



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**ESTUDIOS SOBRE EL CONTROL DE EMISIONES EN UNA PLANTA EN  
OPERACIÓN PRODUCTORA DE ÁCIDO SULFURICO**

**TESIS**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

**INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTA:

**ALBARRAN LUNA, FRANCISCO A.  
DAPIC ATHIE, IGNACIO ALFREDO**

ASESOR: BRAVO MEDINA, ENRIQUE A.



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



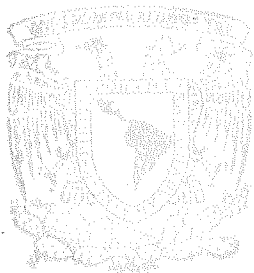
**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

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

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

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

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA



ESTUDIOS SOBRE EL CONTROL DE EMISIONES  
EN UNA PLANTA EN OPERACION PRODUCTORA  
DE ACIDO SULFURICO

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A N

FRANCISCO ARIEMAN ALBARRAN LUNA  
IGNACIO ALFREDO DAPIC ATHIE

1 9 8 0

H. JURADO:

Presidente . . . . . Ing. ROBERTO ANDRADE CRUZ  
Vocal . . . . . Ing. JOSE LUIS PADILLA DE ALBA  
Secretario . . . . . Ing. ENRIQUE BRAVO MEDINA  
1 er. Suplente . . . . . Ing. CLAUDIO A. AGUILAR MARTINEZ  
2o. Suplente . . . . . Ing. SERGIO F. LARIOS SANTILLAN

Sitio donde se desarrollo el tema:

FACULTAD DE QUIMICA

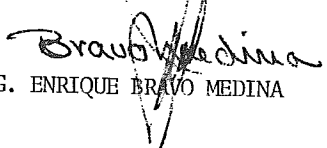
Ciudad Universitaria D.F.

Sustentantes:

FRANCISCO ARIEMAN ALBARRAN LUNA

IGNACIO ALFREDO DAPIC ATHIE

Asesor:

  
ING. ENRIQUE BRAVO MEDINA

A MIS PADRES

# I N D I C E

## INTRODUCCION

CAPITULO 1:	Generalidades	<u>Página.</u>
1.1	Descripción del proceso .....	1
1.2	Diagrama de flujo .....	7
1.3	Balance de materia .....	8
1.4	Balance de energía .....	13
1.5	Características del convertidor requerido para la reacción de SO <sub>2</sub> a SO <sub>3</sub> .....	23
CAPITULO 2:		
2.1	El problema de la contaminación de SO <sub>2</sub> . Ocurrencias de compuestos de azufre a 2 <sup>da</sup> atmósfera .....	40
	2.1.1 Fuentes naturales de óxidos de azufre .....	40
	2.1.2 Fuentes artificiales de emisiones de SO <sub>2</sub> .....	42
2.2	Propiedades físico-químicas del SO <sub>2</sub> .....	47
2.3	Consecuencias de las emisiones de SO <sub>2</sub> .....	50
	2.3.1 Efectos directos sobre la salud humana .....	51
	2.3.2 Efectos en los animales .....	56
	2.3.3 Efectos en los vegetales .....	59
	2.3.4 Efectos en los materiales .....	61
CAPITULO 3:		
	Desarrollo	
3.1	Descripción del problema .....	64
3.2	Descripción de las alternativas propuestas.	65
	3.2.1 Doble Absorción .....	68
	3.2.1.1 Doble Absorción (Combustible) .....	69
	3.2.1.2 Doble Absorción (By pass caliente) .....	69
	3.2.1.3 Doble Absorción (En amoniaco) .....	72
	3.2.2 Proceso de Doble Catalisis/Doble Absorción .....	74
	3.2.3 Proceso Marino .....	77
	3.2.4 Proceso Calsox .....	79
	3.2.5 Lavador de Gases .....	83
	3.2.6 El Proyecto Cat-Ox .....	85
	3.2.6.1 El Proceso Cat-Ox Re-Heat .....	86
	3.2.6.2 Conversión de SO <sub>2</sub> a SO <sub>3</sub> .....	88
	3.2.6.3 Calor recuperado .....	89
	3.2.6.4 Traslado de Acido Sulfúrico .....	90
	3.2.6.5 Eliminación del vaho del Acido ....	91
3.3	Estudio técnico-económico de las alternativas .....	96
	3.3.1 Doble Absorción (Combustible) .....	98
	3.3.2 Doble Absorción (By pass caliente) ...	106
	3.3.3 Doble Catalisis/Doble Absorción .....	111
	3.3.4 Cat-Ox .....	116
3.4	Proyección económica .....	122

# I N D I C E

		<u>Página.</u>
	Generalidades	
CAPITULO 4:	Conclusiones .....	126
APENDICE I:	Propiedades físicas y químicas	
APENDICE II:	Anteproyecto al reglamento de $SO_x$	
APENDICE III:	Determinación de la emisión de $SO_2$ , $SO_3$ y neblina de $H_2SO_4$	
APENDICE IV:	Situación financiera actual y personal calificada dentro de la empresa	
APENDICE V:	Cálculo de la altura física de la chimenea	
	Bibliografía	

## I N T R O D U C C I O N

El objetivo que se persigue en esta tesis es la aplicación de los conocimientos adquiridos durante la carrera, enfocado a un problema actual y potencial como lo es la contaminación atmosférica.

[Dentro de la problemática general de la contaminación ambiental en México, [el constante aumento de las emisiones de  $SO_2$  debido al crecimiento industrial, los daños a la salud, a la flora, a la fauna y a los materiales que esto implica, han sido motivo de preocupación y estudio de diversos grupos desde hace varios años.]

Considerando que en otros países estas emisiones, conjuntamente con condiciones meteorológicas adversas han sido causa coadyuvante de episodios de contaminación de magnitud apreciable, [el gobierno mexicano por medio de la Subsecretaría de Mejoramiento del Ambiente ha realizado diversos estudios con el fin de reducir las emisiones de  $SO_x$  de las fuentes estacio



narias y ha llegado a publicar un anteproyecto el cual reglamentará la calidad del aire.

Nuestro trabajo está enfocado a prevenir y combatir la contaminación del aire producida por las emisiones de  $SO_x$  y neblinas de ácido sulfúrico que son emitidas por una planta en operación, que produce  $H_2SO_4$ , por el método de contacto.

Para llevar a cabo lo anteriormente dicho se va a realizar un estudio de comparación de las condiciones actuales de la planta contra las condiciones que en base al anteproyecto debemos tener, y posteriormente se realizará un estudio técnico-económico el cual nos permitirá seleccionar la alternativa óptima que nos proporcionará estar dentro de los lineamientos que marca el anteproyecto del reglamento de  $SO_x$ .

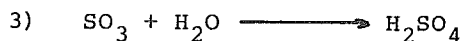
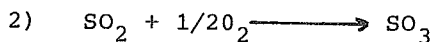
Las emisiones de  $SO_x$  constituyen ya un problema y un riesgo en ciertas localidades de la República Mexicana, por lo que debe considerarse de inmediato el inicio de acciones para evitar el continuo incremento en las emisiones de dicho contaminante a ciertos receptores atmosférico, y es por ello, que además daremos una panorámica real de la contaminación por  $SO_x$  en México. ]

## CAPITULO I: GENERALIDADES

1.1 Descripción del Proceso

El proceso que emplea la planta que vamos a considerar en nuestro problema es el llamado "METODO DE CONTACTO", el cual se basa radicalmente en utilizar azufre (S) como materia prima, dicho azufre es quemado para formar dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ), y este se va a combinar con oxígeno ( $\text{O}_2$ ) para formar trióxido de azufre ( $\text{SO}_3$ ); finalmente este compuesto se combina con agua para formar ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ).

Las reacciones son las siguientes:



El azufre en nuestro proceso se recibe en estado líquido

y en algunas ocasiones en forma sólida. El azufre sólido se funde para quitarle la humedad y remover las impurezas sólidas que pudiera contener. Es muy importante eliminar la humedad, ya que ésta puede provocar serios problemas de corrosión en diferentes secciones de la planta. El azufre ya fundido, así como el que había sido recibido en estado líquido, se filtra para quitarle todas las impurezas contenidas, y de esta manera eliminar el problema del incremento de la caída de presiones externas, obteniendo con esto que la planta opere a la capacidad deseada.

El azufre fundido y filtrado se almacena en un tanque, de donde es bombeado al quemador en donde se efectúa la combustión en presencia de aire suministrado por un soplador, para formar dióxido de azufre.

El aire que va a entrar, se le elimina previamente la humedad, ya que como en el mismo caso del azufre, si se permite que la humedad penetre al sistema, se tendrían serias dificultades en el proceso. Esta humedad contenida en el aire, es eliminada en una torre de secado, poniéndose en contacto con ácido sulfúrico al 98%. El aire seco que se introduce al quemador contiene aproximadamente 21% de oxígeno y 79% de nitrógeno. En el quemador de azufre sólo se utiliza parte del oxígeno contenido en el aire, para quemar dicho azufre. La composición que sale del quemador varía de acuerdo a la proporción utilizada de azufre, de tal manera que la suma de los porcentajes en volumen de  $\text{SO}_2$  y  $\text{O}_2$  que salen del quemador, serán

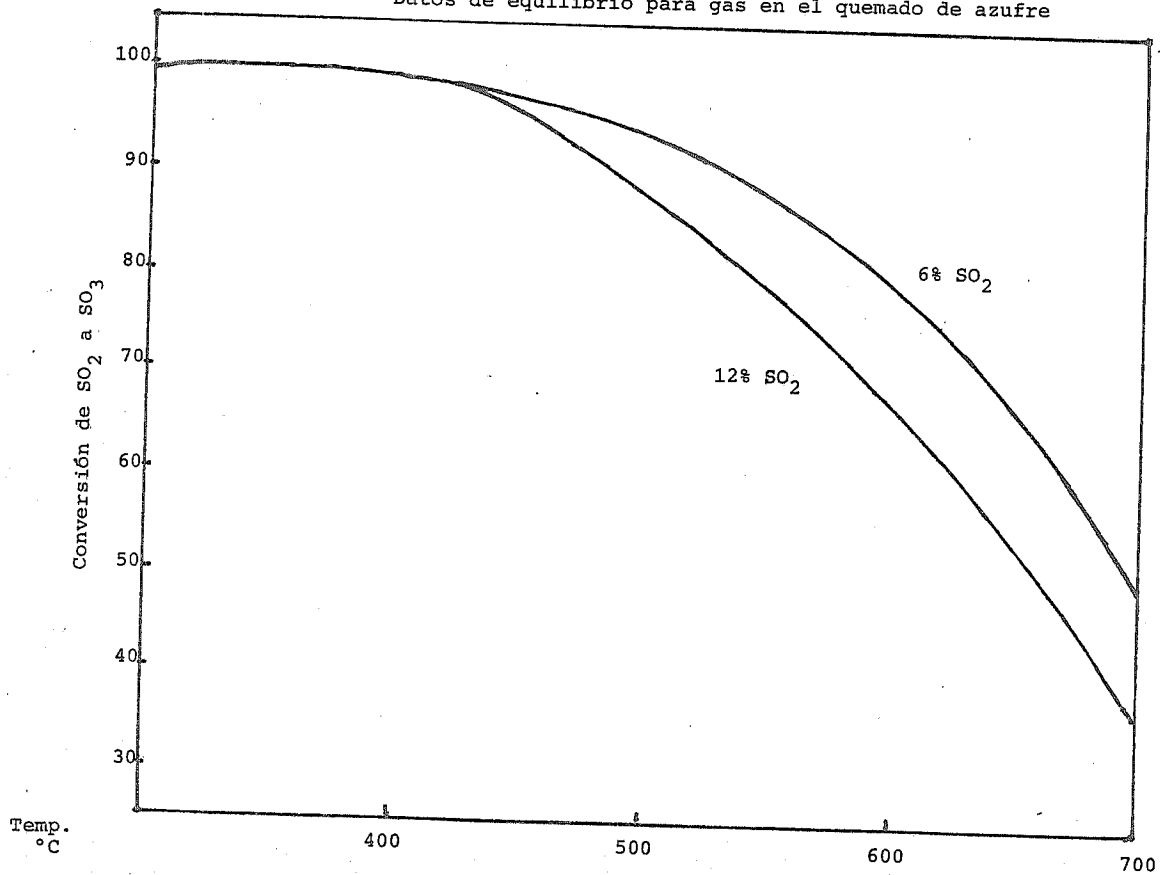
aproximadamente el 21%, es decir, igual al porcentaje del oxígeno en el aire, que entra al quemador.

La combustión del azufre desprende una gran cantidad de calor, lo que provoca que la temperatura de salida del gas se eleve notablemente. El aumento en la temperatura depende del % de  $\text{SO}_2$  en el gas, de la temperatura de entrada del azufre y del aire; y por la pérdida de calor, por la radiación a través de la coraza del quemador.

En la segunda etapa del proceso, el  $\text{SO}_2$  se combina con el oxígeno remanente para formar  $\text{SO}_3$ . Las consideraciones termodinámica y estequiométrica están involucradas en la maximización de la formación de  $\text{SO}_3$ . Para decidir cómo utilizar el equilibrio, consideramos el principio de Le-Chatelier, el cual nos dice que cuando un sistema en equilibrio se somete a un esfuerzo, el sistema tenderá a ajustarse por sí mismo, de tal manera que relevará parcialmente el esfuerzo. Los esfuerzos son en forma de un incremento o decremento de la temperatura, presión, o la concentración de un producto o un reactivo. Para lograr una buena conversión los gases deben de estar a una temperatura menor, que la de la salida del quemador; por consiguiente es necesario enfriar los gases para que la constante de equilibrio sea favorable hacia la formación de  $\text{SO}_3$ . La figura 1 muestra el equilibrio para un sistema a una atmósfera.

Fig. 1 . 1

Datos de equilibrio para gas en el quemado de azufre



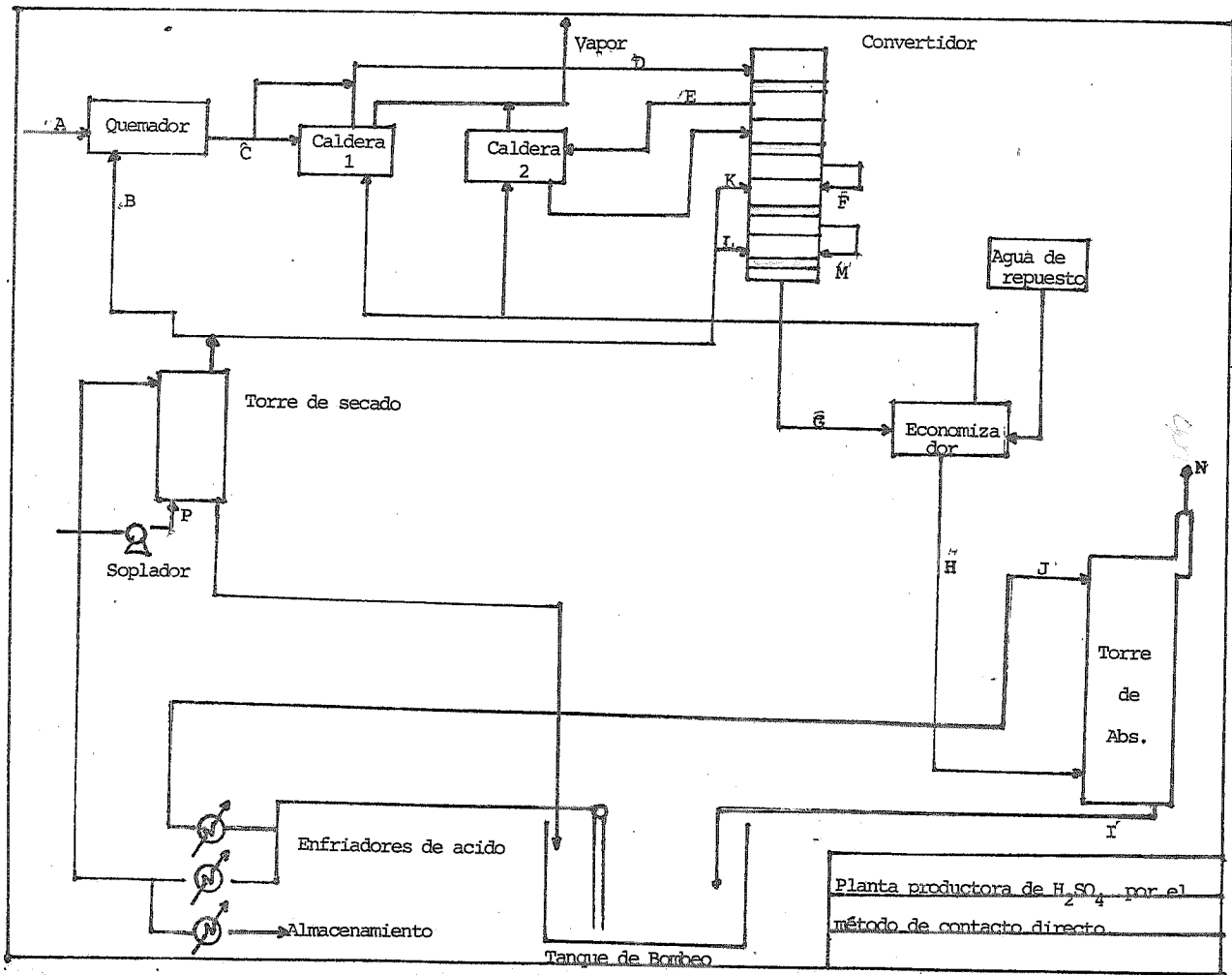
Para mantener la temperatura deseada de los gases de salida del quemador ( $\text{SO}_2$ ), a la entrada del convertidor, se pasan a través de una caldera, para eliminar el calor producido, ya que la reacción que se lleva a cabo es altamente exotérmica.

La transformación de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  se efectúa en un convertidor que tiene cuatro camas de catalizador de pentóxido de vanadio ( $\text{V}_2\text{O}_5$ ), el catalizador provoca que la reacción se lleve a una velocidad mayor que la que se tendría, si éste no fuera usado. Al convertirse  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  se desprende una cantidad adicional de calor, y como la reacción se ve retardada al elevarse la temperatura, los gases son enfriados en tres lugares diferentes durante su trayecto a través del convertidor. Después de atravesar la primera cama de catalizador los gases son enfriados en una caldera adicional, posteriormente estos gases pasan a través de las camas catalíticas restantes, en donde son enfriados por el llamado "Aire de dilución", el cual es aire puro y seco que proviene de la torre de secado. Este aire de dilución cumple con la doble función de enfriar los gases de las dos últimas capas del convertidor, así como de proveer oxígeno adicional para facilitar las reacciones en éstas.

Al salir del convertidor los gases fluyen a través del economizador, en donde son enfriados, aprovechándose el calor, para pre-calentar el agua que irá a las calderas.

Aún cuando el  $\text{SO}_3$  formado en el convertidor tiene la temperatura adecuada, no es posible combinarlo directamente con agua, sino que debe de ser disuelto en una solución de ácido sulfúrico a 98-99%, bajo estas condiciones, el  $\text{SO}_3$  se combina rápidamente con el agua contenida en el ácido. La operación se lleva a cabo en la torre de absorción, donde se hacen circular los gases de  $\text{SO}_3$  a contracorriente de ácido sulfúrico.

1.2 Diagrama de Flujo





1.3 Balance de Materia

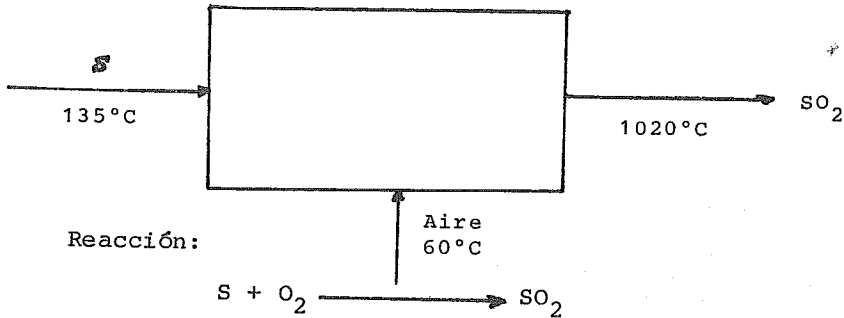
Bases de cálculo:

Conversión = 96.5%

Rendimiento = 94.8%

% de SO<sub>2</sub> en la salida del quemador = 10.0%Producción = 65 Ton/día H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 100%.Cantidad de azufre alimentada = 22.4 Ton/día = 933.33 Kg/hr.

## 1) Balance en el Quemador

Producción de SO<sub>2</sub> = 1866.66 Kg/hr.

$$\rho_{SO_2} = \frac{16.2 \text{ psia}}{1020 \text{ }^\circ\text{C}} = \frac{64}{359} \times \frac{16.2}{14.7} \times \frac{492}{2328} = 0.04152 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 0.666 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_{SO_2} = \frac{1866.66 \text{ Kg/hr}}{0.666 \text{ Kg/m}^3} = 2802.8 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Oxígeno necesario para la reacción = 933.33 Kg/hr

$$f_{O_2} \left| \begin{array}{l} 60 \text{ } ^\circ\text{C} \\ 16.2 \text{ psia} \end{array} \right. = \frac{32}{359} \times \frac{16.2}{14.7} \times \frac{492}{600} = 0.0731 \frac{\text{lb}}{\text{H}^3} = 1.2921 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Oxígeno que reacciona en el quemador} = V_{O_2} = \frac{933.33 \text{ Kg/hr}}{1.2921 \text{ Kg/m}^3} = 722.34 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{Oxígeno total que entra al quemador} = 1516.91 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{Aire que entra al quemador} = 7223.4 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$f_{\text{Aire}} \left| \begin{array}{l} 60 \text{ } ^\circ\text{C} \\ 16.2 \text{ psia} \end{array} \right. = \frac{29}{359} \times \frac{16.2}{14.7} \times \frac{492}{600} = 0.073 \frac{\text{lb}}{\text{H}^3} = 1.1709 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Aire que entra al quemador} = \underline{8408.4 \text{ Kg/hr.}}$$

A la salida del Quemador:

El 10% en volumen es de  $\text{SO}_2$

El 11% en volumen es de  $\text{O}_2$

El 79% en volumen es de  $\text{N}_2$

$$\text{Salen } 2802.8 \text{ m}^3/\text{hr} \text{ de } \text{SO}_2 = 10\% \text{ en volumen}$$

$$\text{Salen } 3083.1 \text{ m}^3/\text{hr} \text{ de } \text{O}_2 = 11\% \text{ en volumen}$$

$$\text{Salen } 22142.1 \text{ m}^3/\text{hr} \text{ de } \text{N}_2 = 79\% \text{ en volumen}$$

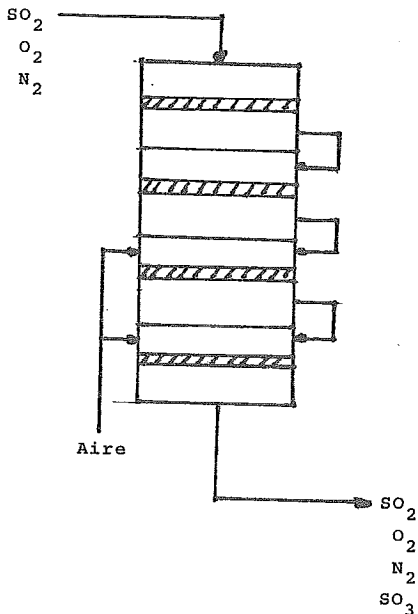
$$f_{O_2} \left| \begin{array}{l} 1020 \text{ } ^\circ\text{C} \\ 16.2 \text{ psia} \end{array} \right. = \frac{32}{359} \times \frac{16.2}{14.7} \times \frac{492}{2328} = 0.018 \frac{\text{lb}}{\text{H}^3} = 0.333 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} \left| \begin{array}{l} 1020 \text{ } ^\circ\text{C} \\ 16.2 \text{ psia} \end{array} \right. = \frac{28}{359} \times \frac{16.2}{14.7} \times \frac{492}{2328} = 0.018 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 0.291 \text{ Kg/m}^3$$

$$3083.1 \text{ m}^3/\text{hr} \times 0.333 \text{ Kg/m}^3 = 1026.7 \text{ Kg/hr de O}_2$$

$$22142.1 \text{ m}^3/\text{hr} \times 0.29 \text{ Kg/m}^3 = 6443.35 \text{ Kg/hr de N}_2$$

## 2) Balance en el Convertidor



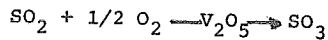
### Entrada al convertidor

1866.66 Kg/hr de SO<sub>2</sub>

1026.7 Kg/hr de O<sub>2</sub>

6443.35 Kg/hr de N<sub>2</sub>

### Reacción:



### 1er. Paso:

Conversión: 65%

### Salen del 1er. Paso:

653.33 Kg/hr de SO<sub>2</sub>

1516.66 Kg/hr de SO<sub>3</sub>

723.37 Kg/hr de O<sub>2</sub>

6443.35 Kg/hr de N<sub>2</sub>

### 2° Paso:

Conversión: 80%

### Salen del 2° Paso:

373.33 Kg/hr de SO<sub>2</sub>

1866.66 Kg/hr de SO<sub>3</sub>

653.37 Kg/hr de O<sub>2</sub>

6443.35 Kg/hr de N<sub>2</sub>

3° Paso:

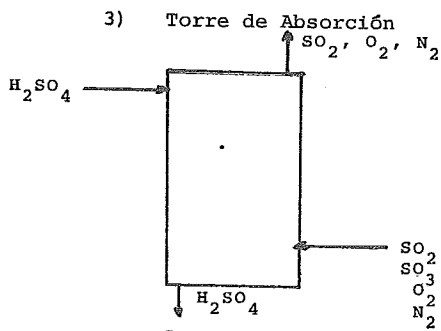
Conversión: 94%; Entran 1502.3 Kg/hr de aire

112.0 Kg/hr de SO<sub>2</sub>  
 2193.32 Kg/hr de SO<sub>3</sub>  
 903.52 Kg/hr de O<sub>2</sub>  
 7630.15 Kg/hr de N<sub>2</sub>

4° Paso:

Conversión: 96.5%; Entran 1004.3 Kg/hr de aire

65.33 Kg/hr de SO<sub>2</sub>  
 2251.66 Kg/hr de SO<sub>3</sub>  
 1102.76 Kg/hr de O<sub>2</sub>  
 8423.55 Kg/hr de N<sub>2</sub>



Reacción:



Entran: 2251.66 Kg/hr de SO<sub>3</sub>

Salen 2758.3 Kg/hr de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (98%)

o sea 2703.1 Kg/hr de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (100%)

Se meten a la torre:

24825.4 Kg/hr de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 100%

506.6 Kg/hr de H<sub>2</sub>O

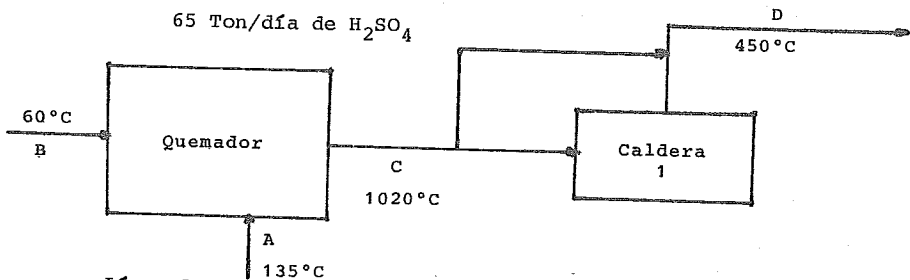
Total de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> que sale de la torre:

2703.1 + 24825.4 = 27528.5 Kg/hr de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 100%



1.4 Balance de Energía

Temp. base = 25 °C

65 Ton/día de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>Línea A:

$$C_{Ps} \mid 30^\circ = 0.16973 \text{ cal/gr } ^\circ\text{C}$$

$$C_{Ps} \mid 135^\circ = 0.245 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$$

$$H_f = 11.9 \text{ cal/g}$$

$$\begin{aligned} H: (0.245) (135) - (0.16973) (30) &= 27.98 \text{ cal/g} \\ \text{Calor de fusión} &= \frac{11.9}{39.88} \text{ cal/g} \end{aligned}$$

Si entra:  $933.33 \times 10^3$  grs/hr de S

$$\text{Corriente A: } 39.88 \frac{\text{cal}}{\text{gr}} \times 933.33 \times 10^3 \frac{\text{gr}}{\text{hr}} = 37.22 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$A = 37.22 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

Línea B:

Aire entra a 60 °C

$$H = (0.28) \left[ (60) - (25) \right] = 9.80 \text{ cal/grs.} \quad C_{\text{Paire}} = 0.28 \text{ cal/gr } ^\circ\text{C}$$

Si entran:  $84.58 \times 10^5$  grs/hr

$$\text{Corriente B: } 9.80 \text{ cal/grs} \times 84.58 \times 10^5 \frac{\text{grs}}{\text{hr}} = 82.89 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$B = 82.89 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

Línea C:

$$O \quad O \quad \quad \quad - 73.46 \text{Kcal/g mol.}$$

$$H \quad = \quad -73.46 \text{Kcal/g mol.}$$

Si se producen 1866.66 Kg/hr

$$= -73.46 \frac{\text{Kcal}}{\text{g mol}} \times \frac{1866660 \text{ g/h}}{64 \text{ g/g mol.}} = -21.43 \times 10^5 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Calor que entra:

S	$37.22 \times 10^6$	cal/hr
Aire	$82.89 \times 10^6$	cal/hr
H	$2143.0 \times 10^6$	cal/hr
	$2263.11 \times 10^6$	cal/hr

Q entra = Q sale

$$\therefore \text{Corriente C} + \text{pérdidas} = 2263.11 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

Corriente C:

$$O_2 \quad \frac{1026.7 \times 10^3 \text{ gr/hr}}{32 \text{ g/g mol}} = 32.08 \times 10^3 \text{ g mol/hr}$$

$$N_2 \quad \frac{6443.35 \times 10^3 \text{ gr/hr}}{28 \text{ g/g mol}} = 230.12 \times 10^3 \text{ g mol/hr}$$

$$SO_2 \quad \frac{1866.66 \times 10^3 \text{ gr/hr}}{64 \text{ g/g mol}} = 29.16 \times 10^3 \text{ g mol/hr}$$

$$O_2 \quad C_p = 6.13 + 2.99 \times 10^{-3} T \quad \text{cal/g mol } ^\circ\text{K} \quad T_1 = 298 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$N_2 \quad C_p = 6.2 + 1.0 \times 10^{-3} T \quad \text{cal/g mol } ^\circ\text{K} \quad T_2 = 1293 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$SO_2 \quad C_p = 7.7 + 5.3 \times 10^{-3} T - 8.3 \times 10^{-7} T^2 \quad \text{cal/g mol } ^\circ\text{K}$$

$$Q_{O_2} = 32.08 \times 10^3 \frac{\text{grs mol}}{\text{hr}} \left[ 6.13 (1293-298) + \frac{2.99}{2} \times 10^{-3} \left\{ (1293)^2 - (298)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{O_2} = 271.589 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{N_2} = 230.12 \times 10^3 \frac{\text{gr mol}}{\text{hr}} \left[ 6.2(1293-298) + \frac{1 \times 10^{-3}}{2} \right. \\ \left. \{ (1293)^2 - (298)^2 \} \right]$$

$$Q_{N_2} = 1601.75 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{SO_2} = 29.16 \times 10^3 \frac{\text{gr mol}}{\text{hr}} \left[ 7.7(1293-298) + \frac{5.3 \times 10^{-3}}{2} \right. \\ \left. \{ (1293)^2 - (298)^2 \} - \frac{8.3 \times 10^{-7}}{3} \{ (1293)^3 - (298)^3 \} \right]$$

$$Q_{SO_2} = 328.51 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

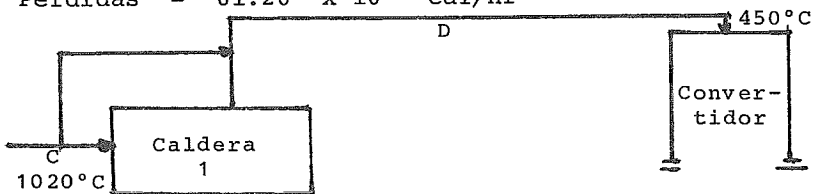
Corriente C:

$$\begin{array}{r} 271.589 \times 10^6 \text{ cal/hr} \\ 1601.75 \times 10^6 \text{ cal/hr} \\ \hline 328.51 \times 10^6 \text{ cal/hr} \\ \hline 2201.85 \times 10^6 \text{ cal/hr} \end{array}$$

Pérdidas:

$$\begin{array}{r} 2263.11 \times 10^6 \text{ cal/hr} \\ \hline 2201.85 \times 10^6 \text{ cal/hr} \\ \hline 61.26 \times 10^6 \text{ cal/hr} \end{array}$$

$$\text{Pérdidas} = 61.26 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$



Corriente D:

$$T_1 = 1020 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 1293 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_2 = 450 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 723 \text{ } ^\circ\text{K}$$



$$Q_{O_2} = 32.08 \times 10^3 \frac{\text{g mol}}{\text{hr}} \left[ 6.12(1293-723) + \frac{2.99 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (1293)^2 - (723)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{O_2} = -167.20 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{N_2} = 2320.12 \times 10^3 \frac{\text{g mol}}{\text{hr}} \left[ 6.2(1293-723) + \frac{1 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (1293)^2 - (723)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{N_2} = -945.46 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{SO_2} = 29.16 \times 10^3 \frac{\text{g mol}}{\text{hr}} \left[ 7.7(1293-723) + \frac{5.3 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (1293)^2 - (723)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{SO_2} = -215.85 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

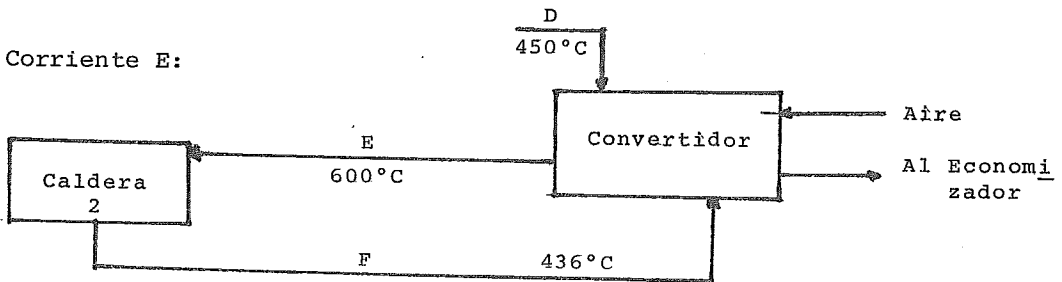
$$\text{Calor cedido} = -1328.5 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

Corriente D = Corriente C - Calor cedido

$$\text{Corriente D} = 2201.85 \times 10^6 \text{ cal/hr} - 1328.5 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$\text{Corriente D} = 873.35 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

Corriente E:



Corriente E: (Salida del 1er. Paso)

$$SO_2 \quad \frac{653.33 \times 10^3 \text{ g/hr}}{64 \text{ g/g mol}} = 10.208 \times 10^3 \text{ g mol/hr.}$$

$$SO_3 \quad \frac{15.16.66 \times 10^3 \text{ g/hr}}{80 \text{ g/g mol}} = 18.958 \times 10^3 \text{ g mol/hr.}$$

$$O_2 \quad \frac{723.37 \times 10^3 \text{ g/hr}}{32 \text{ g/g mol}} = 22.605 \times 10^3 \text{ g mol/hr.}$$

$$N_2 \quad \frac{6443.35 \times 10^3 \text{ g/hr}}{28 \text{ g/g mol}} = 230.21 \times 10^3 \text{ g mol/hr.}$$

$$T_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$T_2 = 600 \text{ }^\circ\text{C} = 873 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$Q_{\text{SO}_2} = 10.208 \times 10^3 \left[ 7.7(873-298) + \frac{5.3 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (873)^2 - (298)^2 \right\} \right. \\ \left. - \frac{8.3 \times 10^{-7}}{3} \left\{ (873)^3 - (298)^3 \right\} \right]$$

$$Q_{\text{SO}_2} = 63.125 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{\text{SO}_3} = 18.958 \times 10^3 \left[ 13.7(873-298) + \frac{6.42 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (873)^2 - (298)^2 \right\} \right. \\ \left. + \frac{3.12 \times 10^5}{(873-298)} \right]$$

$$Q_{\text{SO}_3} = 200.603 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{\text{O}_2} = 22.605 \times 10^3 \left[ 6.13(873-298) + \frac{2.99 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (873)^2 - (298)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{\text{O}_2} = 102.431 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{\text{N}_2} = 230.12 \times 10^3 \left[ 6.2(873-298) + \frac{1 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (873)^2 - (298)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{\text{N}_2} = 897.850 \times 10^5 \text{ cal/hr}$$

$$\text{Corriente E} = 12.64 \times 10^8 \text{ cal/hr}$$

Corriente F:

$$T_1 = 600 \text{ }^\circ\text{C} = 873 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$T_2 = 436 \text{ }^\circ\text{C} = 709 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$Q_{\text{SO}_2} = 10.208 \times 10^3 \left[ 7.7(873-709) + \frac{5.3 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (873)^2 - (709)^2 \right\} \right. \\ \left. - \frac{8.3 \times 10^{-7}}{3} \left\{ (873)^3 - (709)^3 \right\} \right]$$

$$Q_{\text{SO}_2} = -19.836 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{\text{SO}_3} = 18.958 \times 10^3 \left[ 13.7(873-709) + \frac{6.42 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (873)^2 - (709)^2 \right\} \right. \\ \left. + \frac{3.12 \times 10^5}{(873-709)} \right]$$

$$Q_{\text{SO}_3} = -94.450 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{O_2} = 22.605 \times 10^3 \left[ 6.13(873-709) + \frac{2.99 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (873)^2 - (709)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{O_2} = -31.229 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{N_2} = 230.12 \times 10^3 \left[ 6.2(873-709) + \frac{1 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (873)^2 - (709)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{N_2} = -263.838 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$\text{Calor cedido} = -409.353 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

Corriente F:

$$\frac{1264 \times 10^6 \text{ cal/hr}}{409.353 \times 10^6 \text{ cal/hr}}$$

$$854.65 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$\text{Corriente F} = 854.65 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

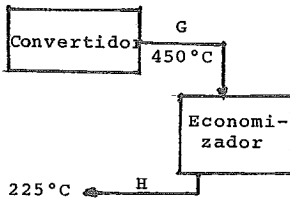
Corriente G:

$$O_2 = \frac{1102.76 \times 10^3 \text{ g/hr}}{32} = 34.46 \times 10^3 \text{ g mol/hr}$$

$$N_2 = \frac{8423.55 \times 10^3 \text{ g/hr}}{28} = 300.84 \times 10^3 \text{ g mol/hr}$$

$$SO_2 = \frac{65.33 \times 10^3 \text{ g/hr}}{64} = 1.02 \times 10^3 \text{ g mol/hr}$$

$$SO_3 = \frac{2251.66 \times 10^3 \text{ g/hr}}{80} = 28.15 \times 10^3 \text{ g mol/hr}$$



$$T_1 = 25 \text{ °C} = 298 \text{ °K}$$

$$T_2 = 450 \text{ °C} = 723 \text{ °K}$$

$$Q_{SO_2} = 1.02 \times 10^3 \left[ 7.7(723-298) + \frac{5.3 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (723)^2 - (298)^2 \right\} \right]$$

$$- \frac{8.3 \times 10^{-7}}{3} \left\{ (723)^3 - (298)^3 \right\}$$

$$Q_{SO_2} = 4.498 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{SO_3} = 28.15 \times 10^3 \left[ 13.7(723-298) + \frac{6.42 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (723)^2 - (298)^2 \right\} + \frac{3.12 \times 10^5}{(723-298)} \right]$$

$$Q_{SO_3} = 223.78 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{O_2} = 34.46 \times 10^3 \left[ 6.13(723-298) + \frac{2.99 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (723)^2 - (298)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{O_2} = 112.13 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{N_2} = 300.84 \times 10^3 \left[ 6.2(723-298) + \frac{1 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (723)^2 - (298)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{N_2} = 857.98 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$\text{Corriente G: } 1198.4 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

Corriente H:

$$T_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_2 = 225 \text{ } ^\circ\text{C} = 498 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$Q_{SO_2} = 1.02 \times 10^3 \left[ 7.7(498-298) + \frac{5.3 \times 10^3}{2} \left\{ (498)^2 - (298)^2 \right\} - \frac{8.3 \times 10^{-7}}{3} \left\{ (498)^3 - (298)^3 \right\} \right]$$

$$Q_{SO_2} = 1.97 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{SO_3} = 28.15 \times 10^3 \left[ 13.7(498-298) + \frac{6.42 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (498)^2 - (298)^2 \right\} + \frac{3.12 \times 10^5}{(498-298)} \right]$$

$$Q_{SO_3} = 135.43 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

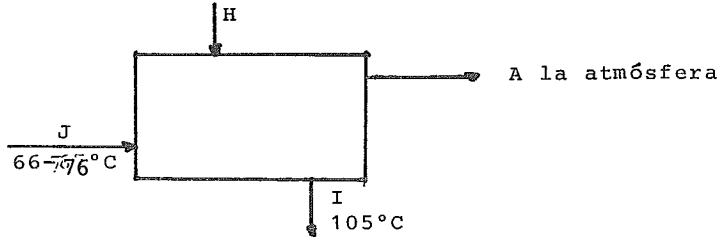
$$Q_{O_2} = 34.46 \times 10^3 \left[ 6.13(498-298) + \frac{2.99 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (498)^2 - (298)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{O_2} = 50.45 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

$$Q_{N_2} = 300.48 \times 10^3 \left[ 6.2(498-298) + \frac{1 \times 10^{-3}}{2} \left\{ (498)^2 - (298)^2 \right\} \right]$$

$$Q_{N_2} = 396.51 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

Corriente H:  $584.36 \times 10^6$  cal/hr



$$C_{P_{H_2SO_4}} \left( \begin{array}{l} 105^\circ C \\ (100\%) \end{array} \right) = 0.365 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ C}$$

$$C_{P_{H_2SO_4}} \left( \begin{array}{l} 71^\circ C \\ (98\%) \end{array} \right) = 0.363 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ C}$$

$$C_{P_{H_2SO_4}} \left( \begin{array}{l} 25^\circ C \\ (100\%) \end{array} \right) = 0.337 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ C}$$

$$C_{P_{H_2SO_4}} \left( \begin{array}{l} 25^\circ C \\ (98\%) \end{array} \right) = 0.34 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ C}$$

$$\Delta H_{\text{dilución}} \left( \begin{array}{l} H_2SO_4 \\ 98\% \end{array} \right) = 8 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } H_2SO_4} = 4.44 \frac{\text{cal}}{\text{g } H_2SO_4}$$

Corriente I:

27528.5 Kg/hr de  $H_2SO_4$

$$T_1 = 25^\circ C$$

$$T_2 = 105^\circ C$$

$$Q_{H_2SO_4} = 27.53 \times 10^6 \text{ g/hr} \left[ (0.365)(105) - (0.337)(25) \right]$$

$$Q_{H_2SO_4} = 8.23 \times 10^8 \text{ cal/hr}$$

Corriente I:  $8.23 \times 10^8$  cal/hr

Corriente J:

$$T_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 71 \text{ } ^\circ\text{C}$$

24825.4 Kg/hr de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (100%) + 506.6 Kg/hr de  $\text{H}_2\text{O}$  = 25332.0 Kg/hr  
de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (98%)

$$Q_1 = 25.33 \times 10^6 \text{ g/hr} \left[ (0.363)(71) - (0.34)(25) \right] = 4.37 \times 10^8 \text{ cal/hr}$$

$$Q_2 = \left( 4.44 \frac{\text{cal}}{\text{g}} \right) (24.82 \times 10^3 \text{ g/hr}) = 1.102 \times 10^5 \text{ cal/hr}$$


---

$$Q_T = Q_1 + Q_2$$

$$Q_T = 437.11 \times 10^6 \text{ cal/hr}$$

Corriente J:  $437.11 \times 10^6 \text{ cal/hr}$

<u>Corriente</u> <u>Producto</u>	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
	x10 <sup>6</sup> cal/hr	x10 <sup>6</sup> cal/hr	x10 <sup>6</sup> cal/hr	x10 <sup>6</sup> cal/hr	x10 <sup>6</sup> cal/hr	x10 <sup>6</sup> cal/hr	x10 <sup>6</sup> cal/hr	x10 <sup>6</sup> cal/hr	x10 <sup>6</sup> cal/hr	x10 <sup>6</sup> cal/hr
Oxígeno			271.56	104.40	102.43	71.20	112.13	50.45		
Nitrógeno			1601.75	656.30	897.85	634.01	857.98	396.51		
Agua										
Azufre	37.22									
Aire		82.89								
SO <sub>2</sub>			328.51	112.65	63.125	43.29	4.49	1.97		
SO <sub>3</sub>					200.60	106.15	223.78	135.43		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 98%										437.11
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 100%									823.0	
Total	37.22	82.89	2201.85	873.35	1264.0	854.65	1198.4	584.36	823.0	437.11
Temp. °C	135	60	1020	450	600	436	450	225	105	71

### 1.5 Características del convertidor requerido para la reacción de $\text{SO}_2$ a $\text{SO}_3$

La complejidad de las interacciones fisicoquímicas durante las reacciones catalíticas heterogéneas ha obligado a estudiar por separado y en forma sistemática, cada uno de los fenómenos principales que ahí ocurren. Tales estudios, relacionados al conocimiento de los fenómenos que se presentan en un sistema gas-sólido, se transforman con el paso de los años en temas cada vez más específicos; el avance permanente del conocimiento se da cada vez en condiciones más particulares. Además este desarrollo incrementa al mismo tiempo el carácter divergente que adquiere entre ellas cada especialidad de la catálisis.

Ante tal panorama del avance científico en catálisis resulta necesario el reunir información obtenida por separado, con el fin de conocer mejor, en términos de la operación de un reactor catalítico industrial, el comportamiento global del proceso, que resulta de la interacción de diferentes fenómenos físicos y químicos.

El tema por tratar a continuación es pues un intento de explicar el comportamiento del convertidor donde se lleva a cabo la reacción del  $\text{SO}_2$  en presencia del catalizador de pentóxido de vanadio. La secuencia de la presentación de los temas irá de lo microscópico (mecanismos moleculares de reacción, difusión molecular, estructura porosa) a lo macroscópi-



co (modelo del reactor, condiciones de operación).

#### 1.5.1 El catalizador a base de $V_2O_5$ .

A partir de la década de los años 20, el vanadio empezó a substituir al platino en los catalizadores empleados en las plantas de contacto de ácido sulfúrico. Desde entonces se han hecho una infinidad de investigaciones para tratar de mejorar la actividad de los catalizadores a base de vanadio.

#### 1.5.2 Composición del catalizador.

El pentóxido de vanadio por si solo, distribuido sobre algún soporte presenta una actividad muy baja; pero cuando se combina con algún metal alcalino (Na, K, Rb, Cs) o alcalino-térreo (Ca, Ba, Sr, Mg), su actividad aumenta notablemente. En particular, cuando el pentóxido de vanadio se mezcla con sulfato de potasio, presenta una actividad 20 veces mayor que el pentóxido solo.

Se ha usado también el cromo, el molibdeno, el plomo, el fierro, el tungsteno, el cobre, el antimonio, el boro, el bismuto y otros metales como activadores de este tipo de catalizadores.

Cabe señalar que las formulaciones y los métodos de preparación han dado lugar a más de 600 patentes registradas en varios países, además de una innumerable lista de trabajos

científicos publicados, citemos algunos de ellos para ilustrar la variedad de estos catalizadores

6.5% $V_2O_5$ , 10.1% $K_2O$ , 17.2% $SO_3$ , 66.2% $SiO_2$	Tarasova Boreskov Dzis'ko
2 $SnO_2$ . $K_2O$ . $BaO$ . $V_2O_5$ . 8 $SiO_2$ .	Boreskov Pligunov
2 $K_2O$ . $BaO$ . 5 $Al_2O_3$ . $V_2O_5$ . 12 $SiO_2$	Boreskov Sokolova
12% $V_2O_5$ , Na sobre sílica-gel	Calderbank
6.2% $V_2O_5$ , 3 $K_2O/V_2O_5$ , 3% $MnO_2$ sobre ce- lite.	Simecek
$Rb_2SO_4$ . $V_2O_5$ , $Cs_2SO_4$ . $V_2O_5$ sobre sílica- gel.	Tandy

En la actualidad, un catalizador comercial contiene de 5 a 10% de  $V_2O_5$ , 50 a 60% de  $SiO_2$  como soporte, 12 a 20% de  $SO_3$  combinado bajo diferentes formas, 1 a 2% de  $Na_2O$  y 8 a 12% de  $K_2O$ .

Es de notarse que a estas formulaciones se ha llegado si guiendo métodos empíricos durante muchos años, sin conocer en realidad una explicación de su comportamiento. Por lo que se refiere a la producción del catalizador, los pelets o los gra nulos se producen a partir de mezclas alcalinas de compuestos

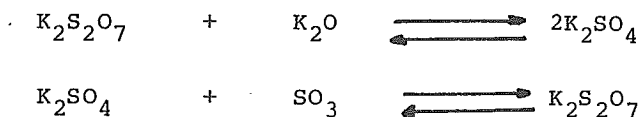
de vanadio o potasio, las cuales se incorporan a la sílice, dando lugar a una pasta. Esta se compacta, se seca y finalmente se sulfata con una corriente diluida de  $\text{SO}_2$  o  $\text{SO}_3$  a alta temperatura. En algunas formulaciones se agrega azufre elemental como fuente de sulfato durante el calentamiento.

### 1.5.3 Fase activa.

La principal originalidad que presenta este catalizador es la existencia de la fase activa en estado líquido: película que se encuentra en el interior de los poros adherida al soporte.

Este hecho, que si bien fue puesto en evidencia por algunos investigadores en forma parcial durante las décadas de los 40 y 50, es ahora una certeza gracias a los trabajos de Bereskov mediante el empleo de resonancia paramagnética electrónica. Mediante esta técnica se puso en evidencia la presencia de iones en solución. A partir de entonces el enfoque de los estudios posteriores sobre el catalizador se han concentrado en la solución del  $\text{V}_2\text{O}_5$  en una sal fundida compuesta por  $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_7$  y  $\text{K}_2\text{SO}_4$ .

Si al piro sulfato de potasio fundido se le agrega  $\text{K}_2\text{O}$  en cantidad suficiente, se presentará un precipitado de sulfato de potasio; sólido que se redisolverá al hacer barbotear  $\text{SO}_3$  en el líquido. Es decir,



donde la segunda reacción reversible explica la presencia de la película líquida, a temperaturas superiores a 400°C en presencia de SO<sub>3</sub> al reaccionar con el K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> inicialmente incorporado al catalizador.

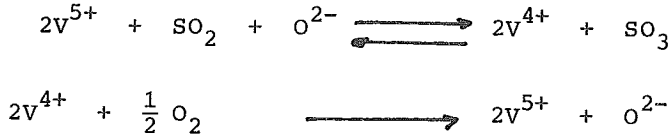
Si ahora se agrega V<sub>2</sub>O<sub>5</sub> a la mezcla fundida de K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y K<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>7</sub>, ésta toma una coloración café rojiza, sin presentarse precipitado alguno.

Señalemos que sobre esta solución se ha hecho un exhaustivo estudio electroquímico que pone en evidencia que el único par óxido - reductor del sistema es V<sup>+4</sup> - V<sup>+5</sup>.

Es suficiente el barbotear SO<sub>2</sub> en esta mezcla fundida conteniendo pentóxido de vanadio para provocar una evolución progresiva de la coloración café rojiza al verde, mientras que el burbujeo de oxígeno en el líquido resituye lentamente la coloración inicial.

Desde el punto de vista de la reacción catalítica de oxidación de SO<sub>2</sub>, ya no hay duda alguna que la reducción del vanadio  $\bar{\text{V}}$  por el SO<sub>2</sub> y que la oxidación del vanadio  $\bar{\text{IV}}$  por el oxígeno forman parte del mecanismo de la reducción.

Y es precisamente este mecanismo que llegan a establecer Mars y Massen a partir de sus resultados experimentales;



donde la segunda reacción, lenta, controla el proceso.

Para la primera reacción en equilibrio, los autores calcularon su constante  $K_m$

$$K_m = \frac{P_{SO_3} (V^{4+})^2}{P_{SO_2} (V^{5+})^2} = 2.2 \cdot 10^{-8} \exp\left(\frac{27200}{RT}\right) \quad (5-1)$$

Si la velocidad global del proceso está dada por

$$V = K_{P_{O_2}} (V^{4+})^2 \quad (5-2)$$

tomando en consideración que  $V_T = V^{4+} + V^{5+}$ , la ecuación (5-2) puede escribirse

$$V = K_{P_{O_2}} \left[ \frac{V_T K_m^{1/2} P_{SO_2}^{1/2}}{P_{SO_3}^{1/2} + K_m^{1/2} P_{SO_2}^{1/2}} \right]^2 \quad (5-3)$$

Ecuaciones que dan cuenta de la influencia de la temperatura y de las concentraciones de los óxidos de azufre sobre el cociente.  $(V^{4+})/(V^{5+})$

#### 1.5.4 Soporte.

Muchos han sido también los soportes probados para este catalizador: alúmina, diferentes silicoaluminatos y varios tipos de sílice, principalmente. En la actualidad, se encuentra que en la mayoría de las patentes se recomienda el empleo de tierra de diatomacea o kieselguhr, soporte que en opinión de muchos autores no juega papel alguno en el mecanismo de la reacción.

Una de las características principales que distinguen a este soporte, del resto de los sólidos más utilizados en catálisis es su textura porosa: poros de diámetro grande, del orden de 10,000 Å de forma cilíndrica y por consiguiente de baja área superficial, 3 a 7 m<sup>2</sup>/g.

Textura porosa, de gran importancia en este catalizador, debido a la presencia de la película líquida de la fase activa.

En efecto, el paso controlante del mecanismo de reacción antes propuesto, requiere de la difusión de oxígeno molecular a través del espesor de la película líquida.

La siguiente figura ilustra el proceso al interior de un poro:

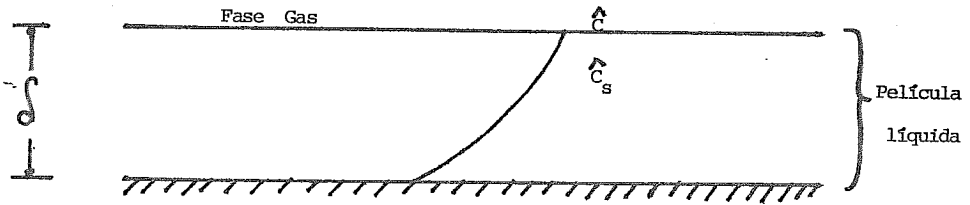


Fig. 1.2

Difusión a través de una película líquida  
de  $V_2O_5$

para un espesor de película, se tendrá un perfil de concentraciones de gas - oxígeno en este caso, que irá de un valor máximo  $c_s$  en la interfase gas - líquido y que irá disminuyendo a medida que se aleja de ella. Disminución que traerá consigo un decremento en la velocidad de reacción. Un balance de masa en la película, que incluya la difusión y la reacción química, permite calcular el perfil de concentración en función de la distancia; perfil que a su vez permite obtener un valor de la velocidad global del proceso para cualquier valor del espesor. La siguiente figura, propuesta por Boreskov

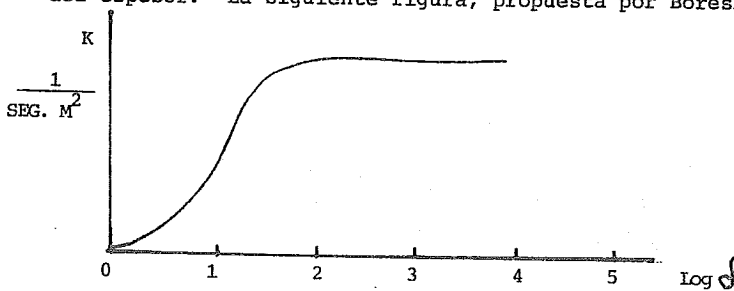


Fig. 1.3

Constante de equilibrio Vs. grado de difusión a  
través de la película líquida

demuestra un considerable aumento de  $K$  entre los 100 y 1000 Å de espesor. Además se observa que un aumento en el espesor de la capa no favorecería sensiblemente la actividad del catalizador.

Esto explica entonces la razón por la cual el soporte con poros grandes ofrece el espacio suficiente para dar lugar a espesores de película del orden de 1000 Å. Al mismo tiempo resulta obvia la necesidad de contar con poros de forma cilíndrica, ya que de no ser así pudieran presentarse obstrucciones en los poros.

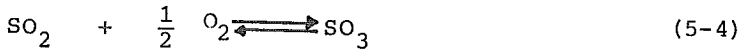
Es oportuno señalar ahora dos cuestiones sobre la formulación del catalizador: la cantidad de fase activa se traduce entonces en términos de espesor de la película; por lo cual se observa que ésta no será proporcional a la actividad, sino que se llega a un valor máximo. Por otro lado, la proporción de  $V_2O_5/K_2SO_4$  está determinada por la viscosidad que presenta la fase líquida, en efecto, si se aumenta la cantidad de  $V_2O_5$ , la viscosidad de la solución aumenta y por tanto la difusividad del oxígeno en ella disminuye, lo cual se traduce en una disminución de la velocidad global del proceso.

#### 1.5.5 Modelo del reactor

##### 1.5.5.1 Termodinámica de la reacción



La reacción reversible de oxidación



tiene una constante de equilibrio dada por la ecuación

$$K_p = \frac{P_{\text{SO}_3}}{P_{\text{SO}_2} (P_{\text{O}_2})^{1/2}} \quad (5-5)$$

cuya dependencia con la temperatura es

$$\log K_p = 4956/T - 4.678 \quad (5-6)$$

Para una concentración  $C_0$  a la entrada del reactor y una conversión  $x$  para  $\text{SO}_2$ , las presiones parciales son

$$P_{\text{SO}_2} = \frac{P^\circ (1 - x)}{1 + \frac{P^\circ x}{2}} \quad (5-7)$$

$$P_{\text{O}_2} = \frac{1 - P^\circ - \frac{P^\circ x}{2}}{1 - \frac{P^\circ x}{2}} \quad (5-8)$$

$$P_{\text{SO}_3} = \frac{P^\circ x}{1 + \frac{P^\circ x}{2}} \quad (5-9)$$

Substituyendo estas presiones en la ecuación (5-5) y calculando la conversión en equilibrio a diferentes temperaturas, con ayuda de la ecuación (5-6), se obtienen curvas de la siguiente forma

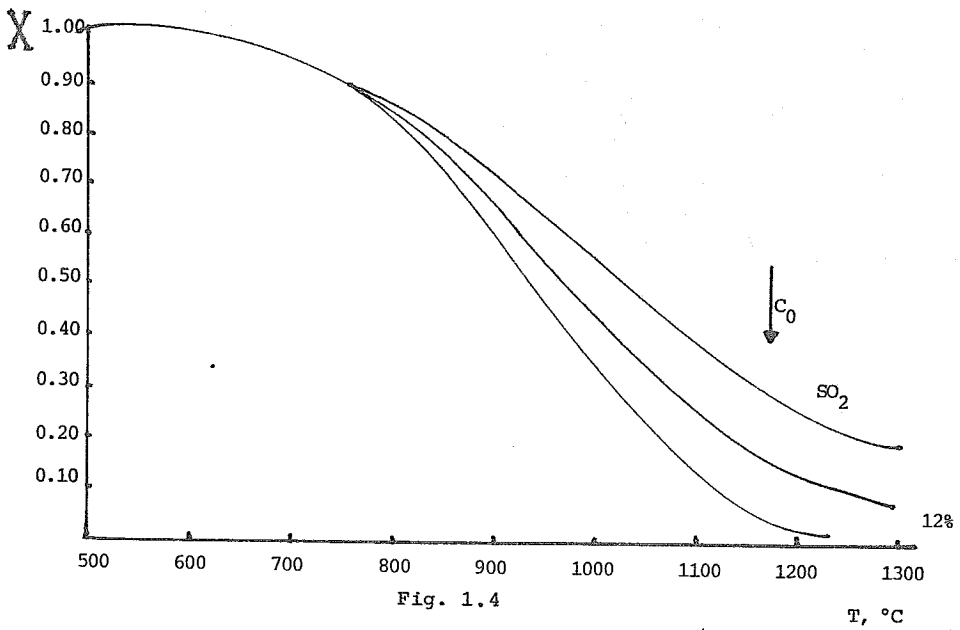


Fig. 1.4

Conversión Vs. equilibrio a diferentes temperaturas

## 1.5.5.2 Condiciones de operación

Un esquema del convertidor de  $\text{SO}_2$  se presenta a continuación:

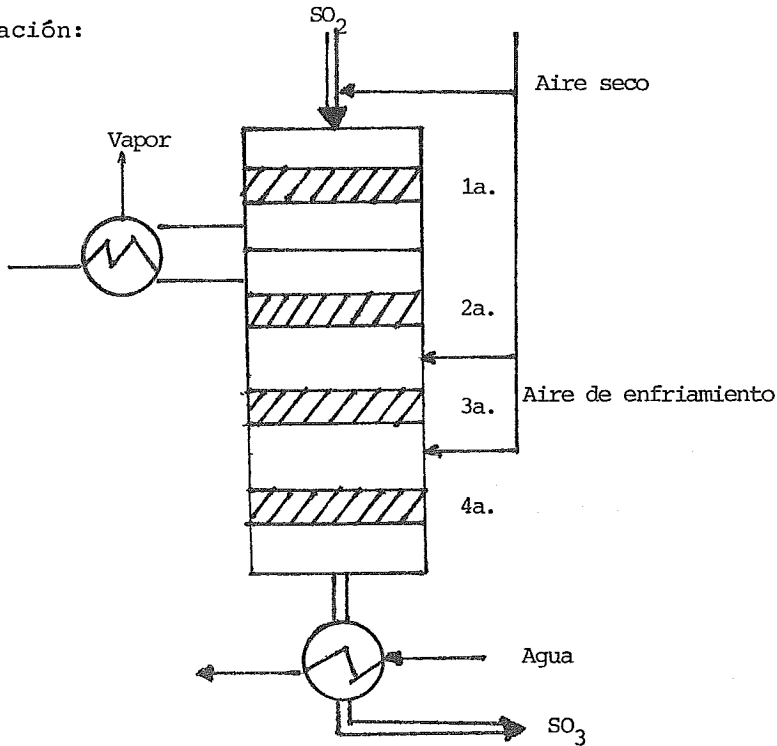


Fig. 1.5

Convertidor de  $\text{SO}_2$ 

Al reactor se le alimenta una mezcla de gases compuesta por  $\text{SO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$ , siendo el reactivo limitante el primero, con una concentración  $C_0$ . La reacción se lleva a cabo en condiciones adiabáticas, generando calor o razón de 23,000 cal/g mol de  $\text{SO}_3$  producido en promedio. Para tales condiciones los balances de materia y energía correspondientes son:

$$\frac{dx}{dz} = \frac{\pi dt^2}{4} \frac{\eta r(x,T)}{QC_0} \quad (5-10)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{\pi dt^2}{4} \frac{(-\Delta H) \eta r(x,T)}{QC_p} \quad (5-11)$$

donde  $dt$  es el diámetro del reactor

$\eta$  es el factor de eficiencia del catalizador

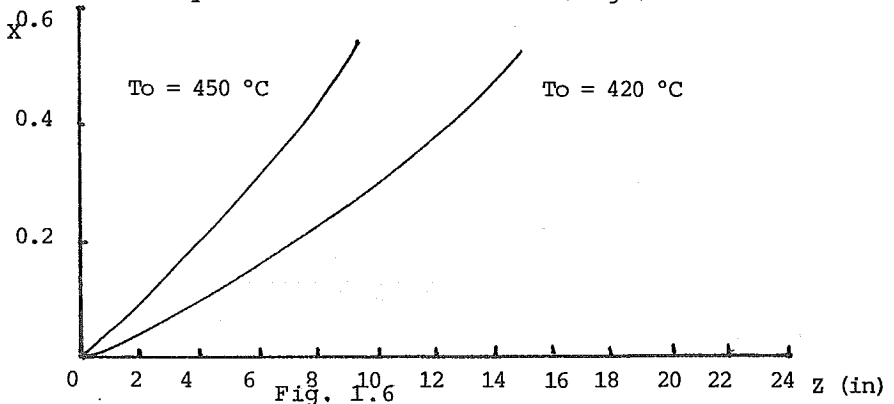
$r$  es la velocidad de reacción por volumen de lecho empacado y

$z$  es la distancia en la dirección axial

Dividiendo estas dos reacciones se obtiene

$$T - T_0 = \frac{(-\Delta H) C_0}{C_p} (x-X) \quad (5-12)$$

Entonces, para calcular la conversión  $x$  a lo largo del lecho catalítico  $z$ , se puede integrar numéricamente la ecuación (5-10) substituyendo la temperatura por la ecuación (5-12). Las curvas que se obtienen son de la siguiente forma:



Conversión Vs. altura de la cama de catalizador  
de  $V_2O_5$

Resultados obtenidos para una masa velocidad de  $300 \frac{\text{Lb}}{\text{hr ft}^2}$  y una composición inicial de 7% de  $\text{SO}_2$ , 10.9% de  $\text{O}_2$  y 82.1% de  $\text{N}_2$ , en volumen.

Además, la misma ecuación (5-12) nos permite calcular las temperaturas en el lecho catalítico, correspondientes a los valores de  $x$  obtenidos, líneas que pueden presentarse en el diagrama de conversión de equilibrio para las cuatro etapas de reacción.

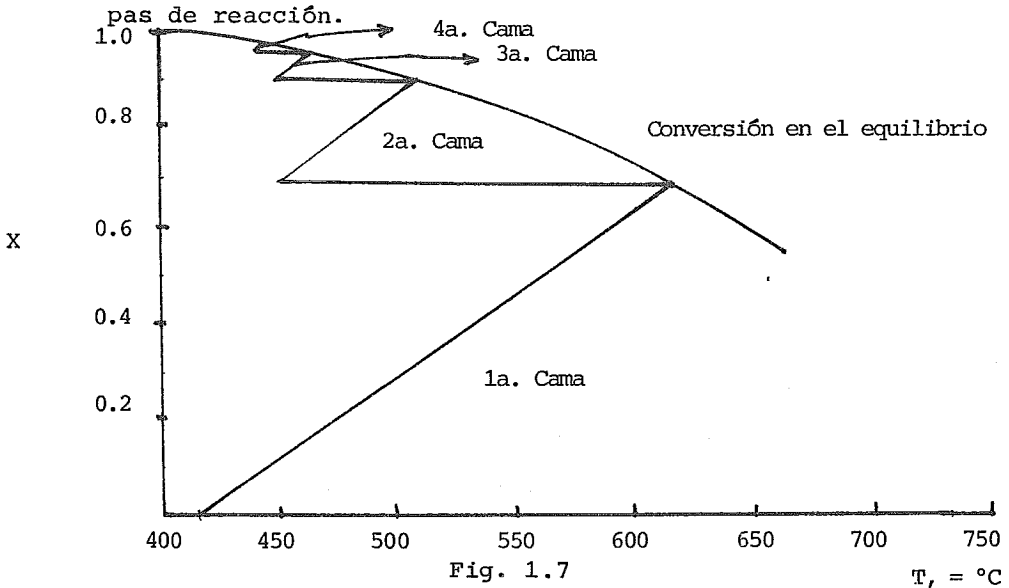


Fig. 1.7  
Diagrama de conversión en el equilibrio para un sistema de 4 pasos de catalizador  $\text{V}_2\text{O}_5$

Nótese que la pendiente de las rectas está dada por  $(-AH)Co/Cp$ , por lo que su valor es proporcional a la concentración de  $\text{SO}_2$  en la alimentación al reactor.

1.5.5.3 Explicación de las condiciones de operación en base al comportamiento del catalizador.

La interpretación del comportamiento del catalizador a nivel microscópico por un lado, y el establecimiento del modelo del reactor por otro, nos permiten ahora señalar algunas explicaciones de las condiciones en que opera el convertidor de  $\text{SO}_2$ .

- Temperatura. El valor mínimo al que operan las camas catalíticas es alrededor de  $420\text{ }^\circ\text{C}$ , temperatura a la cual el catalizador presenta una actividad considerable, debida sin duda a la fusión de la mezcla  $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_7 - \text{K}_2\text{SO}_4 - \text{V}_2\text{O}_5$ .

La temperatura máxima de operación que se presenta en la primera etapa de conversión fluctúa alrededor de los  $590\text{ }^\circ\text{C}$ ; si bien este valor está determinado por la conversión en el equilibrio, es de señalarse el hecho que a temperaturas superiores a los  $620\text{ }^\circ\text{C}$  se presenta sinterización del catalizador.

- Presencia de inertes. Además del efecto diluyente de los gases inertes,  $\text{N}_2$  y  $\text{CO}_2$  principalmente, no se han encontrado efectos sobre la actividad del catalizador. En efecto, estos gases en nada modifican a las propiedades físicas y químicas de la película líquida.

- Presencia de agua. Se ha hecho un número considerable de estudios en relación al efecto del agua sobre la actividad

del catalizador. Algunos de estos estudios inclusive aportan resultados opuestos; sin embargo, una explicación razonable de la disminución en actividad debida a la presencia de humedad en la corriente de alimentación al reactor, es el hecho de que la reacción



aumente el punto de fusión de la mezcla activa e inclusive pueda provocar una solidificación parcial.

- Reposición del catalizador. Generalmente, la razón principal de los paros de la planta obedecen a la baja capacidad debido a la caída de presión en el convertidor. Durante el paro, el catalizador se saca, se criba y se repone la cantidad correspondiente a los fines obtenidos. Ahora bien, el catalizador conservará en su fase activa una proporción de  $V^{4+}/V^{5+}$  que depende de la concentración de  $\text{SO}_2$  y  $\text{SO}_3$  a la cual estuvo trabajando y de la temperatura de operación. Es decir, en cada cama del reactor se tendrá catalizador a diferente estado de oxidación, e inclusive en la primera de ellas se deberá presentar una gran variación de  $V^{4+}/V^{5+}$  a lo largo de la altura. En efecto, la ecuación de la constante  $K_m$ , (5-1), pone en evidencia el hecho de que a una misma temperatura, a un mismo valor de  $K_m$ , la relación  $V^{4+}/V^{5+}$  variará en función inversa al cociente  $(\text{P}\text{SO}_3/\text{P}\text{SO}_2)^{1/2}$ . Esto es precisamente lo que se presenta entre el catalizador que se encuentra a la en

trada de la primera cama y el catalizador de la 3a. o 4a. cama. Este catalizador de las últimas camas, al tener un cociente  $\frac{P_{SO_3}}{P_{SO_2}}$  mucho mayor que el correspondiente al de la entrada del convertidor, tendrá una concentración ( $V^{4+}$ ) mucho menor. Y esta concentración baja de ( $V^{4+}$ ) que aparece en la ecuación (5-2) traerá consigo una disminución en la velocidad global de la reacción.

Por lo anterior, es de recomendarse el volver a cargar los lechos con el catalizador, respetando el orden en que se encontraba anteriormente. De lo contrario, se tendría un catalizador en la 1a. cama con una concentración baja de ( $V^{4+}$ ), que durante el período de arranque presenta una actividad baja, dando lugar a una operación más lenta; el régimen permanente en la cama se alcanzará, cuando se establezca el equilibrio correspondiente de la reacción de reducción de  $SO_2$ .

Finalmente, y por las razones antes expuestas, se podría esperar una mejor operación de arranque si se sacara el catalizador de la primera cama por capas, de acuerdo a la altura que tengan en el convertidor, y sea repuesto respetando el orden de las capas. Cabe señalar que para esta primera cama, la concentración ( $V^{4+}$ ) no sólo se ve afectada por la concentración de los óxidos, sino también por la diferencia importante en temperatura.



## CAPITULO II: EL PROBLEMA DE LA CONTAMINACION DE SO<sub>2</sub>

### 2.1 Ocurrencia de compuestos de azufre en la atmósfera

#### 2.1.1 Fuentes naturales de óxidos de azufre

Diversos compuestos del azufre se presentan en forma natural en la atmósfera, siendo las principales fuentes de emisión natural de los mismos, las erupciones volcánicas, las fumarolas y manantiales termales, la descomposición de material orgánico y la desorción de dióxido de azufre en los océanos.

Los compuestos de azufre emitidos por la actividad volcánica, son fundamentalmente, el dióxido de azufre y el ácido sulfhídrico, aunque también se presentan pequeñas cantidades de trióxido de azufre, provenientes de la oxidación del dióxido por el oxígeno atmosférico a las altas temperaturas de las nubes eruptivas. Este trióxido de azufre reacciona con el vapor de agua presente formando ácido sulfúrico o con otros ga-

ses presentes, como el amoniaco, produciendo sulfato de amonio; en otros casos reacciona con las rocas o minerales formando sulfatos metálicos.

Las proporciones de estos compuestos de azufre varían no sólo de volcán en volcán, sino que también varían en las diferentes erupciones de un solo volcán.

La segunda fuente natural de ácido sulfhídrico y por oxidación posterior de éste, de dióxido de azufre, comprende a los procesos de putrefacción y descomposición orgánica, principalmente vegetales, en pantanos, lagos, ríos y presas, así como en las zonas tropicales y en otras zonas similares.

Este ácido sulfhídrico proviene fundamentalmente, de la descomposición de proteínas que contienen aminoácidos sulfurados, como la cisteína y cistina, o de grupos orgánicos con radicales de mercaptano o de sulfóxidos, ácidos sulfónicos o similares.

La tercera fuente natural de compuestos de azufre, que presenta importancia en el aspecto ambiental, está formada por los océanos, considerados como sumideros del  $\text{SO}_2$ , por la solubilidad de éste en el agua, pueden, en condiciones de alta temperatura o de desequilibrio de presiones relativas, convertirse en fuentes de emisión de  $\text{SO}_2$  como lo demostró Pate et al en el Caribe al encontrar una disminución en las concen

traciones de  $\text{SO}_2$  tierra adentro al soplar la brisa.

### 2.1.2 Fuentes artificiales de emisión de $\text{SO}_2$

Las fuentes artificiales de emisión del anhídrido sulfuroso se pueden clasificar en dos grandes grupos: aquellos que lo producen como un subproducto de la combustión de los combustibles fósiles que contienen azufre y aquellas que lo producen como subproducto de un PROCESO INDUSTRIAL QUIMICO-METALURGICO.

En el caso de fuentes estacionarias los sistemas de combustión fundamentales son las calderas, los hornos, las turbinas y los motores de combustión interna. Las calderas, ya sean utilizadas para calentamiento de agua, obtención de vapor de proceso o para obtención de vapor generador de electricidad, pueden estar alimentadas por combustibles sólidos (carbón), líquidos (combustoleo y destilados intermedios) o gaseosos (gas natural); con excepción de éste último los otros combustibles presentan concentraciones apreciables de azufre, del orden de 1 a 3% en el carbón y de 1 a 4% en los destilados intermedios y el combustoleo.

La distribución espacial de las fuentes estacionarias de combustión depende de la planeación urbana y del grado de desarrollo económico de un país; en el caso de México, diversos factores de índole socioeconómico provocan una amplia dispersión de las mismas.

Un proceso de combustión particular de la industria petrolera, es el de los quemadores de refinerías, ya que en este caso, algunos de los productos quemados son derivados del azufre (ácido sulfhídrico principalmente) y la emisión de dióxido de azufre puede alcanzar proporciones muy altas.

Las emisiones de dióxido de azufre, provenientes de procesos industriales, se deben sobre todo, a los procesos metalúrgicos, a la obtención de ACIDO SULFURICO, a la fabricación de papel y en general a todo proceso químico en que el azufre o algunos de sus componentes, entren como materias primas.

La industria siderúrgica contribuye a la emisión de dióxido de azufre por medio de las plantas de oxidación de pirritas, que producen parte de los óxidos de fierro que alimentan a los altos hornos; tomando en cuenta que en la actualidad, se han desarrollado diversos procesos de preparación de dichos minerales.

Las industrias metalúrgicas no ferrosas, presentan problemas similares en los casos del cobre, del plomo, del zinc, ya que los minerales de estos metales, más abundantes en la corteza terrestre son específicamente sulfuros.

Las principales fuentes emisoras de óxido de azufre, dentro de los procesos químicos son: la obtención del ácido sulfúrico, la industria de la celulosa y del papel y la obtención de fertilizantes fosfatados.

La obtención de ácido sulfúrico, ya sea por el método de las cámaras de plomo, por el de contacto o por el de doble contacto, presenta emisiones de  $\text{SO}_2$  que no sólo varían en la localización del punto de emisión, sino también en magnitud según el proceso.

Los tres procesos mencionados requieren como materia prima, dióxido de azufre, que se obtiene por combustión directa de azufre o por combustión de otras materias primas, como son las piritas o el ácido sulfhídrico.

Este  $\text{SO}_2$  se oxida de diversas formas a  $\text{SO}_3$ ; por medio de diversos óxidos de nitrógeno en el método de las cámaras de plomo, o por acción catalítica en los métodos de contacto, para que, posteriormente, en presencia de agua formen ácido sulfúrico.

La industria de la celulosa y el papel tanto si se trata del proceso kraft o (sulfato) o del proceso al sulfito, es otra de las principales emisoras de  $\text{SO}_3$ .

En el proceso kraft, las astillas de madera son cocidas para obtener la celulosa, a altas temperaturas y presiones en presencia de una solución básica de sulfuro de sodio, esta solución que requiere de un proceso de recuperación y regeneración, es la fuente de las emisiones contaminantes que, con excepción de los gases del horno de recuperación donde se emite

$\text{SO}_2$ , consisten en general de ácido sulfhídrico y mercaptanos. Las concentraciones de  $\text{SO}_2$  en la descarga del horno de recuperación, pueden mantenerse abajo de las diez partes por millón (ppm).

En el método de obtención de la celulosa al sulfito, el proceso seguido es enteramente similar al descrito variando únicamente en el reactivo de cocimiento de la madera, que es en este caso una solución de  $\text{SO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_3$  y bisulfito alcalino, generalmente de sodio, calcio, amonio o magnesio.

El problema de emisión del  $\text{SO}_2$  se presenta en este proceso, fundamentalmente en la corriente de gases venteados del digestor, así como en las descargas de los condensadores del sistema de evaporadores, utilizado para recuperación del licor de digestión.

Considera unos factores de emisión de 2.5 Kg  $\text{SO}_2$  por tonelada de pulpa seca para la industria de la celulosa y el papel.

La obtención de fertilizantes fosfatados, es la tercera industria de proceso químico que presenta emisiones de  $\text{SO}_2$  de consideración.

La obtención del superfosfato normal, implica el tratamiento de la roca fosfórica con ácido sulfuroso, para su posterior granulado.

La emisión del  $\text{SO}_2$  durante el período de acción, está siendo investigada actualmente, lo mismo que la emisión de  $\text{SO}_2$  durante el proceso de secado en la obtención de superfosfato triple, por lo tanto, no se tienen todavía valores confiables de factores de emisión.

Además de estos procesos descritos, pueden ser emisores de  $\text{SO}_2$  de menor importancia, las industrias donde se manejen sulfatos o sulfitos de fácil descomposición, así como industrias que produzcan como subproductos derivados del azufre de fácil oxidación.

Ahora bien, si consideramos que el total de emisiones antropogénicas de  $\text{SO}_2$  es del orden de  $100 \times 10^6$  ton-año, podemos distribuirla por fuentes, en forma aproximada, como aparece en la tabla siguiente:

Combustión para usos industriales	19.0 %
Combustión para generación de electricidad	56.9 %
Otros procesos de combustión	4.8 %
Operación de refinerías	6.8 %
Industria metalúrgica	9.4 %
Obtención de $\text{H}_2\text{SO}_4$	1.9 %
Incineración y otros procesos	1.2 %

Estos porcentajes, propios de un país con alto grado de desarrollo, pueden variar, según el adelanto socioeconómico, la estructura industrial y las condiciones climatológicas de

cada país, así, para Suecia resultan:

Calefacción local y otras	48 %
Generación de electricidad	21 %
Operación en refinerías	2 %
Industria metalúrgica	5 %
Obtención de $H_2SO_4$	3 %
Celulosa y papel	20 %
Otras industrias	1 %

En el caso de México, aunque no existen evaluaciones de la emisión por tipo de fuente, se puede inferir que la mayoría del  $SO_2$  procederá de procesos de combustión, mientras que las industrias metalúrgicas de obtención de  $H_2SO_4$ , de la celulosa y el papel y otras, sólo contribuyen al problema de menor grado, específicamente en el Valle de México, la contribución relativa de emisiones de  $SO_2$ , es como sigue:

Combustión industrial y pequeños giros	9 %
Combustión para generación de electricidad	55 %
Operación de refinerías	15 %
Obtención de $H_2SO_4$	18 %
Celulosa y papel	3 %

## 2.2 Propiedades físico-químicas del dióxido de azufre

El dióxido de azufre ( $SO_2$ ), es un gas incoloro, no inflamable ni explosivo, si su concentración en el aire está entre



0.3 y 1 ppm. tiene sabor ácido y en concentraciones mayores de 0.5 ppm., su olor irritante es fácilmente detectable.

32°F

Es soluble en agua (18% a 0°C), disminuyendo dicha solubilidad con la temperatura (4% en peso a 50°C) y en soluciones alcalinas.

112°F

Sus principales constantes físicas son:

Peso molecular	64.06
Densidad (gas, g/L) 15/113	c. 1.884 32°F 2.97 a 0°C y 1 atm.
Peso específico (líquido)	1.43 a -10°C 14°F
Punto de ebullición.	-10°C 14°F
Viscosidad (dina-seg/cm <sup>2</sup> )	0.0039 a 0°C

7.93 x 10<sup>-4</sup> 15/113

El dióxido de azufre es un agente reductor, aunque en algunas ocasiones actúa como oxidante.

Como reductor puede reaccionar directamente con el oxígeno atmosférico, tanto por la presencia de catalizadores, como por acción fotoquímica, formando trióxido de azufre o anhídrido sulfúrico.

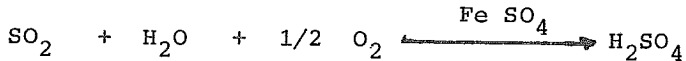


Entre los catalizadores más importantes, para efectuar esta reacción, se cuentan el platino y el pentóxido de vanadio.]

El trióxido formado, en presencia de vapor de agua, forma ácido sulfúrico.



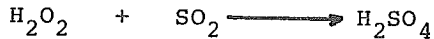
El sulfato ferroso cataliza directamente la oxidación de dióxido de azufre a ácido sulfúrico en presencia de vapor de agua.



El peróxido de plomo reacciona con el  $\text{SO}_2$  en forma directa, por lo cual se le utiliza en la detección del mismo en la atmósfera.



De igual forma, el peróxido de hidrógeno reacciona con el  $\text{SO}_2$ , dando  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .



propiedad utilizada para la determinación del dióxido de azufre en la atmósfera por el método de acidez total.

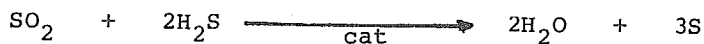
El dióxido de azufre, al disolverse en agua, forma el ácido sulfuroso ( $\text{H}_2\text{SO}_3$ ), que sólo es estable en solución o en for

ma de sales (sulfitos).



El ácido sulfuroso reacciona con diversos colorantes orgánicos, como es el caso de la pararosanilina, utilizada en el método West and Gaeke, como detector del  $\text{SO}_2$  atmosférico.

El carácter oxidante del dióxido de azufre, se presenta en su reacción con el ácido sulfhídrico, produciendo azufre elemental.



Esta reacción es la base del método de Claus para la producción de azufre elemental a partir de ácido sulfhídrico y se puede utilizar para la eliminación de  $\text{SO}_2$  en gases de chimenea.

### 2.3 Consecuencias de las emisiones de $\text{SO}_2$

Los efectos que el dióxido de azufre provoca en el hombre y su habitat, se pueden clasificar, para su estudio, en efectos directos sobre la salud humana, efectos sobre los animales, efectos sobre los vegetales y efectos sobre los materiales.

### 2.3.1 Efectos directos sobre la salud humana

En el aspecto de efectos en la salud humana, se han realizado experimentos de laboratorio y se han efectuado estudios epidemiológicos sobre poblaciones expuestas al  $\text{SO}_2$ , en diversas partes del mundo, con objeto de poder evaluar los valores umbrales de daño, así como para conocer de los efectos sinérgicos de este contaminante con otros tales como las partículas, los óxidos de nitrógeno, etc.

En el aspecto experimental, es de anotarse el trabajo de Sim y Pattle que expusieron a hombres saludables entre los 18 y 45 años de edad a dosificaciones de dióxido de azufre, en forma directa, utilizando máscaras faciales (264 exposiciones de 10 min. cada una), o en forma indirecta, utilizando una cámara de prueba (330 exposiciones de 60 min. cada una); las concentraciones de dióxido de azufre en el primer caso, estuvieron entre 1 y 80 ppm., mientras que en el segundo, entre 1 y 23 ppm.

En su informe concluyeron que, dosificaciones menores de  $800 \text{ mg.min/m}^3$  (equivalentes a exposiciones de 10 min. a 30 ppm. o de 60 min. a 5 ppm), no provocan cambio apreciable en la resistencia pulmonar al flujo de aire, pero al aumentar la dosificación a  $1,330 \text{ mg.min/m}^3$  (aproximadamente 50 ppm por 10 min. o 9 ppm por 60 min), la resistencia pulmonar aumenta significativamente en 50% de las personas expuestas.

Por otro lado, científicos soviéticos han encontrado que la mínima concentración de  $\text{SO}_2$  que provoca una respuesta fisiológica en el hombre, es de 0.2 ppm. El umbral para sabor se considera generalmente de 0.3 ppm., mientras que para el olfato es de 0.5 ppm; este umbral en exposición es de 10 minutos aumenta la rapidez respiratoria y del pulso e incrementado ligeramente (1.6 ppm) por unos cuantos minutos, se considera el umbral para inducir broncoconstricción en sujetos sanos.

En la figura 2.1 se tienen en forma gráfica, los efectos de la contaminación por  $\text{SO}_2$  en la salud humana.

{ Es importante indicar que, si bien se han observado efectos crónicos de gran incidencia de nasofaringitis, tos, expectoración, respiración acelerada y otros síntomas de daño al sistema respiratorio en trabajadores expuestos por años al  $\text{SO}_2$ , los niveles de exposición, arriba de 36 ppm; no se acercan a los niveles predecibles de contaminación ambiental. }

En Inglaterra, Japón y Estados Unidos, se han realizado estudios epidemiológicos sobre el efecto del  $\text{SO}_2$ . En Estados Unidos específicamente, se han realizado estudios en las áreas del Lago Salado, Montañas Rocallosas (Montana e Idaho), Nueva York y Chicago. Este estudio comprendió la incidencia de enfermedades del tacto respiratorio inferior, en una muestra de niños entre 1 y 12 años de edad, incluyéndose a los padres en el caso de los niños de Nueva York y Chicago.

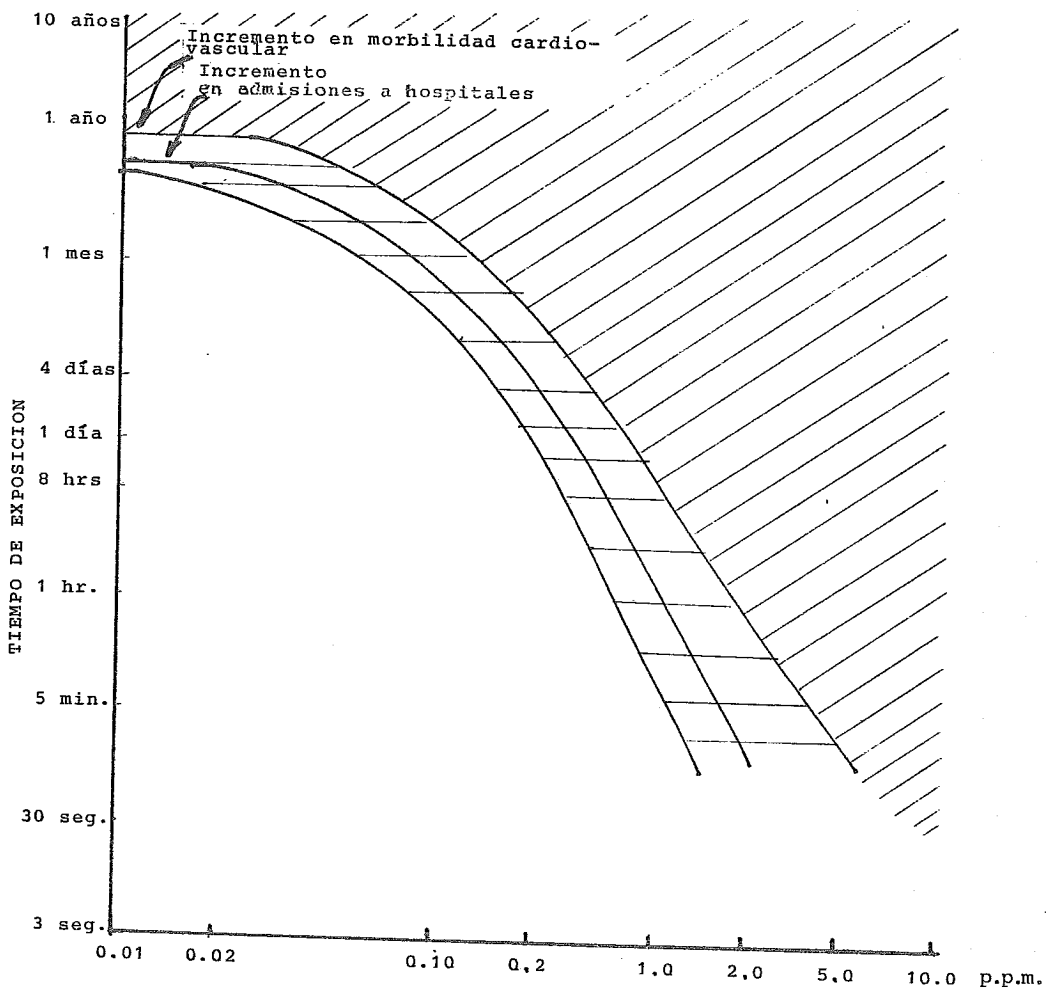


Fig. 2.1

Efectos del  $\text{SO}_2$  en la salud

Area sombreada, rango de concentraciones y tiempo de exposición en que se reportan muertos por exceso de la expectación normal.

Para las zonas del Lago Salado y Montañas Rocallosas, se encontró que en el caso de niños con más de tres años de residencia en zonas consideradas de alta contaminación, se presentaba un incremento en incidencia de enfermedades brocopulmonares, comparadas con los de la zona de baja contaminación; este efecto no se presentaba en los niños con menos de tres años de residencia en dicha zona.

En el caso de zonas de alta contaminación, como Nueva York y Chicago, con excepción de niños de corta edad, toda la muestra presentó valores de riesgo mayores de lo normal.

De igual forma, con objeto de encontrar una posible correlación entre los índices de mortalidad con la concentración de  $\text{SO}_2$  en la zona metropolitana de Nueva York-Nueva Jersey, se efectuó un análisis de los factores que influían en la tasa de mortalidad, tales como incidencia de influenza, ondas extremas de calor, clima cálido o frío, etc.; encontrándose que la mortalidad era de 1.5% menor que la esperada en 232 días, si el nivel de contaminación de  $\text{SO}_2$  era menor de  $30 \text{ Mg/m}^3$  y 2% mayor que la esperada en 260 días, si la concentración de  $\text{SO}_2$  era mayor de  $500 \text{ Mg/m}^3$ .

En el caso de México, es de interés el notar un estudio realizado entre 1970 y 1973 por la Academia Nacional de Medicina, para evaluar la magnitud de los efectos del  $\text{SO}_2$  en una muestra que comprendía niños, ancianos y enfermos crónicos. Esta muestra se mantuvo en observación por un período de 16

55

A = Individuos con afecciones cardiacas y respiratorias, crónicas

B = Bronquíticos

C = Asmáticos

D = Niños (edad pre-escolar)

E = Adultos Sanos

CAPACIDAD DE ADAPTACION DEL INDIVIDUO  
Y VULNERABILIDAD A LA CONTAMINACION ATMOSFERICA

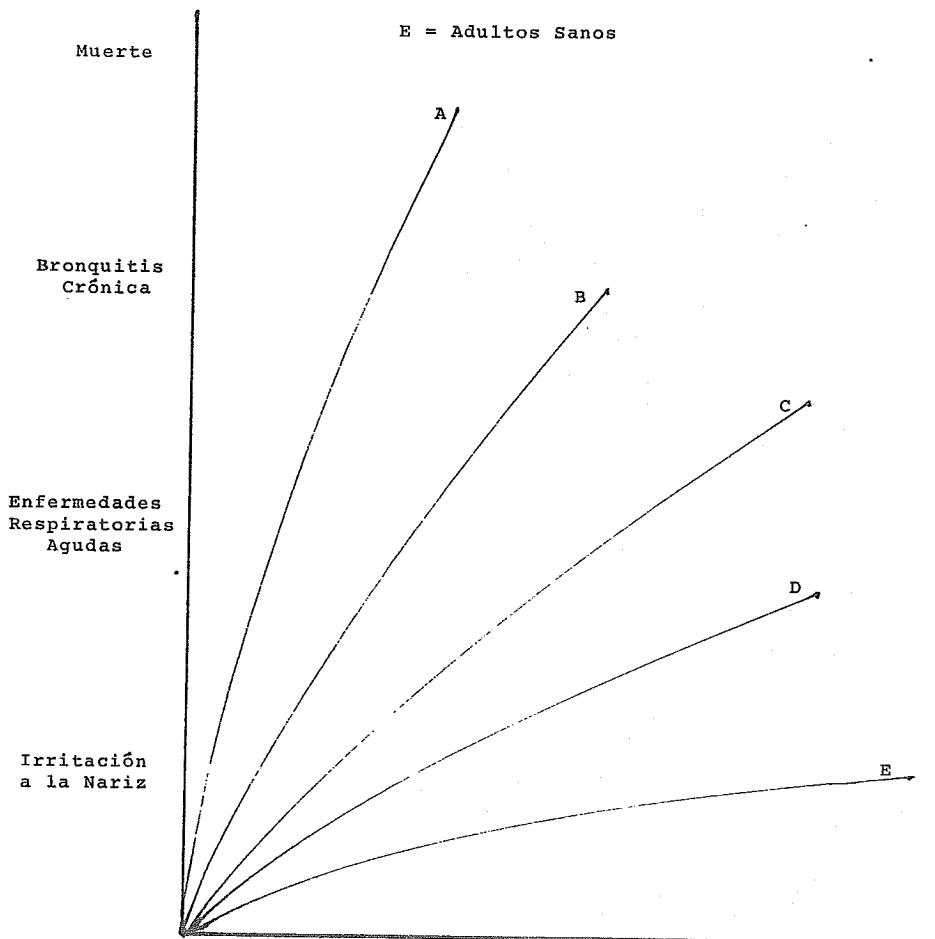


Fig. 2.2

Respuesta de la población a las condiciones ambientales



meses y comprendía habitantes de las dos zonas de mayor contaminación por  $\text{SO}_2$  y partículas en suspensión, así como las dos zonas de mayor contaminación en la zona metropolitana de la ciudad de México.

La muestra elegida comprendía 1,137 niños, 748 ancianos y 573 enfermos con insuficiencia respiratoria, es decir, 1,958 personas con un total de 514,186 días/persona observados.

De esta investigación se concluyó que la zona con mayor concentración conjunta de  $\text{SO}_2$  y partículas, la incidencia de enfermedades respiratorias aumenta de dos a tres veces más que las zonas de contaminación baja, sin que este aumento sea atribuible a diferencia de edades, grado de hacinamiento, hábito tabáquico o nivel socioeconómico.

Es importante el indicar que la presencia de partículas tiene un efecto sinérgico en la acción del dióxido de azufre, ya que, posiblemente actúen como catalizador y la oxidación del dióxido a trióxido de azufre que, con la humedad presente, forma el aerosol de ácido sulfúrico altamente irritante.

### 2.3.2 Efectos en los animales

Los efectos del dióxido de azufre en los animales, ha sido estudiado en laboratorio, sin embargo, los niveles de con-

centración utilizados son altos en comparación con los que aparecen normalmente en la contaminación atmosférica. Así, se ha estudiado la respuesta de diversas especies de animales, como cerdos de Guinea, ratones, saltamontes y cucarachas, a concentraciones de  $\text{SO}_2$  de 10 a 1,000 ppm (aproximadamente 30 a 30,000  $\text{mg}/\text{m}^3$ ); la cuantificación del efecto fue la determinación de la concentración y el tiempo de exposición que provocaban la muerte del 50% de los especímenes, a concentraciones de menos de 25 ppm no se presentó mortalidad después de 45 días de exposición, a 130 ppm se requerían 154 horas para la muerte del 50% de los cerdos de Guinea, pero se requerían 847 horas a 150 ppm para un efecto similar en los ratones. En cambio, a niveles mayores se invertía la resistencia, así, a 10,000 ppm el 50% de los ratones falleció en 4 horas, mientras que los cerdos de Guinea requerían 20 horas. La susceptibilidad de los dos tipos de insectos fue similar a la de los ratones.

Otros experimentos han sido realizados con perros, cerdos, ratas, gatos y conejos, encontrándose en todos los casos un incremento en la resistencia al flujo respiratorio; este efecto era bloqueado por la administración de atropina o por enfriamiento de los nervios vago-simpático-cervicales.

De todos los experimentos realizados con animales, se puede concluir:

- a) El  $\text{SO}_2$  actúa como gas sofocante, irritante en el taca

to respiratorio superior en concentraciones moderadas; en concentraciones altas y exposiciones repetidas, puede afectar el tacto digestivo.

b) A niveles menores de 20 ppm no se han reportado efectos crónicos ni acumulativos, si la exposición es discontinua.

c) La susceptibilidad de las especies varía grandemente. De las especies estudiadas en laboratorio, las ratas parecen ser las más resistentes y los cerdos de Guinea los más susceptibles.

d) La exposición repetida a altas concentraciones (100-500 ppm), disminuye la resistencia a infecciones por diferentes micro-organismos y reduce la cantidad de producir anti-cuerpos. *problemas de*

e) Los animales jóvenes parecen ser más susceptibles que los viejos.

f) Los efectos del  $SO_2$  se incrementan por acción de aerosoles inhalados simultáneamente.

g) La absorción del  $SO_2$  se realiza en su gran mayoría en las mucosas nasales (95-98%), lo cual provee a los organismos de un sistema autoprotectivo del resto del sistema respiratorio.

### 2.3.3 Efectos en los vegetales.

Los efectos del dióxido de azufre en la vegetación, han sido estudiados por un largo período de tiempo y pueden producir dos tipos de daño visible en las zonas: agudo o crónico.

El daño agudo, asociado con altas concentraciones de  $\text{SO}_2$ , en intervalos relativamente cortos, da como resultado inmediato, la formación de áreas opacas de apariencia mojada que, subsecuentemente se secan y toman un color marfil, en ciertas especies finalmente pasan a color café rojizo o café, usualmente una línea definida separa la zona dañada de la zona vecina, aparentemente no dañada.

El daño crónico es asociado en cambio, con concentraciones subletales de  $\text{SO}_2$  por períodos de varios días o semanas y su efecto consiste en el desarrollo de coloración amarilla sintomática de clorosis, o sea en la destrucción del mecanismo de la síntesis clorofílica acompañado de un incremento en la caída de las hojas.

En ambos casos, la respuesta de la vegetación es muy variable, no sólo en especie, sino aún entre individuos de una misma variedad de una especie y se ve afectada por la influencia de la temperatura, humedad relativa, intensidad luminosa, humedad del suelo, fuente de nutrientes y edad de la planta o del tejido expuesto.

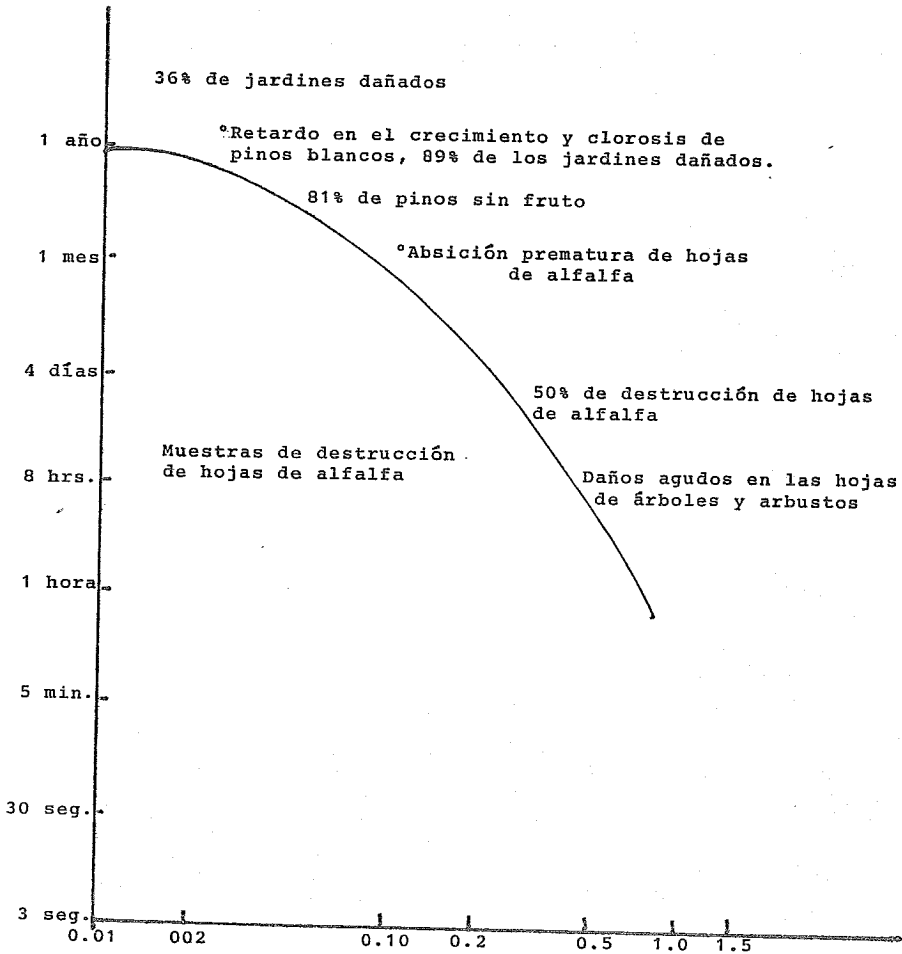


Fig. 2,3

Efectos del  $\text{SO}_2$  en la vegetación.

En el caso del daño agudo, el mecanismo por el que se presenta aparentemente implica la habilidad de las plantas para transformar el  $\text{SO}_2$  absorbido, en  $\text{H}_2\text{SO}_4$  y éste en sulfatos que son depositados en las orillas de las hojas; cuando se presenta un alto nivel de absorción, se acumulan sulfitos que se transforman en ácido sulfuroso que posteriormente ataca el tejido celular. Por otra parte, el daño crónico resulta de una gradual acumulación de sulfatos en el tejido de la hoja, no sólo por absorción de  $\text{SO}_2$  atmosférico, sino también por el  $\text{SO}_2$  absorbido por las raíces.

Los niveles de sensibilidad que se han podido medir, indican que el daño no se presenta a concentraciones menores de 30 ppm, en cambio el daño crónico se presenta a niveles entre 0.1 y 0.3 ppm por períodos que cambian según la especie; niveles del orden de 0.05 ppm no causan daño en las plantas, aún en las más sensitivas, en exposición indefinida.

De igual forma que en el caso de los daños a la salud humana y a los animales, la presencia de otros contaminantes, como el ozono o los óxidos de nitrógeno, incrementan sinérgicamente los daños.

#### 2.3.4 Efectos en los materiales.

Los efectos del dióxido de azufre en los materiales, aunque de menor importancia en el aspecto ecológico, son de gran importancia por su impacto económico y abarcan fundamen

talmente daños en metales, en materiales de construcción, en pinturas, en pieles, en papel y en colorantes.

El daño a los metales ocurre fundamentalmente en forma de corrosión; esta corrosión se produce generalmente por la oxidación del dióxido de azufre a trióxido, con la subsecuente formación de ácido sulfúrico, tanto en la superficie metálica como en la propia atmósfera y es incrementada por la presencia de partículas en el aire, así como por el aumento de temperatura y humedad relativa.

Estudios realizados por varios investigadores han indicado que los aceros de carbón son los menos resistentes a esta corrosión, siguiendo, en orden de mayor resistencia, el zinc, el cobre, el aluminio y los aceros inoxidable.

En el caso de los materiales de construcción, el efecto del  $SO_2$  se presenta sobre todo en aquellos casos en que se usa la piedra caliza ya que, en presencia de humedad, la ataca formando sulfatos solubles; este mismo efecto se presenta en el mármol, siendo de importancia en el caso de obras de arte.

Las pinturas se ven afectadas por el  $SO_2$  en un aumento del tiempo de secado, disminución del brillo y la aspiración de depósitos de sulfato y amonio cuando se tiene amoníaco en la atmósfera.

Los efectos del  $\text{SO}_2$  en otros materiales son muy variados; disminuye la resistencia de la piel llegando a desintegrarla, decolora y vuelve quebradizo y frágil el papel, disminuye la resistencia a la tensión de las fibras artificiales y decolora los tintes y colorantes.

Mención aparte merecen los llamados episodios críticos, en los cuales la simultaneidad de condiciones meteorológicas adversas y la emisión de partículas y  $\text{SO}_2$  principalmente, provocaron un incremento notorio de los daños producidos.



### CAPITULO III: DESARROLLO

#### 3.1 Descripción del problema

Como se mencionó en el capítulo II, la contaminación es un problema potencial, y debido a que es necesario tomar medidas inmediatas para su control, el gobierno mexicano, por medio de la Subsecretaría de Mejoramiento del Ambiente ha realizado diversos estudios con el fin de reglamentar la calidad del aire, y en lo que se refiere a la contaminación proveniente de fuentes que emiten  $SO_x$  y neblinas de ácido sulfúrico, ha publicado un anteproyecto de reglamento de  $SO_x$  (Apéndice II) que tiene como fin controlar estas emisiones en las fuentes existentes y prevenirlas en las futuras.]

Nuestro trabajo consiste en resolver el problema en el que se encuentra una planta en operación productora de  $H_2SO_4$  por el método de contacto, localizada en el Valle de México. El problema anteriormente mencionado radica en que las emisiones de  $SO_2$  que presenta dicha planta, están fuera de lo esti-

pulado en el reglamento del anteproyecto del control de emisiones de  $SO_x$ . (Tabla 3.1)

Nuestro estudio tiene como fin determinar los cambios necesarios a realizar para que las condiciones de la planta pasen a estar dentro de los lineamientos que marca dicho anteproyecto, además llevaremos a cabo un análisis de los principales factores económicos para decidir si es conveniente realizar las modificaciones requeridas, o en su defecto, llegar al cierre de la planta.

Cabe hacer notar que el anteproyecto publicado por la Subsecretaría de Mejoramiento del Ambiente no es de carácter oficial, y que en un futuro se editará una norma que reglamentará oficialmente la calidad del aire; sin embargo, sabemos que no habrá gran diferencia entre los puntos contenidos en ella, sobre todo entre los dos más importantes que son: nivel de emisiones y altura de la chimenea. Además, para los fines que este trabajo persigue consideramos satisfactorio tomar como base este anteproyecto.

### 3.2 Descripción de las alternativas propuestas

Notable es el progreso que se ha alcanzado en los últimos años, en métodos para purificar corrientes de  $SO_2$ . A medida que las exigencias de conservación ambiental y las especificaciones de los usuarios se hacen más rígidas, la depuración cobra más importancia.

Tabla 3.1

Requerido en el ante-proyecto	Condiciones actuales en la planta	Observaciones
<p>1.- Emisiones de SO<sub>2</sub>: No deberá de exceder el valor especificado en la norma mexicana de calidad del aire, que es de 350 Mg/m<sup>3</sup>, promedio máximo en 24 horas y de 80 Mg/m<sup>3</sup> promedio máximo anual.</p>	<p>407 Mg/m<sup>3</sup> promedio máximo en 24 horas</p>	<p>Es necesario disminuir-las.</p>
<p>2.- Emisión máxima permisible - de SO<sub>2</sub>: 0.0167 gSO<sub>2</sub>/seg Kg S/hr</p>	<p>0.0465 gSO<sub>2</sub>/seg Kg S/hr</p>	<p>Es necesario disminuir-las.</p>
<p>3.- Altura efectiva de la chimenea. Será dos veces la altura del edificio más alto en un radio de 50 metros, o en su defecto se calculará de acuerdo al anexo II, cualquiera que sea mayor.</p>	<p>La chimenea tiene una altura de 28.0 metros (Altura sobre el nivel del piso).</p>	<p>Es de esperarse que la altura requerida será calculada por medio del anexo V, ya que el edificio más alto en un radio de 50 metros es de 6.0 metros de altura.</p>
<p>4.- Registro continuo de emisiones de SO<sub>2</sub>, así como una interconexión de paro al rebasar las emisiones máximas permisibles.</p>	<p>No se tiene</p>	<p>Se requerirán \$300,000.00 para la compra e instalación del registrador de emisiones de SO<sub>2</sub>. Esta inversión no será recuperable, ya que no se obtendrá beneficio alguno; además, la interconexión de paro resulta inaceptable, ya que se podría dar el caso de que la planta se pare por la descalibración del instrumento. Este tipo de paro podría prolongarse debido a los</p>

Requerido en el ante-proyecto

Condiciones actuales en la planta

Observaciones

5.- Planta generadora de energía eléctrica.

No se tiene

trámites burocráticos - que tienen que realizarse para nuevo arranque.

Se requeriría de una inversión de \$2,500,000.00. Con esto se evitarían los paros de producción por fallas de energía eléctrica.

6.- Emisiones máximas permisibles.

a) 4.4 Kg H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/Ton prod.

a) 0.2 Kg H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/Ton ácido producido

Los valores se midieron en la planta.

b) 1.9 Kg SO<sub>3</sub>/Ton ácido -- producido

b) 0.15 Kg SO<sub>3</sub>/Ton ácido producido

Los métodos más efectivos para minimizar la emisión de  $\text{SO}_2$  de las plantas de ácido sulfúrico incluyen el uso de uno o varios sistemas de doble absorción/doble contacto, eliminadores de niebla de alta eficiencia, torres de lavado, y medios absorbentes de  $\text{SO}_2$  para los gases de chimenea.

Dentro de los procesos que se han desarrollado para la disminución de las emisiones de  $\text{SO}_2$  provenientes de las plantas de ácido sulfúrico, se analizarán aquellos que tienen interés desde el punto de vista industrial, por el hecho de incrementar la producción o por obtener un subproducto económicamente atractivo.

### 3.2.1 Doble absorción

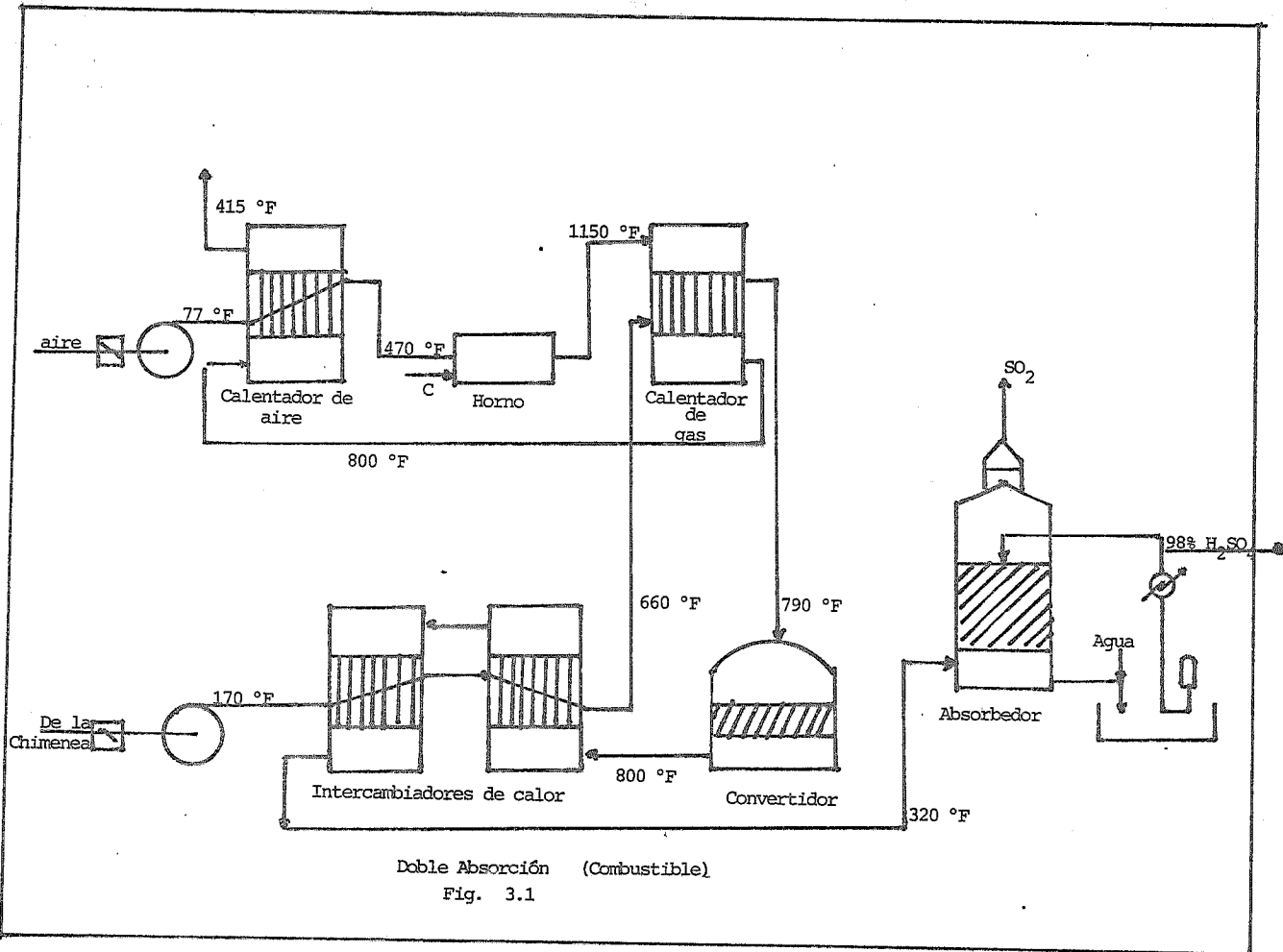
Este proceso ha sido desarrollado sobre la base de acondicionar el gas de chimenea de una planta existente. Este gas es posteriormente tratado para proveer una suficiente conversión adicional para reducir la emisión de  $\text{SO}_2$  en un contenido menor de 500 ppm. Estas unidades pudieran ser localizadas cerca, pero no necesariamente junto a las plantas existentes. El tiempo de paro requerido para una planta existente es normalmente de dos días, para hacer las conexiones requeridas en la chimenea y en el sistema de ácido. Las alternativas que se presentan para el acondicionamiento del gas de chimenea con el objeto de procesarlo por el sistema de doble absorción son descritas a continuación:

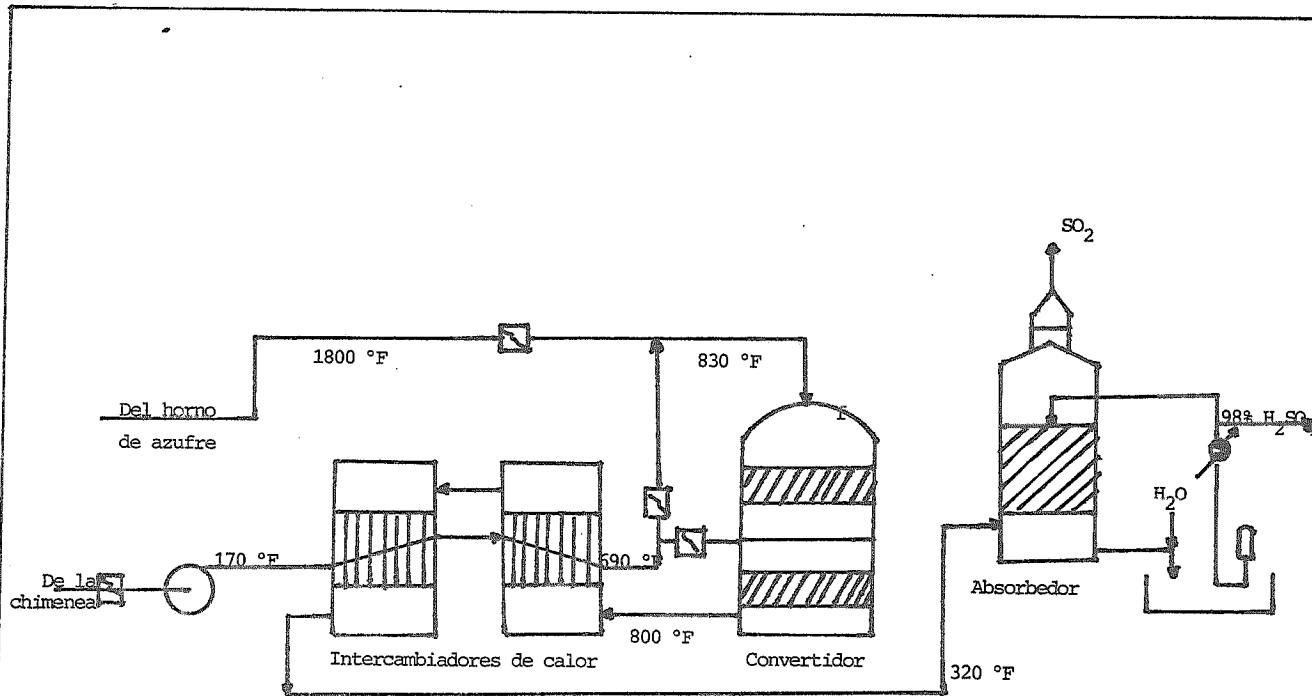
### 3.2.1.1 Doble absorción (Combustible)

El gas de chimenea de la planta es conducido a un soplador, el cual suministrará la presión necesaria al gas, para pasar a través del equipo adicional. El gas es calentado preliminarmente a una temperatura de 660 °F es llevado a cabo por medio de un quemador de combustible. El gas pasa posteriormente a través de un convertidor de una sola etapa, después del cual es enfriado al pasar por el precalentador del gas de entrada. El  $\text{SO}_3$  es absorbido del gas en el absorbedor y el gas es venteado a la atmósfera a través de un eliminador de niebla, el cual atrapa la niebla de ácido. Un calentador de aire es incluido en el sistema de quemado de combustible, para minimizar el consumo de combustible. En la fig. 3.1 se muestra el diagrama del proceso de doble absorción (combustible).

### 3.2.1.2 Doble absorción (By-pass caliente)

Para el proceso de by-pass caliente el calor adicional es suministrado por la extracción de un flujo pequeño de  $\text{SO}_2$  caliente, proveniente del quemador de azufre en la planta existente. Este esquema puede, por supuesto, sólo ser usado por una planta con quemado de azufre. Aún cuando este flujo de  $\text{SO}_2$  caliente es sólo una pequeña parte del flujo del gas principal, esto incrementa el  $\text{SO}_2$  del gas de chimenea que es reducido abajo de 250 ppm/v antes de ser descargado a la atmósfera. La solución resultante es térmicamente regenerada para recuperar una porción de  $\text{SO}_2$ , la cual es recirculada a la torre de





Doble Absorción (By - pass caliente)

Fig. 3.2



secado de la planta de ácido sulfúrico. La suspensión resultante, rica en sulfito de sodio, es redisuelta por el condensado del condensador y posteriormente regresada al absorbedor. Una porción del sulfito de sodio se oxida a sulfato y es eliminada como una corriente de purga, junto con una pequeña cantidad de trisulfato de sodio, el cual se forma en el proceso. El diagrama del proceso antes mencionado, es el de la fig. 3.2. ]

### 3.2.1.3 Doble absorción (Absorción en amoníaco)

En este proceso los gases de chimenea de la planta de ácido sulfúrico son lavados por una solución circulante de sulfito-bisulfito de amonio. El gas de chimenea, el cual ha sido reducido abajo de 250 ppm/v de  $\text{SO}_2$ , es descargado a la atmósfera a través de un colector de partículas de alta eficiencia, eliminando las partículas extremadamente delgadas de sulfito-bisulfito de amonio, que se forman en este proceso. El amoníaco es adicionado a las soluciones circulantes en el absorbedor.

La solución de sulfito-bisulfito de amonio del fondo del agotador es recirculada, adicionándole  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . La solución de sulfato de amonio resultante es agotada con aire, para eliminar el  $\text{SO}_2$  disuelto. El  $\text{SO}_2$  emitido junto con el aire de agotamiento, se regresa a la torre de secado de la planta de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . La solución de sulfato de amonio resultante, de una concentración aproximada de 40% puede usarse en un proceso de fosfato diámonico o procesada en una operación separada de cristalización.

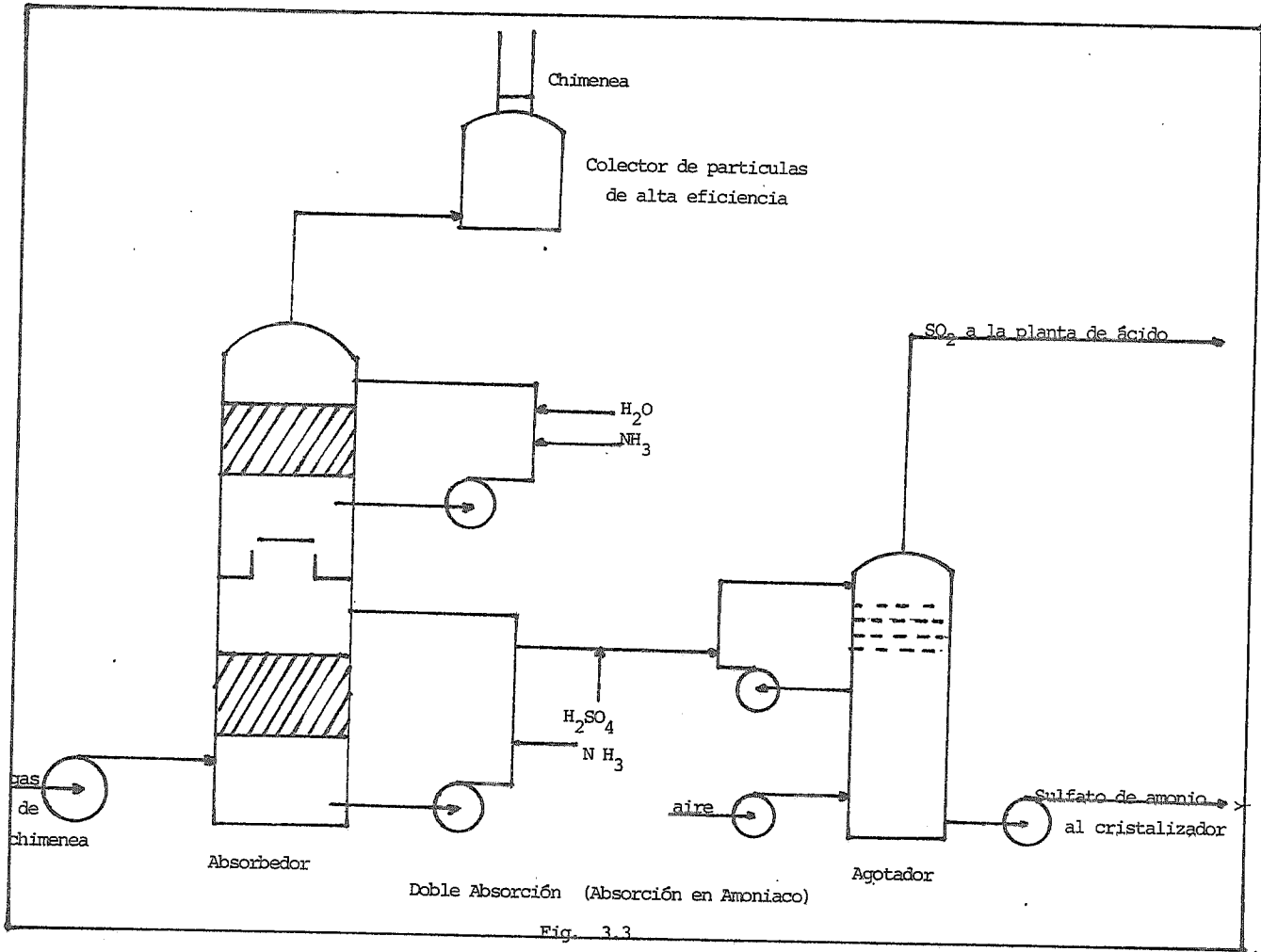


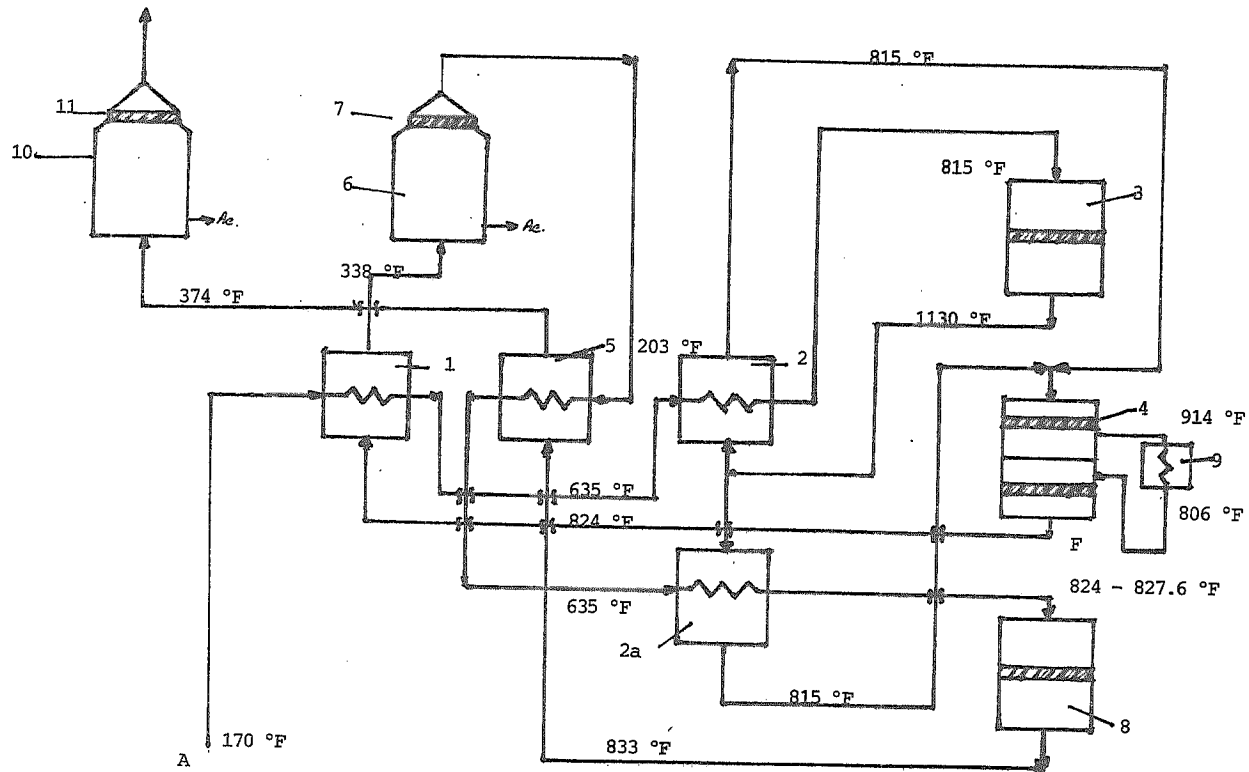
Fig. 3.3

En la fig. 3.3 está el diagrama de este proceso de desulfurización.

### 3.2.2 Descripción del proceso de Doble Catálisis/Doble Absorción

La figura 3.4 nos muestra el diagrama de proceso simplificado, en el cual se nos indica que el  $\text{SO}_2$  entra en el punto (A) y pasa a través de dos cambiadores de calor (1 y 2) antes de pasar a la primera cama del convertidor (3). El gas, después de pasar a través de la primera cama, sale del convertidor (3), dividiéndose el flujo de gases en dos corrientes que se interconectan a los cambiadores de calor (2 y 2a). El gas enfriado es posteriormente unido y regresado a las camas catalíticas del convertidor (4).

Hay que hacer notar que la temperatura de los gases a la salida del convertidor (3) es muy elevada, permitiendo utilizar aproximadamente la mitad de su contenido energético en el precalentamiento de los gases que entran a los cambiadores de calor (2 y 2a). Dos o más camas pueden ser utilizadas en el convertidor (4) para oxidar el  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  a condiciones óptimas. La eficiencia máxima teórica de conversión es obtenida a condiciones relativamente bajas de temperatura; de la misma forma, la temperatura de descarga del convertidor (4) es mantenida a  $440^\circ\text{C}$ . El gas que sale del convertidor (4), va hacia la primera torre de absorción (6), después de haber sido enfriado en el cambiador de calor (1). El cambiador de calor (1) es también usado para precalentar el gas que fluye a la primera cama



Doble catálisis / doble absorción

Fig. 3.4

del convertidor. El gas residual que sale de la primera torre de absorción (6), es conducido a través de un eliminador de niebla colocado en la parte alta de la torre y posteriormente a través del cambiador de calor (5) y del cambiador de calor (2a) es calentado antes de entrar al convertidor. El gas que sale del convertidor (8) es enfriado en el cambiador de calor (5) antes de pasar a través de la torre de absorción final (10) y posteriormente se envía a la atmósfera vía eliminador de niebla (11) colocado en lo alto de la 2a. torre. Después, los gases de retorno de la primera torre de absorción (6) son precalentados en dos cambiadores de calor (5 y 2a), la temperatura de entrada en la última cama catalítica del convertidor (8) puede ser igual, mayor o menor que la temperatura de salida del convertidor (4).

En este proceso de DCDA la temperatura del gas que entra a la cama catalítica final no depende completamente de la temperatura del gas de salida del convertidor (4). Por lo que, los mayores problemas en la temperatura de operación en la cama catalítica final se reducen considerablemente. También durante los arranques, las fuentes independientes de calor, provenientes del cambiador (2a), permite el precalentamiento de la cama catalítica final para arranque, así como para la segunda cama catalítica.

Otra característica de este proceso sobre otros procesos de doble contacto, es que el gas que regresa al convertidor de la primera torre de absorción, es precalentado en cambiadores

de calor a niveles de temperatura muy altos; por lo tanto, reduce tamaños y costos de transmisión de calor.

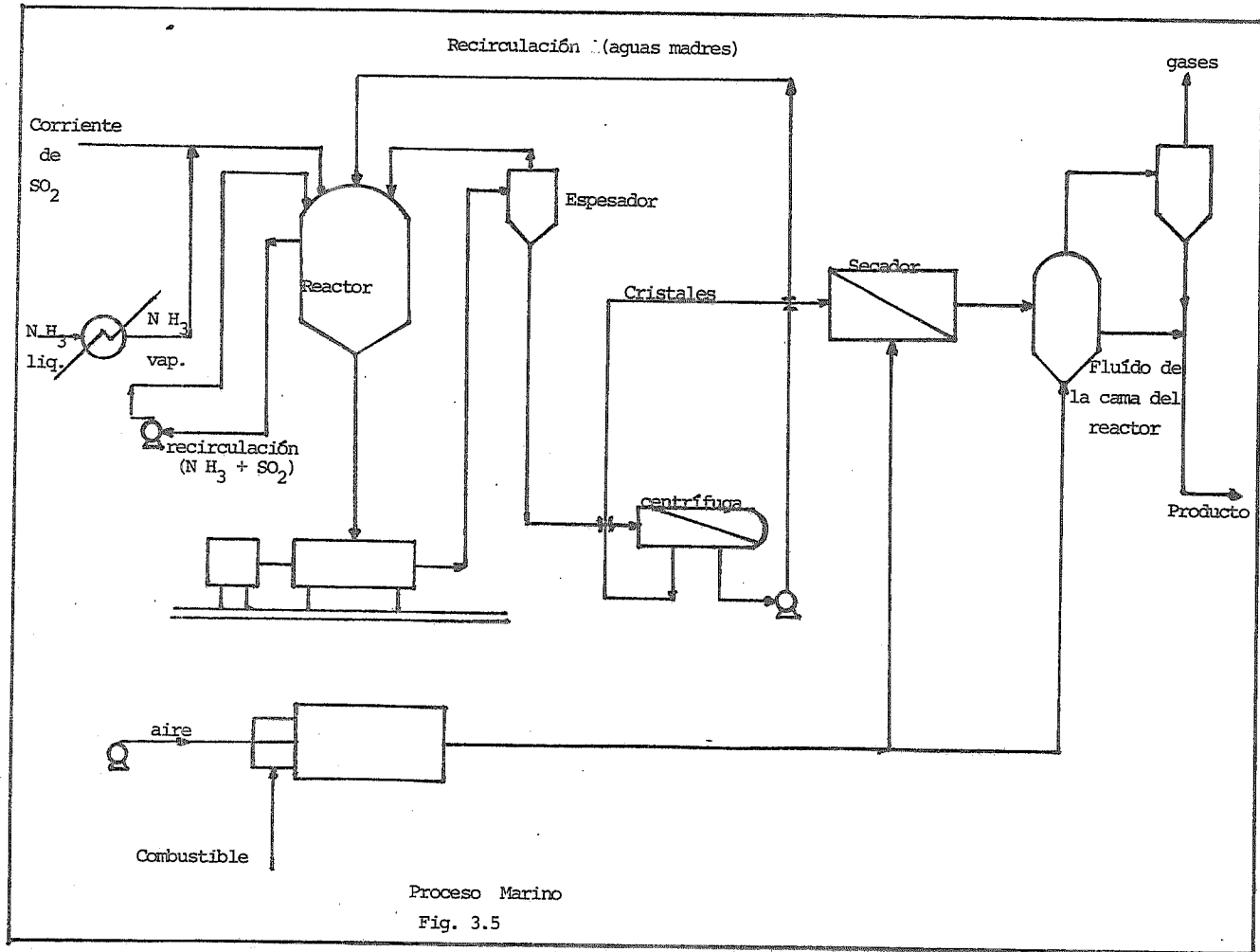
Este proceso tiene una eficiencia de conversión de 99.9%, y niveles de emisión de  $\text{SO}_2$  del orden de 100 ppm/v. Una de las principales ventajas del proceso (DCDA) es que en las plantas con procesos de simple contacto/simple absorción, pueden ser fácilmente modificadas por la adición de cambiadores de calor, una nueva torre de absorción final. La adición de los nuevos equipos, en muchos casos, aumenta la capacidad de producción de la planta en aproximadamente 25 a 30%, debido al mejor aprovechamiento del gas que alimenta la planta.

### 3.2.3 Proceso Marino

Este proceso es completamente simple. La principal innovación que posee este proceso es el llevar a cabo la reacción directa entre el  $\text{SO}_2$  y el flujo de amoniaco vaporizado, produciendo sulfito de amonio, el cual es posteriormente oxidado a sulfato de amonio.

El  $\text{SO}_2$  y el amoniaco que no reaccionan en el reactor y que salen por la parte superior, son recuperados en una columna lavadora y recirculados al reactor.

Los cristales de sulfito de amonio son continuamente removidos del reactor y alimentados a una centrífuga, la cual los separa del licor madre, recirculando este licor al cristizador.



Los cristales de sulfito de amonio limpios y secos son pasados a un reactor de techo fluidizado, donde son oxidados a sulfato de amonio. La conversión total en este proceso es del orden de 98.5 a 99%.

Una de las principales ventajas de este nuevo proceso es la neutralización directa de la reacción, seguida por una rápida oxidación.

El proceso marino no requiere oxidación en el estado gaseoso, no requiere catalizador y las necesidades de equipo son mínimas. Es importante hacer notar que en el proceso marino pueden cambiar las concentraciones de  $\text{SO}_2$  sin variar sensiblemente las condiciones de operación.

El diagrama de proceso simplificado del proceso marino se muestra en la fig. 3.5.

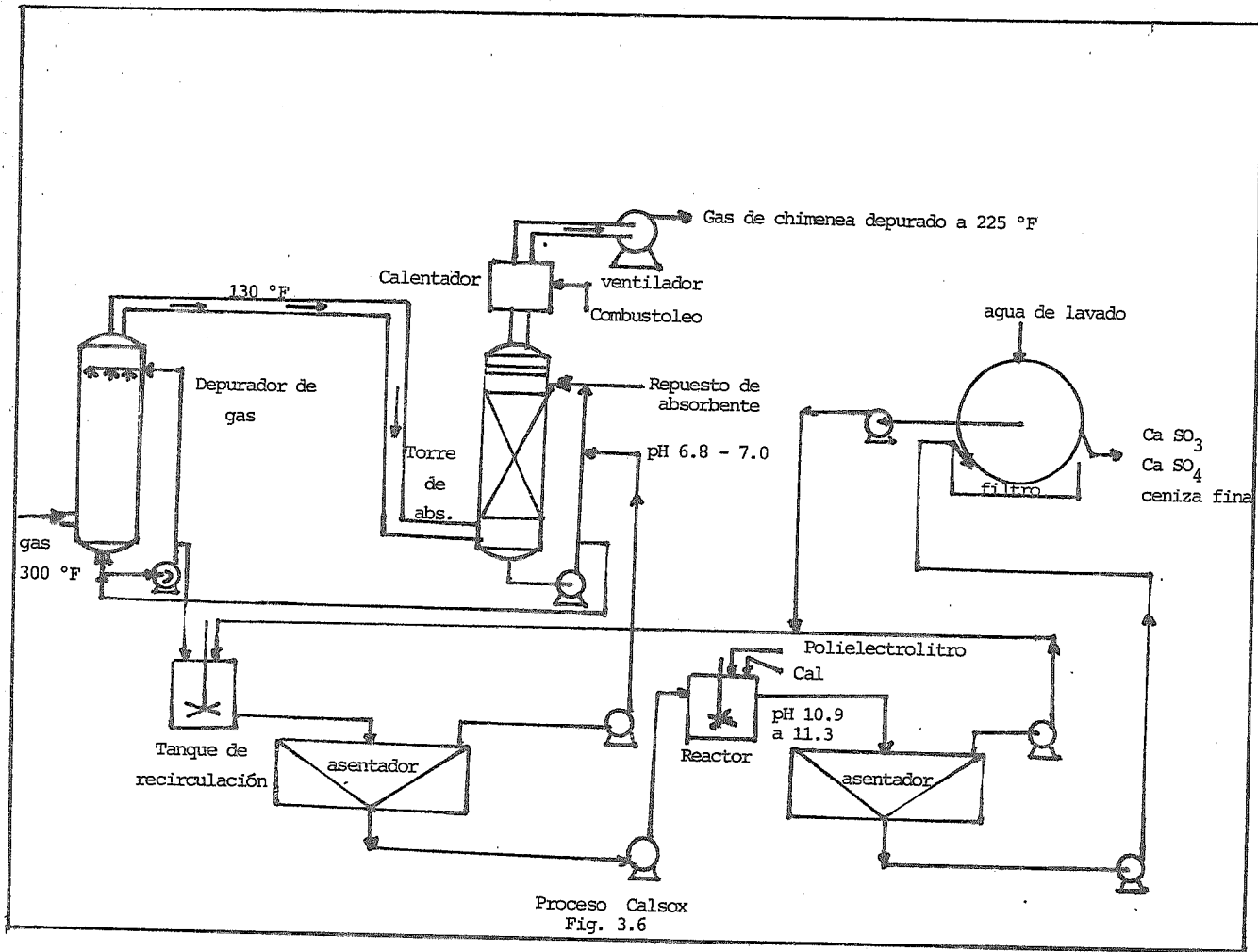


#### 3.2.4 Proceso Calsox

El Calsox es un proceso desarrollado por Monsanto Enviro-Chem Systems Inc., que convierte los contaminantes en una mezcla de sulfito de calcio y ceniza fina que se puede aprovechar para rellenar terrenos.

La clave del éxito del proceso Calsox es un líquido orgánico desarrollado por la Monsanto, apto para absorber los óxidos de azufre de los gases de chimenea.





Para recuperar el material absorbido se usa cal, reactivo que con los óxidos de azufre produce sulfito y sulfato de calcio.

Esos dos productos químicos, insolubles, se filtran y se descartan. El absorbente se regenera y se recircula. El sistema Calsox puede reducir el nivel de emisión de  $\text{SO}_2$  a 50 ppm, si la corriente del gas es enfriada a 130 °F o menos.

El proceso Calsox se muestra en forma esquemática en la siguiente figura: El gas de la chimenea entra a 300 °F. El depurador de gas usa un absorbente regenerado para quitar cualquier partícula y para enfriar el gas de la chimenea en forma adiabática a la temperatura de saturación. La cantidad de agua usada para lavar los subproductos que se obtienen a la salida del filtro, no debe ser mayor a el agua evaporada en el enfriamiento adiabático de el gas de chimenea. El gas de la chimenea debe de enfriarse hasta 130 °F en el depurador de gas. Cualquier cantidad de  $\text{SO}_3$  en el gas de la chimenea debe de ser removida en este punto y desechada del sistema como  $\text{CaSO}_4$ . Esto evita un pH bajo y problemas de corrosión.

El gas de la chimenea entra a la torre de absorción, donde se pone en contacto con una solución acuosa circulante de absorbente con un  $\text{pH}=7.0$ . Como la solución quita el  $\text{SO}_2$  del gas de la chimenea, el pH disminuye. La solución se considera gastada y es retirada para usarse dentro de el depurador de gases y de ahí se manda al proceso de regeneración.

La regeneración se lleva a cabo en dos pasos. El primer paso incrementa el pH a 9.5 en el tanque de recirculación, por la adición de absorbente regenerado limpio que viene de el segundo paso de regeneración. Algo de sulfito de calcio precipita en este punto.

Se retorna el absorbente a la torre de absorción, tanto como sea necesario para mantener el control de pH. El absorbente que queda y los residuos son enviados al reactor. El segundo paso de regeneración, quita el azufre que quedaba. Esto se hace por la adición de suficiente cantidad de cal en el reactor para llevar el pH entre 10.9 a 11.3. Se adiciona un polielectrolito para flocular los sólidos y mejorar el asentamiento de partículas. Los productos de esta reacción son quitados en forma de  $\text{CaSO}_3$  y  $\text{CaSO}_4$ , acompañados con ceniza ligera. El absorbente regenerado limpio se envía en la cantidad necesaria al tanque de recirculación para el control del pH. Los residuos (lodos) que contienen un 20% de sólidos son enviados a un filtro para favorecer el lavado y minimizar las pérdidas del absorbente. El filtrado y el agua de lavado son re-mandados a el tanque de recirculación.

El gas limpio es recalentado después de salir de la torre de absorción para evitar o minimizar los problemas de la pluma de vapor. Se sugiere que se caliente a 225 °F con gas natural o con combustóleo. Los requerimientos de energía para este incremento de calor son de 130 M BTU/hr por cada 1000 SCFM. El control del pH es la clave para una absorción efectiva. La si

guiente figura muestra el efecto del pH de un líquido depurador para quitar el  $\text{SO}_2$  de los gases de chimenea.

El absorbente es totalmente regenerado y vuelto a usarse. La cal usada es esencialmente la cantidad estequiométrica requerida para reaccionar con el  $\text{SO}_2$  absorbidos.

### 3.2.5 Lavador de gases

Un número de sistemas de scrubbers de  $\text{SO}_2$  son normalmente usados para controlar las emisiones de  $\text{SO}_2$ . Estos consisten de un sistema de templado, para enfriar y humidificar el gas final de la torre de absorción, seguido por un scrubber húmedo en el cual algunas clases de soluciones alcalinas son circuladas para remover el  $\text{SO}_2$ .

El control del vaho puede ser importante antes o después de estos scrubbers. El vaho o niebla del ácido es llevado a la columna desde el final de la torre de absorción, resultando un incremento en el costo de el material del scrubber y, si las partículas son submicrónicas, y se llevan a través del sistema de scrubber se crea un problema de polución del aire.

Una formación adicional de vaho pueden ocurrir dentro de los propios scrubbers. El vaho formado únicamente asociado con cualquier scrubber húmedo puede ser usualmente controlado con un mecanismo de alta velocidad como mish-pads. De cualquier manera, el uso de un agente volátil lavador tal como un

un sistema de amoniaco puede dar como resultado un pulverizado (spray) submicrónico.

Esta formación del aerosol resulta de la reacción del amoniaco y del  $\text{SO}_2$  en la fase vapor.

Aunque es posible minimizar la formación del aerosol con un control cuidadoso de un sistema de scrubber, la mayoría de los sistemas de scrubber con amoniaco requieren de un buen control del vaho como un paso final. Porque de los pequeños tamaños de estas partículas, un eliminador de vaho de baja velocidad se ha usado generalmente.

Mientras el diseño y operación del scrubber dependan de algo, representa una carga típica y una distribución de tamaño de partículas para la emisión de un scrubber de amoniaco. Dentro del diseño de los eliminadores de vaho para este servicio, debe recordarse que las cargas actuales del líquido son considerablemente mayores que las cargas de los sólidos secos. El material actual que se colecta es típicamente una solución acuosa de estos sólidos. Dentro de estas cargas de líquidos puede haber rangos arriba de  $8.825 \text{ miligramos/m}^3$ . En algunas circunstancias donde es insuficiente el líquido remanente, se deben adicionar sprays de irrigación al sistema eliminador de vahos para asegurarse de que cualquier material sólido recolectado se disuelva y se lave dentro de la unidad.

El material normal de construcción para este servicio es

el vidrio reforzado de poliéster. Inicialmente algunos eliminadores de vaho diseñados para este servicio fueron fabricados de acero inoxidable 316. Mientras este material parece ideal para este servicio, problemas inesperados de corrosión se encontraron en algunas instalaciones.

Recientemente se encontró que los problemas se deben a pequeñas cantidades de cloruros presentes en el sistema.

### 3.2.6 El Proyecto Cat-Ox

La oxidación catalítica, método desarrollado por Monsanto Enviro-Chem Systems Inc., para remover  $\text{SO}_2$  de gases de chimenea, ha pasado de la planta piloto, y la primera instalación comercial fue programada para ponerse en operación en junio de 1972. El proyecto está financiado conjuntamente por la Oficina de Programas de Aire de la EPA Federal y la Illinois Power Company. Este artículo describe por qué la Illinois Power Company eligió el Cat-Ox como el mejor método para controlar las emisiones de  $\text{SO}_2$  y también describe el sistema de operación de el proyecto Cat-Ox.

En la actualidad no se dispone de un método comprobado para remover el  $\text{SO}_2$  de los gases de la chimenea aunque varias instalaciones del tipo scrubber han sido instaladas por utilidad y el sistema Cat-Ox descrito aquí, está siendo instalado en una demostración de la Illinois Power Company. Es generalmente aceptado que un sistema de demostración no puede ser ca-

lificado como un sistema probado hasta que éste ha sido operado a 100 Mw o en una estación de potencia mayor, sin ninguna dificultad. Esto es una posibilidad, por lo que, el sistema Cat-Ox que ahora está siendo instalado en una demostración puede tener éxito y puede ser instalado para uso general.

El sistema Cat-Ox está siendo instalado por Monsanto Enviro-Chem Systems Inc. en la estación Nood River de la Illinois Power Company. La unidad tiene una capacidad nominal de 100 Mw. La unidad quemará aproximadamente 27500 tons.de carbón por año lo cual tiene un contenido de azufre de 3.1%. Basándose en esto, el sistema Cat-Ox producirá alrededor de 19000 ton/año de equivalente a Ac. Sulf. al 100%.

Hay dos tipos de sistemas Cat-Ox, que son similares en su operación. La diferencia esencial, es el ciclo de calentamiento. El sistema Cat-Ox que recibe el gas a 850°F es el sistema integrado; y el sistema Cat-Ox re-heat recibe el gas a 310°F. ]

### 3.2.5.1. El Proceso Cat-Ox-Re-heat.

La operación de el sistema Cat-Ox consiste basicamente de las seis fases siguientes:

- 1.- Colección de cenizas
- 2.- Conversión de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$
- 3.- Calor recuperado

- 4.- Traslado de Ac. Sulf.
- 5.- Eliminación de la niebla del ácido
- 6.- Almacenamiento del ácido

Estos pasos básicos se muestran diagramáticamente en la figura 32 y se describen a continuación:

- 1.- Colección de cenizas

La existencia de un colector mecánico que quedará en Servicio en la Unidad 4 para quitar la mayoría de las cenizas que están volando de los gases de la chimenea. Un nuevo precipitador electrostático con una eficiencia de diseño de 99.6% ha sido instalado para trabajar en serie con el colector mecánico para quitar esencialmente todas las partículas materiales de los gases de la chimenea. Saliendo del precipitador electrostático, el gas de la chimenea ya limpio, se calienta y pasa dentro del convertidor del sistema Cat-Ox o, durante el arranque o en una operación no usual, puede ser by paseado directamente a la chimenea. Las cenizas colectadas por los precipitadores se transportan neumáticamente a el aire de cenizas.

En el integrado el gas debe de entrar al colector de cenizas a una temperatura de 950°F para que al salir de él, tenga la temperatura necesaria, para poder llevar a cabo la reacción en el convertidor catalítico.

La temperatura del gas disminuye aproximadamente 50°F al pasar a través del colector de cenizas. Esta caída de temperatura es causada por pérdidas de calor del sistema y por la



introducción de aire atmosférico para purgar el aistante del precipitador electostático.

Se encuentran algunos problemas de operación con el precipitador electostático durante el calentamiento. Estos problemas de baja eficiencia en la recolección, son resultado del disparador eléctrico de las unidades. Este problema no es una sorpresa, debido a la variación de la resistividad del gas. Lo anterior no se considera como un problema mayor.

### 3.2.6.2. Conversión de $\text{SO}_2$ a $\text{SO}_3$

La temperatura del gas de la chimenea saliendo del precipitador electrostático es  $310^\circ\text{F}$  y debe de ser calentado hasta  $850^\circ\text{F}$  para permitir una conversión del 90% de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$ . Esto se hace por dos recalentadores-quemadores usando gas o combustible del núm. 2 y por recuperación del calor sensible del gas tratado de la chimenea.

Estos recalentadores-quemadores son diseñados para mantener la temperatura de conversión a  $850^\circ\text{F}$ , sin tener en cuenta la carga calentada.

Entonces el gas recalentado entra al convertidor donde el catalizador Cat-Ox A<sup>(R)</sup> (Catalizador de  $\text{V}_2\text{O}_5$ ) reacciona con el  $\text{SO}_2$  para formar  $\text{SO}_3$ . El convertidor está diseñado para que la cama del catalizador pueda ser vaciada a un sistema transportador, para llevarse a un proceso de limpieza, después del cual

el catalizador limpio es transportado de regreso al convertidor. Cerca del 2.5% de la masa del catalizador se pierde durante cada proceso de limpieza. Se necesitan alrededor de 48 hrs. para cada limpieza del catalizador.

Las cenizas son el principal enemigo de una buena operación de conversión. Cuando el convertidor inicia su operación, tiene una caída de presión de 1"W.C., después de un período de operación de dos meses, tiene una caída de presión de 3"W.C. Durante este tiempo no se afecta la eficiencia de conversión; pero después es necesario que se haga una limpieza del catalizador.

El catalizador no debe de ser removido de las camas del convertidor a temperaturas de conversión. Las cenizas y los pedacitos quebrados del catalizador son removidos por medio de una cribadora.

### 3.2.6.3. Calor recuperado.

El gas de la chimenea tratado, ahora contiene  $\text{SO}_3$ , pasa a un intercambiador de calor del tipo Ljungstrom donde se enfría cerca de los  $400^\circ\text{F}$ , el calor sensible es recuperado para calentar el gas de la chimenea sin tratar, que va entrando.

Como resultado del calor recuperado en este intercambiador, la necesidad total del combustible usado es para adicionar  $150^\circ\text{F}$  de calor sensible en el proceso Cat-Ox. La temperatura del gas se mantiene arriba del punto de rocío. La pérdida

normal en un intercambiador para regenerar calor, de este tipo, deja que cerca del 5% de el combustible se by pass a la unidad, por eso se reduce la eficiencia total de  $\text{SO}_2$  quitado a aproximadamente el 85%.

En el Integrado el gas que ahora es relativamente rico en  $\text{SO}_3$ , es enfriado arriba del punto de rocío en un sistema de dos pasos. El primer paso es un economizador de alto nivel, el cual es usado para calentar agua de alimentación. El segundo paso es un precalentador de aire Ljungstrom, en el cual el aire atmosférico es calentado para favorecer la reducción de la temperatura de el gas.

#### [ 3.2.6.4 Traslado del ácido sulfúrico

El gas de la chimenea es enfriado en una torre de absorción de cama-empacada en conjunto con un intercambiador de calor externo. Durante el enfriamiento, el  $\text{H}_2\text{O}$  y el  $\text{SO}_3$  se combinan para formar ácido sulfúrico, el cual después es condensado. La torre lleva una corriente fría de ácido sulfúrico que se pone en contacto directo con el gas de la chimenea. El gas de salida sale de la sección empacada más o menos a  $250^\circ\text{F}$ , por lo que el ácido caliente se está removiendo constantemente de el fondo de la torre y enfriándose en un intercambiador externo.

## 3.2.6.5 Eliminación del vaho del ácido

Una gran cantidad de partículas de ácido sulfúrico se transforman en niebla cuando el gas se está enfriando en la torre de absorción.

Estas partículas de vaho en el gas de la chimenea son re movidas por algunas gotitas del ácido que circula de la torre al sistema eliminador de vaho marca BRINK. La sección empacada de la torre de absorción y el eliminador están contenidos dentro de un recipiente. El gas de la chimenea sale del eliminador para entrar al tiro de la chimenea conteniendo aproximadamente 25 ppm de  $\text{SO}_3$ , lo cual es una cantidad menor que la que normalmente se emite del proceso de combustión.

El gas, una vez que ha pasado a través del eliminador de niebla Brink <sup>(R)</sup>, contiene 1.0 miligramos de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ /SCF 100%. Esto significa que el gas de la chimenea contiene menos de 10 ppm de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  100% como niebla. La presión de vapor del ácido sulfúrico a 225°F contribuye con otros 11 ppm de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  100%, por lo que se tiene un total de aproximadamente 200 ppm en la salida de gas de la chimenea.

TABLA 3.2

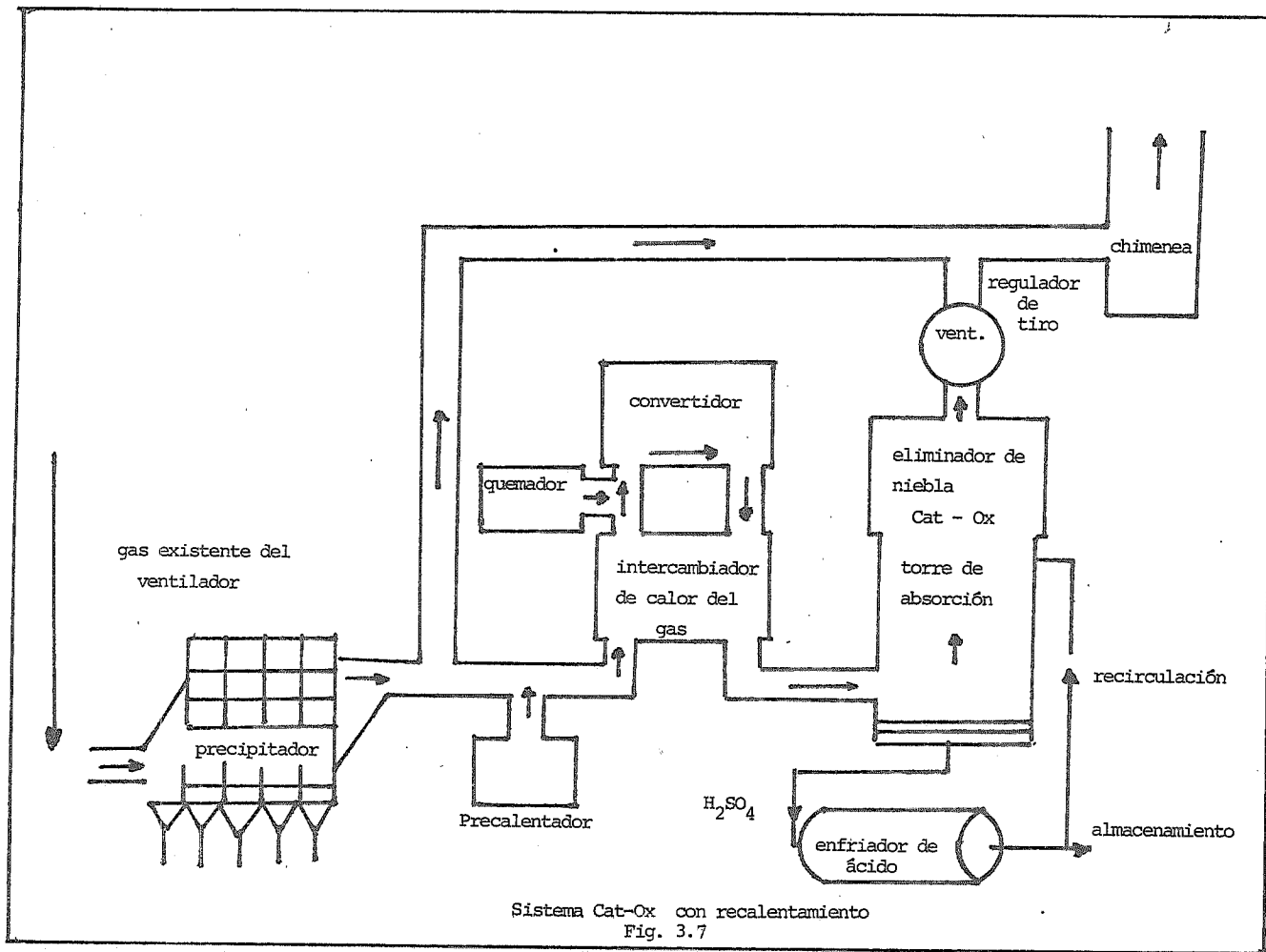
La Tabla siguiente nos muestra la caída de presión en un sistema Cat-Ox Integrado.

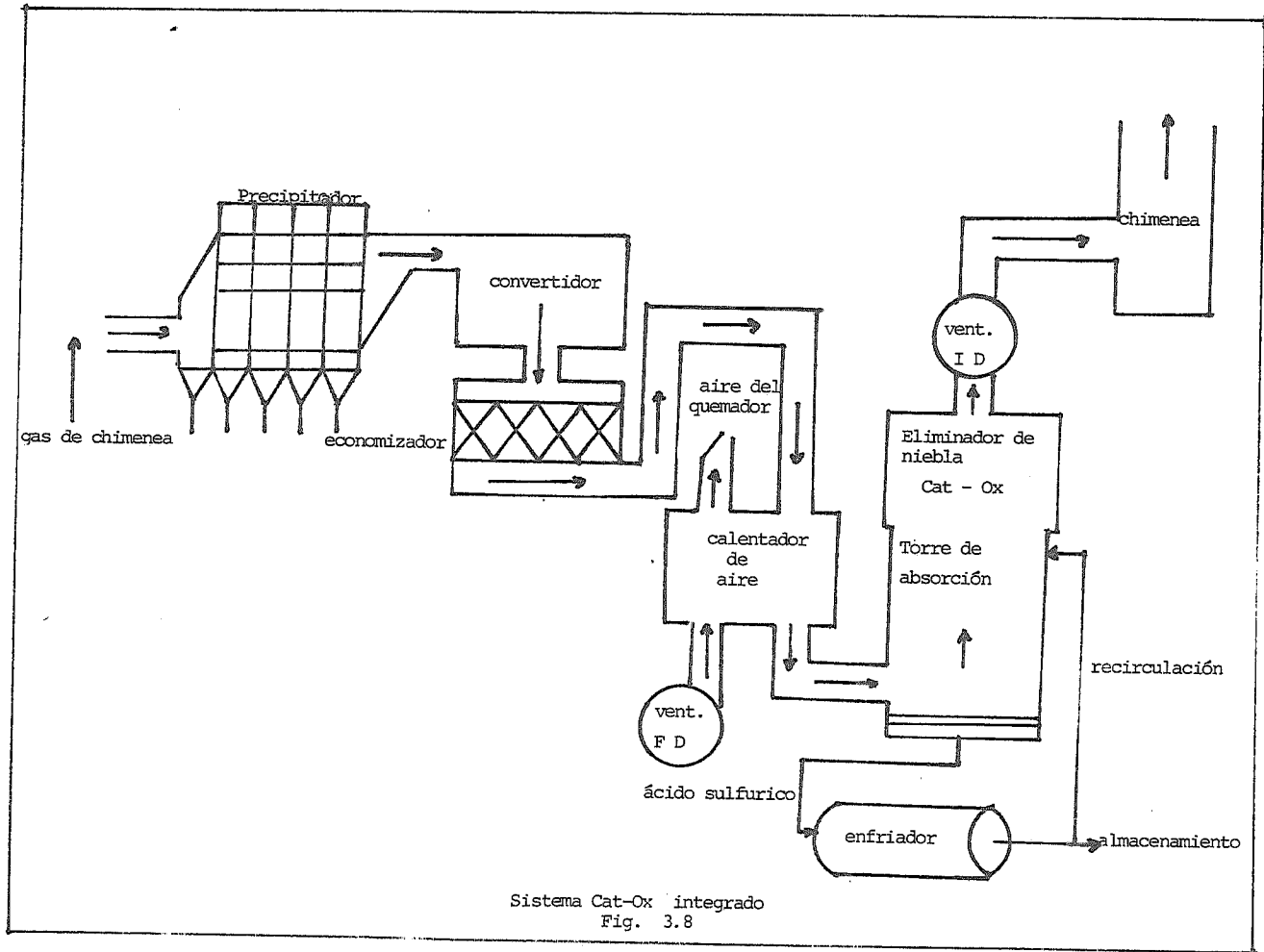
EQUIPO	LIMPIO	SUCIO
Precipitador	3.5" W.C.	3.5" W.C.
Convertidor	0.5	3.0
Economizador de alto nivel	4.0	4.0
Precalentador de aire	5.0	5.0
Torre de absorción	5.0	5.0
Eliminador de niebla Brink <sup>(R)</sup>	13.0	18.0
Pérdidas en los ductos	3.0	3.0
Control	7.5	0.0
Pérdidas totales en el sistema	41.5" W.C.	41.5" W.C.

TABLA 3.3

Factores aproximados a considerar en las Unidades Cat-Ox

	Requerimientos para 1000 SCFM de Gas	
	<u>Integrado</u>	<u>Recalentado</u>
Sistema Cat-Ox - Area (ft <sup>2</sup> )	60	45
Almacenamiento de Acido (60 días) - Area (ft <sup>2</sup> )	50	50
Caída de presión - pulgadas de agua	42	50
Requerimientos de potencia - KVA	18	16
Combustible de recalentamiento - M BTU/hr	--	0.2
Agua de enfriamiento (20°) -- GPM	12	30
Producción de Acido (Ac. Sulfúrico Base 100%, asumiendo 2500 ppm en el gas) TPD	0.3	0.3
Mantenimiento Vida de la planta	3-5% de el capital/año, dependiendo del tamaño de la planta 30 años	







### 3.3 Estudio técnico-económico de las alternativas

A continuación se presenta el estudio técnico-económico de las alternativas seleccionadas. La selección de dichas alternativas se hizo en base a la sencillez que éstas presentan en comparación de las demás, ya que todas ellas nos permiten estar dentro de los límites marcados por el anteproyecto (a excepción del lavador de gases), y sin embargo las no consideradas representan mayor complejidad y, en algunos casos, sub-productos que implican un mayor problema por su manejo e inroducción en el mercado.

El estudio técnico-económico consiste en realizar el balance de materia y energía, el cual nos permitirá determinar las variables necesarias para evaluar el tamaño de los equipos y por ende sus costos. Una vez obtenidos dichos costos se aplicará el criterio de la tabla 3.4 para evaluar el monto total de la inversión de cada alternativa.

TABLA 3.4

Variación típica en % del capital de inversión  
para nuevas plantas o facilidades a  
las existentes

COMPONENTE	RANGO %	MEDIA %
<u>Costos directos</u>		
- Costo del equipo	20-40	32.5
- Instalación de equipo	7.3-17.0	12.5
- Instrumentación y control (instalado)	2.5-7.0	4.3
- Instalación eléctrica	2.9-9.0	5.8
- Acondicionamiento del terreno	1.5-5.0	3.2
- Servicios auxiliares	8.1-35.0	18.3
- Tubería	3.5-15.0	9.3
<u>Costos indirectos</u>		
- Ingeniería y supervisión	4.0-21.0	13.0
- Gasto de construcción	4.8-22.0	14.5
- Honorarios de contratistas	1.5-5.0	3.0
- Contingencias	6.0-18.0	15.0

## 3.3.1 Doble absorción (combustible)

65.33 Kg/hr SO<sub>2</sub>  
 9526.31 Kg/hr Aire  
 0.406 Kg/hr SO<sub>3</sub> Soplador

Soplador

$$C = 0.05 \frac{\text{lb}}{\text{H}^3}$$

$$V = K \sqrt{\Delta P}$$

$$K = 910 \text{ (cte. del tubo pitot)}$$

$$\Delta P = 0.23 \text{ lb/ft}^2$$

$$V = 2034 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$Q = V A$$

$$A = 0.785 A^2$$

$$A = 0.785 (1.64 \text{ ft})^2 = 1.29 \text{ ft}^2$$

$$Q = (2034 \text{ ft}^3/\text{min}) (1.29 \text{ ft}^2) = 2618 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$Q = 1540 \text{ m}^3/\text{hr}$$

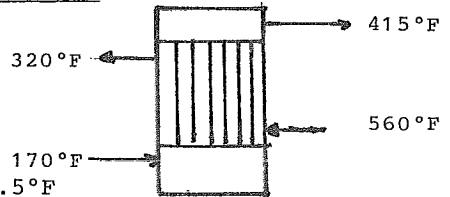
Intercambiadores de calor

1er. Intercambiador

$$Q = W \overline{CP} \Delta T$$

$$U_D = 25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{Fft}^2$$

$$\text{LMTD} = \frac{(560-415) - (320-170)}{\ln \frac{145}{150}} = 147.5^\circ\text{F}$$



$$\overline{CP} = (0.25) (9.99315) + (0.162) (0.00681) + (0.178) (0.00004)$$

$$\overline{CP} = 0.249 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q = (21102.5 \text{ lb/hr}) (415-170)^\circ\text{F} (0.249 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})$$

$$Q = 1287358 \text{ BTU/hr}$$

$$A = \frac{1287358 \text{ BTU/hr}}{(147.5^\circ\text{F})(25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2)} = 349.1 \text{ ft}^2$$

2° Intercambiador

$$UD = 25 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2$$

$$LMTD = \frac{(800-600) - (560-415)}{\ln \frac{140}{145}} = 142.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

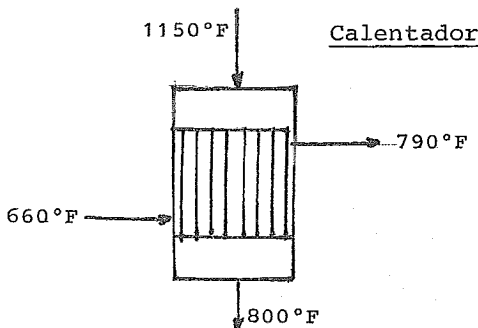
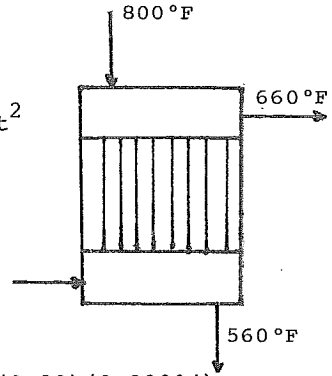
$$\overline{CP} = (0.26)(0.99315) + (0.178)(0.00681) - (0.20)(0.00004)$$

$$\overline{CP} = 0.259 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q = (21102.516 \text{ lb/hr})(660-415)^\circ\text{F}(0.259 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})$$

$$Q = 1,339059.1 \text{ BTU/hr}$$

$$A = \frac{1339059.1 \text{ BTU/hr}}{(142.5^\circ\text{F})(25 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F ft}^2)} = 375.9 \text{ ft}^2$$



$$UD = 30 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$$

$$LMTD = \frac{(1150-790) - (800-660)}{\ln \frac{360}{140}} = 232.9^\circ\text{F}$$

$$\overline{CP} = 0.259 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q = (21102.516/\text{hr})(790-660)^\circ\text{F}(0.259 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})$$

$$Q = 710521.2 \text{ BTU/hr}$$

$$A = \frac{710521.2 \text{ BTU/hr}}{(30 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2)(232.9^\circ\text{F})} = 101.7 \text{ ft}^2$$

Gasto de aire

$$C_{p \text{ aire}} \left| \begin{array}{l} 975^\circ\text{F} \\ \end{array} \right. = 0.27 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$W = \frac{710521.2 \text{ BTU/hr}}{(0.27 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(1150-800)^\circ\text{F}} = 7518.7 \text{ lb/hr}$$

Calentador de aire

$$Q = (7518.7 \text{ lb/hr})(470-77)^\circ\text{F}(0.25 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})$$

$$Q = 738712.3 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(800-470)-(415-77)}{\ln \frac{330}{338}} = 334^\circ\text{F}$$

$$UD = 25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$$

$$A = \frac{738712.3 \text{ BTU/hr}}{\left(25 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}^\circ\text{Fft}^2}\right)(334^\circ\text{F})} = 88.5 \text{ ft}^2$$

Soplador de aire

$$\rho_{\text{aire}} \left| \begin{array}{l} 77^\circ\text{C} \\ \end{array} \right. = \frac{29 \cdot 11.3 \cdot 492}{359 \cdot 14.7 \cdot 630.6} = 0.0484 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Gasto en volumen de aire

$$\frac{7518.7 \text{ lb/hr}}{0.0484 \text{ lb/ft}^3} = 155345 \text{ ft}^3/\text{hr} = 2589 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Horno

$$\frac{Q}{A} = 0.173 \left( \frac{1150}{100} \right)^4 - \left( \frac{470}{100} \right)^4 = 2941.4 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2}$$

$$A = 8 \text{ ft} \times 12 \text{ ft} = 96 \text{ ft}^2$$

$$Q = 2941.4 \times 96 = 282374.4 \text{ BTU/hr}$$

$$QT = 1611680.5 \text{ BTU/hr}$$

Convertidor

90% Conversión                      58.8 Kg SO<sub>2</sub>

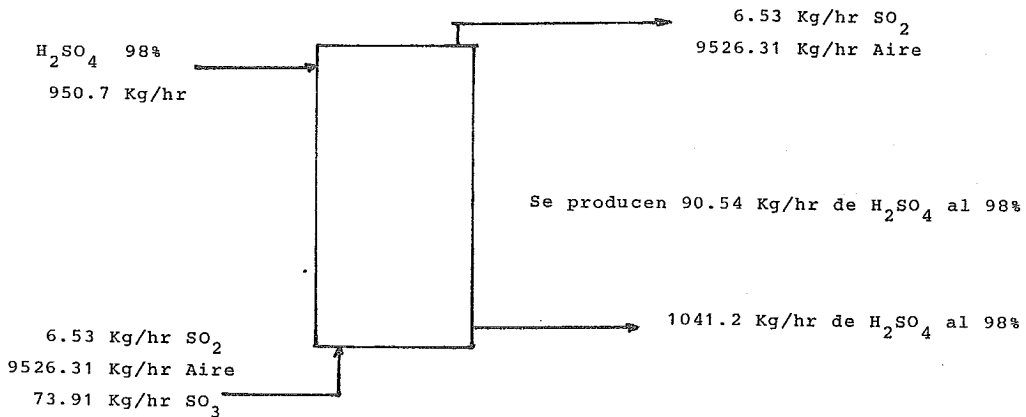
Entran 65.33 Kg/hr de SO<sub>2</sub>                      Salen 6.53 Kg/hr de SO<sub>2</sub>

         9526.31 Kg/hr de aire                      9511.61 Kg/hr de aire

         0.406 Kg/hr de SO<sub>3</sub>                      73.91 Kg/hr de SO<sub>3</sub>

Emisión de SO<sub>2</sub> =  $\frac{0.00194 \text{ g SO}_2/\text{seg}}{\text{Kg S/hr}}$

Torre de absorción



C.W.

$$Q = (2091.5 \text{ lb/hr}) (0.36 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (221-159.8) = 46080 \text{ BTU/hr}$$

$$UD = 75 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$$

$$\text{LMTD} = \frac{(221-115) - (159.8-77)}{\ln = \frac{106}{82.8}} = 93.9^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{46080 \text{ BTU/hr}}{(75 \text{ BTU/hr ft}^2 (93.9^\circ\text{F}))} = 6.6 \text{ ft}^2$$

Cálculo del diámetro de la torre de absorción

$$D = 16.28 \left( \frac{W}{O_L} \right)^{0.5} \left( \frac{P_L}{P_G} \right)^{0.25}$$

D = Diámetro de la torre FT

W = Flujo (Lb/hr)

L = Velocidad de flujo superficial (Lb/HR FT<sup>2</sup>)

P<sub>L</sub> = Densidad del líquido

P<sub>G</sub> = Densidad del gas

A<sub>V</sub> = Superficie específica de empaque  $\frac{FT^2}{FT^3}$

E = % de vacíos

M<sub>L</sub> = viscosidad líquido

O = Características del empaque y líquido definido en la siguiente ecuación

$$\log_{10} O = 32.5496 - 4.1298 \log_{10} \left[ \frac{L^2 A_V M_L^{0.2}}{P_L^2 E^3} \right] \quad 0.5$$

Datos

W = 21102.5 lb/hr

L = 300.00 lb/hr ft<sup>2</sup>

P<sub>L</sub> = 112.78 lb/ft<sup>3</sup>

P<sub>G</sub> = 0.039 lb/ft<sup>3</sup>

A<sub>V</sub> = 58 ft<sup>2</sup>/ft<sup>3</sup>

E = 73%

M<sub>L</sub> = 6 CP

$$\begin{aligned} \log_{10} O &= 32.5496 - 4.1288 \log_{10} \left[ \frac{L^2 A Y / M_L^{0.2}}{P_L^2 E^3} \right]^{0.5} \\ &= 32.5496 - 4.1288 \log_{10} \left[ \frac{(300)^2 (58)^{0.2}}{(112.78)^2 (0.73)^3} \right]^{0.5} \\ O &= 35547.132 \end{aligned}$$

$$D = 16.28 \left[ \frac{21102.5}{35547.132 (300)} \right]^{0.5} = \frac{112.79}{0.039}^{0.25} = 5.4 \text{ ft}$$

$$\therefore D = 6 \text{ ft}$$



## COSTO DEL EQUIPO

Equipo	Variables	Costo
1.- Soplador	$Q = 26180 \text{ ft}^3/\text{min}$	\$ 67400.00
2.- 1er. intercambiador	$A = 349.1 \text{ ft}^2$	169131.00
3.- 2o. intercambiador	$A = 375.9 \text{ ft}^2$	178486.00
4.- Calentador	$A = 101.7 \text{ ft}^2$	59495.00
5.- Calentador aire	$A = 88.5 \text{ ft}^2$	55529.00
6.- Soplador (aire)	$Q = 2589 \text{ ft}^3/\text{min}$	67400.00
7.- Horno	$Q = 1611680.5 \text{ BTU/hr}$	1172080.00
8.- Convertidor	Por cotización	6854000.00
9.- Torre absorción	$D = 6 \text{ ft}; h = 18 \text{ ft}$	4600000.00
10.- C.W.	$A = 6.6 \text{ ft}^2$	29748.00
T o t a l		<u>\$ 13253269.00</u>

## INVERSION

Concepto	Costos
Equipo	\$ 13253269.00
Instalación de equipo	692026.00
Instrumentación y control	238057.00
Tubería	514868.00
Instalación eléctrica	321100.00
Improvistos	177159.00
Servicios auxiliares	1013126.00
<u>Costos indirectos</u>	
Ingeniería y supervisión	719707.00
Gastos de construcción	802750.00
Honorarios de contratistas	166086.00
Contingencias	830432.00
T o t a l	\$ 18728580.00
Planta energía eléctrica (cotización directa)	2500000.00
I n v e r s i ó n	\$ <u>21228580.00</u>

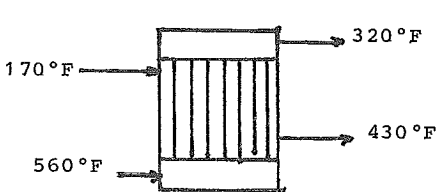
## 3.3.2 Doble absorción (by pass caliente)

Compresor

Igual que el del proceso anterior.

$$Q = 2618 \text{ ft}^3/\text{min}$$

1er. intercambiador:



$$H = 25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$$

$$\text{LMTD} = \frac{(560-430) - (320-170)}{\ln \frac{130}{150}} = 139.8^\circ\text{F}$$

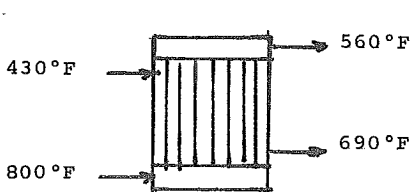
$$\overline{CP} = 0.249 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q = (21102.516/\text{hr}) (430-170^\circ\text{F}) (0.249 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})$$

$$Q = 1366 \ 176 \text{ BTU/hr}$$

$$A = \frac{1 \ 366 \ 176 \text{ BTU/hr}}{(139.8^\circ\text{F}) (25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2)} = 390.9 \text{ ft}^2$$

2o. intercambiador:



$$\overline{CP} = 0.259 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(800-690) - (560-430)}{\ln \frac{110}{130}} = 119.7^\circ\text{F}$$

$$Q = (21102.5 \ 16/\text{hr}) (690-430)^\circ\text{F} (0.259 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})$$

$$Q = 1421042 \text{ BTU/hr}$$

$$A = \frac{1421042 \text{ BTU/hr}}{(119.7^\circ\text{F}) (25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2)} = 474.9 \text{ ft}^2$$

$$(W \text{ lb/hr}) (0.266 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (1800-830)^\circ\text{F} = (21102.5 \text{ lb/hr}) (0.259 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (830-690)^\circ\text{F}$$

$W = 2965.6 \text{ lb/hr}$  (Corriente de  $\text{SO}_2$  que viene del Horno de Azufre)

### Convertidor

Entran al convertidor:

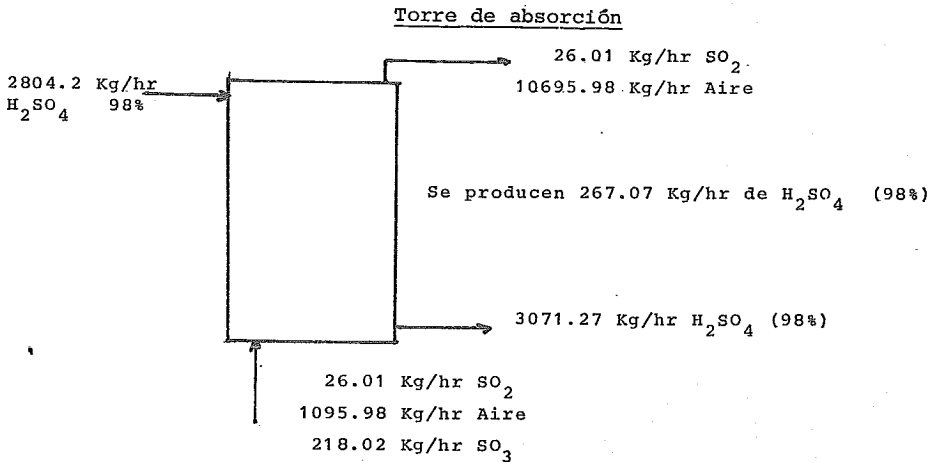
200.1 Kg/hr de  $\text{SO}_2$   
 10739.5 Kg/hr de aire  
 0.406 Kg/hr de  $\text{SO}_3$

Se convierte el 87% del  $\text{SO}_2$

Salen:

26.01 Kg/hr de  $\text{SO}_2$   
 10695.98 Kg/hr de aire  
 218.02 Kg/hr de  $\text{SO}_3$

$$\text{Emisión de } \text{SO}_2 = 0.00774 \frac{\text{gSO}_2/\text{seg}}{\text{Kg S/hr}}$$



C.W.

$$Q = (6169.24 \text{ lb/hr}) (0.36 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (221-159.8)^\circ\text{F} = \\ 135920.7 \text{ BTU/hr}$$

$$U = 75 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = 93.9^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{135920.7 \text{ BTU/hr}}{(75 \text{ BTU/hr ft}^2) (93.9^\circ\text{F})} = 19.3 \text{ ft}^2$$

## COSTO DEL EQUIPO

Equipo	Variable	Costo
1.- Soplador	$Q = 2618 \text{ ft}^3/\text{min}$	\$ 67400.00
2.- 1er. intercambiador	$A = 390.9 \text{ ft}^2$	208234.00
3.- 2o. intercambiador	$A = 474.9 \text{ ft}^2$	237982.00
4.- Convertidor	Por cotización	6854000.00
5.- Torre absorción	$A = 6 \text{ ft}$ $h = 18 \text{ ft}$	4600000.00
6.- C.W.	$A = 19.3 \text{ ft}^2$	45613.00
T o t a l		<u>\$ 12013229.00</u>

## INVERSION

---

Concepto	Costos
Equipo	\$ 12013229.00
Instalación de equipo	215088.00
Instrumentación y control	73990.00
Tubería	160025.00
Instalación eléctrica	99800.00
Improvistos	55063.00
Servicios auxiliares	314889.00
<u>Costos indirectos</u>	
Ingeniería y supervisión	223691.00
Gastos de construcción	249502.00
Honorarios de contratistas	51621.00
Contingencias	258106.00
T o t a l	\$ 13715004.00
Planta energía eléctrica	2500000.00
I n v e r s i ó n	<u>\$ 16215004.00</u>

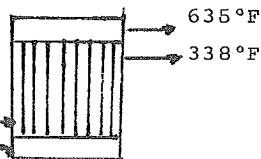
---

## 3.3.3 Doble catálisis - doble absorción

1er. intercambiador:

170°F

824°F



$$\overline{CP} = (0.252)(0.99315) + (0.173)(0.0062)$$

$$\overline{CP} = 0.251 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q = (21102.5 \text{ lb/hr})(0.251 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(635-170)^\circ\text{F}$$

$$Q = 2462978.2 \text{ BTU/hr}$$

$$U = 25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$$

$$\text{LMTD} = \frac{(824-635) - (338-170)}{\ln \frac{189}{168}} = 552.5 \text{ ft}^2$$

2o. intercambiador:

$$\overline{CP} = (0.26)(0.99315) + (0.194)(0.0068)$$

$$\overline{CP} = 0.259 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

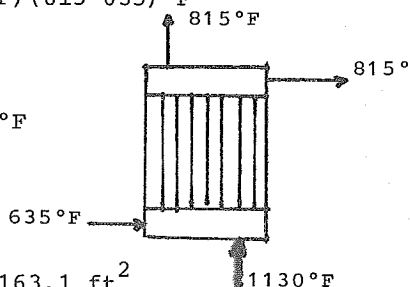
$$Q = (21102.5 \text{ lb/hr})(0.259 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(815-635)^\circ\text{F}$$

$$Q = 983798.5 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(1130-815) - (815-635)}{\ln \frac{315}{180}} = 241.2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$U = 25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$$

$$A = \frac{983798.5 \text{ BTU/hr}}{(25 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F ft}^2)(241.2^\circ\text{F})} = 163.1 \text{ ft}^2$$



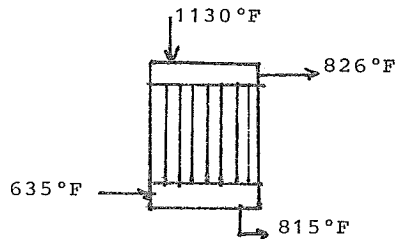
1er. convertidor:

65% Conversión

Entran: 65.33 Kg/hr SO<sub>2</sub>  
 9526.32 Kg/hr aire  
 0.406 Kg/hr SO<sub>3</sub>

Salen: 22.87 Kg/hr SO<sub>2</sub>  
 9515.69 Kg/hr aire  
 53.48 Kg/hr SO<sub>3</sub>





3er. intercambiador:

$$W_{2a} = W_c - W_2$$

$$\overline{CP} = (0.992)(0.262) + (0.0024)(0.195) + (0.0056)(0.213)$$

$$\overline{CP} = 0.2615 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F}$$

$$W_2 = \frac{983798.5 \text{ BTU/hr}}{(0.2615 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F})(1130-815)^\circ\text{F}} = 11943.3 \text{ lb/hr}$$

$$W_{2a} = 21102.5 - 11943.3 = 9159.2 \text{ lb/hr}$$

$$Q = (9159.2 \text{ lb/hr})(0.2615 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(1130-815)^\circ\text{F}$$

$$Q = 754466.2 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(1130-826) - (815-635)}{\ln \frac{304}{162}} = 225.6^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{754466.2 \text{ BTU/hr}}{(25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2)(225.6^\circ\text{F})} = 133.8 \text{ ft}^2$$

2o. convertidor:

#### 98.5 Conversión

Entran:	22.87 Kg/hr SO <sub>2</sub>	Salen:	0.98 Kg/hr SO <sub>2</sub>
	9515.69 Kg/hr aire		9510.22 Kg/hr aire
	53.48 Kg/hr SO <sub>3</sub>		80.84 Kg/hr SO <sub>3</sub>

4o. intercambiador:

$$Q = (21102.5 \text{ lb/hr})(914-806)^\circ\text{F}(0.259 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})$$

$$Q = 590279.1 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(914-615) - (806-550)}{\ln \frac{299}{256}} = 276.9^\circ\text{F}$$

$$U = 75 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F ft}^2$$

$$A = \frac{590279.1 \text{ BTU/hr}}{(75 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F ft}^2)(276.9^\circ\text{F})} = 28.4 \text{ ft}^2$$

1a. torre de absorción (se absorbe 95%  $\text{SO}_3$ )

Entran: 0.98 Kg/hr  $\text{SO}_2$   
 9510.22 Kg/hr aire  
 80.84 Kg/hr  $\text{SO}_3$   
 17.22 Kg/hr  $\text{H}_2\text{O}$

Salen: 0.98 Kg/hr  $\text{SO}_2$   
 (gases) 9510.22 Kg/hr aire  
 4.04 Kg/hr  $\text{SO}_3$

Líquido 94.08 Kg/hr  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (98%)

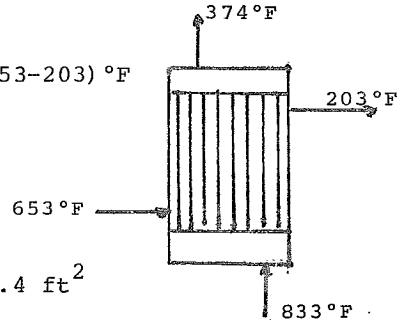
5o. intercambiador (5)

$$Q = (17452 \text{ lb/hr}) (0.255 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (653-203) ^\circ\text{F}$$

$$Q = 2002617 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(833-653) - (374-203)}{\ln \frac{180}{171}} = 175.5^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{2002617 \text{ BTU/hr}}{(25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2) (175.5^\circ\text{F})} = 456.4 \text{ ft}^2$$



3er. convertidor

99.9% Conversión

Entran: 0.98 Kg/hr  $\text{SO}_2$   
 9510.22 Kg/hr aire  
 4.04 Kg/hr  $\text{SO}_3$

Salen: 0.065 Kg/hr  $\text{SO}_2$   
 9509.99 Kg/hr aire  
 5.18 Kg/hr  $\text{SO}_3$

$$\text{Emisión } \text{SO}_2 = 0.000019 \frac{\text{g } \text{SO}_2/\text{seg}}{\text{Kg S/hr}}$$

2a. Torre de absorción

Entran: 0.065 Kg/hr  $\text{SO}_2$   
 9509.99 Kg/hr aire  
 5.18 Kg/hr  $\text{SO}_3$   
 1.16 Kg/hr  $\text{H}_2\text{O}$

Salen: 0.065 Kg/hr  $\text{SO}_2$   
 9509.99 Kg/hr aire  
 6.34 Kg/hr  $\text{H}_2\text{SO}_4$   
 (98%)

## COSTO DEL EQUIPO

Equipo	Variable	Costo
1.- 1er. intercambiador	$A = 552.5 \text{ ft}^2$	\$ 297478.00
2.- 2o. intercambiador	$A = 163.1 \text{ ft}^2$	89243.00
3.- 1er. convertidor	Por cotización	3600000.00
4.- 3er. intercambiador	$A = 133.8 \text{ ft}^2$	69411.00
5.- 2o. convertidor	Por cotización	3300000.00
6.- 4o. intercambiador	$A = 28.4 \text{ ft}^2$	55530.00
7.- 1a. torre absorción	$D = 5 \text{ ft} \quad h = 15 \text{ ft}$	3312000.00
8.- 5o. intercambiador	$A = 456.4 \text{ ft}^2$	237982.00
9.- 3er. convertidor	Por cotización	2500000.00
10.- 2a. torre absorción	$D = 4 \text{ ft} \quad h = 12 \text{ ft}$	2162000.00
T o t a l		<u>\$ 15623644.00</u>

## INVERSION

Concepto	Costos
Equipo	\$ 15623644.00
Instalación de equipo	288325.00
Instrumentación y control	99183.00
Tubería	214513.00
Instalación eléctrica	133782.00
Improvistos	73811.00
Servicios auxiliares	422107.00
<u>Costos indirectos:</u>	
Ingeniería y supervisión	299857.00
Gastos de construcción	334456.00
Honorarios de contratistas	69198.00
Contingencias	345990.00
T o t a l	\$ 17904866.00
Costo planta energía eléctrica	2500000.00
I n v e r s i ó n	<u>\$ 20404866.00</u>

## 3.3.4 Cat-Ox

Del Precipitador sale a 310°F los gases

1er. intercambiador:

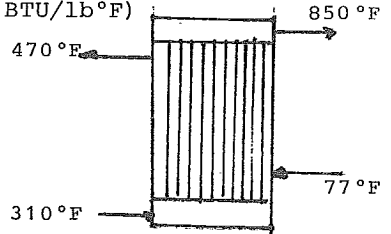
$$Q = (21202.5 \text{ lb/hr}) (850-310) ^\circ\text{F} (0.258 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})$$

$$Q = 2,940000.3 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(850-470) - (310-77)}{\ln \frac{380}{233}} = 300.5^\circ\text{F}$$

$$U = 25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$$

$$A = \frac{2940000.3 \text{ BTU/hr}}{(300.5^\circ\text{F}) (25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2)} = 391.3 \text{ ft}^2$$



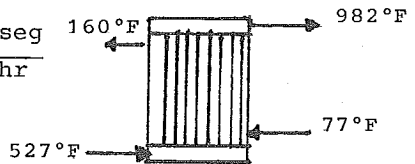
Convertidor:

90% Conversión

Entran: 65.33 Kg/hr SO<sub>2</sub>  
9526.31 Kg/hr aire  
0.406 Kg/hr SO<sub>3</sub>

Salen: 6.53 Kg/hr SO<sub>2</sub>  
9511.61 Kg/hr aire  
73.90 Kg/hr SO<sub>3</sub>

$$\text{Emisión SO}_2 = 0.00194 \frac{\text{gSO}_2/\text{seg}}{\text{Kg S/hr}}$$



Economizador:

$$Q = (21102.5 \text{ lb/hr}) (0.26 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (982-527) ^\circ\text{F}$$

$$Q = 2496425.7 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(982-160) - (527-77)}{\ln \frac{822}{450}} = 53.9 \text{ ft}^2$$

Calentador de aire:

$$Q = (21102.5 \text{ lb/hr}) (0.255 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (527-437) ^\circ\text{F}$$

$$Q = 484302.4 \text{ BTU/hr}$$

$$LMTD = \frac{(527-280) - (437-77)}{\ln \frac{247}{360}} = 300^\circ\text{F}$$

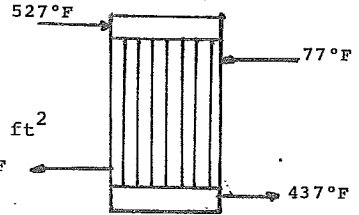
$$A = \frac{484302.4 \text{ BTU/hr}}{(300^\circ\text{F})(25 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2)} = 64.6 \text{ ft}^2$$

Ventilador:

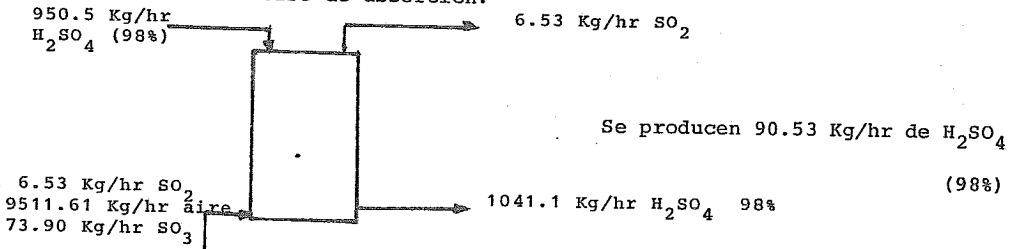
$$\text{Gasto aire} = \frac{484302.4 \text{ BTU/hr}}{(280-77)^\circ\text{F}(0.258 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})} = 9247 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Aire} = \frac{29 \cdot 11.3 \cdot 492}{359 \cdot 14.7 \cdot 537} = 0.0569 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{(9247 \text{ lb/hr})}{0.0569 \text{ lb/ft}^3} = 162513.2 \text{ ft}^3/\text{hr} = 2708.5 \text{ ft}^3/\text{min}$$



Torre de absorción:



Ventilador:

$$\text{Aire} = \frac{29 \cdot 11.3 \cdot 492}{359 \cdot 14.7 \cdot 710} = 0.043 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{SO}_2 = \frac{64 \cdot 11.3 \cdot 492}{359 \cdot 14.7 \cdot 710} = 0.095 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_T = \frac{20925.5 \text{ lb/hr}}{0.043 \text{ lb/ft}^3} + \frac{14.37 \text{ lb/hr}}{0.095 \text{ lb/ft}^3} = 486790.8 \text{ ft}^3/\text{hr} = 8113.2 \text{ ft}^3/\text{min}$$

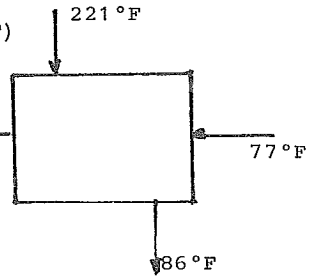
Enfriador de ácido:

$$Q = (2290.4 \text{ lb/hr}) (221-86)^\circ\text{F} (0.37 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})$$

$$Q = 114405.5 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(221-115) - (86-77)}{\ln \frac{106}{9}} = 39.3^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{114405.5 \text{ BTU/hr}}{(39.3^\circ\text{F}) (75 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2)} = 38.8 \text{ ft}^2$$



## COSTO DEL EQUIPO

Equipo	Variable	Costo
1.- Precipitador electrostático	$Q = 2618 \text{ ft}^3/\text{min}$	\$ 67400.00
2.- 1er. intercambiador	$A = 391.3 \text{ ft}^2$	208234.00
3.- Convertidor	Por cotización	6750000.00
4.- Economizador	$A = 53.9 \text{ ft}^2$	79328.00
5.- Calentador aire	$A = 64.6 \text{ ft}^2$	51562.00
6.- Ventilador	$Q = 2708.5 \text{ ft}^3/\text{min}$	70325.00
7.- Torre absorción	$D = 6 \text{ ft}$ $h = 18 \text{ ft}$	4600000.00
8.- Ventilador	$Q = 8113.2 \text{ ft}^3/\text{min}$	175812.00
9.- Enfriador ácido	$A = 38.8 \text{ ft}^2$	39664.00
10.- Eliminador de niebla	$Q = 1191 \text{ ft}^3/\text{min}$	29302.00
T o t a l		<u>\$ 12071627.00</u>



## INVERSION

Concepto	Costos
Equipo	\$ 12071627.00
Instalación de equipo	277550.00
Instrumentación y control	95477.00
Tubería	206496.00
Instalación eléctrica	128782.00
Improvistos	71052.00
Servicios auxiliares	406331.00
<u>Costos indirectos:</u>	
Ingeniería y supervisión	288650.00
Gastos de construcción	321957.00
Honorarios de contratistas	66612.00
Contingencias	333059.00
T o t a l	\$ 14267593.00
Planta energía eléctrica	2500000.00
I n v e r s i ó n	<u>\$ 16767593.00</u>

TABLA 3.5

Tabla comparativa de las alternativas para el control de emisión de SO<sub>2</sub>

Alternativa	Emisión de SO <sub>2</sub>	Inversión
1.- Doble absorción (combustible)	0.00194 g SO <sub>2</sub> /seg <u>Kg S/hr</u>	\$ 21228580.00
2.- Doble absorción (by pass caliente)	0.00774 g SO <sub>2</sub> /seg <u>Kg S/hr</u>	\$ 16215004.00
3.- Doble catálisis - doble absorción	0.000019g SO <sub>2</sub> /seg <u>Kg S/hr</u>	\$ 20404866.00
4.- Cat-Ox	0.00194 g SO <sub>2</sub> /seg <u>Kg S/hr</u>	\$ 16767593.00

### 3.4 Proyección económica

En esta parte del trabajo haremos un análisis de los principales factores para que la dirección de la compañía pueda tomar la decisión de invertir o no en alguna de las alternativas mencionadas anteriormente. Tomando como base que la planta a la que nos referimos tiene 15 años operando, su valor estimado actual es de \$5,000,000.00 sin considerar el terreno, cuyo valor asciende a \$10,000,000.00. La empresa tiene sus bases bajo el sistema de sociedad anónima y por último el capital de trabajo es de \$1,000,000.00.

Se realizará el estudio de la alternativa Doble absorción (by pass caliente) por ser la más económica.

Inversión fija	—	Monto de las alternativas
	{ \$750/ton	Precio oficial del ácido sulfúrico }
Capital total		\$16,215,004.00
Gastos generales:		
Gastos administrativos		\$ 1,440,658.00
Gastos de distribución y venta		\$ 1,105,993.00
Gastos de investigación y desarrollo		\$ 336,653.00
Dirección y departamento		\$ <u>1,300,008.00</u>
	T o t a l	\$ <u><u>4,183,312.00</u></u>

## Gastos financieros:

Del capital total o inversión total la compañía pondrá 2 millones y el resto lo obtendrá de fuentes externas que pagará a 5 años con un interés del 17% sobre saldos insolutos siendo éstos intereses. . . . la partida que se cargará como gastos financieros (Tabla 3.6).

## Costos generales de planta:

Servicios de laboratorio, seguridad, protección y almacén: \$ 501,997.00

## Cargos fijos:

Depresiación de maquinaria y equipo	\$ 2,902,646.00
5 años - equipo anticontaminante	
Seguros 2% de la inversión	<u>\$ 324,300.00</u>
	<u>\$ 3,226,946.00</u>

TABLA 3.6

Proyección de gastos financieros

Año	1	2	3	4	5
Deuda	14215004	11372003	8529002	5686001	2843000
Gastos financieros	2416550	1933240	1449930	966620	483310

TABLA 3.7

Proyecciones financieras

AÑO	1	2	3	4	5
Producción (tons)	22311	22311	22311	22311	22311
Ventas netas (\$750/ton)	16733250	17067915	17179470	17402580	17737245
Costos directos de producción	8438180	8624231	8656668	8701290	8745912
Utilidad bruta	8255070	8443684	8522802	8701290	891333
Gastos generales 25% Ve.Net.	4183312	4266978	4352317	4439363	4528150
Costos generales de planta 13% V. Netos	501997	542151	590951	650046	721551
Cargos fijos	3226946	3226946	3226946	3226946	3226946
Utilidad de operación	342815	407609	352588	384935	514686
Gastos financieros	2416550	1933240	1449930	966620	483310
Utilidad antes de Imp.	-2073735	-1525631	-1097342	-581685	31376
Imp. y Rep. de utilidades	-----	-----	-----	-----	15688
Utilidad neta	-----	-----	-----	-----	15688

#### CAPITULO IV: CONCLUSIONES

La contaminación es un problema sumamente grave en la actualidad. Su jerarquía es mayor en las grandes ciudades, debido a que la cantidad de fuentes emisoras es muy grande. En el Valle de México la contaminación ha alcanzado niveles peligrosos de emisiones de contaminantes, por lo que la Subsecretaría de Mejoramiento del Ambiente creó un anteproyecto de ley, para poder reducir las emisiones de  $SO_2$ , que es uno de los principales contaminantes de la atmósfera y cuyo efecto es dañino a la salud del ser humano, provocando principalmente enfermedades en las vías respiratorias.

La situación en el Valle de México en lo referente a la contaminación ambiental ha llegado a un punto crítico, por lo cual además de haberse publicado el anteproyecto de ley de control de emisiones de  $SO_2$ , el regente de la ciudad, ha declarado públicamente, que por ningún motivo se permitirá la instalación de cualquier nueva industria en el Valle de México.

El gobierno mexicano será muy estricto en el control y cumplimiento de las normas establecidas, y los industriales están en la mejor disposición para colaborar con el gobierno, ya sea haciendo modificaciones en su proceso y equipo, o bien, en el caso de que por razones económicas no sea posible efectuar estas modificaciones, se tendrá que llegar al cierre de plantas.

Hemos efectuado el estudio de una planta productora de ácido sulfúrico por el método de contacto, cuyas emisiones de  $\text{SO}_2$  a la atmósfera, están fuera de los límites marcados por el anteproyecto de ley del control de emisiones de  $\text{SO}_2$ , por lo que es necesario modificar dicho nivel de emisiones.

Para resolver este problema, estudiamos las alternativas que se han usado más comúnmente en la industria, ya que en la actualidad se cuenta con un gran número de procesos para dicha reducción, pero el motivo por el cual no las hemos mencionado, ha sido su complejidad, el costo mucho más elevado que el de las alternativas que estudiamos y en algunos casos la serie de subproductos que se tienen como resultado.

Dentro de las alternativas que estudiamos, todas ellas nos permiten estar dentro de los límites de emisiones de  $\text{SO}_2$ , pero se necesita una fuerte inversión para poder llevar a cabo dichas alternativas, y los beneficios económicos son mínimos, debido a que el incremento de la eficiencia en el proceso es el único factor de utilidad, y es muy pequeño en compa-



ración con la inversión.

Nuestra industria es pequeña, por lo que no es posible aplicar ninguna alternativa, ya que nuestra utilidad y capital de trabajo no nos permiten hacer una inversión de la magnitud ya señalada en el capítulo correspondiente, pues de hacerla, en los primeros años se cuenta con pérdidas económicas muy fuertes, y nuestra compañía no puede sostener una situación financiera en tales condiciones.

De lo anterior concluimos que la única opción que nos queda es el seguir operando la planta hasta que nos lo permita la Subsecretaría de Mejoramiento del Ambiente. Con esta solución quedan abiertas varias posibilidades, como por ejemplo la construcción de una nueva planta fuera del Valle de México, la asociación con otros accionistas o bien la venta de esta planta al gobierno o a un productor cautivo; pero el estudio de dichas soluciones queda fuera de nuestro objetivo, por lo que sería tema de otro estudio, ya que el enfoque que le dimos fue el de presentar el problema de la contaminación de  $SO_2$  y su solución por medio de alternativas técnico-económicas.

Las alternativas que se mencionan pueden ser viables para industrias con una mayor capacidad instalada y pueden servir de guía para otros fabricantes de ácido sulfúrico por el método de contacto, para el control de sus emisiones.

Para terminar queremos decir que el objetivo que se perseguía al inicio de este estudio, o sea, el de aplicar los conocimientos adquiridos durante el curso de nuestra carrera en un problema real y actual, se ha cumplido, así como también hemos dado un enfoque general sobre la producción de ácido sulfúrico con el método de contacto, los problemas que causan la contaminación ambiental en los seres humanos, animales, vegetales y materiales, y finalmente características del catalizador del proceso ( $V_2O_5$ ).

Esperamos que este conjunto de conocimientos sea de gran utilidad, tanto para la industria como para las futuras generaciones de nuestra facultad.

APENDICE I

Propiedades físicas y químicas de  $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$   
y  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , oleum y aire

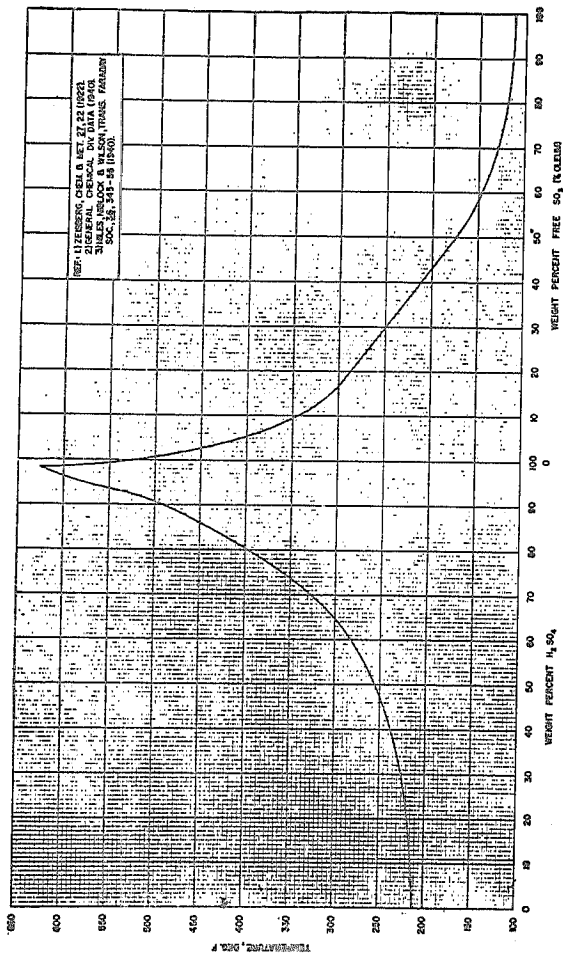


Figure A.1. Boiling points of various concentrations of sulfuric acid and oleum.  
(Reproduced by permission of Great Chemical Division, Allied Chemical Corp.)

## PROPERTIES OF SULFURIC ACID<sup>1</sup>

TABLE A.1. DEGREE OF DISSOCIATION OF SULFURIC ACID\*

Concentration of Sulfuric Acid		Degree of Dissociation	
(moles per liter)	(mole fraction)	$\alpha_1$	$\alpha_2$
0.27	0.0048		0.93
0.38	0.0066		0.88
0.47	0.0085		0.84
0.54	0.0099		0.84
0.93	0.017		0.51
1.61	0.030		0.59
2.38	0.045		0.34
3.30	0.069		0.30
4.15	0.084		0.29
4.50	0.092		0.30
5.21	0.107		0.29
6.25	0.133		0.26
7.30	0.161		0.25
8.34	0.191		0.21
10.42	0.261		0.12
12.51	0.345		0.05
15.64	0.553	0.66	
17.07	0.689	0.40	
18.50	0.958	0.04	

\* Hood, G. C., and Reilly, C. A., *J. Chem. Phys.*, 27, 1126 (1957).  
 $\alpha_1$  is the degree of dissociation of H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> to HSO<sub>4</sub><sup>-</sup> and HSO<sub>4</sub><sup>-</sup>.  
 $\alpha_2$  is the degree of dissociation of HSO<sub>4</sub><sup>-</sup>.

TABLE A.2. DIELECTRIC CONSTANT OF PURE SULFURIC ACID\*

Temperature °C	Dielectric Constant
8	122
25	101

\* Gillespie, R. J., and Cole, R. H., *Trans. Faraday Soc.*, 52, 1226 (1956).

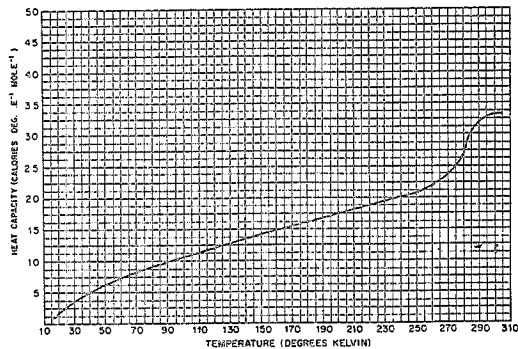
4

PROPERTIES OF SULFURIC ACID

TABLE A.3. ELECTRICAL CONDUCTIVITY OF THE SULFURIC ANHYDRIDE-WATER SYSTEM\*

Amount of Sulfur Trioxide		Electrical Conductivity (cm <sup>-1</sup> ohm <sup>-1</sup> )		
(wt. %)	(mole %)	0°C	15°C	25°C
2.72	0.62	—	—	0.1424
5.48	1.16	0.2043	0.2611	—
14.48	3.65	0.4398	0.5744	—
24.04	6.65	0.5188	0.6989	—
28.48	8.22	—	—	0.8107
37.55	11.92	—	—	0.6844
46.52	16.37	0.2903	0.4119	—
50.18	18.48	0.2341	0.3374	—
56.23	22.43	0.1535	0.2295	—
61.50	26.44	0.0895	0.1434	—
64.68	29.18	0.0637	0.1059	0.1407
71.20	35.74	0.0494	—	0.1228
76.42	42.17	0.0618	—	0.1287
80.73	45.52	0.0312	0.0498	0.0649
85.07	56.18	0.0136	0.0236	0.0322
90.08	67.14	—	—	0.0036
92.99	74.92	—	—	0.0004
95.29	82.00	—	—	0.0005
99.26	99.85	—	—	0.0000

\* Klochko, M. A., and Kurbenov, M. Sh., *Izvest. Akad. Nauk S.S.S.R.*, 24, 264 (1953).



(Drawn from tabular data of Rubin, T. R., and Giauque, W. F., *J. Am. Chem. Soc.*, 74, 800 (1952), courtesy of Texas Gulf Sulphur Co.)

Figure A.2. Heat capacity of sulfuric acid (100 per cent).

5

PROPERTIES OF SULFURIC ACID

HEAT OF FORMATION OF SULFURIC ACID (LIQUID)\*

193,910 cal/g-mole or 1978.7 cal/g at 25°C  
349,040 Btu/lb-mole or 3581.6 Btu/lb at 77°F

\* Ruzin, F. D., et. al., "Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties," p. 41, Washington, U. S. Government Printing Office, 1952.

HEAT OF FORMATION OF SULFUR TRIOXIDE (LIQUID)\*

104,670 cal/g-mole or 1306.4 cal/g at 25°C  
183,406 Btu/lb-mole or 2355.1 Btu/lb at 77°F

\* Ruzin, F. D., et. al., "Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties," p. 37, Washington, U. S. Government Printing Office, 1952.

TABLE A.4. HEAT OF FUSION OF SULFURIC ACID\*

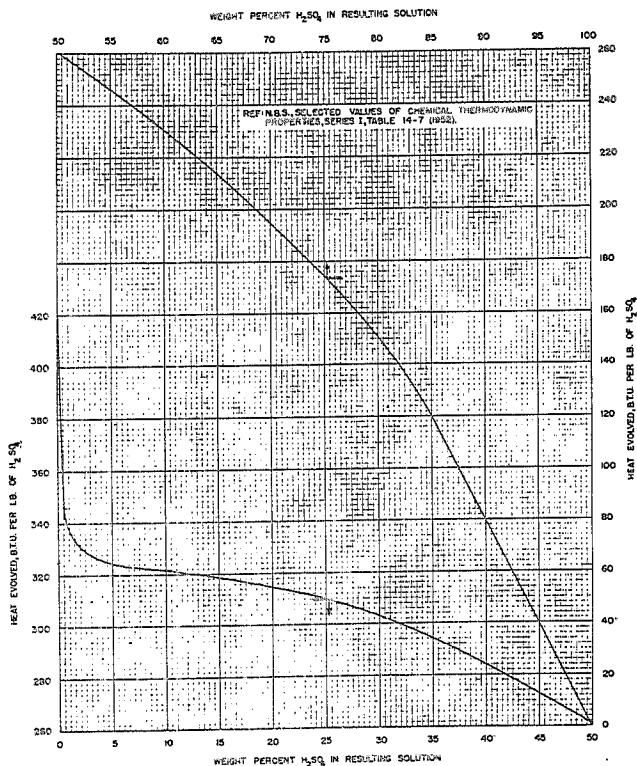
	cal/g-mole	Btu/lb-mole	cal/g	Btu/lb
Sulfuric acid (100 per cent)	2560	4608	26.1	47
Sulfuric acid (monohydrate)	4646	8363	40.05	72.09
Sulfuric acid (dihydrate)	4360	7848	32.54	58.57

\* Rubin, T. R., and Giauque, W. F., *J. Am. Chem. Soc.*, 74, 800 (1952).

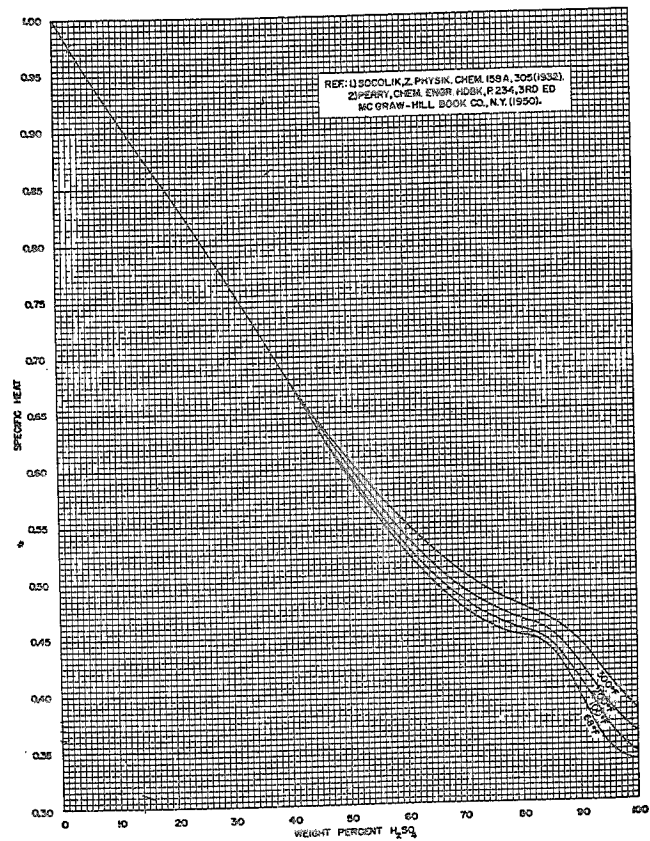
TABLE A.5. MELTING POINT OF SULFURIC ACID\*

	Temperature	
	°C	°F
Sulfuric acid (100 per cent)	10.37 ± 0.05	50.67 ± 0.09
Sulfuric acid (monohydrate)	8.48 ± 0.05	47.26 ± 0.09
Sulfuric acid (dihydrate)	-39.57 ± 0.05	-39.23 ± 0.09

\* Rubin, T. R., and Giauque, W. F., *J. Am. Chem. Soc.*, 74, 800 (1952).



(Reproduced by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corp.)  
 Figure A.4. Heat of dilution of sulfuric acid with liquid water at 77°F.



(Reproduced by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corp.)  
 Figure A.5. Specific heat of the sulfuric acid-water system.

PROPERTIES OF SULFURIC ACID

TABLE A.6. PARTIAL PRESSURE OF SULFURIC ACID ABOVE PURE SULFURIC ACID AT VARIOUS TEMPERATURES\*

Temperature (°C)	Partial Pressure of Sulfuric Acid (mm of Hg)
250	60
275	115
300	180
325	317
350	480
380	760
400	980

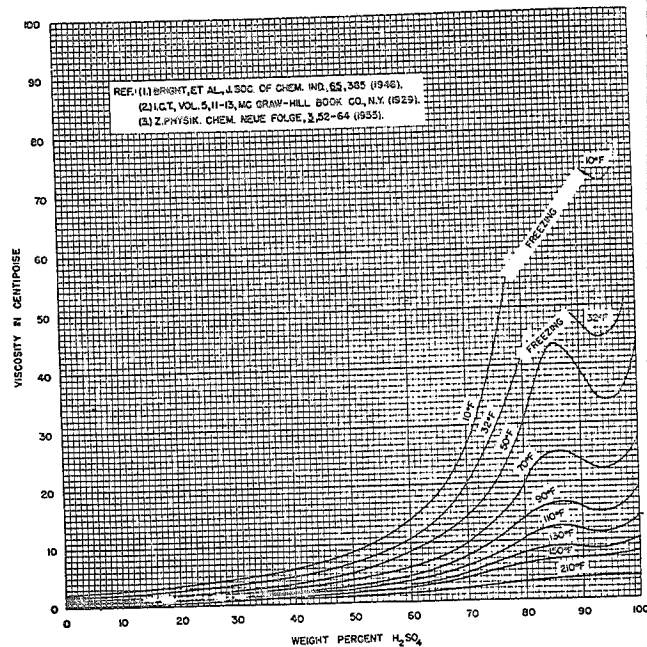
\* Abel, E., *Proc. Intern. Congr. Pure and Applied Chem., 11th Congr., London, 1927*, 306.

TABLE A.7. PARTIAL PRESSURE OF SULFURIC ACID ABOVE THE SULFURIC ACID-WATER SYSTEM AT 25°C\*

Amount of Sulfuric Acid (wt. %)	Partial Pressure of Sulfuric Acid (mm of Hg)
10	$10^{-14}$
20	$10^{-13}$
30	$2 \times 10^{-12}$
40	$3 \times 10^{-11}$
50	$6 \times 10^{-11}$
60	$2 \times 10^{-9}$
70	$9 \times 10^{-7}$
80	$3 \times 10^{-5}$
85	$1 \times 10^{-4}$
90	$3 \times 10^{-4}$
100	$5 \times 10^{-4}$

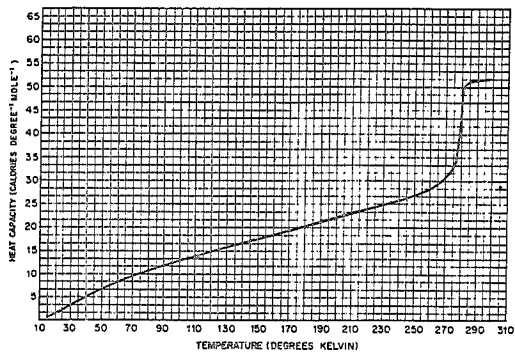
\* Abel, E., *Proc. Intern. Congr. Pure and Applied Chem., 11th Congr., London, 1927*, 309.

PROPERTIES OF SULFURIC ACID



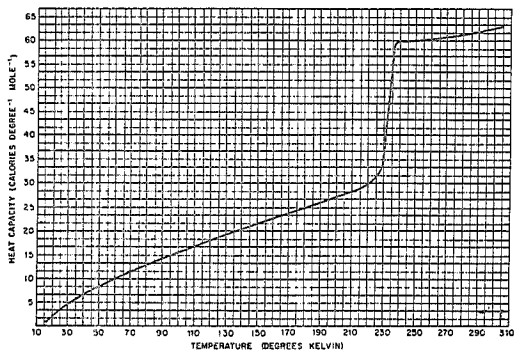
(Reproduced by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corp.)  
Figure A.3. Viscosity of sulfuric acid at various temperatures.

PROPERTIES OF SULFURIC ACID



(Drawn from tabular data of Rubin, T. R., and Giauque, W. F., J. Am. Chem. Soc., 74, 800 (1952), courtesy of Texas Gulf Sulphur Co.)

Figure A.6. Heat capacity of sulfuric acid monohydrate.



(Drawn from tabular data of Rubin, T. R., and Giauque, W. F., J. Am. Chem. Soc., 74, 800 (1952), courtesy of Texas Gulf Sulphur Co.)

Figure A.7. Heat capacity of sulfuric acid dihydrate.

PROPERTIES OF SULFURIC ACID

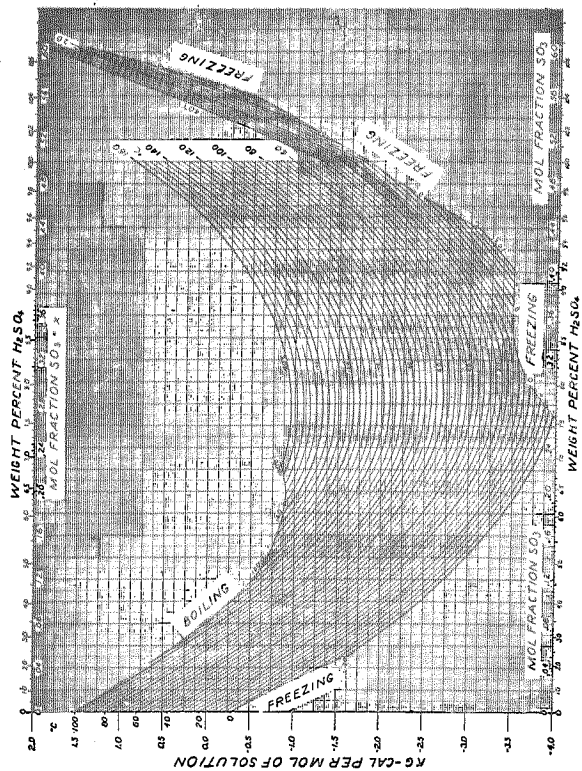
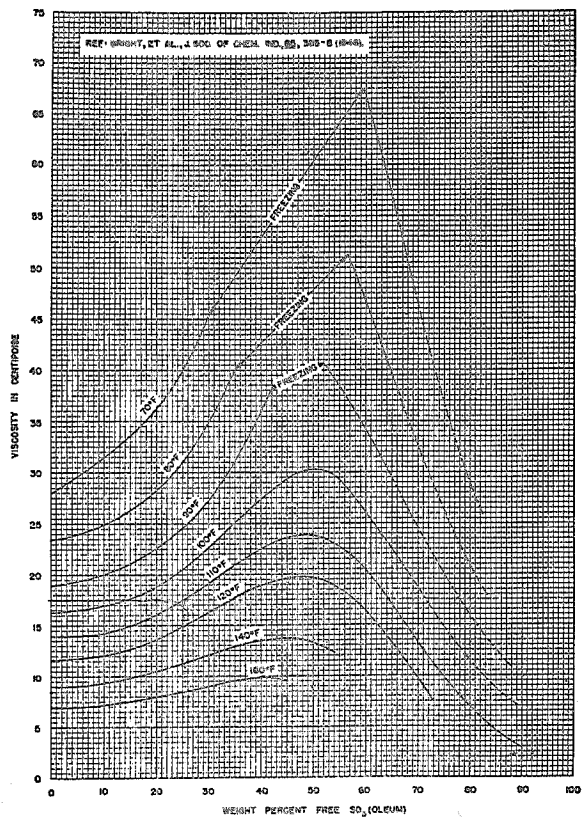


Figure A.8. Enthalpy-concentration chart for the system sulfuric anhydride-water.  
(Reproduced by permission of W. D. Ross and Chemical Engineering Progress)



PROPERTIES OF OLEUM



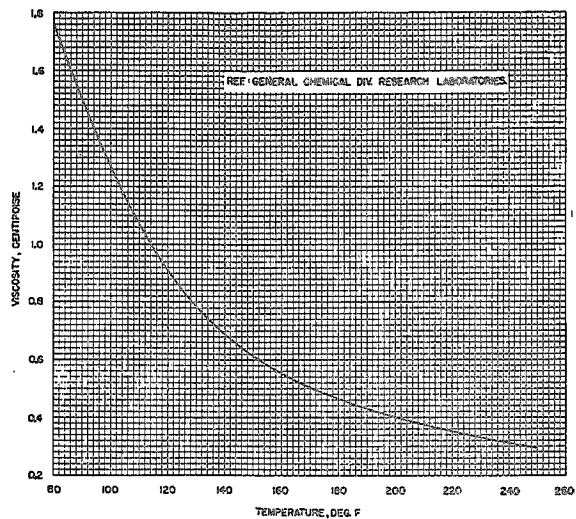
(Reproduced by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corp.)  
 Figure A.10. Viscosity of oleum at various temperatures.

PROPERTIES OF SULFUR TRIOXIDE

TABLE A.9. GENERAL PROPERTIES OF LIQUID SULFUR TRIOXIDE\*

Empirical formula	SO <sub>2</sub>
Molecular wt. of monomer	80.06
Boiling point	44.8°C (112.6°F)
Density (20°C)	1.9224
Specific heat (cal/g at 25-35°C)	0.77
Heat of dilution (cal/g)	504
Critical temperature	218.3°C (424.9°F)
Critical pressure	83.8 atm
Critical density	0.633 g/ml
van der Waal's constants	a = 2105 b = 0.964

\* Reproduced from "Sulfur," 1959 by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corporation



(Reproduced by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corp.)  
 Figure A.11. Viscosity of liquid sulfur trioxide.

PROPERTIES OF OLEUM

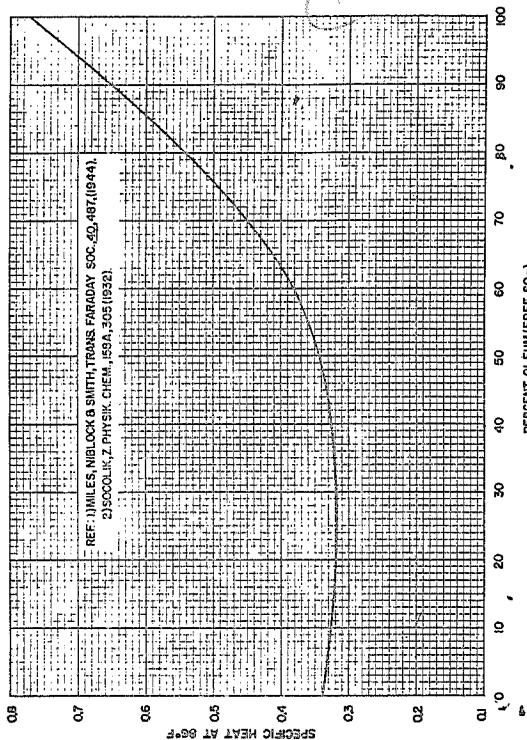


Figure A.9. Specific heats of oleums at 60°F.  
 (Reproduced by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corp.)

PROPERTIES OF OLEUM

TABLE A.8. OLEUM EQUIVALENTS\*

Per Cent. Free Sulfur Trioxide	Per Cent. Actual Sulfuric Acid	Per Cent. Total Sulfur Trioxide	Per Cent. Free Sulfur Trioxide	Per Cent. Actual Sulfuric Acid	Per Cent. Total Sulfur Trioxide	Per Cent. Free Sulfur Trioxide
0	100	81.63	100.00	51	49	91.00
1	99	81.82	100.23	52	48	91.18
2	98	82.00	100.45	53	47	91.37
3	97	82.18	100.68	54	46	91.55
4	96	82.37	100.90	55	45	91.73
5	95	82.55	101.13	56	44	91.92
6	94	82.73	101.35	57	43	92.10
7	93	82.92	101.58	58	42	92.29
8	92	83.10	101.80	59	41	92.47
9	91	83.29	102.03	60	40	92.65
10	90	83.47	102.25	61	39	92.84
11	89	83.65	102.48	62	38	93.02
12	88	83.84	102.70	63	37	93.20
13	87	84.02	102.93	64	36	93.39
14	86	84.20	103.15	65	35	93.57
15	85	84.39	103.38	66	34	93.76
16	84	84.57	103.60	67	33	93.94
17	83	84.75	103.83	68	32	94.12
18	82	84.94	104.05	69	31	94.31
19	81	85.12	104.28	70	30	94.49
20	80	85.31	104.50	71	29	94.67
21	79	85.49	104.73	72	28	94.85
22	78	85.67	104.95	73	27	95.04
23	77	85.86	105.18	74	26	95.22
24	76	86.04	105.40	75	25	95.41
25	75	86.22	105.63	76	24	95.59
26	74	86.41	105.85	77	23	95.78
27	73	86.59	106.08	78	22	95.96
28	72	86.78	106.30	79	21	96.14
29	71	86.96	106.53	80	20	96.33
30	70	87.14	106.75	81	19	96.51
31	69	87.33	106.98	82	18	96.69
32	68	87.51	107.20	83	17	96.88
33	67	87.69	107.43	84	16	97.06
34	66	87.88	107.65	85	15	97.25
35	65	88.06	107.88	86	14	97.43
36	64	88.24	108.10	87	13	97.61
37	63	88.43	108.33	88	12	97.79
38	62	88.61	108.55	89	11	97.98
39	61	88.80	108.78	90	10	98.16
40	60	88.98	109.00	91	9	98.35
41	59	89.16	109.23	92	8	98.53
42	58	89.35	109.45	93	7	98.71
43	57	89.53	109.68	94	6	98.90
44	56	89.71	109.90	95	5	99.08
45	55	89.90	110.13	96	4	99.27
46	54	90.08	110.35	97	3	99.45
47	53	90.27	110.58	98	2	99.63
48	52	90.45	110.80	99	1	99.82
49	51	90.63	111.03	100	0	100.00
50	50	90.82	111.25			

\*Reproduced from "Sulfuric Acid," 1956 by permission of General Chemical Division of Allied Chemical Corporation

TABLE A.10. PROPERTIES OF DIFFERENT MOLECULAR FORMS OF LIQUID SULFUR TRIOXIDE\*

Property	Gamma Form	Beta Form	Alpha Form
Probable structure	$3 \begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{S}=\text{O} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array} \rightleftharpoons \begin{array}{c} \text{O} \\ \diagup \\ \text{O}_2\text{S} \\ \diagdown \\ \text{O} \end{array} \begin{array}{c} \text{O} \\ \diagdown \\ \text{SO}_2 \\ \diagup \\ \text{O} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{O}-\text{S}-\text{O} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array} - \begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{O}-\text{S}-\text{O} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array} - \begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{O}-\text{S}-\text{O} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array} - \begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{O}-\text{S}-\text{O} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array}$	Similar to $\beta$ -form but chains joined with one another in a layered structure
Description	Liquid or ice-like	Asbestos-like	Asbestos-like
Equilibrium melting point (°C)	16.8	32.5	62.3
Heat of fusion†			
(cal/g-mole)	1800	2900	6200
(cal/g)	22	36	77
(Btu/lb-mole)	3240	5220	11,000
(Btu/lb)	40	65	139
Heat of sublimation†			
(cal/g-mole)	11,900	13,000	16,300
(cal/g)	149	160	204
(Btu/lb-mole)	21,400	23,400	29,300
(Btu/lb)	268	290	367
Vapor pressure (mm of mercury)			
0°C	45	32	5.8
25°C	433	344	73
50°C	950	950	650
75°C	3000	3000	3000

\* Reproduced from "Sulfur," 1959 by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corporation.  
 † Additional data added by editors.

PROPERTIES OF SULFUR TRIOXIDE

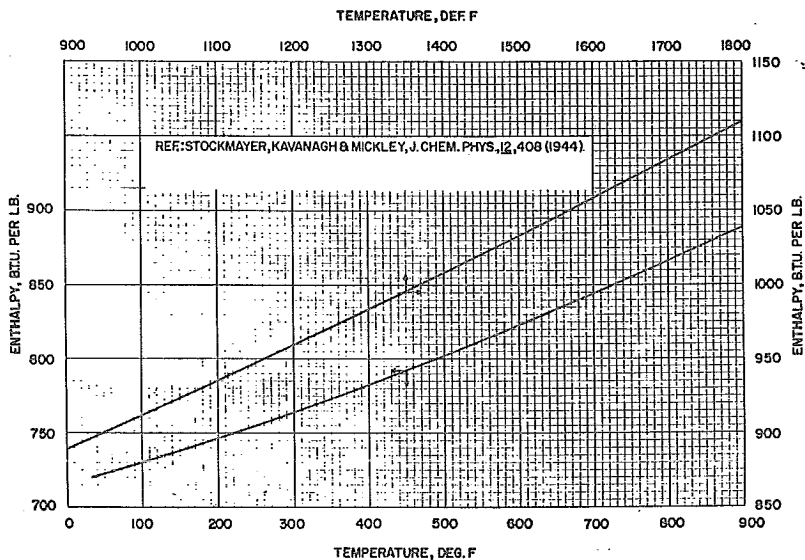
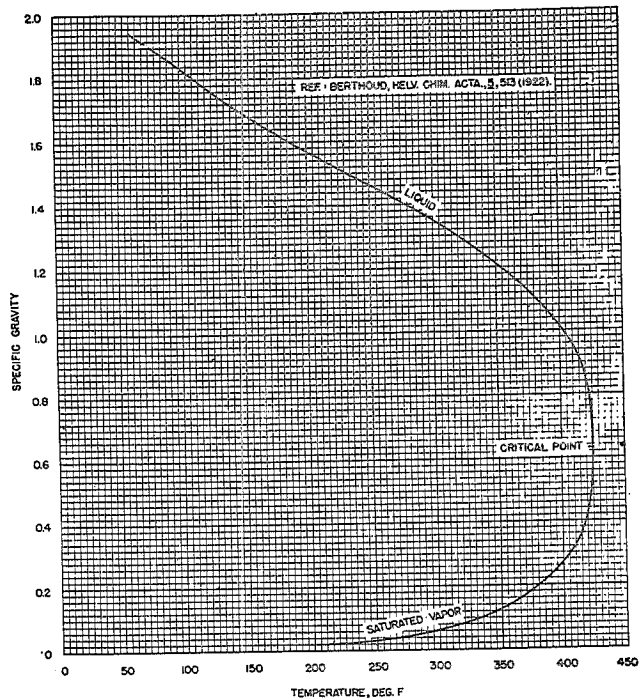


Figure A.12. Enthalpy of sulfur trioxide gas.  
 (Reproduced by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corp.)

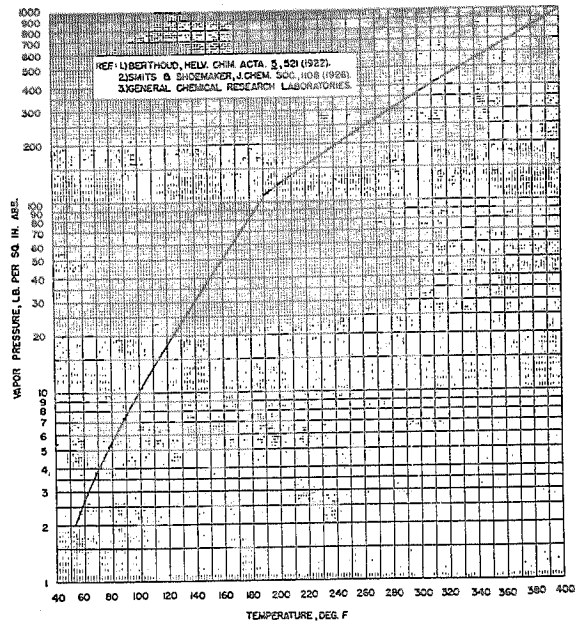
PROPERTIES OF SULFUR TRIOXIDE

PROPERTIES OF SULFUR TRIOXIDE



(Reproduced by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corp.)  
 Figure A.13. Specific gravity of sulfur trioxide.

PROPERTIES OF SULFUR TRIOXIDE



(Reproduced by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corp.)  
 Figure A.14. Vapor pressure of liquid sulfur trioxide.

PROPERTIES OF SULFUR TRIOXIDE

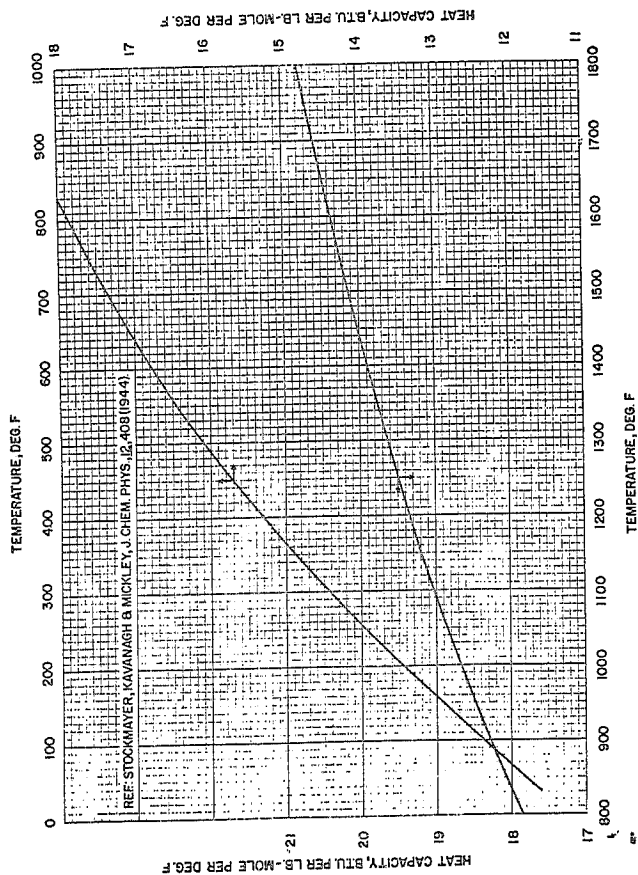


Figure A.15. Molar heat capacity of sulfur trioxide gas. (Reproduced by permission of General Chemical Division, Allied Chemical Corp.)

PROPERTIES OF SULFUR

PROPERTIES OF SULFUR\*

- Angle of Repose  
35°
- Atomic Number  
16
- Atomic Volume  
Rhombic 15.5 cc or 0.248 cu ft  
Monoclinic 16.4 cc or 0.263 cu ft
- Atomic Weight  
32.066
- Boiling Point  
444.6°C or 832.28°F at one atm
- Critical Constants  
Temperature 1040°C or 1904°F  
Pressure 116 atm or 1705.2 psia  
Volume 2.48 ml/g or 0.040 cu ft/lb  
Density 0.403 g/ml or 25.1 lb/cu ft
- Crystallization  
Rhombic Ordinary form of sulfur, stable below 95.4°C or 203.7°F  
Monoclinic Stable above 95.4°C or 203.7°F
- Density
  - Rhombic 2.07 g/cc at 20°C  
129 lb/cu ft at 68°F
  - Monoclinic 1.96 g/cc at 20°F  
122.1 lb/cu ft at 68°C
  - Amorphous 1.92 g/cc at 20°C  
119.6 lb/cu ft at 68°F
  - Bulk 1.35 to 1.44 g/cc  
84 to 90 lb/cu ft
  - Powdered (250 mesh) 0.56 g/cc  
35 lb/cu ft

\* Reproduced from "Facts About Sulphur" (in press) by permission of Texas Gulf Sulphur Co.

TABLE A.11. ELECTRICAL CONDUCTIVITY

Temperature		cm/ohm	in./ohm
°C	°F		
115	239	$1 \times 10^{-12}$	$0.394 \times 10^{-12}$
130	266	$5 \times 10^{-11}$	$1.97 \times 10^{-11}$
440	824	$12 \times 10^{-8}$	$4.72 \times 10^{-8}$

PROPERTIES OF SULFUR

TABLE A.12. ELECTRICAL RESISTIVITY

Temperature		ohms/cm	ohms/in.
°C	°F		
20	68	$1.9 \times 10^{17}$	$4.81 \times 10^{17}$
30	86	$3.9 \times 10^{16}$	$9.88 \times 10^{16}$
55	131	$3.95 \times 10^{15}$	$10.0 \times 10^{15}$
69	156.2	$1.78 \times 10^{14}$	$4.5 \times 10^{14}$
110	230	$4.8 \times 10^{12}$	$12.1 \times 10^{12}$
115	239	$9.5 \times 10^{11}$	$24.0 \times 10^{11}$

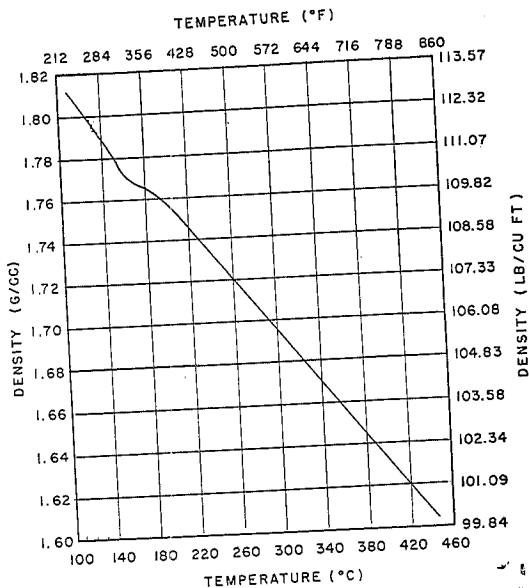


FIGURE A.16. Density of molten sulfur.  
(Reproduced by permission of Texas Gulf Sulphur Co.)

PROPERTIES OF SULFUR

TABLE A.13. ENTHALPY OF SULFUR ABOVE 25°C

Temperature		Enthalpy			
(°C)	(°F)	(cal per g-atom)	(cal per g)	(Btu per lb-atom)	(Btu per lb)
30	86.0	27.14	0.8454	48.85	1.524
40	104.0	81.84	2.552	147.3	4.394
50	122.0	137.1	4.276	246.8	7.597
60	140.0	192.9	6.016	347.2	10.83
70	158.0	249.15	7.7702	448.49	15.587
80	176.0	305.97	9.5419	550.73	17.175
90	194.0	363.23	11.328	653.81	20.390
95.39	203.70	394.31	12.297	709.76	22.135
95.39	203.70	490.27	15.289	882.49	27.520
100	212.0	517.24	16.130	931.03	29.034
101	213.8	523.00	16.310	941.40	29.358
101	213.8	523.38	16.322	942.08	29.397
101	230	577.23	18.001	1059.0	34.166
110	239.373	608.64	18.981	1095.6	34.166
115.207	239.373	1019.0	31.776	1834.2	57.200
115.207	239.373	1055.4	32.913	1899.7	59.243
120	248	1132.5	35.318	2038.5	65.572
130	266	1211.0	37.766	2179.8	67.979
140	284	1291.5	40.276	2324.7	72.497
150	302	1385.2	43.198	2494.1	77.756
160	320	1496.7	46.676	2680.7	89.838
170	338	1600.4	49.910	2880.2	95.434
180	356	1700.1	53.019	3064.4	100.87
190	374	1795.9	56.038	3234.4	106.18
200	392	1891.5	58.988	3404.7	111.38
210	410	1984.1	61.876	3571.3	116.48
220	428	2075.1	64.715	3735.2	121.52
230	446	2164.8	67.511	3895.7	126.48
240	464	2253.2	70.268	4059.5	131.39
250	482	2340.6	72.995	4231.1	136.23
260	500	2425.9	75.685	4366.2	141.03
270	518	2510.4	78.351	4522.3	145.78
280	536	2597.0	80.989	4674.6	150.49
290	554	2680.8	83.603	4825.4	155.15
300	572	2764.0	86.197	4975.2	159.79
310	590	2846.6	88.773	5123.9	164.41
320	608	2928.8	91.337	5271.8	168.98
330	626	3010.3	93.878	5418.5	173.54
340	644	3091.5	96.410	5564.7	178.07
350	662	3172.2	98.927	5710.0	182.53
360	680	3252.5	101.43	5854.5	187.07
370	698	3332.5	103.93	5998.5	191.54
380	716	3412.1	106.41	6141.8	195.98
390	734	3491.4	108.88	6284.5	200.43
400	752	3570.4	111.35	6425.7	204.82
410	770	3648.8	113.79	6567.8	209.21
420	788	3726.9	116.23	6708.4	213.55
430	806	3804.3	118.64	6847.7	217.85
440	824	3881.9	121.03	6985.8	222.10
444.60	532.28				

rhombic

monoclinic

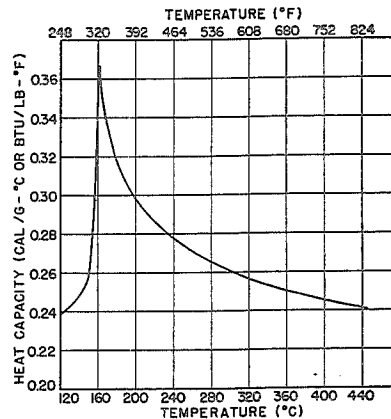
liquid

PROPERTIES OF SULFUR

TABLE A.14. ENTROPY OF SULFUR ABOVE 25°C

Temperature			Entropy	
(°C)	(°F)		(cal per g-atom per degree or Btu per lb-atom per degree)	(cal per g per degree or Btu per lb per degree)
30	85.0	rhombic	0.09028	0.002815
40	104.0		0.26782	0.0087521
50	122.0		0.44147	0.013768
60	140.0		0.61146	0.019069
70	158.0		0.77794	0.024261
80	176.0		0.94108	0.029348
90	194.0		1.1010	0.034335
95.39	203.70		1.1859	0.036984
95.39	203.70		1.4464	0.045106
100	212.0		1.5191	0.047375
101	213.8	1.5345	0.047855	
101	213.8	1.5355	0.047887	
110	230	1.7668	0.055098	
115.207	239.373	1.8987	0.059214	
115.207	239.373	2.9553	0.092163	
120	248	3.0487	0.095076	
130	266	3.2422	0.10111	
140	284	3.4343	0.10710	
150	302	3.6271	0.11311	
160	320	3.8159	0.11994	
170	338	4.1060	0.12805	
180	356	4.3772	0.13528	
190	374	4.5552	0.14206	
200	392	4.7620	0.14851	
210	410	4.9596	0.15467	
220	428	5.1495	0.16059	
230	446	5.3320	0.16628	
240	464	5.5086	0.17179	
250	482	5.6791	0.17711	
260	500	5.8444	0.18226	
270	518	6.0050	0.18727	
280	536	6.1610	0.19213	
290	554	6.3127	0.19686	
300	572	6.4603	0.20147	
310	590	6.6041	0.20595	
320	608	6.7446	0.21033	
330	626	6.8817	0.21461	
340	644	7.0160	0.21880	
350	662	7.1471	0.22289	
360	680	7.2756	0.22690	
370	698	7.4015	0.23082	
380	716	7.5250	0.23467	
390	734	7.6462	0.23845	
400	752	7.7649	0.24215	
410	770	7.8812	0.24578	
420	788	7.9954	0.24934	
430	806	8.1072	0.25283	
440	824	8.2166	0.25624	
444.60	832.28	8.2661	0.25778	
		liquid		

PROPERTIES OF SULFUR



(Reproduced by permission of Texas Gulf Sulphur Co.)

Figure A.17. Heat capacity of molten sulfur.

HEAT CAPACITY

The heat capacity is given as cal/g mole/deg or Btu/lb mole/deg. To convert these to cal/g/deg or Btu/lb/deg, divide by the respective molecular weights. Temperature is in degrees Kelvin.

$$S(\text{rh}) \quad C_p = 2.9883 + 0.01058T + 0.8160 \times 10^{-5}T^2$$

(35-95°C or 95-203°F)

$$S(\text{mono}) \quad C_p = 2.388 + 0.006654T + \frac{0.000351}{(388.336-T)^2}$$

(101-115.38°C or 213.8-239.3°F)

$$S(\text{gas}) \quad C_p = 5.43 - 0.26 \times 10^{-5}T + 0.27 \times 10^{-9}T^3$$

(25-1727°C or 77-3140.6°F)

$$S_2(\text{gas}) \quad C_p = 8.54 + 0.28 \times 10^{-5}T - 0.79 \times 10^{-9}T^3$$

(25-1727°C or 77-3140.6°F)

$$SO(\text{gas}) \quad C_p = 7.70 + 0.84 \times 10^{-5}T + 0.65 \times 10^{-9}T^3$$

(25-1727°C or 77-3140.6°F)

$$SO_2(\text{gas}) \quad C_p = 10.38 + 2.54 \times 10^{-5}T - 1.42 \times 10^{-9}T^3$$

(25-1527°C or 77-2780.6°F)

$$SO_3(\text{gas}) \quad C_p = 13.70 + 6.42 \times 10^{-5}T - 3.12 \times 10^{-9}T^3$$

(25-927°C or 77-1700.6°F)

$$H_2S(\text{gas}) \quad C_p = 7.15 + 3.32 \times 10^{-5}T$$

PROPERTIES OF SULFUR

TABLE A.15. HEAT CAPACITY OF SULFUR

Temperature		Heat Capacity	
(°C)	(°F)	(cal per g-atom per degree or Btu per lb-atom per degree)	(cal per g per degree or Btu per lb per degree)
30	86.0	5.4426	0.16973
40	104.0	5.4981	0.17146
50	122.0	5.5518	0.17314
60	140.0	5.6041	0.17477
70	158.0	5.6548	0.17635
80	176.0	5.7035	0.17787
90	194.0	5.7508	0.17934
95.39	203.70	5.7756	0.18012
95.39	203.70	5.9101	0.1843
100	212.0	5.776	0.1801
101	213.8	5.733	0.1788
101	213.8	5.9529	0.18565
110	230	6.0245	0.18757
110	230	6.0501	0.18868
115.207	239.373	7.3752	0.23624
115.207	239.373	7.6404	0.23827
120	248	7.7720	0.24328
130	266	7.9319	0.24736
140	284	8.2307	0.25668
150	302	11.76	0.3668
160	320	10.655	0.35229
170	338	10.142	0.31627
180	356	9.8177	0.30517
190	374	9.556	0.29518
200	392	9.3511	0.29162
210	410	9.1770	0.28519
220	428	9.0310	0.28164
230	446	8.9039	0.27767
240	464	8.7849	0.27396
250	482	8.6834	0.27080
260	500	8.5895	0.26787
270	518	8.5035	0.26519
280	536	8.4249	0.26274
290	554	8.3537	0.26052
300	572	8.2895	0.25851
310	590	8.2319	0.25672
320	608	8.1801	0.25510
330	626	8.1337	0.25366
340	644	8.0919	0.25235
350	662	8.0535	0.25115
360	680	8.0176	0.25005
370	698	7.9850	0.24895
380	716	7.9483	0.24787
390	734	7.9125	0.24675
400	752	7.8731	0.24553
410	770	7.8294	0.24416
420	788	7.7792	0.24250
430	806	7.7207	0.24077
440	824	7.6905	0.23904
444.60	832.28		



PROPERTIES OF SULFUR

TABLE A.16. HEAT OF COMBUSTION

Reaction	cal/g	Btu/lb-atom	Btu/lb
S (rhombic) + O <sub>2</sub> (gas) = SO <sub>2</sub> (gas); ΔH <sub>29°C</sub>	-2217 ± 1.6	-127,692 ± 90	-3090.4 ± 2.8
S <sub>1</sub> (vapor) + 2O <sub>2</sub> (gas) = 2SO <sub>2</sub> (gas); ΔH <sub>29°C</sub>	-2701.6	-155,610	-4682.8
S <sub>1</sub> (vapor) + O <sub>2</sub> (gas) = 2SO (gas); ΔH <sub>29°C</sub>	-204.8	-11,704.5	-308.6
2S (rhombic) + O <sub>2</sub> (gas) = 2SO (gas); ΔH <sub>29°C</sub>	+280	+16,128	+464
2S (rhombic) + 3O <sub>2</sub> (gas) = 2SO <sub>3</sub> (gas); ΔH <sub>29°C</sub>	-1100	-167,103	-2493.8
2SO <sub>2</sub> (gas) + O <sub>2</sub> (gas) = 2SO <sub>3</sub> (gas); ΔH <sub>29°C</sub>	-274	-39,490	-492.8
2S (rhombic) + 4O <sub>2</sub> (gas) = 2SO <sub>3</sub> (g); ΔH <sub>29°C</sub>	-1314	-189,153	-2694.4
2S (rhombic) + 3O <sub>2</sub> (gas) = 2SO <sub>2</sub> (g); ΔH <sub>29°C</sub>	-100,916	-190,647	-2383.1
2S (rhombic) + 3O <sub>2</sub> (gas) = 2SO <sub>2</sub> (g); ΔH <sub>29°C</sub>	-109,335	-196,803	-2460



PROPERTIES OF SULFUR

TABLE A.17. HEAT OF DISSOCIATION

Reaction	cal/g atom	cal/g	Btu/lb atom	Btu/lb
$S_2$ (vapor) = 2S (vapor); $\Delta H_{25^\circ C}$	41,500-55,450	1297-1764.1	149,400-203,220	2334.4-3175.3
$S_8$ (vapor) = 4S <sub>2</sub> (vapor); $\Delta H_{25^\circ C}$	12,127	378.9	21,823	682
$3S_8$ (vapor) = 4S <sub>6</sub> (vapor); $\Delta H_{25^\circ C}$	1,427	38.9	2,239	70

TABLE A.18. HEAT OF FUSION

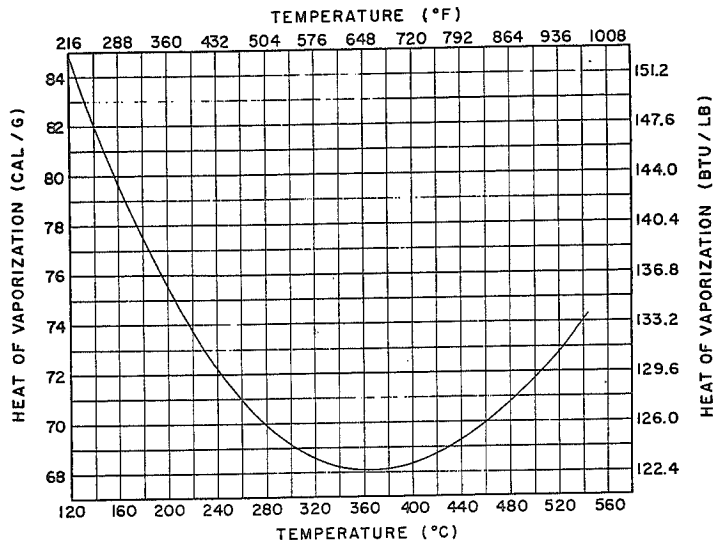
	Temperature		cal/g	Btu/lb
	°C	°F		
S (rhombic) → S $\lambda$ (liquid)	112.8	235	11.9	21.4
S (monoclinic) → S $\lambda$ (liquid)	118.9	246	9.2	16.6
S (monoclinic) → S (liquid)	115.21 <sup>a</sup>	239.38 <sup>a</sup>	12.80	23.04
SO <sub>2</sub> (solid) → SO <sub>2</sub> (liquid)	-75.5	-103.9	27.64	49.75
SO <sub>2</sub> ( $\alpha$ ) → SO <sub>2</sub> (liquid)	16.8	62.2	22.5	42.5
SO <sub>2</sub> ( $\beta$ ) → SO <sub>2</sub> (liquid)	32.5	90.5	36.25	65.25
SO <sub>2</sub> ( $\gamma$ ) → SO <sub>2</sub> (liquid)	62.2	144	77.50	139.5

<sup>a</sup> At one atmosphere.

TABLE A.19. HEAT OF TRANSFORMATION

	Temperature		cal/g	Btu/lb
	°C	°F		
S (rhombic) → S (monoclinic)	95.4	203.7	2.992	5.386
S (liquid) → S (viscous)	159.9	319.8	2.751	4.951

PROPERTIES OF SULFUR



(Reproduced by permission of Texas Gulf Sulphur Co.)  
Figure A.18. Heat of vaporization of sulfur.

Ignition Temperature  
248-261°C (478.4-501.8°F) in air at atmospheric pressure

Index of Refraction  
1.929 at 110°C (230°F)

Isotopes  
Stable 32, 33, 34, 36  
Radioactive 31, 35, 37

PROPERTIES OF SULFUR

TABLE A.20. MAGNETIC SUSCEPTIBILITY

Temperature °C	Specific Susceptibility (cgs units X 10 <sup>3</sup> )		
	Rhombic	Monoclinic	Liquid
18	0.49		
112		0.49	
220			0.49

TABLE A.21. MELTING POINT

	Temperature	
	°C	°F
S (rhombic) → SA (liquid)	112.8	235
S (monoclinic) → SA (liquid)	118.9	246
S (rhombic) → S (liquid)	110.4	230.7
S (monoclinic) → S (liquid)	115.21*	239.3*

\* At one atmosphere pressure.

Parachor

$$49.2 \pm 1 \frac{\text{g}^{6/25} \text{cm}^3}{\text{sec}^6 \text{s}} \quad (116-445^\circ\text{C} \text{ or } 240.8-833^\circ\text{F})$$

Polarization

Rhombic, at room temperature 0.245 cc/g (average) or 0.0039 cu ft/lb

Liquid, 118-158°C (244.4-316.4°F) 0.2328 ± 0.0008 cc/g or 0.00405 ± 0.00001 cu ft/lb

Sulfur dissolved in carbon disulfide 0.252 cc/g or 0.00403 cu ft/lb

Standard Electrode Potential

(S/S<sup>-</sup>) = 0.47 to 0.51 volts

Vapor Pressure\*

Rhombic (Temperature range 20-80°C or 68-176°F)

$$\log P = 11.664 - \frac{5166}{T}$$

Monoclinic (Temperature range 96-116°C or 204.8-240.8°F)

$$\log P = 11.364 - \frac{5082}{T}$$

Liquid (Temperature range 25-74°C or 77-165.2°F)

$$\log P = 8.70 - \frac{4655}{T}$$

(Temperature range 120-325°C or 248-617°F)

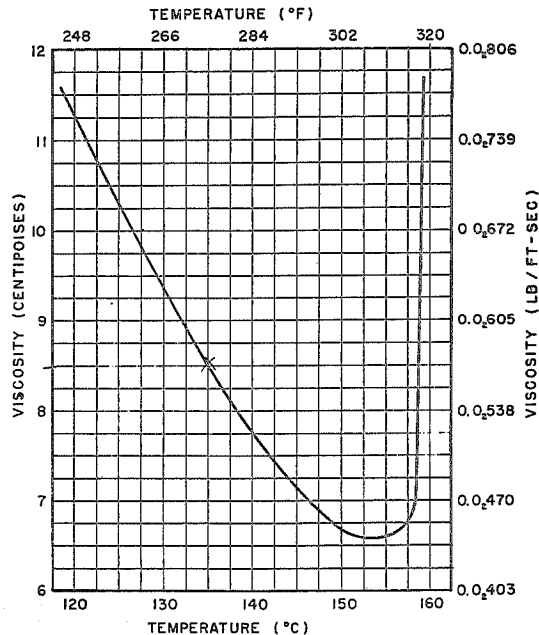
$$\log P = 14.70000 - \frac{5405.1}{T}$$

(Temperature range 325-650°C or 617-1022°F)

$$\log P = 7.43237 - \frac{3268.2}{T}$$

\* (Pressures given in mm of mercury, temperature in degrees Kelvin)

PROPERTIES OF SULFUR



(Reproduced by permission of Texas Gulf Sulphur Co.)

Figure A.19. Viscosity of sulfur.

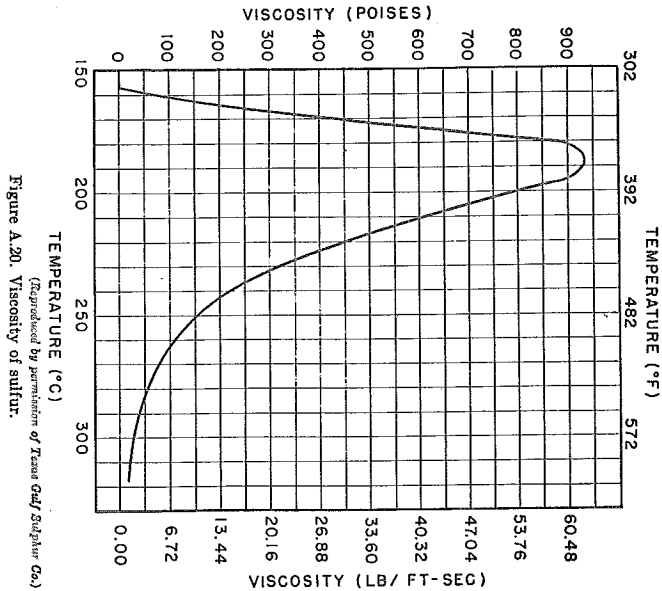


TABLE A.22. PROPERTIES OF AIR\*

Temperature (°F)	Specific Humidity (lb/lb of dry air)	Volume		Humid Specific Heat (Btu/lb of dry air)	Enthalpy Air-Vapor Mixture (Btu/lb of dry air)
		Dry Air (cu ft/lb)	Volume Increase of Humid Air (%)		
Barometric pressure equals 22 in. of mercury					
0	0.001271	15.71	0.2046	0.2406	11.35
5	0.001603	15.93	0.2580	0.2407	12.90
10	0.002011	16.10	0.3236	0.2409	14.54
15	0.002510	16.27	0.4041	0.2411	16.23
20	0.003116	16.44	0.5016	0.2414	18.13
25	0.003851	16.62	0.6193	0.2417	20.13
30	0.004737	16.79	0.7626	0.2421	22.19
35	0.005808	16.96	0.9335	0.2426	24.66
40	0.007089	17.13	1.139	0.2432	27.25
45	0.008614	17.30	1.384	0.2439	30.12
50	0.01043	17.47	1.676	0.2447	33.30
55	0.01258	17.64	2.022	0.2457	36.86
60	0.01512	17.82	2.429	0.2468	40.85
65	0.01812	17.99	2.910	0.2482	45.36
70	0.02165	18.16	3.477	0.2497	50.45
75	0.02580	18.33	4.141	0.2516	56.23
80	0.03066	18.50	4.922	0.2538	62.82
85	0.03635	18.67	5.836	0.2563	70.35
90	0.04305	18.84	6.907	0.2594	78.99
95	0.05087	19.02	8.161	0.2629	88.91
100	0.06003	19.19	9.629	0.2670	100.35
105	0.07079	19.36	11.35	0.2719	113.59
110	0.08342	19.53	13.38	0.2775	128.96
115	0.09834	19.70	15.75	0.2843	146.92
120	0.1159	19.87	18.58	0.2922	167.90
125	0.1368	20.04	21.91	0.3016	192.66
-5	0.001002	15.59	0.1613	0.24045	9.861
-10	0.0007852	15.42	0.1262	0.24025	8.430

\* (Reproduced from Goodman, W. "Air Conditioning Analysis," New York, The MacMillan Co., 1943, by permission of William Goodman and the MacMillan Co.)

TABLE A.22. PROPERTIES OF AIR (Cont'd)

Temperature (°F)	Specific Humidity (lb/lb of dry air)	Volume		Humid Specific Heat (Btu/lb of dry air)	Enthalpy Air-Vapor Mixture (Btu/lb of dry air)
		Dry Air (cu ft/lb)	Volume Increase of Humid Air (%)		
Barometric pressure equals 24 in. of mercury					
-10	0.0007197	14.13	0.1159	0.24032	8.360
-5	0.0009162	14.29	0.1478	0.24041	9.772
0	0.001165	14.45	0.1875	0.2405	11.24
5	0.001469	14.60	0.2265	0.2407	12.76
10	0.001843	14.76	0.2655	0.2408	14.36
15	0.002300	14.92	0.3703	0.2410	16.06
20	0.002855	15.07	0.4594	0.2413	17.86
25	0.003528	15.23	0.5675	0.2416	19.78
30	0.004339	15.39	0.6981	0.2420	21.86
35	0.005320	15.55	0.8551	0.2424	24.13
40	0.006492	15.70	1.043	0.2429	26.61
45	0.007887	15.86	1.268	0.2435	29.33
50	0.009548	16.02	1.534	0.2443	32.35
55	0.01151	16.17	1.850	0.2452	35.70
60	0.01383	16.33	2.222	0.2462	39.45
65	0.01657	16.49	2.661	0.2475	43.67
70	0.01979	16.65	3.178	0.2489	48.41
75	0.02357	16.80	3.783	0.2506	53.79
80	0.02799	16.96	4.493	0.2526	59.89
85	0.03317	17.12	5.324	0.2549	66.85
90	0.03923	17.27	6.295	0.2577	74.79
95	0.04632	17.43	7.431	0.2608	83.89
100	0.05459	17.59	8.756	0.2646	94.34
105	0.06428	17.75	10.31	0.2689	106.38
110	0.07565	17.90	12.13	0.2740	120.31
115	0.08898	18.06	14.25	0.2800	136.51
120	0.1046	18.22	16.77	0.2871	155.34
125	0.1232	18.37	19.72	0.2954	177.43

PROPERTIES OF AIR

Barometric pressure equals 26 in. of mercury

-10	0.0006643	13.04	0.1069	0.24030	8.302
-5	0.0008475	13.19	0.1364	0.24058	9.697
0	0.001075	13.33	0.1731	0.2405	11.14
5	0.001356	13.48	0.2182	0.2406	12.64
10	0.001701	13.62	0.2737	0.2408	14.21
15	0.002123	13.77	0.3417	0.2410	15.87
20	0.002635	13.91	0.4239	0.2412	17.62
25	0.003255	14.06	0.5225	0.2415	19.49
30	0.004005	14.20	0.6441	0.2418	21.50
35	0.004908	14.35	0.7888	0.2422	23.69
40	0.005988	14.50	0.9623	0.2427	26.06
45	0.007273	14.64	1.169	0.2433	28.67
50	0.008805	14.79	1.414	0.2440	31.54
55	0.01061	14.93	1.705	0.2448	34.72
60	0.01275	15.08	2.048	0.2457	38.27
65	0.01527	15.22	2.452	0.2469	42.24
70	0.01822	15.37	2.926	0.2482	46.70
75	0.02169	15.51	3.482	0.2498	51.74
80	0.02575	15.66	4.133	0.2516	57.44
85	0.03049	15.80	4.894	0.2537	63.91
90	0.03604	15.95	5.783	0.2562	71.28
95	0.04251	16.09	6.820	0.2591	79.69
100	0.05006	16.24	8.029	0.2625	89.32
105	0.05827	16.38	9.440	0.2665	100.39
110	0.06917	16.53	11.09	0.2711	113.14
115	0.08124	16.67	13.02	0.2766	127.91
120	0.09536	16.82	15.28	0.2829	145.00
125	0.1120	16.96	17.93	0.2904	164.95

PROPERTIES OF AIR

TABLE A.22. PROPERTIES OF AIR (Cont'd)

Temperature (°F)	Specific Humidity (lb/lb of dry air)	Volume		Humid Specific Heat (Btu/lb of dry air)	Enthalpy Air-Vapor Mixture (Btu/lb of dry air)
		Dry Air (cu ft/lb)	Volume Increase of Humid Air (%)		
Barometric Pressure Equals 28 in. of mercury					
-10	0.0005169	12.11	0.09928	0.24028	8.252
-5	0.0007869	12.25	0.1267	0.24035	9.633
0	0.0009932	12.38	0.1607	0.2404	11.06
5	0.001259	12.52	0.2026	0.2406	12.54
10	0.001579	12.65	0.2541	0.2407	14.08
15	0.001971	12.79	0.3172	0.2409	15.70
20	0.002446	12.92	0.3935	0.2411	17.42
25	0.003022	13.06	0.4866	0.2414	19.24
30	0.003716	13.19	0.5978	0.2417	21.19
35	0.004555	13.32	0.7320	0.2420	23.31
40	0.005556	13.46	0.8930	0.2425	25.60
45	0.006758	13.59	1.095	0.2430	28.10
50	0.008166	13.73	1.342	0.2437	30.85
55	0.009843	13.86	1.582	0.2444	33.89
60	0.01182	14.00	1.899	0.2453	37.26
65	0.01415	14.13	2.273	0.2464	41.03
70	0.01683	14.27	2.712	0.2476	45.24
75	0.02009	14.40	3.225	0.2490	49.99
80	0.02394	14.54	3.827	0.2507	55.34
85	0.02832	14.67	4.529	0.2527	61.40
90	0.03333	14.81	5.348	0.2550	68.29
95	0.03928	14.94	6.302	0.2577	76.13
100	0.04621	15.08	7.413	0.2608	85.08
105	0.05430	15.21	8.707	0.2644	95.33
110	0.06372	15.35	10.22	0.2687	107.10
115	0.07475	15.48	11.97	0.2736	120.69
120	0.08759	15.61	14.04	0.2794	136.35
125	0.1027	15.75	16.44	0.2862	154.57

PROPERTIES OF AIR

Barometric pressure equals 29.921 in. of mercury

-10	0.0005771	11.34	0.09250	0.24026	8.210
-5	0.0007353	11.46	0.1185	0.24033	9.580
0	0.0009340	11.59	0.1503	0.2404	10.99
5	0.001178	11.71	0.1896	0.2405	12.45
10	0.001478	11.84	0.2377	0.2407	13.97
15	0.001844	11.97	0.2968	0.2408	15.57
20	0.002288	12.09	0.3682	0.2410	17.25
25	0.002827	12.22	0.4547	0.2413	19.03
30	0.003476	12.34	0.5532	0.2416	20.93
35	0.004260	12.47	0.6848	0.2419	22.99
40	0.005196	12.60	0.8350	0.2423	25.21
45	0.006310	12.72	1.014	0.2428	27.62
50	0.007636	12.85	1.227	0.2434	30.27
55	0.009202	12.97	1.478	0.2441	33.19
60	0.01105	13.10	1.775	0.2450	36.42
65	0.01332	13.23	2.124	0.2460	40.02
70	0.01577	13.35	2.533	0.2471	44.03
75	0.01876	13.48	3.013	0.2484	48.53
80	0.02225	13.60	3.573	0.2500	53.60
85	0.02633	13.73	4.226	0.2519	59.33
90	0.03108	13.86	4.988	0.2540	65.82
95	0.03661	13.98	5.874	0.2565	73.19
100	0.04304	14.11	6.905	0.2594	81.57
105	0.05053	14.23	8.103	0.2627	91.35
110	0.05924	14.36	9.498	0.2667	102.13
115	0.06941	14.49	11.12	0.2712	114.76
120	0.08124	14.61	13.02	0.2766	129.27
125	0.09508	14.74	15.23	0.2828	146.09

PROPERTIES OF AIR

TABLE A.22. PROPERTIES OF AIR (Cont'd)

Temperature (°F)	Specific Humidity (lb/lb of dry air)	Volume		Humid Specific Heat (Btu/lb of dry air)	Enthalpy Air-Vapor Mixture (Btu/lb of dry air)
		Dry Air (cu ft/lb)	Volume Increase of Humid Air (%)		
Barometric pressure equals 30 in. of mercury					
-10	0.0005756	11.31	0.09266	0.24326	8.208
-5	0.0007343	11.43	0.1182	0.24033	9.577
0	0.0009315	11.56	0.1499	0.2404	10.99
5	0.001175	11.68	0.1891	0.2405	12.45
10	0.001474	11.81	0.2371	0.2407	13.97
15	0.001839	11.93	0.2960	0.2408	15.56
20	0.002282	12.06	0.3672	0.2410	17.24
25	0.002819	12.19	0.4535	0.2413	19.02
30	0.003467	12.31	0.5577	0.2416	20.98
35	0.004249	12.44	0.6829	0.2419	22.93
40	0.005183	12.56	0.8329	0.2423	25.19
45	0.006293	12.69	1.011	0.2428	27.61
50	0.007615	12.81	1.223	0.2434	30.25
55	0.009177	12.94	1.474	0.2441	33.16
60	0.01102	13.06	1.770	0.2450	36.39
65	0.01319	13.19	2.118	0.2459	39.98
70	0.01573	13.32	2.526	0.2471	43.98
75	0.01871	13.44	3.004	0.2484	48.48
80	0.02219	13.57	3.563	0.2500	53.54
85	0.02626	13.69	4.214	0.2518	59.25
90	0.03100	13.82	4.974	0.2539	65.72
95	0.03651	13.94	5.858	0.2564	73.07
100	0.04292	14.07	6.885	0.2593	81.44
105	0.05039	14.90	8.080	0.2626	90.99
110	0.05907	14.32	9.473	0.2666	101.94
115	0.06921	14.45	11.09	0.2711	114.53
120	0.08100	14.57	12.98	0.2764	129.01
125	0.09479	14.70	15.18	0.2827	145.77

PROPERTIES OF AIR

Barometric pressure equals 32 in. of mercury

-10	0.0005396	10.60	0.08686	0.24024	8.170
-5	0.0006884	10.72	0.1108	0.24031	9.529
0	0.0008732	10.83	0.1405	0.2404	10.96
5	0.001101	10.95	0.1773	0.2405	12.37
10	0.001381	11.07	0.2222	0.2406	13.87
15	0.001724	11.19	0.2775	0.2408	15.44
20	0.002139	11.31	0.3443	0.2410	17.09
25	0.002612	11.42	0.4249	0.2412	18.83
30	0.003249	11.54	0.5227	0.2415	20.69
35	0.003982	11.66	0.6400	0.2418	22.69
40	0.004856	11.78	0.7805	0.2422	24.84
45	0.005896	11.90	0.9476	0.2427	27.18
50	0.007134	12.01	1.146	0.2432	29.73
55	0.008596	12.13	1.381	0.2439	32.53
60	0.01032	12.25	1.658	0.2446	35.63
65	0.01235	12.37	1.983	0.2456	39.06
70	0.01472	12.48	2.365	0.2466	42.88
75	0.01751	12.60	2.811	0.2479	47.16
80	0.02076	12.72	3.333	0.2493	51.97
85	0.02455	12.84	3.941	0.2510	57.38
90	0.02897	12.96	4.648	0.2530	63.49
95	0.03410	13.07	5.471	0.2553	70.42
100	0.04007	13.19	6.427	0.2580	78.28
105	0.04700	13.31	7.537	0.2612	87.24
110	0.05505	13.43	8.828	0.2648	97.48
115	0.06444	13.54	10.32	0.2690	109.23
120	0.07532	13.66	12.07	0.2739	122.69
125	0.08804	13.78	14.10	0.2796	138.23

PROPERTIES OF AIR

APENDICE II

Anteproyecto al Reglamento SOx

- 1.1.2.1. En toda operación, proceso, actividad industrial o de servicio, localizada en cualquier región del país, la emisión de Dióxido de Azufre, no deberá ser tal que su aportación provoque que se exceda el valor especificado en la Norma Mexicana de Calidad del Aire, de 350 microgramos por metro cúbico en condiciones normales, de concentración promedio máxima en 24 horas, no más de una vez al año, y de 80 microgramos por metro cúbico en condiciones normales, promedio máximo anual no más de una vez cada 5 años.
- 1.1.2.2. En toda operación, proceso, actividad industrial o de servicio, que origine emisiones de Dióxido de Azufre, la emisión deberá ser reducida combinando el mantenimiento preventivo de los equipos y/o el cambio de materias primas, y/o combustibles, y/o la optimización de la operación de la planta, y/o los cambios o mejoras en el proceso, y/o la adopción y aplicación de la mejor tecnología de control disponible, y/o el cambio de localización de la fuente emisora, para el abatimiento de las emisiones, según lo indicado en este Reglamento.
- 1.1.2.3. La S.S.A. establecerá los Distritos de control de la calidad del aire en la República Mexicana, así como los procedimientos para la formación de las comisiones consultivas de la calidad del aire respectivas en cada distrito, mismas que son responsables, en conjunto con



la S.S.A. de definir los planes de control bajo la aprobación y supervisión de la S.S.A.

En tanto no se establezcan las comisiones consultivas, la S.S.A., asumirá sus funciones.

1.1.2.4. La S.S.A. publicará en el Diario Oficial, la lista de los Distritos de control de la calidad del aire, en la que se ha dividido la República Mexicana.

1.1.2.5. En toda operación, proceso, actividad industrial o de servicio, la emisión máxima permisible de Dióxido de Azufre deberá ajustarse a los valores indicados en la Tabla No. 1, multiplicado por el factor correspondiente al Distrito de control en el cual esté ubicado.

TABLA NO. 1

Azufre empleado o su equivalente en Kg/hr.	Emisión máxima permisible gr/SO <sub>2</sub> /seg./kg. de S/hr.
Menos de 64	Artículo 1.1.2.14
de 64 a 1375	0.0167
de 1367 a 6110	0.0139
de 6111 a 13605	0.0111
de 13605 a Mayor	0.0083

1.1.2.6. La Comisión consultiva de la calidad del aire en cada Distrito, fijará el grado de control de las emisiones

de Dióxido de Azufre, con un factor multiplicador de la Tabla No. 1 de este Reglamento, publicándolo en el Diario Oficial. Estos valores serán revisados periódicamente, y cualquier cambio será notificado por el mismo conducto.

- 1.1.2.7. Las empresas existentes habrán de cumplir con las emisiones fijadas en el Artículo 1.1.2.5 y según los Valores de los Factores del Distrito donde estén ubicadas, de acuerdo a lo estipulado en este Reglamento y cada 7 años a partir de esta fecha, ajustarán sus emisiones, a los Valores de los Factores vigentes en esa fecha, para su Distrito.
- 1.1.2.8. Las empresas por instalarse, así como las ampliaciones o modificaciones a las ya existentes deberán de cumplir con las emisiones estipuladas en el Artículo 1.1.2.5 de acuerdo a los valores de los factores vigentes en esa fecha.
- 1.1.2.9. En toda fuente emisora de Dióxido de Azufre se deberá instalar además de los dispositivos de control, una chimenea cuya altura efectiva se determinará de acuerdo a las Gráficas 1, 2, 3 y 4, dependiendo del Distrito en donde se hallen ubicadas.
- 1.1.2.10 En aquellas empresas existentes que se amplien en el futuro en el mismo Distrito, de obtener la Licencia

de Ampliación, las emisiones permisibles, así como la altura de su chimenea deberán de calcularse considerando para dicha fuente una emisión total igual a la suma de las emisiones de todas las fuentes instaladas con anterioridad, sin modificar los equipos y chimeneas que se tengan en éstas.

1.1.2.11 Toda fuente de operación múltiple generando emisiones de  $SO_2$ , que sean ventiladas a través de chimeneas separadas localizadas en un mismo predio, la fuente o fuentes de operación múltiple serán consideradas como una sola fuente emisora, considerándose la emisión total de cada chimenea como la suma de las emisiones individuales, debiéndose ajustar esta emisión a lo establecido en la Tabla No. 1. De tal forma que la altura de las chimeneas deberá de seleccionarse asumiendo que tienen la emisión total y refiriéndose a las Gráficas correspondientes al Distrito donde estén ubicadas.

1.1.2.12 La altura efectiva de la chimenea se calculará de la manera siguiente:

$$H = h + H$$

En donde:

H = Altura efectiva de la chimenea en metros.

h = Altura física de la chimenea sobre el nivel del suelo en metros.

H = Deberá ser calculada de la siguiente ecuación:

$$H = 0.1667 Vsd (1.5 + 2.68 \times 10^{-3} \frac{p}{T_s} (T_s - T_a) d)$$

Donde:

H = Incremento de altura debido a la longitud de la pluma a la salida de la chimenea en metros.

Vs = Velocidad del gas a la salida de la chimenea.

d = Diámetro interior de la chimenea en metros.

p = Presión atmosférica, en mb.

Ts = Temperatura del gas, en °K

Ta = Temperatura del aire, en °K

2.68 = Constante cuyas unidades son  $mb^{-1} m^{-1}$

1.1.2.13 Toda fuente emisora de Dióxido de Azufe que tenga una altura de chimenea menor que la altura efectiva necesaria, la emisión permisible será reducida multiplicando por:

$$\frac{\text{Altura actual de chimenea}}{\text{Altura efectiva necesaria de chimenea}}$$

1.1.2.14 En toda operación, proceso, actividad industrial o de servicio que consuma menos de 64 kilogramos de azufre/hora o su equivalente, la empresa deberá instalar una chimenea cuya altura efectiva dependerá de su emisión máxima en gramos/segundo, de acuerdo a las Gráficas 1, 2, 3 y 4 que relacionan la emisión de la fuente en gramos de SO<sub>2</sub>/segundo, contra la altura efectiva de chime

nea requerida para producir concentraciones a nivel de piso por debajo de los valores fijados en la Norma Mexicana de Calidad del Aire. La Gráfica aplicable dependerá de la región y concentración de fondo donde se localice la fuente de emisión.

1.1.2.15 En cualquier caso, a fin de evitar turbulencias significativas, la altura de la chimenea, por donde se conduzcan las emisiones de una fuente productora de  $SO_x$ , deben tener una altura efectiva en cuando menos 2 veces la altura del edificio más alto y en un radio de 50 metros, independientemente de la altura calculada para la chimenea de la fuente emisora.

1.1.2.16 En todo proceso que requiera la utilización de combustibles, las medidas de control a aplicarse dependerán de su requerimiento de calor y deberán ajustarse a lo siguiente:

- a) Requerimiento calorífico menor a 1'000,000 de Kcal/hora, deberán emplear combustibles que no contengan azufre.
- b) Requerimiento calorífico comprendido entre 1'000,000 y 20'000,000 de Kcal/hora, podrán emplear combustibles que contengan azufre debiendo instalar una chimenea de acuerdo a lo establecido en el Artículo 1.1.2.14 y las Gráficas 1, 2, 3 y 4 del presente Reglamento.

- 1.1.2.17 La Secretaría de Salubridad y Asistencia, establecerá convenios con los productores y distribuidores de combustibles, para determinar el tipo adecuado que convenga suministrar en los Distritos de Control en que se divida la República Mexicana y en sus diferentes zonas, dependiendo el grado de contaminación y de las condiciones meteorológicas de las zonas y los Distritos.
- 1.1.2.18 En toda operación, proceso, actividad industrial o de servicio que genere emisiones de  $SO_2$  que pudieran coadyuvar o rebasar los valores especificados en la Norma Mexicana de Calidad del Aire a nivel de piso, la empresa deberá instalar, calibrar, mantener y operar un sistema o sistemas de medición aprobados por la Secretaría de Salubridad y Asistencia, para el análisis y registro continuo de la concentración de Dióxido de Azufre en el efluente de cada proceso, así como un dispositivo automático de paro total de la unidad cuando rebase la emisión máxima permisible. La Secretaría de Salubridad y Asistencia, establecerá los críterios para designar los giros contaminantes que están sujetos al cumplimiento de este Artículo, mediante acuerdos dictados por el Secretario del Ramo.
- 1.1.2.19 La Secretaría de Salubridad y Asistencia, podrá solicitar en cualquier momento los registros y bitácoras

referentes a la operación de cualquier fuente de emisión de  $\text{SO}_2$  o de su correspondiente equipo de control de contaminación del aire.

- 1.1.2.20 La Secretaría de Salubridad y Asistencia, establecerá según tipo y magnitud de las fuentes emisoras de Dióxido de Azufre, aquellas que deberán contar con una planta generadora de energía eléctrica, que permita la operación normal en caso de fallas de suministro.
- 1.1.2.21 Toda fuente emisora de Dióxido de Azufre, deberá evitar fugas en las líneas o equipos de proceso que pudieran originar elevaciones en la concentración máxima permisible de  $\text{SO}_2$  a nivel de piso en las áreas internas de trabajo.
- 1.1.2.22 Toda operación, proceso, actividad industrial o de servicio que genere emisiones de Dióxido de Azufre durante el reinicio de sus operaciones, deberá notificar a la Secretaría de Salubridad y Asistencia de cualquier paro programado para mantenimiento de la planta, con un mínimo de 30 días antes de efectuarlo. Todo paro de emergencia por fallas en el proceso, fallas en el equipo de control, etc., deberá comunicarse a la Secretaría de Salubridad y Asistencia en un plazo no mayor de veinticuatro horas.

1.1.2.23 En cualquiera de las situaciones indicadas en el Artículo 1.1.2.22, deberá solicitarse a la Secretaría de Salubridad y Asistencia, autorización para el reinicio de actividades, la solicitud deberá contener la fecha probable del reinicio y las estrategias de seguridad y control que garanticen que la concentración de Dióxido de Azufre en el aire ambiente, no vaya a rebasar el valor especificado en la Norma Mexicana de Calidad del Aire. En casos de emergencias, estos procedimientos podrán hacerse telefónicamente.

1.1.2.24 La Secretaría de Salubridad y Asistencia deberá contestar a la solicitud de autorización de reinicio de actividades 15 días antes de la fecha indicada como probable para el reinicio de ésta. En casos de emergencias, estos procedimientos podrán hacerse telefónicamente.

1.1.2.25 En toda fuente emisora de  $H_2SO_4$  o  $SO_3$ , las emisiones maximas permisibles en operación normal serán:

- a) 4.4. Kg. de  $H_2SO_4$ /Ton. producida/hr.
- b) 1.1. Kg. de  $SO_3$ /Ton. de ácido producido.

En toda planta que genere  $H_2SO_4$  en el arrangque de su operación, la emisión máxima permisible será aquella que no exceda una concentración de 50 microgramos por metro cúbico a nivel de piso.



- 1.1.2.26 En toda operación, proceso o actividad industrial que genere Sulfuro de Hidrógeno, se deberá emplear la mayor tecnología de control disponible para eliminar la posible emisión de este contaminante a la atmósfera.
- 1.1.2.27 En toda operación, proceso o actividad industrial localizada en cualquier región del país, la emisión de Acido Sulfhídrico deberá ser tal que no exceda una concentración a nivel de piso de 1.15 ppm. en promedio, durante un período no mayor de 30 minutos en zonas habitacionales o comerciales.

En toda operación, proceso o actividad industrial localizado en cualquier región del país, la emisión de Acido Sulfhídrico deberá ser tal que no exceda una concentración a nivel de suelo de 2.0 ppm. en promedio durante un período no mayor de 30 minutos, si esta concentración afecta zonas industriales, terrenos baldíos y lugares no habitados normalmente.

APENDICE III

"Contaminación Atmosférica.- Fuentes Fijas.-  
Determinación de la emisión de bióxido de --  
azufre, trióxido de azufre y neblinas de ácido  
sulfúrico"

## PREFACIO

En la elaboración de la presente Norma participaron las Instituciones y Organismos siguientes:

INDUSTRIAS RESISTOL, S.A.

ASOCIACION NACIONAL DE INGENIEROS QUIMICOS

COMISION FEDERAL DE ELECTRICIDAD

FERTIMEX, S.A.

CAMARA NACIONAL DEL CEMENTO

CEMENTOS TOLTECA, S.A.

SECRETARIA DE SALUBRIDAD Y ASISTENCIA  
Subsecretaría de Mejoramiento del Ambiente

CAMARA NACIONAL DE LA INDUSTRIA DE TRANSFORMACION  
Departamento de Normas

NOM-AA-56-1979

1.- OBJETIVO Y CAMPO DE APLICACION

Esta Norma establece un procedimiento para la determinación de la emisión de bióxido de azufre, trióxido de azufre y neblinas de ácido sulfúrico en los gases que fluyen por un conducto. Es específica para los casos en que estén presentes estos tres componentes.

2.- REFERENCIAS

Esta Norma se complementa con las Normas Oficiales Mexicanas siguientes, en vigor:

NOM-AA-9 "DETERMINACION DEL FLUJO DE GASES EN UN CONDUCTO POR MEDIO DEL TUBO DE PITOT".

NOM-AA-35 "DETERMINACION DE BIOXIDO DE CARBONO, MONOXIDO DE CARBONO Y OXIGENO EN LOS GASES DE COMBUSTION".

3.- SIMBOLOS Y ABREVIATURAS

$C_1$  Concentración de bióxido de azufre a condiciones normales, en g de  $SO_2/m^3$ .

- C<sub>2</sub> Concentración de trióxido de azufre más neblinas de ácido sulfúrico. En g de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>.
- E<sub>1</sub> Emisión de bióxido de azufre. En Kg de SO<sub>2</sub>/h.
- E<sub>2</sub> Emisión de trióxido de azufre más neblinas de ácido sulfúrico. En Kg de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/h.
- F Factor de aforo y alícuota, adimensional.
- G<sub>v</sub> Gasto volumétrico de la corriente gaseosa, a condiciones normales determinado de acuerdo con la Norma NOM-AA-9, (véase inciso 2 REFERENCIAS). En m<sup>3</sup>/h.
- I Coeficiente de muestreo isocinético. En porciento.
- M<sub>1</sub> Masa de bióxido de azufre colectada. En g.
- M<sub>2</sub> Masa de trióxido de azufre más neblinas de ácido sulfúrico colectadas, como ácido sulfúrico. En g.
- N Normalidad de la disolución de perclorato de bario trihidratado (Ba(CIO<sub>4</sub>)<sub>2</sub> 3H<sub>2</sub>O) o de cloruro de bario dihidratado BaCl<sub>2</sub> 2H<sub>2</sub>O En g. eq/<sub>1</sub>
- P Presión manométrica promedio registrada en el medidor seco de gases. En atm.

- Pb Presión barométrica existente en el lugar de la determinación, en atm.
- Pc Presión absoluta en el conducto. En atm.
- Pn Presión normal
- Peq<sub>2</sub> Peso equivalente del trióxido de azufre más neblinas de ácido sulfúrico, como ácido sulfúrico (49.0g/g.eq)
- Peq<sub>1</sub> Peso equivalente del bióxido de azufre (32 g/g.eq).
- Sb Sección transversal de la boquilla. En m<sup>2</sup>.
- t Tiempo total de muestreo. En s.
- Tc Temperatura existente en el conducto durante la determinación. En K.
- Tm Temperatura absoluta promedio registrada en el medidor seco de gases. En K.
- Tn Temperatura normal
- $\bar{v}$  Velocidad promedio de la corriente gaseosa del conducto. En m/s.

$V_1$  Diferencia entre ( $V_{SO_2} - V_{B_{SO_2}}$ )

$V_m$  Volumen de muestra a condiciones normales. En  $m^3$ .

$V_{SO_2}$  Volumen de perclorato o cloruro de bario gastado durante la titulación de la alícuota tomada para la cuantificación de la muestra, colectada en los impactores segundo y tercero. En  $cm^3$  de  $Ba(ClO_4)_2 \cdot 3H_2O$  ó  $6 cm^3$  de  $BaCl_2 \cdot 2H_2O$ .

$V_{B_{SO_2}}$  Volumen de perclorato o cloruro de bario gastado durante la titulación de la alícuota tomada para la cuantificación de la muestra testigo (blanco). En  $cm^3$  de  $Ba(ClO_4)_2 \cdot 3H_2O$  ó de  $cm^3$  de  $BaCl_2 \cdot 2H_2O$ .

$V_{H_2SO_4}$  Volumen de perclorato o cloruro de bario, gastado durante la titulación de la alícuota tomada para la cuantificación de la muestra colectada en el primer impactor. En  $cm^3$  de  $Ba(ClO_4)_2 \cdot 3H_2O$  ó de  $cm^3$  de  $BaCl_2 \cdot 2H_2O$ .

$V_{B_{H_2SO_4}}$  Volumen de perclorato o cloruro de bario, gastado durante la titulación de la alícuota, tomada para la cuantificación de la muestra testigo (blanco). En  $cm^3$  de  $Ba(ClO_4)_2 \cdot 3H_2O$  ó  $cm^3$  de  $BaCl_2 \cdot 2H_2O$ .

$10^3$  Factor para convertir a g. la masa cuantificada

NOTAS.- 1.- Condiciones normales 298 °K y 101325 Pa  
(25°C y 1 atm).

2.- Aunque la unidad oficial de presión es el Pascal, para fines de esta Norma se utilizan otras unidades más usuales.

#### 4.- RESUMEN

Se extrae una muestra isocinéticamente; el trióxido de azufre y las neblinas de ácido sulfúrico se retienen en una disolución de alcohol isopropílico, el bióxido de azufre se absorbe en disolución de peróxido de hidrógeno. Cuantificando por azufre, ambos por titulación con perclorato o cloruro de bario y conociendo el volumen de muestra colectado, se determinan las concentraciones respectivas. Por medio de estas últimas y con el gasto volumétrico se determinan las emisiones correspondientes.

#### 5.- REACTIVOS

Los reactivos que a continuación se mencionan deben ser grado analítico a menos que se indique otra cosa, cuando se hable de agua se debe entender agua destilada o desmineralizada.

5.1 Alcohol isopropílico ( $\text{CH}_3\text{CHOHCH}_3$ ).



## 5.2 Disolución de peróxido de hidrógeno

Medir  $100 \text{ cm}^3$  de peróxido de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ) al 30%, transferir a un matraz volumétrico de  $1000 \text{ cm}^3$ , llevar a la marca con agua y homogeneizar.

NOTA.- Esta disolución debe prepararse diariamente, o bien antes de usarse.

## 5.3 Disolución de alcohol isopropílico

Mezclar  $800 \text{ cm}^3$  de alcohol isopropílico ( $\text{CH}_3\text{CHOHCH}_3$ ) con  $200 \text{ cm}^3$  de agua y homogeneizar.

5.4 Gel de sílice 6-16 mallas, provista de indicador para humedad.

5.5 Hielo en trozos.

## 5.6 Disolución de ácido nítrico 0.5 N.

Medir  $7.5 \text{ cm}^3$  de ácido nítrico ( $\text{HNO}_3$ ) al 70%, transferir a un matraz volumétrico de  $250 \text{ cm}^3$ , llevar a la marca con agua y homogeneizar.

## 5.7 Disolución de perclorato de bario 0.01 N.

Pesar  $1.95 \text{ g}$  de perclorato de bario trihidratado  $\text{Ba}(\text{ClO}_4)_2 \cdot$

3H<sub>2</sub>O al 0.01 g., transferir a un vaso de precipitados de 400 cm<sup>3</sup> de agua y agitar hasta disolución total. Transferir a un matraz volumétrico de 1000 cm<sup>3</sup>, llevar a la marca con alcohol isopropílico y homogeneizar.

#### 5.7.1 Titulación de la disolución de perclorato de bario

Medir con pipeta volumétrica 10 cm<sup>3</sup> de la disolución de sulfato de sodio 0.02 N (ver inciso 5.8), transferir a un matraz erlenmeyer de 125 cm<sup>3</sup>, agregar dos gotas de disolución indicadora de torino (ver inciso 5.9) y una gota de disolución indicadora de azul de metileno (ver inciso 5.10). Titular con la disolución de perclorato de bario (ver inciso 5.7), hasta el vire de color amarillo verdoso a rosa tenue definitivo.

NOTA.- En caso de no contar con perclorato de bario, la disolución puede prepararse usando 1.22 g de cloruro de bario dihidratado (BaCl<sub>2</sub> · 2H<sub>2</sub>O) y proceder como se indica en los incisos 5.7 y 5.7.1.

#### 5.8 Disolución de Sulfato de Sodio 0.02 N.

Pesar exactamente 1.4204 g de sulfato de sodio anhidro (Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>), previamente secado a 398 K (125 °C), durante dos horas, transferir a un matraz volumétrico de 1000 cm<sup>3</sup>, disolver, llevar a la marca con agua y homogeneizar perfectamente.

## 5.9 Disolución indicadora de torino

Pesar 200 mg de la sal disódica del ácido o (2-hidroxi-3-6-disulfo-1-naftilo - naftil - azo bencenarsónico  $(OH)_2 - AsC_6H_4N:NC_{10}H_4(OH)SO_3 \cdot N_2$  al 0.1 mg, transferir a un vaso de precipitados de  $250\text{ cm}^3$ , agregar  $100\text{ cm}^3$  de agua y agitar hasta disolución total.

NOTA.- Esta disolución debe almacenarse en recipientes de polietileno, ya que en recipientes de vidrio se descompone rápidamente.

## 5.10 Disolución indicadora de azul de metileno

Pesar 200 mg de (3.5 dimetil amino) cenotiazina 5 cloruro  $(C_{16}H_{18}ClN_3S \cdot 2H_2O)$  (azul de metileno), al 0.1 mg., transferir a un matraz volumétrico de  $100\text{ cm}^3$ , llevar a la marca con agua y homogeneizar.

Medir con pipeta volumétrica  $10\text{ cm}^3$ , transferir a un matraz volumétrico de  $100\text{ cm}^3$ , llevar a la marca y homogeneizar. Esta última disolución es la que se utiliza en el procedimiento.

## 6.- APARATOS

6.1 Sonda de acero inoxidable, de longitud suficiente para muestrear todos los puntos de medición y provista de adapta-

dor para boquillas.

NOTA.- Para conductos de diámetro, relativamente grande, se debe considerar la posibilidad de realizar la toma de la muestra mediante puertos de muestreo diametralmente opuestos.

6.2 Boquillas de acero inoxidable, de punta afilada con ángulo de 30° y de diámetro interior adecuado para realizar el muestreo en forma isocinética.

6.3 Impactores: dos provistos de difusor y tres de diseño modificado.

NOTA.- El diseño modificado se obtiene reemplazando el tubo difusor del impactor, por un tubo de 13 mm de diámetro interior cuyo extremo inferior quede colocado a 13 mm de la base del impactor.

6.4 Portafiltros

6.5 Medio filtrante. Lana de vidrio, con tamaño máximo de poro de 0.8 micras, sin material orgánico de unión, inerte al SO<sub>2</sub>, libre de impurezas, no higroscópico y resistente a la corrosión.

6.6 Medidor seco de gases, con sensibilidad de  $\pm 560 \text{ cm}^3$ ,

provisto de termómetro, vacuómetro y válvula reguladora de flujo.

6.7 Fuente de succión

6.8 Tubo de pitot tipo S o invertido

6.9 Manómetro diferencial inclinado con ámbito de operación de 0.00 a 2.54 cm. de H<sub>2</sub>O con sensibilidad de  $\pm 0.0254$  cm de H<sub>2</sub>O.

6.10 Barómetro con ámbito de operación de 66660 Pa a 101325 Pa (0.65 s 1 atm), con sensibilidad de  $\pm 0.0254$  cm de H<sub>2</sub>O.

6.11 Juntas esmeriladas de cuenca y bola para unir los impactores.

NOTA.- Las juntas de cuenca y bola son las recomendables para armar el tren de impactores, también se pueden usar las juntas de material flexible inerte a la corriente gaseosa que se va a muestrear.

6.12 Cronómetro, con precisión de 0.2 s.

6.13 Equipo común de laboratorio

## 7.- PROCEDIMIENTO

7.1.1 Montar el tren de muestreo de acuerdo a la figura 1.

7.1.2 Colocar  $100 \text{ cm}^3$  de la disolución de alcohol isopropílico (ver inciso 5.3) en el primer impactor y  $100 \text{ cm}^3$  de la disolución de peróxido de hidrógeno (ver inciso 5.2) en los impactores segundo y tercero.

7.1.3 Dejar vacío el cuarto impactor, en el quinto colocar una capa de lana de vidrio en la base del impactor, de espesor suficiente para que cubra el extremo del tubo de vidrio. Sobre esta capa colocar aproximadamente 100 g de gel de sílice previamente secada a  $398 \text{ }^\circ\text{K}$  ( $125 \text{ }^\circ\text{C}$ ), durante dos horas.

7.1.4 Colocar una capa de lana de vidrio a manera de medio filtrante en el protafiltros y ubicarlo entre el primero y el segundo impactor.

7.1.5 Verificar la hermeticidad del tren de muestreo, colocando un tapón en la entrada de la sonda de muestreo; hacer funcionar la fuente de succión hasta que la lectura del manómetro llegue a su valor máximo estable. Cerrar la válvula de regulación del flujo, detener la fuente de succión, después de lo cual la lectura del manómetro no debe variar durante por lo menos 30s, de lo contrario será indicativo de que existen infiltraciones, las que se deben localizar y eliminar al máximo.

## 7.2 Colección de la muestra

7.2.1 Previamente seleccionado el sitio de muestreo y el número de puntos de medición, de acuerdo a la Norma NOM-AA-9, (véase inciso 2, REFERENCIAS) determinar la velocidad de la corriente gaseosa en cada uno de ellos.

7.2.2 Tomar una muestra en forma isocinética en todos los puntos de medición.

7.2.3 Adaptar la boquilla a la sonda y colocar esta última en la corriente gaseosa por muestrear, en dirección normal al conducto y con la boquilla apuntando en dirección del flujo de la corriente gaseosa.

7.2.4 Girar la sonda 180° y simultáneamente poner a funcionar la fuente de succión y el cronómetro. Muestrear isocinéticamente en todos los puntos de medición. El tiempo de muestreo para cada punto debe de ser de 5 minutos como mínimo.

### NOTAS.-

1.- Si el perfil de la velocidad de la corriente gaseosa por muestrear es tal, que no existen diferencias de 10% o más entre la magnitud de la velocidad en un punto cualquiera y la velocidad promedio de la corriente gaseosa, es suficiente muestrear en el 50% del total de los puntos de medición.

2.- El procedimiento de muestreo descrito, presupone que en los puntos de medición, no existen variaciones de velocidad con el tiempo, en caso de existir se debe hacer uso del tubo de pitot y del manómetro diferencial en forma simultanea con la sonda, para realizar el muestreo en forma isocinética.

3.- Si se observa condensación antes de que la corriente gaseosa llegue al tren de impactores, se debe evitar proporcionando calentamiento a la sonda.

7.2.5 Registrar las condiciones de presión y de temperatura en el medidor seco de gases para cada punto muestreado, registrar el volumen de muestra tomado en cada uno de dichos puntos.

7.2.6 Al finalizar el muestreo, permitir un gasto extra, aproximadamente igual al volumen interno del tren de muestreo para tener en cuenta que este se debe purgar. Detener la fuente de succión y el cronómetro y simultáneamente girar la sonda 180°. Registrar el volumen de muestra tomado.

### 7.3 Recuperación de la muestra

7.3.1 Transferir el contenido del primer impactor a un matraz volumétrico, de 250 cm<sup>3</sup>, lavar el impactor tres veces con agua, recibiendo el agua de lavado en el matraz volumétrico, llevar a la marca con agua y homogeneizar, transferir a un recipiente de plástico de boca ancha, agregando a éste



último la lana de vidrio del portafiltros.

7.3.2 Transferir el contenido de los impactores segundo y tercero a un matraz volumétrico de  $500\text{ cm}^3$ , lavar cada impactor tres veces con agua, recibiendo el agua del lavado en el matraz volumétrico, llevar a la marca con agua y homogeneizar.

#### 7.4 Cuantificación de la muestra

7.4.1 Medir  $10\text{ cm}^3$  de alícuota del recipiente de plástico obtenido según el inciso 7.3.1, del matraz volumétrico de  $500\text{ cm}^3$  obtenido según el inciso 7.3.2 medir una alícuota que contenga entre 10 y 15 mg de  $\text{SO}_4$ . Tomar la misma cantidad de agua como testigo.

NOTA.- Las alícuotas usadas para la cuantificación de la muestra deben ser  $5\text{ ó }10\text{ cm}^3$ , ya que una alícuota mayor conduce a una menor visibilidad del cambio de color durante la titulación.

7.4.2 Transferir las muestras a matraces erlenmeyer de  $125\text{ cm}^3$  de alcohol isopropílico (ver inciso 5.1), si se tomaron alícuotas de  $5\text{ ó }10\text{ cm}^3$  respectivamente.

7.4.3 Agregar dos gotas de ácido nítrico  $0.5\text{ N}$  (ver inciso 5.6), tres gotas de disolución indicadora de torino (ver inciso 5.9), y una gota de indicador azul de metileno (ver in-

ciso 5.10).

7.4.4 Titular con disolución de perclorato de bario (ver inciso 5.7) hasta que el color amarillo-verdoso cambie a rosa tenue definitivo.

NOTA.- Interfieren en la determinación del amoniaco libre, los fluoruros y los cationes solubles en agua.

## 8.- EXPRESION DE RESULTADOS

### 8.1 Método de cálculo y fórmulas

8.1.1 El volumen de muestra a condiciones normales, se obtiene con la siguiente expresión:

$$V_n = V_m \cdot T_n \cdot (P_b + P) / T_m \cdot P_n$$

8.1.2 Las cantidades de bióxido de azufre y de trióxido de azufre más neblinas de ácido sulfúrico, se obtienen con las siguientes expresiones:

$$M_1 = P_{eq_1} \cdot N \cdot V_1 \cdot F \cdot 10^{-3}$$

$$M_2 = P_{eq_2} \cdot N \cdot V_2 \cdot F \cdot 10^{-3}$$

8.1.3 Las concentraciones de bióxido de azufre y de trióxido de azufre más neblinas de ácido sulfúrico, a condiciones normales, se obtienen con las siguientes expresiones:

$$C_1 = \frac{M_1}{Vn}$$

$$C_2 = \frac{M_2}{Vn}$$

8.1.4 Las emisiones de bióxido de azufre y de trióxido de azufre más neblinas de ácido sulfúrico, se obtienen con las siguientes expresiones:

$$E_1 = C_1 Gv \times 10^{-3}$$

$$E_2 = C_2 Gv \times 10^{-3}$$

## 8.2 Cálculos del coeficiente de muestreo isocinético

8.2.1 Obtener el coeficiente de muestreo isocinético mediante la siguiente expresión:

$$I = \frac{Tc Vm (Pb+P)}{v t Pc Sb Tm} \times 100$$

## 8.3 Representatividad

El coeficiente de muestreo isocinético debe estar comprendido entre 90 y 110%, de no ser así repetir la determinación.

## 9.- INFORME DE RESULTADOS

### 9.1 Datos respecto a la corriente gaseosa

#### 9.1.1 Composición (base tal cual)

9.1.2 Peso molecular

9.1.3 Densidad

9.1.4 Gasto volumétrico

a) A las condiciones de operación durante la determinación

b) A condiciones normales

9.1.5 Volumen de muestra a condiciones normales

9.1.6 Emisión de bióxido de azufre

9.1.7 Emisión de trióxido de azufre más neblinas de ácido sulfúrico.

9.1.8 Valor del coeficiente de muestreo isocinético

9.2 Respecto a la muestra tomada

a) Identificación y descripción

b) Datos sobre la toma de la misma

9.2.1 Referencia al método empleado

9.2.2 Aspectos irregulares observados durante la determinación.

9.2.3 Cualquier operación no incluida en esta Norma y que pudiera afectar los resultados.

APENDICE IV

Situación financiera actual  
y  
personal calificado dentro de la empresa

A continuación se presenta la situación financiera de esta empresa, sin considerar ningún tipo de inversión:

- Producción anual (tons)	\$ 21,603
- Ventas netas (\$750/ton)	16202400
- Costos directos de producción	8170485
- <u>Utilidad bruta</u>	<u>\$ 8031915</u>
- Gastos generales 25% Ve. Net.	4183312
- Costos generales de planta 13% Ve. Net.	501997
- Cargos fijos	100000
- Utilidad de operación	3246606
- Utilidad neta	<u>\$ 1623303</u>

Personal calificado dentro de la empresa:

- 1.- 4 operadores y un ayudante
- 2.- 2 mecánicos y un ayudante
- 3.- 1 supervisor de mantenimiento
- 4.- 4 vigilantes
- 5.- 2 analistas y 2 ayudantes
- 6.- 1 contador
- 7.- 1 vendedor
- 8.- 1 ingeniero
- 9.- 1 secretaria
- 10.- 1 gerente

La situación del personal es la siguiente:



PERSONAL	SALARIO ACTUAL (\$)	ANTIGUEDAD (años)	LIQUIDACION (\$)
1.- Operadores			
A	12	15	154 356
B	12	10	114 904
C	12	6	83 342
D	12	8	99 123
F	8	10	76 602
2.- Mecánicos			
A	10	4	56 300
B	10	4	56 300
C	8	2	34 520
3.- Supervisor de manteni- miento	15	10	143 630
4.- Vigilantes			
A	7	4	39 411
B	7	4	39 411
C	7	2	30 205
D	7	2	30 205
5.- Analistas			
A	10	2	43 150
B	10	2	43 150
C	7	1	25 602
D	7	1	25 602
6.- Contador	15	6	104 178
7.- Vendedor	20	5	125 153
8.- Ingeniero	15	4	84 452
9.- Secretaria	8	2	34 520
10.- Gerente	35	15	450 204
T o t a l			<u>\$1,894 321</u>

APENDICE V

Cálculo de la altura física de  
la chimenea

## CALCULO DE LA ALTURA FISICA DE LA CHIMENEA

La fórmula para calcular la altura física de la chimenea ha venido presentando algunas variantes, siendo las más importantes: la corrección por presión atmosférica y los valores asignados a la norma de calidad de aire (N) y a la concentración de fondo ( $C_f$ ); sin embargo las correlaciones que se presentan a continuación, es muy probable que sean las que finalmente se publiquen en el reglamento de  $SO_x$ . (información obtenida de la S. M. A.)

Considerando lo anterior, la altura calculada para cumplir con el límite permisible de emisiones de  $SO_2$  deberá ser de 30.00 Mts., comparada con la altura actual 28 Mts., por lo que sería necesario aumentarla en 2.00 Mts. Esto significa una inversión de aproximadamente \$100 000.00; tomando en cuenta que ésta cantidad no afecta notablemente a las inversiones requeridas de las alternativas mencionadas en el capítulo 3, y además que los valores asignados hasta la fecha para nuestra zona ( $C_f$  y N) están sujetos a reajustes, la inversión necesaria para obtener el aumento de la altura de la chimenea no se tomó en cuenta.

CALCULO DE LA ALTURA FISICA DE LA CHIMENEA

a) Cálculo del limite máximo permisible

Azufre emleado = 933.33 Kgs/nr

De la tabla N° 1 del anteproyecto se tiene:

$$0.0167 \frac{\text{Gr. SO}_2}{\text{SEG}} \times 933.33 \frac{\text{Kgs}}{\text{Hr}} = 15.867 \frac{\text{Gr SO}_2}{\text{SEG}}$$

$$\frac{\text{Kg. S}}{\text{Hr.}}$$

El límite máximo permisible de emision de SO<sub>2</sub> será de:

$$15.967 \frac{\text{Gr. SO}_2}{\text{SEG}}$$

b) Cálculo de la emisión de SO<sub>2</sub> en la chimenea

E = Conc. de SO<sub>2</sub> x Gasto volumetrico de los gases

$$= 1325.0 \frac{\text{mg}}{\text{m}^3} \times 14147.5 \frac{\text{m}^3}{\text{Hr}} \times \frac{1 \text{ gr}}{1000 \text{ mg.}} \times \frac{1 \text{ Hr}}{3600 \text{ seg}}$$

$$E = 52.1 \text{ gr SO}_2/\text{seg}$$

c) Altura física de la chimenea

$$H_s = 389 \left[ \frac{Q}{\frac{p}{760} (N-C_f) Q_v \left[ \left( 1 - \frac{t_a}{t_s} \right) \right]^{3/4}} \right]^{0.91} \dots\dots\dots 1$$

La fórmula anterior aplica:

$$\text{Si } Q_v \left(1 - \frac{t_a}{t_s}\right) \quad 17.6 \dots 1$$

$$H_s = 265 \left[ \frac{Q}{\sqrt{\frac{P}{760}} (N - C_f) Q_v \left(1 - \frac{t_a}{t_s}\right)^{3/5}} \right] 0.91 \dots \dots \dots 2$$

La fórmula anterior aplica:

$$\text{Si } Q_v \left(1 - \frac{t_a}{t_s}\right) \quad 17.6 \dots 2$$

Donde:

Hs = Altura física de la chimenea en mts.

Q = Emisión de SO<sub>2</sub> en gr/seg. = 15.867

P = Presión barométrica en mm. hg. = 585

N = Norma de claidad del aire = 350 mg/m<sup>3</sup>

C<sub>f</sub> = Concentración de fondo = 50.0 mg/m<sup>3</sup>

t<sub>a</sub> = Temperatura ambiente = 298 °K

t<sub>s</sub> = Temperatura de salida de gases = 350 °K

Q<sub>v</sub> = Gasto volumétrico de los gases en m<sup>3</sup>/seg.

$$Q_v = 17250.0 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ seg.}} = 4.8 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

$$Q_v \left(1 - \frac{t_a}{t_s}\right) = 4.80 \left(1 - \frac{298}{350}\right) = 0.712$$

Como 0.584 17.6 se utiliza la fórmula N°1

$$H_s = 389 \left[ \frac{585}{760} \frac{15.867}{(350 - 50)} 4.8 \left[ \left( 1 - \frac{298}{350} \right) \right] 0.75 \right]^{0.91}$$

$$H_s = 30.00 \text{ mts.}$$

## BIBLIOGRAFIA

---

- 1.- Dr. J. B. Hyne, Petróleos y Petroquímica Internacional, mayo 1973, pp. 21-22.
- 2.- E. A. Shultz, and W. E. Miller, 34th Annual Meeting of the American Power Conference, April 18-20 1972, Sherman House, Chicago.
- 3.- G. M. Cameron, P.D. Nolan and K. R. Shaw, CEP, septiembre 1978, pp. 47-50.
- 4.- J. R. Donovan, J. S. Palermo, and R.M. Smith, CEP, September 1978, pp. 51-53.
- 5.- R. A. Baverand B.P. Vidon, CEP, September 1978, pp. 68-69.
- 6.- D. R. Duros and E. D. Kennedy, CEP, September 1978, pp. 70-77.
- 7.- Cooperative Study Project Manufacturing Chemists; Association Inc. and Public Health Service, Cincinnati, Ohio, 1965.
- 8.- W. R. Horlacher, Annual Oklahoma State Meeting of the American Institute of Chemical Engineers, March 25 1972, Bar Hesville, Oklahoma.
- 9.- John C. Davis, Chemical Engineering, September 11, 1978. pp. 111-114.
- 10.- Niro Atomizer Inc., Chemical Engineering, July 31, 1978. pp. 55-56.
- 11.- K. Masters, JOY Manufacturing Company, Western Precipitation Division Seminar, May 20-21 1978, Durango, Colorado.
- 12.- K. M. Guthrie, W.R. Grace and Co., Chemical Engineering, March 24 1969, pp. 114-142.
- 13.- Christopher E. Baithel, Symposium on Air Pollution in Mexico City, December 9 1968, Mexico City.
- 14.- G. Pandian and V. Ganapathy, Hydrocarbon Processing., septiembre 1979, pp. 261-264.
- 15.- Cecil H. Chilton, Chemical Engineering, June 1949, pp. 97-106.
- 16.- A. Pikulik and Hector E. Diaz, Chemical Engineering, October 10, 1977, pp. 107-122.
- 17.- K. M. Guthrie, Chemical Engineering, March 24, 1969, pp. 114-140.
- 18.- E. Fernández y M. Reta P., Primer Simposium Internacional de Ingeniería de Costos, 1970, Montreal, Canadá.



- 19.- A. C. Stem, Air Pollution (2nd Edition), Academic Press, 1968.
- 20.- M. J. Kerbec, Your Government and the Environment (Library of Congress, 1973).
- 21.- U.S. H.E.W., Air Quality Criteria for Sulfur Oxides, 1970.
- 22.- 1974 Refining Handbook Issue, Hydrocarbon Processing, Vol. 53, No. 9, 1974.
- 23.- G. Van Houte, 60 Procèdes de desulfuration des fumes. Universite de Louvain, Belgique, 1973.
- 24.- Science, Vol. 175, No. 4022, Feb. 1972.
- 25.- A. Rittmann, Volcanoes and their Activity (Wiley, New York, 1962).
- 26.- G. A. MacDonald, U.S. Geol Survey Bull, 1955.
- 27.- E. S. Shepard. American Journal of Science, pp. 235-311.
- 28.- F. Eriksson . Fellus 11.3757, 1959.
- 29.- Concamin. Contaminación Atmosférica por SO<sub>2</sub>. 1975.
- 30.- Cámara Minera de México, Reducción de Emisiones de SO<sub>2</sub> de Fuentes Estacionarias (Diciembre 1974).
- 31.- Petróleos Mexicanos. Modelo de dispersión de bióxido de azufre en el Valle de México (Enero 1973).
- 32.- Pemex. Desulfuración de Productos de Petróleos Mexicanos (Septiembre 1974).
- 33.- C.F.E. Informe del Sector Eléctrico ante la S.S.A., mayo 1973.
- 34.- B. Carnow, Air Pollution Effects on Inner City Residents. University of Illinois, 1974.
- 35.- L. Lave et al, Air Pollution and Human Health Science, Vol. 169-394, August 1970.
- 36.- B. Carnow. Health Effects of Fossil Fuel. American Public Health Association. March 1973.
- 37.- B. R. Ordoñez, Contaminación Atmosférica y Enfermedad Pulmonar. IMSS. Boletín México, Vol. 15, No. 9, 1973.
- 38.- B. R. Ordoñez, Efectos de la contaminación atmosférica sobre la salud. IMSS. Boletín Médico, Vol. XII, No. 12, 1970.

- 39.- B. R. Ordoñez, Los efectos de la contaminación atmosférica en la salud del hombre. Salud Pública de México, Vol. XIV. No. 2, marzo 1972.
- 40.- C. Shy et al, Air Pollution Effects on Ventilatory Function of U.S. School Children. Arch Environ Health/Vol. 27, septiembre 1973.
- 41.- Pemex, Tabla comparativa de procesos para extraer SO<sub>2</sub> de gases de chimenea, 1974.
- 42.- E. Márquez Maxaudón, Recolección de datos sobre contaminantes. Academia Nacional de Medicina, julio 1972.
- 43.- Engdahl A., Critical review of regulations for the control of SO<sub>2</sub> emissions. Journal APCA, May 1973.
- 44.- Removing SO<sub>2</sub> from stack gases. Env. Science and Technology, February 1973.
- 45.- Mc.Glamery et al. Cost comparisons of flue gas desulfurization systems. Flue Gas Desulfurization Symposium. EPA, November 1974.
- 46.- J. Jonakin, Flue gas desulfurization combustion engineering, February 1975.
- 47.- Concawe. A study of the costs of residue and gas oil desulphurisation for the Commission of the European Communities, December 1972.
- 48.- A. W. Geophys J. Geophy S. Res 75, 2365 (1970).
- 49.- Beaver Committee (Final Report). H.M.S.O. 1954.
- 50.- C.F. Cortelyou, Chemical Engineering. Vol. 65, No. 9, September 1969.
- 51.- H. Furkert, Chemical Engineering, January 13, 1969.
- 52.- J.G. Stites Jr., Chemical Engineering Progress, Vol. 65, No. 10, October 1969.
- 53.- C. J. Lewis, Pit and Quarry, July 1973.
- 54.- W. C. Miller, Chemical Engineering, August 6, 1973.
- 55.- Oscar T. Fasullo, Sulfuric Acid Use and Handling, McGraw Hill, New York, 1965.
- 56.- Atmospheric Emissions from Sulfuric Acid Manufacturing Process, U.S. Department of Health, Education and Welfare, Durham, 1970.

- 57.- Donald Q. Kern, Procesos de Transferencia de Calor, C.E.C.S.A., México, 1973.
- 58.- Perry and Chilton, Chemical Engineer's Handbook, McGraw-Hill Book Company, New York, 1973.
- 59.- Javier F. Kuong, Applied Nomograpay, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, 1969.
- 60.- Ernest E. Ludwig, Applied Process Desing for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 3, Gulf Publishing Co., Houston, Texas, 1965.
- 61.- John Happel, Chemical Process Economics, Willey, U.S.A., 1958.
- 62.- R. D. Ross, La Industria y la Contaminación, Editorial Diana, México, 1972.
- 63.- Howard F. Rase, and M. H. Barrow, Project Engineering of Process Plants, Willey, New York, 1957.
- 64.- Max S. Peters and Klaus D. Timerhaus, Plant Desing and Economics for Chemical Engineers.
- 65.- Victor F. Rodall, José Guerra y Raúl Valle Rodríguez, Estrategia de Ingeniería de Procesos para Países en Vías de Desarrollo, Volumen II, Tesis Ingeniería Química UIA, México, 1977.
- 66.- Werner W. Duecker and James R. West, The Manufacture of Sulfuric Acid, Reinhold Publishing Co., New York, 1959.
- 67.- Flow of Fluids through Valves, Fittings and Pipe Engineering Division, Crame Co., Chicago, 1957.