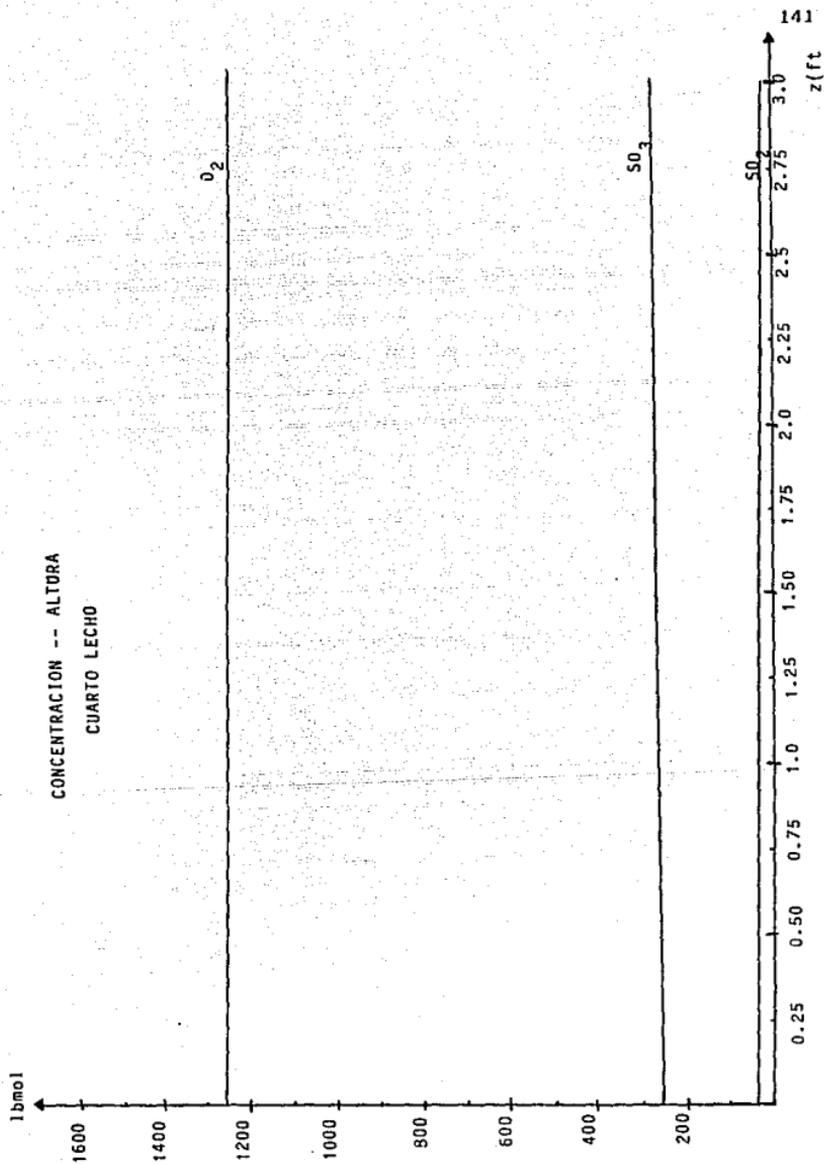
## CUARTO LECHO

z	1.25	1.50	1.75	2.0
T	699.6622	700.0522	700.4303	700.7958
K	289.5206	286.8111	284.2108	281.7229
-ΔH	42454.4044	42453.1224	42451.8783	42450.6748
R	2.6211E-4	2.6049E-4	2.5829E-4	2.5541E-4
D1	1.9275	1.9280	1.9285	1.9290
D2	0.5912	0.5917	0.5923	0.5928
D3	0.4524	0.4520	0.4531	0.4534
D4	0.1035	0.1036	0.10368	0.1037
Th	4.0958	4.2438	4.4006	4.5664
Ef	0.5540	0.5406	0.5270	0.5132
Rs	0.0055	0.0053	0.0051	0.0049
Cp	13.5768	13.5790	13.5812	15.5833
$F_{SO_2}^0$	257.6311	259.7339	261.7732	263.7443
Ft	16861.6459	16860.5944	16859.5748	16858.5893
Fs	259.7339	261.7732	263.7443	265.6424
Ts	700.0522	700.4303	700.7958	701.1477
n1	26.1050	24.0657	22.0946	20.1964
n2	1245.7755	1244.7558	1243.7703	1242.8212
n3	259.7339	261.7732	263.7443	265.6424
nt	16860.5944	16858.5748	16858.5893	16857.6402

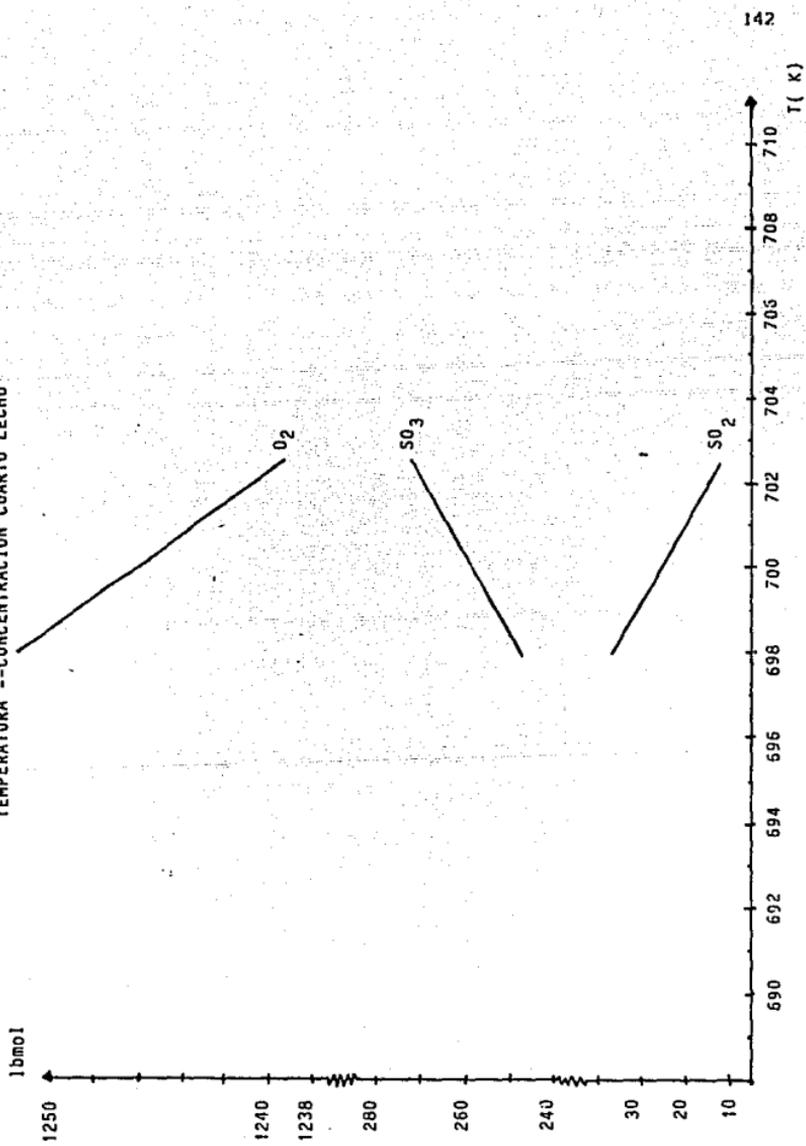
## CUARTO LECHO

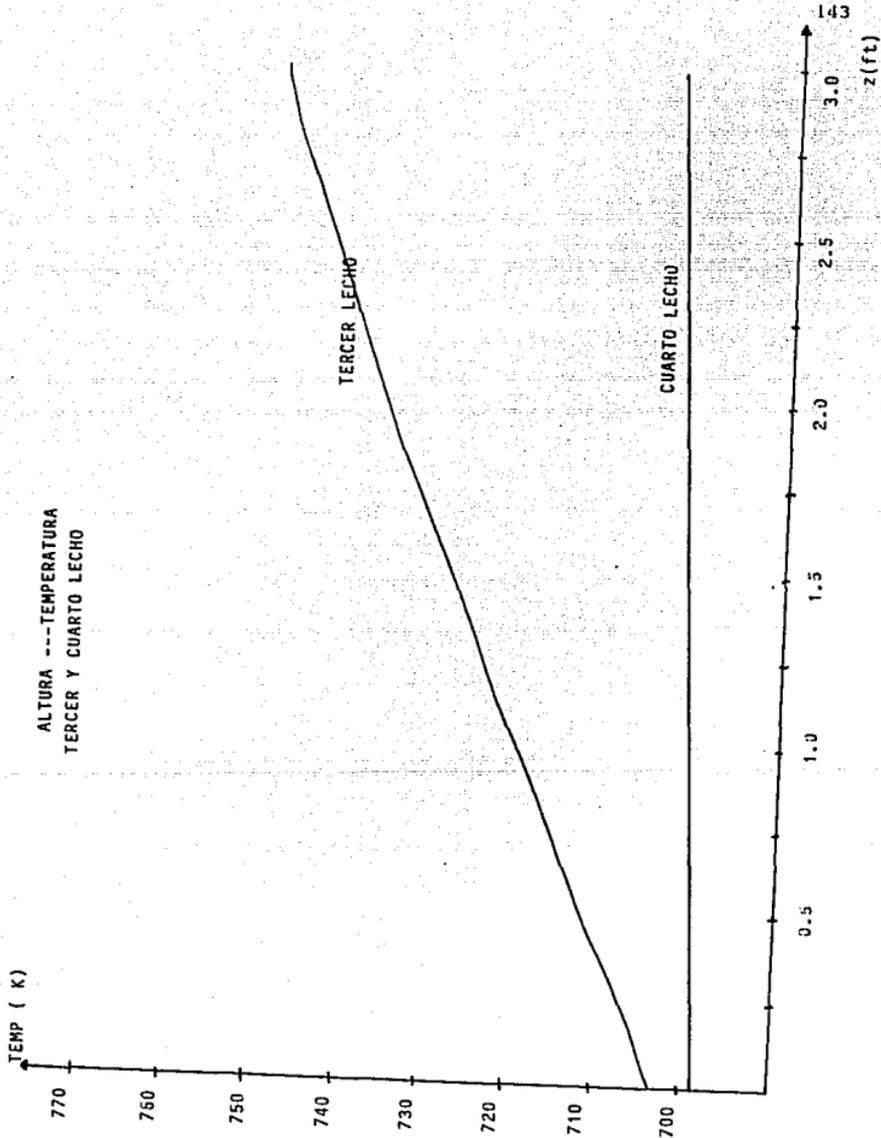
Z	2.25	2.50	2.75	3.0
T	701.1477	701.4851	701.8071	702.1127
K	279.3502	277.0962	274.9639	272.9568
-ΔH	42449.5151	42448.4021	42447.3391	42446.3292
R	2.5172E-4	2.4709E-4	2.4133E-4	2.3422E-4
D1	1.9295	1.9300	1.9304	1.9308
D2	0.5933	0.5938	0.5942	0.5946
D3	0.4537	0.4540	0.4543	0.4546
D4	0.1038	0.1039	0.10396	0.1040
Th	4.7410	4.9238	5.1132	5.3068
Ef	0.4994	0.4856	0.4720	0.4588
Rs	0.0047	0.0045	0.0043	0.0040
Cp	13.5854	13.5873	13.5892	13.5910
F° <sub>SO<sub>3</sub></sub>	265.6424	267.4628	269.2003	270.8498
Ft	16857.6402	16856.7300	16855.8612	16855.0365
Fs	267.4685	269.2003	270.8498	272.4060
Ts	701.4851	701.8071	702.1127	702.4011
n1	18.3761	16.6386	14.9891	13.4329
n2	1241.9110	1241.0423	1240.2175	1239.4394
n3	267.4685	269.2003	270.8498	272.4060
nt	16856.7300	16855.8612	16855.0365	16854.2584

%conversión = 98.97%

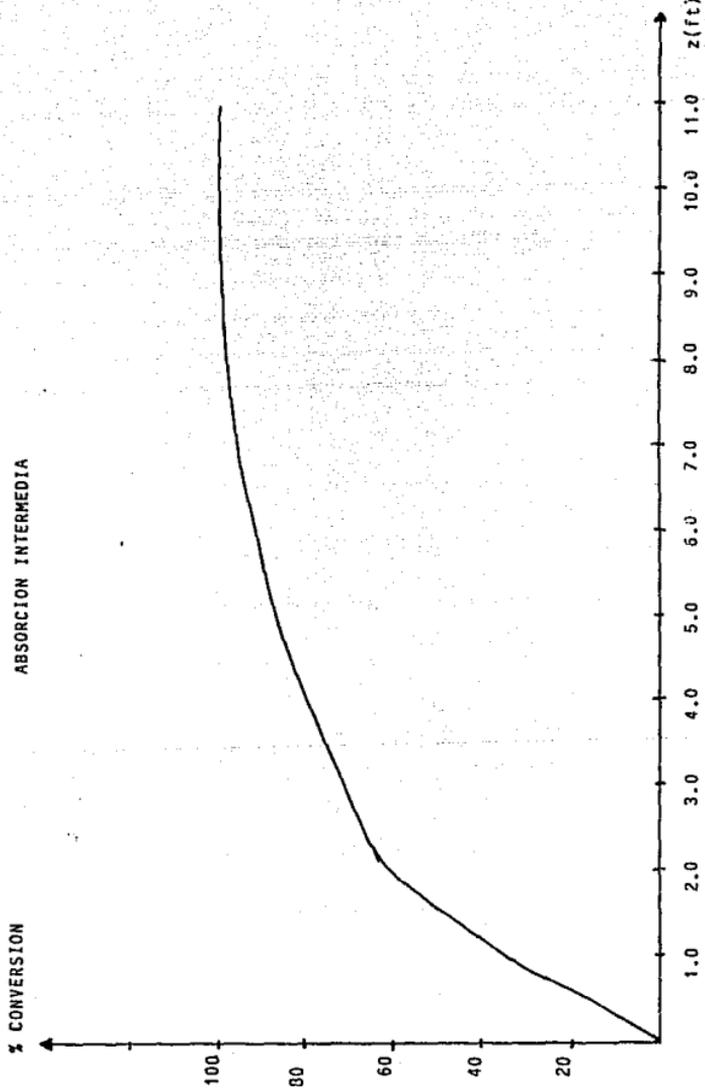


TEMPERATURA --CONCENTRACION CUARTO LECHO





CONVERSION GLOBAL DE  $SO_2$  A  $SO_3$  A LO  
LARGO DEL CONVERTIDOR CONSIDERANDO  
ABSORCION INTERMEDIA



## NOMENCLATURA

## TORRE DE ABSORCION

A	constante que depende del tipo de empaque
D <sub>g</sub>	difusividad del gas (m <sup>2</sup> /seg)
G'	flujo molar de la corriente gas (kgmol/seg-m <sup>2</sup> )
M <sub>A</sub>	peso molecular del aire
M <sub>B</sub>	peso molecular del trióxido de azufre en el caso del proceso principal y del dióxido de azufre en el proceso de control.
n	constante que depende del tipo de empaque
n <sub>i</sub>	número de moles del componente i.
P	presión (atm)
R	constante de los gases 82.06 cm <sup>3</sup> -atm/grmol-°K
T	temperatura (°K)
V <sub>m</sub>	volumen molar de la mezcla.
y <sub>i</sub>	fracción mol del componente i.
z	altura del empaque.
ρ <sub>g</sub>	densidad del gas (kg/m <sup>3</sup> )
μ <sub>g</sub>	viscosidad de la mezcla gaseosa (kg/m-seg)
ΔP	caída de presión.

## NOMENCLATURA

## CONVERTIDOR

A, B, C parámetros para la ecuación de velocidad de reacción de  $\text{SO}_2$

Cp capacidad calorífica de la mezcla (BTU/lbmol-°K)

D1 difusividad de Knudsen ( $\text{cm}^2/\text{seg}$ )

D2 difusividad binaria del  $\text{SO}_2$  ( $\text{cm}^2/\text{seg}$ )

D3 difusividad del poro

D4 difusividad efectiva del  $\text{SO}_2$  ( $\text{ft}^2/\text{hr}$ )

Ef factor de efectividad ( $\text{ft}^2/\text{hr}$ )

Go. flujo másico de la corriente gas ( $\text{lb}/\text{ft}^2\text{-seg}$ )

$\Delta H$  calor de reacción del dióxido de azufre (BTU/lbmol)

K constante de equilibrio ( $\text{atm}^k$ )

$F_{\text{SO}_3}^0$  flujo de  $\text{SO}_3$  inicial (lbmol/hr)

Fs moles de  $\text{SO}_3$  formadas.

L altura total del lecho (ft)

Mm peso molecular de la mezcla

n1 moles de dióxido de azufre

n2 moles de oxígeno

n3 moles de trióxido de azufre

n4 moles de nitrógeno

nt moles totales en la corriente gaseosa.

P presión del sistema (atm)

$\Delta P$	caída de presión en cada lecho (atm).
R	velocidad de la reacción del $SO_2$ a $SO_3$ (grmol $SO_2$ /hr-gr catal)
$R_s$	velocidad de formación real
T	temperatura ( $^{\circ}K$ )
$Th$	modulo de Thiele
$T_s$	temperatura de salida del lecho ( $^{\circ}K$ )
v	velocidadde flujo
$V_m$	volumen molar de la mezcla
$y_i$	fracción molar del componente i.
z	altura del lecho (ft)/
$\rho_m$	densidad de la mezcla

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Austin, G.T., "Shreve's Chemical Process Industries", 5a. Edición. Mc Graw Hill, 1984.
- 2.- Bettelheim, J., Billinge, B.H.M., W.S.H., "Principles of Reducing Pollutants in Gaseous Discharges". Cap. 7, pág. 168-202.
- 3.- Davis, J.C., Chem. Eng. (nov. 29, 1971), pág. 43-45.
- 4.- Doering, Gaddy, "Optimization of the Sulfuric Acid Process --- with a Flowsheet Simulation", Department of Chemical Engineering, University of Missouri, 1976.
- 5.- Duecker W.W., J.R. West. "The Manufacture of Sulfuric Acid", Reinhold Pub. Co., 1959.
- 6.- Fairlie, A.M., "Sulfuric Acid Manufacture", 1877.
- 7.- Himmelblau David M., "Principios y Cálculos Básicos de la Ingeniería Química", 2a. Edición, Ed. Continental S.A. Méx. 1978.
- 8.- Kirk, Othmer. "Enciclopedia de Chemical Technology Acid Sulfuric", 3a. Ed., Vol. 22 (190-225).
- 9.- Kirk, Othmer. "Enciclopedia of Chemical Technology Air Pollution Control Methods", 3a. Ed., (1).
- 10.- Kreder, S., G., D., "Four Proven Alternatives for Reducing --- Emissions from Single Absorption Sulfuric Acid Plants", Presenty at 108th, Annual Meeting of AIME., 1979.
- 11.- Lyderson A. "Mass Transfer in Engineering Practica", John -- Wiley. 1883. Cap. 3. (103-143).
- 12.- Olson, Schuler, Smith. "Catalytic Oxidation of Sulfur Dioxide", Chem. Eng. Prog., 66 (12), (1950).
- 13.- Perry R.H., Chilton, C.H., "Manual del Ingeniero Químico", - 5a. Ed., Mc Graw Hill.

- 14.- Riegel, "Manual de Riegel de Química Industrial. Acido Sulfúrico". 3a. Ed. Mc Graw Hill, 1983.
- 15.- Reid.R.C., Sherwood.T.K. "Propiedades de los gases y líquidos. Hispano-America. 1968.
- 16.- Sax Irving. "Dangerous Properties of Industrials Materials". 5a. Ed., Van Nostrand Reinhold Co. New York., 1979.
- 17.- Shannon,P.T.,Johnson,A.I., Chem. Eng. Prog., 62 (6), (1966).
- 18.- Smith, Donovan, Kennedy, Mc.A. "Analysis and Control of Sulfuric Acid Plant Emissions", Cep. June, 1977.
- 19.- Stephenson R. "Introducción a los Procesos Químicos", CEGSA, México, 1980.
- 20.- Tegeder M. "Métodos de la Industria Química Inorgánica. Reverte, España, 1980.
- 21.- Welty J., Wick. Ch., "Fundamentos de Transferencia de Momento Calor y Masa". 1a. Ed., Limusa, México, 1983.
- 22.- "Air Pollution Engineering Manual", 2a. ed., AP-40 EPA ---- (1973).
- 23.- "Air Pollution" Chem. Eng. (Dic 4, 1967)
- 24.- II Compilation of Air Pollutant Emission Factors, 2a.Ed., AP-42, U.S. Environmental Protection Agency, 1973.
- 25.- "Gas Purification", Chem. Eng. Junio 15, 1959. (149).
- 26.- "Guidelines For Limitation of Contac Sulfuric Acid Plant, -- Emissions Enviromental Proteccion Agency Air Pollutyion Office, 1971.
- 27.- B.C. Spall. Inorg. Chem. Ind. (494-500).
- 28.- Chem. Eng. (Dic 21, 1964), vol. 42, No. 51.

- 29.- "Sulfuric Acid Tail Gas Treatment". Chem. Process and Eng.--  
(11). Marcel Dekker Inc. E.U.A. 1977.
- 30.- Deskbook ISSUE-Chem.Eng. (abril 27,1978), (176-179).