

**Universidad Autónoma de Guadalajara**  
Incorporada a la Universidad Nacional Autónoma de México.  
**Facultad de Ciencias Químicas**



**Breve Estudio de una Planta de  
Contacto para la Fabricación  
del Acido Sulfúrico.**

**Tesis**

profesional que presenta el

**Sr. Ramiro de la Torre y G.**

para obtener el Título de Ingeniero Químico.

**Guadalajara, Jal., México**

**Febrero de 1946.**





Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

A la memoria de mi inolvidable madre la Sra. Doña  
Guadalupe G. de de la Torre.

A mi padre el Sr. Don Antonio de la Torre y Ribas  
con respeto y gratitud.

Carísimamente a mi hermano, el Sr. Dr. José Antonio  
de la Torre.



## P R E A M B U L O

El presente trabajo tiene por objeto el estudio breve de la manufactura del ácido sulfúrico por el método de contacto, obteniéndolo como subproducto en la metalurgia del cinc.

Todos los datos y experiencias de este estudio están basados, en la operación de la planta de ácido de la Cía:

"MEXICAN ZINC"

establecida en N. Rosita, Coah, y dependiendo de la,

"AMERICAN SMELTING AND REFINING CO".

Debo por lo tanto, hacer patente mi agradecimiento, a todas las personas de la citada empresa que me prestaron su ayuda, proporcionándome todos los datos y aparatos necesarios.

## BOSQUEJO HISTORICO.

El origen del proceso catalítico para la manufactura del ácido sulfúrico, se remonta al año 1831, en que Peregrine Phillips, un fabricante de vinagre de Bristol, comprobó que el  $\text{SO}_2$  mezclado con aire y pasado a través de un tubo contenido Pt finamente dividido y fuertemente calentado, podía ser convertido a  $\text{SO}_3$ . La patente de Phillips sugería la absorción del  $\text{SO}_3$  en agua.

Este trabajo de Phillips, en el transcurso del tiempo ha originado grandes esperanzas, dudas y confusiones, influenciando las energías de tres generaciones de trabajadores en el desconocido campo de la catálisis.

Muchos intentos fueron llevados a cabo, durante mas de 40 años, después del descubrimiento de Phillips, para la fabricación catalítica del sulfúrico, pero sin obtener éxito comercialmente. Así podemos citar los trabajos efectuados por Magnus y Dobereiner; en 1846 los de Jullion (que dió a conocer el asbesto platinizado); en 1847 los trabajos de Schneider, que resultaron ser una reexplotación del descubrimiento hecho por Phillips 16 años antes; los de Laming en 1848, que dieron a conocer un nuevo material de contacto, teniendo como base piedra pómez tratada con una solución de peróxido de Mn (8%); las prácticas de Wohler y Mahla en 1852, mediante las cuales se encontró que el óxido de Cu y de Cr, a un calor relativamente grande, causaban formación de humos de  $\text{SO}_3$  cuando se hacía pasar encima de ellos una mezcla de aire y de  $\text{SO}_2$ ; los trabajos de Winkler que fueron publicados en 1875, donde exponía sus teorías y conocimientos de que la mezcla de  $\text{SO}_2$  y aire pasada a través de asbesto platinizado con 8.5% de Pt, originaba la formación de  $\text{SO}_3$ , el cual se absorbía en solución acuosa de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ; calculando el % de conversión de los resultados de los análisis de las soluciones, lo cual lo hacía concluir, diciendo que la acción de cualquier substancia de contacto era disminuida según aumentara la dilución del  $\text{SO}_2$ .

Este trabajo de Winkler dió origen a muchas controversias y discusiones por lo cual, le fueron rebatidas todas sus teorías.

Igual podemos decir de W. S Squire, quien hizo un proceso parecido, en 1875, en el cual se impregnaba piedra pómez con una mezcla de cloruro de Pt y cloruro de amonio, calentados al rojo y

pasando encima una mezcla de  $\text{SO}_2$  y aire; los gases resultantes solo eran condensables cuando los originalmente presentes estaban en proporciones estequiométricas. Se observó que en el transcurso del proceso, el catalizador perdía su actividad por la acumulación de impurezas, cuando se usaban los gases de hornos (constituyendo uno de los primeros records que se tienen de envenenamiento del catalizador).

Como podemos ver, todas las experiencias hechas después de la de Phillips no eran sino tentativas para obtener éxito comercialmente, y todas fracasaron.

Podemos asignar tres razones principales para explicar este lento desarrollo:

- 1) La ausencia de demanda de ácidos fumantes.
- 2) La ausencia de conocimientos adecuados del mecanismo de las reacciones entre los gases, como se entienden hoy día por la Física Química moderna.
- 3) Los lentos progresos de la Tecnología Química.

A partir del año 1870, la invención de la alizarina y de otras sustancias colorantes, que para su obtención necesitaban ácido sulfúrico de la mas alta concentración; creó una gran demanda de ácidos fumantes.

En 1881, fué hecho ácido sulfúrico por contacto por la "Thawn Works" de Alsacia, mediante la combustión de S y absorbiendo el  $\text{SO}_2$  resultante, en agua, bajo una presión de cuatro atmósferas; después el  $\text{SO}_2$ , disuelto se extraía con vapor de agua, para mezclarlo luego con la cantidad teórica de aire y pasando luego la mezcla sobre asbesto platinizado caliente.

Durante las dos últimas décadas del Siglo XIX, los alemanes de la "Badische Company", llevaron a cabo trabajos de experimentación con objeto de evitar las dificultades del proceso; y parte de los resultados fueron dados a conocer por Knietzsch, en una lectura ante la Sociedad Química alemana en 1901. Esta lectura fué considerada como el mejor trabajo escrito en ese tiempo, sobre la oxidación del  $\text{SO}_2$ .

En 1898 y 1899, fué patentado el proceso Mannheim por la "Verein Chemischer Fabriken". En este proceso la oxidación del  $\text{SO}_2$  fué efectuado en dos pasos, primero por medio de óxido férrico y segundo por medio de platino.

En ese tiempo la "Grillo Schroeder, dió a conocer su invención del sulfato de magnesio platinizado, usado como catalizador, el cual presenta una ventaja sobre el uso del Pt y que consiste en que la masa de contacto o catalizador puede ser regenerada en caso de que hubiera disminuido su actividad a causa de envenenamiento.

En 1902 se dió por la "Tentelaw" se distinguía de la del quemador y por la masa catalítica año, fueron aplicadas.

En Estados Unidos dice fué en 1898, experimental en New York Co", hizo una plantamiento de la

**DISPO**

Bastante, es lo de decirse, constituyen el desarrollo. Sus multiples logía Química. El especial consumo de

los gases resultantes  
ante presentes esta-  
tividad que en el trans-  
s gases de hornos  
se tienen de en-

hechas después de  
tener éxito comer-

para explicar este

antes.  
dos del mecanismo  
se entienden hoy

Química.

lizarina y de otras  
necesitaban ácido  
gran demanda de

acto por la "Thawn  
e S y absorbiendo  
de cuatro atmósfe-  
por de agua, para  
y pasando luego

siglo XIX, los ale-  
cabo trabajos de  
hades del proceso;  
r por Knietzsch, en  
en 1901. Esta lec-  
rito en ese tiempo.

Mannheim por la  
la oxidación del  
dio de óxido férrico

conocer su inven-  
como catalizador,  
Pt y que consiste  
ser regenerada en  
causa de envene-

En 1902 se dió a conocer el proceso "Tentelew", controlado por la "Tentelew Company" de Leningrado, Rusia. Este proceso se distinguía de los demás por una completa purificación del gas del quemador y por la operación de un convertidor que llevaba la masa catalítica distribuida en varias secciones. En ese mismo año, fueron aplicadas las patentes a muchos países.

En Estados Unidos, la introducción del método de contacto, se dice fué en 1898, cuando la "Badische Co" hizo una planta experimental en New Jersey; después en 1899 la "Mineral Point Zinc Co", hizo una planta "Grillo" para utilizar el gas formado en el tostamiento de la blenda.

### IMPORTANCIA DE ACIDO SULFURICO.

Bastante, es la importancia de éste ácido, al grado que, puede decirse, constituye uno de los factores mas importantes que inflencian el desarrollo industrial de cualquier país.

Sus multiples aplicaciones, son tan variadas, como la Tecnología Química. El ácido sulfúrico fabricado por contacto tiene especial consumo debido a su gran pureza.

## INTRODUCCION.

La planta a que hago referencia en este estudio, fué diseñada por la "Monsanto Chemical Works", en el año 1935, y a partir de esta fecha pocas han sido las modificaciones que ha sufrido.

Dado el carácter breve del presente trabajo, me será imposible abarcar todos los puntos posibles del proceso; y por lo tanto me concretaré a tratar los mas importantes.

Los procesos de contacto de hoy día han alcanzado bastante desarrollo y perfección, y las plantas son prácticamente automáticas, requiriendo, limitado personal para atenderla.

Hay 5 clases de procesos de contacto, a saber:

Tentelw  
Badische  
Grillo Schroeder  
Mannheim  
Chemico Brimstone

La planta del presente estudio, pertenece al tipo de planta Badische, difiriendo únicamente en el procedimiento para enfriar el gas.

Los demás tipos de plantas difieren bastante unos de otros, ya sea en el equipo requerido, ya en la masa catalítica usada.

### PASOS PRINCIPALES DEL PROCESO:

- I.—Producción del gas  $\text{SO}_2$ .
- II.—Purificación, enfriamiento y secado del gas.
- III.—Pre calentamiento del gas.
- IV.—Conversión del  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$ .
- V.—Enfriamiento del  $\text{SO}_3$  producido.
- VI.—Absorción del  $\text{SO}_3$  en sulfúrico concentrado.

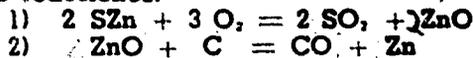
## CAPITULO I

### Producción del SO<sub>2</sub>

La obtención del Zn, a partir de la blenda (SZn), origina SO<sub>2</sub>, como subproducto, siendo las operaciones principales:

- 1) Conversión de los minerales en óxido, por tostación efectuada, en tostadores de tipo "Skinner".
- 2) Reducción del óxido por medio de C. Esta operación es llevada a cabo en las llamadas "Baterías", las cuales son hornos que contienen cerca de 400 crisoles c/u; siendo calentados por medio de gas procedente de los hornos de coke, propiedad de la misma compañía.

Principales reacciones:



El mineral es obtenido de diferentes regiones de nuestro país: Aurora, Parral, Aganguaco, Táyco, Avalos y Sta. Bárbara.

Todas estas clases de minerales son mezclados y alimentados, luego a los tostadores, para llevar a cabo la primera reacción.

De la mezcla es tomada diariamente una muestra, representativa para formar lotes mensuales.

El análisis promedio mensual me dió los siguientes resultados:

Base seca:

Au	(0.711 gr/ton metric)	0.00007	%
Ag	(202.5 gr/ton metric)	0.02025	..
Pb		1.8100	..
Cu		0.7551	..
Zn		56.5700	..
Fe		4.5600	..
Mn		0.2035	..
Cal		0.5530	..
Incl		1.6600	..
Cd		0.4960	..
S		32.6100	..
As		0.1634	..
Se		0.0527	..

Total determin: 99.45402 %

El Au y la Ag los determiné en gr/ton métric, por estar en pequeña cantidad en el mineral, de ahí que aparezcan en el análisis expresados hasta un 0.00001 %.

→ Una vez preparada la mezcla de los minerales, se alimenta a los tostadores, como ya había citado.

→ El mineral entra por la parte superior de cada uno de los 4 tostadores "Skinner", por medio de una banda.

Cada tostador tiene 12 pisos y en cada uno de estos va un brazo que impulsado por una flecha central giratoria, hace que el mineral se mueva de piso a piso. Los brazos llevan encima horquillas cuyo número es variable, pues si en un piso el mineral se mueve hacia el centro, será de 9 y si se mueve hacia la orilla, será de 7. El movimiento hacia el centro o hacia la orilla es causado por la inclinación de las horquillas de los brazos.

Cada tostador es enfriado algún tanto por medio de aire, que se hace circular a través de los brazos y de la flecha central, que con ese objeto son hechos huecos.

En el exterior de cada tostador, están instalados 4 tubos los cuales hacen entrar el aire a diferentes pisos del tostador y llevan compuertas para regular la entrada del aire.

De este aire depende la concentración del SO<sub>2</sub> en el gas, de tal manera que gran cantidad de aire, diluirá el gas y viceversa.

Finalmente los tostadores son calentados por medio de quemadores, colocados en cada piso y que consumen gas procedente de las baterías de hornos de coke.

El mineral saliendo de los tostadores va luego a la máquina de "Dwight Lloyd", donde se acaba de tostar el mineral; y de aquí va luego al resto del proceso de recuperación del Zn.

De los cuatro tostadores citados, solo uno de ellos, proporciona el gas sulfuroso a la planta de ácido; debido a la pequeña capacidad de la misma planta de sulfúrico.

Además de lo anteriormente dicho, no todo el gas formado en este último tostador, va a la planta de ácido, pues la capacidad de ella lo impide; por tanto  $\frac{1}{4}$  aproximadamente del gas formado en el tostador, no entra a la planta de ácido sino que va a reunirse con el gas de los otros tostadores para seguir otros procesos.

El mineral saliendo del tostador que nos interesa, presenta la siguiente composición:

Para el análisis que efectuó, tomó una muestra representativa mensual (lote formado por varias muestras tomadas diariamente).

El promedio

Au

Ag

Pb

Zn

Cu

Fe

Cd

S

Bi.

El mineral que  
guiente composición  
(Basándome)

SZn

Hun

Gar

Como ya se  
tostador, es de 2

Los varios que  
me dieron los sig

SO<sub>2</sub>

O<sub>2</sub>

N<sub>2</sub>

En el gas, t  
una cantidad pro  
tador.

El % de SO<sub>2</sub>  
ducirse directamente  
demasiada pequeña

Los 175 gr

PESO D

Tomando en

El Au y la Ag los determiné en gr/ton métrico, por estar en pequeña cantidad en el mineral, de ahí que aparezcan en el análisis expresados hasta un 0.00001 %.

→ Una vez preparada la mezcla de los minerales, se alimenta a los tostadores, como ya había citado.

→ El mineral entra por la parte superior de cada uno de los 4 tostadores "Skinner", por medio de una banda.

Cada tostador tiene 12 pisos y en cada uno de estos va un brazo que impulsado por una flecha central giratoria, hace que el mineral se mueva de piso a piso. Los brazos llevan encima horquillas cuyo número es variable, pues si en un piso el mineral se mueve hacia el centro, será de 9 y si se mueve hacia la orilla, será de 7. El movimiento hacia el centro o hacia la orilla es causado por la inclinación de las horquillas de los brazos.

Cada tostador es enfriado algún tanto por medio de aire, que se hace circular a través de los brazos y de la flecha central, que con ese objeto son hechos huecos.

En el exterior de cada tostador, están instalados 4 tubos los cuales hacen entrar el aire a diferentes pisos del tostador y llevan compuertas para regular la entrada del aire.

De este aire depende la concentración del SO<sub>2</sub> en el gas, de tal manera que gran cantidad de aire, diluirá el gas y viceversa.

Finalmente los tostadores son calentados por medio de quemadores, colocados en cada piso y que consumen gas procedente de las baterías de hornos de coque.

El mineral saliendo de los tostadores va luego a la máquina de "Dwight Lloyd", donde se acaba de tostar el mineral; y de aquí va luego al resto del proceso de recuperación del Zn.

De los cuatro tostadores citados, solo uno de ellos, proporciona el gas sulfuroso a la planta de ácido; debido a la pequeña capacidad de la misma planta de sulfúrico.

Además de lo anteriormente dicho, no todo el gas formado en este último tostador, va a la planta de ácido, pues la capacidad de ella lo impide; por tanto  $\frac{1}{4}$  aproximadamente del gas formado en el tostador, no entra a la planta de ácido sino que va a reunirse con el gas de los otros tostadores para seguir otros procesos.

El mineral saliendo del tostador que nos interesa, presenta la siguiente composición:

Para el análisis que efectué, tomé una muestra representativa mensual (lote formado por varias muestras tomadas diariamente).

El promedio

Au  
Ag  
Pb  
Zn  
Cu  
Fe  
Cd  
S  
Bi.

El mineral de  
guiente composición  
(Basándome

SZn  
Hun  
Gar

Como ya se  
tostador, es de 2.

Los varios q  
me dieron los sig

SO  
O;  
N;

En el gas, t  
una cantidad pr  
tador.

El % de SO  
ducirse directam  
demasiada pequ

Los 175 gr

PESO D

Tomando en

El promedio es el siguiente:

Au	0.0001 %
Ag	0.0256 ..
Pb	1.7200 ..
Zn	64.4000 ..
Cu	0.8300 ..
Fe	6.3400 ..
Cd	0.5010 ..
S	2.8000 ..
Bi, As, Se (trazas)	0.0000 ..

Total determinados: 76.6167 %

El mineral que se está cargando al tostador presenta la siguiente composición promedia:

(Basándome en el dato que se tomó para el diseño de la planta)

SZn	86.74 %
Humedad	3.7 ..
Ganga	9.56 ..

Total: 100.00 %

Como ya se vió el % de S dejado en el mineral saliendo del tostador, es de 2.8 %.

Los varios análisis que efectué del gas saliendo del tostador, me dieron los siguientes resultados promedio: % en volumen

SO <sub>2</sub>	5.4 %
O <sub>2</sub>	13.49 ..
N <sub>2</sub>	81.11 ..

Total: 100.00 %

En el gas, también encontré, según los análisis que efectué, una cantidad promedio de 175 gr de SO<sub>2</sub>/100 ks. de carga al tostador.

El % de SO<sub>2</sub> no lo incluyo en el análisis del gas, por no deducirse directamente del análisis ordinario y por ser una cantidad demasiada pequeña.

Los 175 gr de SO<sub>2</sub> encontrados equivalen a:

$$(175 \times 32)/80 = 70 \text{ gr de S}$$

#### PESO DE MINERAL SALIENDO DEL TOSTADOR:

Base 100 ks. de carga.

Tomando en cuenta la humedad que ya habíamos calculado

ser de 3.7 % en el mineral cargado al tostador; el peso del mismo tal como se carga será:  $100/96.3 = 103.8$  ks.

Peso del SZn cargado:  $103.8 \times 86.74 = 90.03$  ks.  
o sea:  $90.03/97.44 = 0.924$  k-mol

Peso de la ganga cargada:  $103.8 \times 0.956 = 9.92$  ks.  
% de S que queda en el pre-tostado: 2.8 %

% de SZn en el pre-tostado:  $(97.44 \times 2.8)/32 = 8.526$  %  
Considerando  $x =$  ks. de SZn en el pre-tostado,  
Peso del SZn oxidado  $= (90.03 - x)/97.44 =$  k-mol  
OZn formado, considerando que el peso mol de OZn es 81.38 y considerando que,  $y =$  ks. de OZn formado, tendremos:

$$y = \frac{(90.03 - x) 81.38}{97.44}$$

o sea:  $y = (75.26 - 0.835 x)$  ks.

Peso del pre-tostado:

$$9.92 + x + (75.26 - 0.835 x) \text{ ks.}$$

o sea:  $(85.18 + 0.165 x)$  ks.

Peso del SZn en el mineral pre-tostado:

$x = 0.0852 (85.18 + 0.165 x)$   
en donde:  $x = 7.24$  ks., o sea:  $7.24/97.44 = 0.074$  k-mol  
OZn en el pre-tostado:  $75.26 - (0.835 \times 7.24) = 69.22$  ks.

Peso total del pre-tostado formado:

$$69.22 + 7.24 + 9.92 = 86.38 \text{ ks.}$$

#### PESO DE LOS GASES DE TOSTADOR:

Balance de S: Base 100 ks. de mineral cargado seco.  
SZn quemado:  $0.924 - 0.074 = 0.85$  k-mol  
S quemado:  $0.85 - 0.07/32 = 0.848$  k-at.  
S por k-mol del gas del tostador:  $0.054$  k-mol.  
Gas seco del tostador:  $0.848/0.054 = 15.704$  k-mol.

Luego:  
SO<sub>2</sub>:  $15.704 \times 0.05$   
O<sub>2</sub>:  $15.704 \times 0.13$   
N<sub>2</sub>:  $15.704 \times 0.89$

Peso del aire seco

N<sub>2</sub> en el  
Aire intro  
o sea

Peso del vapor de  
Las condiciones  
las siguientes: (a una  
Temperatura de  
Temperatura de  
Segunda prueba, 15  
Temperatura de  
Temperatura de  
Tercera prueba, 15 d  
Temperatura de  
La humedad me  
determinarla median

Promedio: 0.0225

Luego:

Vapor de agua

Humedad del m

RESUMEN DEL

Mineral seco  
Humedad en mineral  
Aire seco  
Humedad en aire

el peso del mismo

0.03 ks.

mol

= 9.92 ks.

%

0.2 = 8.526 %

todo,

5 = k-mol

de O<sub>2</sub> es 81.38 y

p, tendremos:

ks..

= 0.074 k-mol

4) = 69.22 ks.

ks.

ADOR:

ergado seco.

mol.

704 k-mol.

Luego:

$$\text{SO}_2: 15.704 \times 0.054 = 0.848 \text{ k-mol} \times 64 = 54.27 \text{ ks.}$$

$$\text{O}_2: 15.704 \times 0.1349 = 2.119 \text{ k-mol} \times 32 = 67.811 \text{ ks.}$$

$$\text{N}_2: 15.704 \times 0.8111 = 12.737 \text{ k-mol} \times 28.2 = 359.19 \text{ ks.}$$

15.704 k-mol

481.27 ks.

Peso del aire seco usado:

$$\text{N}_2 \text{ en el gas del quemador: } 12.73 \text{ k-mol}$$

$$\text{Aire introducido: } 12.73/0.79 = 16.11 \text{ k-mol}$$

$$\text{o sea: } 16.11 \times 29 = 467.19 \text{ ks.}$$

Peso del vapor de agua en el aire seco usado:

Las condiciones del aire atmosférico usado por el tostador son las siguientes: (a una presión barométrica de 29.1 pulgadas de Hg)

$$\text{Temperatura de bulbo seco del aire: } 104^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatura de bulbo húmedo del aire: } 79^\circ\text{F}$$

Segunda prueba, 15 días después de la anterior:

$$\text{Temperatura de bulbo seco del aire: } 102^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatura de bulbo húmedo del aire: } 76^\circ\text{F}$$

Tercera prueba, 15 días después de la segunda:

$$\text{Temperatura de bulbo seco: } 105^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatura de bulbo húmedo: } 78.5^\circ\text{F}$$

La humedad molar en el aire de estas condiciones podemos determinarla mediante la carta de humedad:

$$\text{Primera prueba: } 0.0230$$

$$\text{Segunda prueba: } 0.0216$$

$$\text{Tercera prueba: } 0.0230$$

Promedio: 0.0225 mols de vapor de agua/mol de aire seco.

Luego:

$$\text{Vapor de agua en el aire: } 0.0225 \times 16.11 = 0.362 \text{ k-mol}$$

$$\text{o sea: } 0.362 \times 18 = 6.51 \text{ ks.}$$

$$\text{Humedad del mineral: } 103.8 \times 0.037 = 3.84 \text{ ks.}$$

### RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIAL DEL TOSTADOR.

	Entrada		Saliendo
Mineral seco	100.00 ks.	Mineral pretostado	86.380 ks.
Humedad en mineral	3.84 ks.	Humedad del mineral	3.84 ks.
Aire seco	467.19 ks.	Gas seco	481.27 ks.
Humedad en aire	6.51 ks.	Humedad en aire	6.51 ks.
		SO <sub>2</sub> en el gas	0.175 ks.
	<hr/>		<hr/>
	577.54 ks.		578.175 ks.

## BALANCE DE CALOR DEL TOSTADOR.

Base: 100 ks. de mineral cargado  
seco y una temperatura de ref. de 18°C  
(Comprende este balance desde la entrada al tostador a la  
salida del Cottrell caliente).

### Calor entrando:

Calor de combustión de la blenda.  
Contenido de calor del vapor de agua en el aire.  
Contenido de calor del aire seco.

### Calor saliendo:

Contenido de calor del mineral saliendo.  
Contenido de calor del gas seco.  
Contenido de calor del vapor de agua en los gases, saliendo  
Pérdidas de calor.

Las pérdidas de calor incluyen la radiación de la cámara  
de polvo o balón, los conductos y el Cottrell caliente.

Como se puede ver de la tabla de datos comparativos que  
obtuve, y que mas adelante incluyo:

La temperatura del gas saliendo de los tostadores es 850°C  
Esta temperatura, cuando el gas pasa a través de los con-  
ductos, del balón y del Cottrell caliente, baja a 232°C, a la sali-  
da de este último.

Luego para mis cálculos consideraré la variación entre 18°  
C y 232° C.

### CALOR DE COMBUSTION DE LA BLENDA:

Se sabe que se lleva a cabo según la reacción:



Luego:  $Q_{11} = -2(43000) + 2(846000) + 2(69260)$

Finalmente  $Q_{11} = 222120 \text{ Cal.}$

El calor de combustión por k-mol de SZn será:  $222120 / 2 =$   
 $111060 \text{ Cal/k-mol.}$

El SZn actualmente quemado es: 0.85 k-mol

Calor de combustión del SZn quemado:  $0.85 \times 111060 = 94401$

Contenido de calor del aire seco:

La capacidad calorífica molar está tomada del "Hougen and  
Watson" y la temperatura promedio de bulbo seco del aire es de  
39.4°C.

Luego:  $16.11 \times 6.96 (39.4 - 18) = 2400 \text{ Cal.}$

Contenido de cal  
Se vió que l  
Con ese dat  
de 69.5°F o sea  
El calor de  
de 18940 B.T.U./  
Total contenido  
Considerando  
aire de 103°F =  
el agua contenid  
según el Hougen

Luego cont  
0.362 (105

Contenido de c

Siendo 0.1  
tador, según ta

La capacidad  
es:

0,

Luego el c

Contenido  
len del tostador

Vapor de  
o seco

Humedad

Con est  
contré que el

Calor de  
o se

Luego el

0.575 (10

Contenido de calor del vapor de agua acompañando al aire:

Se vió que la humedad molal media del aire usado, fué 0.225  
Con ese dato de humedad y la carta, el punto de rocío será  
de 69.5°F o sea 21°C.

El calor de vaporización a 21°C en la carta de humedad es  
de 18940 B.T.U./lb-mol/°F o sea:  $18940/1.8 = 10522 \text{ Cal/k-mol/°C}$ .  
Total contenido de calor del vapor de agua:

Considerando una temperatura promedio de bulbo seco del  
aire de 103°F = 39.4°C; y tomando en cuenta que 0.362 k-mol es  
el agua contenida en el aire y que las Cal/k-mol/°C para esa agua,  
según el Hougen sea de 8.4:

$$\text{Luego contenido de calor} = \\ 0.362 [(10522 + 18(21 - 18)) + 8.4 (39.4 - 21)] = 3885 \text{ Cal.}$$

Contenido de calor del mineral saliendo del tostador:

$$86.38 \times 0.17 (232 - 18) = 3142 \text{ Cal}$$

Siendo 0.17 el calor específico del mineral saliendo del tos-  
tador, según tablas, sobre "Cinders".

La capacidad media entre 18°C y 232°C (tomado del Hougen)  
es:

$$O_2, N_2 = 14.856 \times 7.05 = 104.73 \text{ Cal/°C}$$

$$SO_2 = 0.848 \times 9.65 = 8.2 \text{ Cal/°C}$$

$$\underline{\hspace{10em}} \\ 112.93 \text{ Cal/°C}$$

Luego el contenido de calor será:

$$112.93 (232 - 18) = 24167 \text{ Cal/°C}$$

Contenido de calor del vapor de agua en los gases que sa-  
len del tostador:

$$\text{Vapor de agua presente: } 3.84 + 6.51 = 10.35 \text{ ks.}$$

$$\text{o sea: } 10.35/18 = 0.575 \text{ k-mol}$$

$$\text{Humedad molal: } 0.575/15.704 = 0.0366$$

Con este último dato y mediante la carta de humedad en-  
contré que el punto de rocío es de 152°F o sea 67°C.

$$\text{Calor de vaporización a } 67^\circ\text{C} = 18120 \text{ B. T. U./lb-mol}^\circ\text{F,}$$

$$\text{o sea: } 18120/1.8 = 10066 \text{ Cal/k-mol}^\circ\text{C}$$

Luego el contenido de calor será:

$$0.575 [(10066 + 18 (67 - 18)) + 8.48 (232 - 67)] = 7099 \text{ Cal}$$

Resumen del balance térmico del tostador:

Entrando:		
Calor de combustión de la blenda:	94401 Cal	93.75 %
Contenido de calor del vapor de agua en el aire:	3885 Cal	3.86 %
Contenido de calor del aire seco:	2400 Cal	2.39 %
	<hr/>	<hr/>
	100686 Cal	100.00 %

Saliendo:		
Contenido de calor en el mineral pre-tostado:	3142 Cal	3.12 %
Contenido de calor del gas seco:	24167 Cal	24.01 %
Contenido de calor del vapor de agua en los gases:	7099 Cal	7.05 %
Pérdidas de calor (por diferencia)	66278 Cal	65.82 %
	<hr/>	<hr/>
	100686 Cal	100.00 %

2525252525252525

PURIFICACION

El proceso se  
de contacto comp

El gas es neces  
usando un gas me  
riales especiales d  
demasiado caliente  
que lo fundirian (e  
en muchos trayecto  
taré al hablar de l

El gas en su t  
arrastra cierta cant  
disminuir las pérd  
bargo algo de pol  
algunas partes del  
purezas que consti  
la masa catalítica.

En el balón o d  
cogen las particula  
mas finas son reme  
friamiento y lavad  
zas residuales, com  
Zn, o compuestos d  
cual hace necesario  
necesidad el acada  
sulfúrico en el siste

Por:

Cal 93.75 %  
Cal 3.86 %  
Cal 2.39 %  

---

Cal 100.00 %

## CAPITULO II

### PURIFICACION, ENFRIAMIENTO Y SECADO DEL GAS.

#### GENERALIDADES

El proceso seguido para la purificación del gas en la planta de contacto comprende los siguientes pasos:

- a) Enfriamiento del gas
- b) Remoción del polvo
- c) Lavado del gas
- d) Filtración del gas
- e) Secado.

El gas es necesario enfriarlo debido a varias razones: Porque usando un gas muy caliente el Cottrell caliente requeriría materiales especiales de construcción; también debido a que un gas demasiado caliente no se puede recibir en las tuberías de Pb porque lo fundirían (esta tubería de Pb se usa para conducir el gas en muchos trayectos de la planta); otras razones después las trataré al hablar de la neblina de ácido.

El gas en su trayecto a través de los conductos, balón, etc., arrastra cierta cantidad de polvo, el cual es preciso recoger para disminuir las pérdidas, pasándolo de nuevo al tostador. Sin embargo algo de polvo, desde luego el mas fino, pasa a través de algunas partes del equipo, sin retenerse y por lo tanto forma impurezas que constituyen un serio peligro de envenenamiento de la masa catalítica.

En el balón o cámara de polvo y en el Cottrell caliente se recogen las partículas en suspensión mas gruesas, y las partículas mas finas son removidas en su mayor parte, en las torres de enfriamiento y lavado. El gas saliendo de esas torres lleva impurezas residuales, como trazas de plomo o humos metálicos como de Zn, o compuestos de Se o de As; humedad o neblina de ácido; lo cual hace necesario, la filtración del gas; siendo también de gran necesidad el secado del mismo, para evitar la formación de ácido sulfúrico en el sistema de precalentamiento y conversión del gas.

# TABLA DE DATOS COMPARATIVOS

	TEMPERATURA° C				RESISTENCIA EN PULGADAS DE AGUA.		DIF.
	ENTRADA		SALIDA		ENTRADA	SALIDA	
	GAS	AGUA	GAS	AGUA	DE AGUA	DE AGUA	
TOSTADOR .....			850				0.20
COTTRELL CALIENTE .....	303		232		1.3	1.5	2.3/8
TORRE DE ENFRIAMIENTO .....	232	33	34	45	1.5	3.7/8	11/16
TORRE DE LAVADO .....	34	27.5	31	34	3.7/8	4.9/16	1.3/8
COTTRELL FRIO No. 1 .....	34		32		4.3/4	6.1/8	7/8
COTTRELL FRIO No. 2 .....	35		36		5.1/4	6.1/8	5.7/16
FILTRO DE COKE .....	37		38		6.1/8	11.9/16	
TORRE SECADORA No. 1 .....	38	ácido	37	ácido	11.9/16	15.5	3.15/16
	ácido	agua	ácido	agua			
TANQUE No. 1 .....	51	27.5	37	37			
TANQUE No. 2 .....	53	27.5	37	35			
TANQUE No. 3 .....	47	27.5	37	32			
TORRE SECADORA No. 2 .....	37	33	36.5	33	15.1/2	18.1/2	3
	ácido	agua	ácido	agua			
TANQUE No. 1 .....	33	27.5	33	29			
BOMBA No. 1 .....	36.5				-18.1/2	66	84.1/2
BOMBA No. 2 .....	37				-18.1/2	66	84.1/2
INTERC. No. 3, lado de SO <sub>2</sub> .....	53		198		65.1/2	60.3/4	4.3/4
INTERC. No. 2, lado de SO <sub>2</sub> .....	198		348		60.1/8	51	9.1/8
INTERC. No. 1, lado de SO <sub>2</sub> .....	348		429		51	39	12
CONVERTIDOR No. 1 .....	429		523		38	30.1/8	7.7/8
Después de artesa Sup. ....					38	34.1/4	3.3/8
Después de artesa No. 2 .....					34.1/4	30.1/8	4.1/8
INTERC. No. 1, lado de SO <sub>2</sub> .....	523		435		30.1/8	28.1/4	1.7/8
CONVERTIDOR No. 2 .....	435		456		28.1/4	12.7/8	6.1/8
Después de artesa Sup. ....					28.1/4	23.1/8	5.1/8
Después de artesa No. 2 .....					23.1/8	18.1/8	5
Después de artesa No. 3 .....					18.1/2	12.1/8	6
INTERC. No. 2, lado de SO <sub>2</sub> .....	456		305		12.1/8	9.3/4	2.3/8
INTERC. No. 3, lado de SO <sub>2</sub> .....	305		150		9.3/4	7.1/4	2.1/2
ENFRIADOR DE SO <sub>2</sub> .....	150		90		7.1/4	5.9/16	1.11/16
TORRE DEL OLEUM .....	74	ácido	74	ácido	4.7/16	1.3/4	2.5/16
TORRE DEL AC., DE 98.5% ...	74	50	54	62	1.5/8	0	1.3/8

% DE SO<sub>2</sub> EN EL GAS AL ENTRAR A LOS CONVERTIDORES: 3.7 %  
 % DE CONVERSION: 97.5 %  
 TEMPERATURA ATMOSFERICA: 39.5 C  
 PRESION BAROMETRICA DEL LUGAR: 750mm de mercurio.

## CAMARA DE POLVO

El gas al salir del tostador, pasa a través de un ducto de hierro que aparte de enfriarlo por radiación, le da cámara de polvo; de aquí va luego al Cottrell caliente de este último la temperatura desciende a 303° F. La cámara de polvo es de lámina de hierro y tiene las dimensiones: 20 pies de largo x 10 de alto x 5 de ancho. Para extraer el polvo asentado, va provista de un tubo de remoción de polvo se lleva a cabo mediante un tubo que se hace de la velocidad del gas, cuando la sección se incrementa; dándole tiempo por consiguiente para que las partículas de polvo se asienten.

El interior de tal aparato va provisto de tabiques mediante los cuales se reduce mas la velocidad del gas. La planta fue diseñada para 5000 pies cúbicos por hora para una capacidad de 17000 pies cúbicos por hora en cuenta la temperatura del gas; últimamente se cuenta en cuenta la temperatura usada en la planta fue de 6576, por lo tanto para no reducir la capacidad de pies cúbicos por minuto usados en la planta fue del Cottrell caliente, se instaló el pequeño balón.

La cantidad de polvo depositada por día es este 2.45 tons cortas o sea, considerando una carga de 86 tons los tostadores de 86 tons. cortas darían: 2.45/86 = 0.028 de carga.

0.028 tons. = 25.4 lbs./ton. de carga.  
 teniendo en cuenta que: 1 ton. corta = 907.185  
 (25.4 x 100)/907.185 = 2.8 lbs./100 lbs. de carga.

Los análisis que efectúe del polvo recogido me dieron los resultados promedios; tomando una muestra viva de 1 día:  
 (Los determinó: Pb, Zn, S, Cd)

	% Pb	% Zn	% S	% Cd
Primera puerca:	9.9	44.3	23.4	0.56
Segunda puerca:	10.7	40.9	21.7	0.62
Tercera puerca:	10.8	41.5	22.3	0.60
Cuarta puerca:	10.9	42.5	22.9	0.61

Como la composición del gas según los análisis q

# TABLA DE DATOS COMPARATIVOS

	TEMPERATURA° C				RESISTENCIA EN PULGADAS DE AGUA.		DIF.
	ENTRADA		SALIDA		ENTRADA	SALIDA	
	GAS	AGUA	GAS	AGUA	DE AGUA	DE AGUA	
TOSTADOR .....			850				0.20
COTTRELL CALIENTE .....	303		232		1.3	1.5	2.3/8
TORRE DE ENFRIAMIENTO .....	232	33	34	45	1.5	3.7/8	11/16
TORRE DE LAVADO .....	34	27.5	31	34	3.7/8	4.9/16	1.3/8
COTTRELL FRIO No. 1 .....	34		32		4.3/4	6.1/8	7/8
COTTRELL FRIO No. 2 .....	35		36		5.1/4	6.1/8	5.7/16
FILTRO DE COKE .....	37		38		6.1/8	11.9/16	
TORRE SECADORA No. 1 .....	38	ácido	37	ácido	11.9/16	15.5	3.15/16
	ácido	agua	ácido	agua			
TANQUE No. 1 .....	51	27.5	37	37			
TANQUE No. 2 .....	53	27.5	37	35			
TANQUE No. 3 .....	47	27.5	37	32			
TORRE SECADORA No. 2 .....	37	33	36.5	33	15.1/2	18.1/2	3
	ácido	agua	ácido	agua			
TANQUE No. 1 .....	33	27.5	33	29			84.1/2
BOMBA No. 1 .....	36.5				-18.1/2	66	84.1/2
BOMBA No. 2 .....	37				-18.1/2	66	4.3/4
INTERC. No. 3, lado de SO <sub>2</sub> .....	53		198		65.1/2	60.3/4	9.1/8
INTERC. No. 2, lado de SO <sub>2</sub> .....	198		348		60.1/8	51	12
INTERC. No. 1, lado de SO <sub>2</sub> .....	348		429		51	39	7.7/8
CONVERTIDOR No. 1 .....	429		523		38	30.1/8	3.3/8
Después de artesa Sup. .....					38	34.1/4	4.1/8
Después de artesa No. 2 .....					34.1/4	30.1/8	1.7/8
INTERC. No. 1, lado de SO <sub>2</sub> .....	523		435		30.1/8	28.1/4	6.1/8
CONVERTIDOR No. 2 .....	435		456		28.1/4	12.7/8	5.1/8
Después de artesa Sup. .....					28.1/4	23.1/8	5
Después de artesa No. 2 .....					23.1/8	18.1/8	6
Después de artesa No. 3 .....					18.1/2	12.1/8	2.3/8
INTERC. No. 2, lado de SO <sub>2</sub> .....	456		305		12.1/8	9.3/4	2.1/2
INTERC. No. 3, lado de SO <sub>2</sub> .....	305		150		9.3/4	7.1/4	1.11/16
ENFRIADOR DE SO <sub>2</sub> .....	150		90		7.1/4	5.9/16	
		ácido		ácido			
TORRE DEL OLEUM .....	74		74		4.7/16	1.3/4	2.5/16
TORRE DEL AC. DE 98.5% .....	74	50	54	62	1.3/8	0	1.3/8

% DE SO<sub>2</sub> EN EL GAS AL ENTRAR A LOS CONVERTIDORES: 3.7 %  
 % DE CONVERSION: 97.5 %  
 TEMPERATURA ATMOSFERICA: 39.5 C  
 PRESION BAROMETRICA DEL LUGAR: 750mm de merc

## CAMARA DE POLVO

El gas al salir del tostador, pasa a través de un ducto de hierro que oparte de enfriarlo por radiación. La cámara de polvo; de aquí va luego al Cottrell caliente de este último la temperatura desciende a 303° F. La cámara de polvo es de lámina de hierro y tiene las dimensiones: 20 pies de largo x 10 de alto x 5 de ancho. Para extraer el polvo asentado, va provista de 4 1/2" de diámetro de polvo se lleva a cabo mediante una cámara de polvo se hace de la velocidad del gas, cuando la sección es aumentada; dándole tiempo por consiguiente para que las partículas de polvo se asienten.

El interior de tal aparato va provisto de tabiques mediante los cuales se reduce mas la velocidad del gas. La planta fué diseñada para 5000 pies cúbicos por hora de gas. Para lo cual se construyó un recipiente para una capacidad de 17000 pies cúbicos, por ende en cuenta la temperatura del gas; últimamente de pies cúbicos por minuto usados en la planta fué a un promedio de 6576, por lo tanto para no reducir la capacidad de la cámara de polvo se instaló el pequeño balón del Cottrell caliente, se instaló el pequeño balón.

La cantidad de polvo depositada por día es este 2.45 tons cortas o sea, considerando una carga de mil los tostadores de 86 tons. cortas diarias: 2.45/86 = 0.028 tons. = 25.4 lbs/ton. de carga.

0.028 tons. = 25.4 lbs/ton. de carga.  
 teniendo en cuenta que: 1 ton. corta = 907.185  
 (25.4 x 100)/907.185 = 2.8 lbs/100 Ka. de carga

Los análisis que efectúe del polvo recogido me dieron los siguientes resultados promedios: tomando una muestra de 1 día:  
 (Los determinó: Pb, Zn, S, Cd)

	%Pb	%Zn	%S	%Cd
Primera puerta:	9.9	44.3	23.4	0.56
Segunda puerta:	10.7	40.9	21.7	0.62
Tercera puerta:	10.8	41.5	22.3	0.60
Cuarta puerta:	10.9	42.5	22.9	0.61

Como la composición del gas según los análisis q

## CAMARA DE POLVO

El gas al salir del tostador, pasa a través de un largo conducto de hierro que aparte de enfriarlo por radiación, lo conduce a la cámara de polvo; de aquí va luego al Cottrell caliente. A la entrada de este último la temperatura desciende a 303°C.

La cámara de polvo es de lámina de hierro y tiene las siguientes dimensiones: 20 pies de largo x 10 de alto x 5 de ancho.

Para extraer el polvo asentado, va provista de 4 tolvas.

La remoción de polvo se lleva a cabo mediante una reducción que se hace de la velocidad del gas, cuando la sección transversal es aumentada; dándole tiempo por consiguiente para que algunas partículas de polvo se asienten.

El interior de tal aparato va provisto de tabiques verticales mediante los cuales se reduce mas la velocidad del gas.

La planta fué diseñada para 5000 pies cúbicos por minuto a condiciones Standard, para lo cual se construyó un Cottrell caliente para una capacidad de 17000 pies cúbicos, por minuto (teniendo en cuenta la temperatura del gas); últimamente la cantidad de pies cúbicos por minuto usados en la planta fué aumentado a un promedio de 6576, por lo tanto para no reducir la eficiencia del Cottrell caliente, se instaló el pequeño balón.

La cantidad de polvo depositada por día es este balón es de 2.45 tons cortas o sea, considerando una carga de mineral, para los tostadores de 86 tons. cortas diarias:  $2.45/86 = 0.28$  tons/ton. de carga.

$$0.028 \text{ tons.} = 25.4 \text{ ks/ton. de carga.}$$

$$\text{teniendo en cuenta que: } 1 \text{ ton. corta} = 907.185 \text{ ks.}$$

$$(25.4 \times 100)/907.185 = 2.8 \text{ ks/100 Ks. de carga.}$$

Los análisis que efectúe del polvo recogido me dieron los siguientes resultados promedios; tomando una muestra representativa de 1 día:

(Los determinó: Pb, Zn, S, Cd)

	%Pb	%Zn	%S	%Cd
Primera puerta:	9.9	44.3	23.4	0.56
Segunda puerta:	10.7	40.9	21.7	0.62
Tercera puerta:	10.8	41.5	22.3	0.60
Cuarta puerta:	10.9	42.5	22.9	0.61

Como la composición del gas según los análisis que efectúe y

	7/1/16	5/9/16	1/11/16	2/5/16	1/5/16
INTERC. No. 3, lado de SO <sub>2</sub> ...	9.5/4	7.1/4	4.1/6	1.3/4	0
ENFRIADOR DE SO <sub>2</sub> ...	90	62	54	74	74
TORRE DEL OLEUM ...	ácido	ácido	ácido	ácido	ácido
TORRE DEL AC. DE 98.5% ...	74	74	50	74	74
% DE SO <sub>2</sub> EN EL GAS AL ENTRAR A LOS CONVERTIDORES:	37 %				
% DE CONVERSION:	97.5 %				
TEMPERATURA ATMOSFERICA:	39.5 C				
PRESION BAROMETRICA DEL LUGAR:	750mm de merc.				

tomando resultados promedios, fué:

SO <sub>2</sub>	5.4 %
O <sub>2</sub>	13.49 %
N <sub>2</sub>	81.11 %
<hr/>	
	100.00 %

Luego teniendo en cuenta la velocidad del gas en pies cúbicos/min, calculada a 0°C y 760 mm. de presión y que es en esta parte del proceso o sea a la salida del Cottrell caliente de 6439 pies<sup>3</sup>/min. tendremos:

347.70 pies <sup>3</sup> de SO <sub>2</sub>	=	63.55 lbs.	=	28.82 ks.
868.63 pies <sup>3</sup> de O <sub>2</sub>	=	77.48 lbs.	=	35.14 ks.
5222.67 pies <sup>3</sup> de N <sub>2</sub>	=	408.41 lbs.	=	185.25 ks.
				<hr/>
				249.21 ks.

Cálculo del gas llevado a la planta de ácido por 100 ks. de blenda:

$$\text{Carga} = 86 \times 907.185 = 78018 \text{ ks/día.}$$

$$\text{Total de gas producido/día} = (78018 \times 481.27)/100 = 375477 \text{ ks.}$$

Gas consumido por la planta:

$$249.21 \times 60 \times 24 = 358862 \text{ ks/día}$$

o sea:  $375477 - 358862 = 16615 \text{ ks.}$  de gas seco que salen fuera del tostador y no entran a la planta.

Gas que no se aprovecha por cada 100 ks. de carga:

$$(16615 \times 100)/78018 = 21.3 \text{ ks.}$$

Gas de 100 ks. de mineral: 459.97 ks. que van a la planta

$$21.3 \text{ ks. que salen fuera.}$$

$$\text{481.27 ks. de gas seco.}$$

$$\text{Humedad llevada: } (459.97 \times 10.35)/481.27 = 9.89 \text{ ks.}$$

Para el gas; en los 459.97 ks. habrá:

$$\text{SO}_2 : (459.97 \times 5.4)/481.27 = 51.87 \text{ ks.}$$

$$\text{O}_2 : (459.97 \times 13.49)/481.27 = 64.81 \text{ ks.}$$

$$\text{N}_2 : (459.97 \times 81.11)/481.27 = 343.29 \text{ ks.}$$

$$\text{459.97 ks.}$$

#### BALANCE DE MATERIAL DEL BALON

Base: 100 ks. de mineral seco cargado al tostador.

Entrando	
Gas seco	459.97
Polvo (ver nota)	7.79

SO <sub>2</sub>	0.17
Humedad	9.89

---

477.85

Nota:—El polvo proviene del polvo total del aparato. Se explicará.

#### Teoría d

El polvo arrastrado por el eléctrico intenso, de alto voltaje, está sujeto a la polaridad negativa. El polvo seco atraído a la placa del recogedor el cual, al estar cargado, le quita el polvo que se deposita en la superficie ondulada de la placa.

Se toma la corriente que sale del rectificador, al voltaje deseado por medio de un transformador, y se la envía a la planta de vertida en una corriente de alto voltaje, movido por un generador.

El voltaje bajo, que sale del generador, se envía a la línea de corriente movida por un generador por medio de un transformador. Este generador puede ser de corriente directa o alterna.

Donde la corriente es de alta fuerza, un tipo especial de generador, movido por un motor, está acoplado directamente a la línea.

En la operación de la planta, los ruidos producidos pueden ser generados por las interferencias de radio y de las gadas y de un diámetro de 15 cm.

Entrando		Saliendo	
Gas seco	459.97 ks.	Gas seco	459.97 ks.
Polvo (ver nota)	7.792 ks.	Polvo: Recogido: 2.8 ks.	
		Sin recoger: 4.992 ks.	
			7.792 ks.
SO <sub>2</sub>	0.175 ks.	SO <sub>2</sub>	0.175 ks.
Humedad	9.89 ks.	Humedad	9.89 ks.
	<hr/>		<hr/>
	477.827 ks.		477.827 ks.

Nota:—El polvo entrando y saliendo a ésta parte del proceso, proviene del polvo total encontrado y del polvo removido en cada aparato. Se explicará mas adelante.

### COTTRELL CALIENTE

#### Teoría de la precipitación electrostática

El polvo arrastrado por el gas, al estar dentro de un campo eléctrico intenso, de una corriente de una sola polaridad y de alto voltaje, está sujeto a la influencia de una descarga silenciosa de polaridad negativa, la cual ioniza los gases causando que el polvo sea atraído a los iones y sea precipitado sobre el electrodo recogedor el cual, a intervalos de tiempo debe ser agitado para quitarle el polvo que se haya quedado adherido, debido a la superficie ondulada de las placas usadas.

Se toma la corriente alterna de bajo voltaje y es levantada al voltaje deseado por medio de un transformador y entonces convertida en una corriente de una sola polaridad por medio de un rectificador, movido por un motor sincrónico.

El voltaje bajo, de corriente alterna puede ser tomado de una línea de corriente monofásica o de una línea de trifásica; o puede ser generada por medio de un generador de corriente monofásica. Este generador puede ser conducido ya sea por un motor de corriente directa o alterna o por medios mecánicos.

Donde la corriente es tomada directamente de las líneas de fuerza, un tipo especial de motor sincrónico es usado para conducir el rectificador, mientras en el otro caso el rectificador puede estar acoplado directamente al generador.

En la operación del proceso Cottrell, al alto potencial requerido pueden ser generadas y radiadas ondas electromagnéticas, causando interferencias locales con recepción de radio. A fin de absorber y de evitar estas ondas se instalan los correctores de interferencias de radio, los cuales son de 500 milliamperes, para un transformador de 15 Kw y de una longitud de 22 7/8 a 24 1/2 pulgadas y de un diámetro de 1 3/4 a 3 3/4 de pulgada.

El motor para mover el disco rotor no requiere excitador de corriente por ser de diseño especial.

Detrás del disco rotor está montado un indicador de polaridad o sea el estator.

La cantidad de gas pasando en pies cúbicos por minuto, varía entre 6000 y 6500; llegando a veces a disminuir hasta 5500, calculados a condiciones Standard.

La temperatura de entrada y salida así como las resistencias del gas al pasar a través de él pueden verse de la tabla de datos comparativos que incluyo.

El voltaje tomado inicialmente es de 400 volts de los cuales por medio del transformador se sube el voltaje a un poco mas de 35000 volts.

Este tratador Cottrell es de tipo de placa y electrodo, cada sección estando formada por 30 placas con un promedio de 600 alambres o electrodos.

Todos los alambres de cada sección son agitados periódicamente por medio de "Pistolas de aire" para removerles el polvo, como ya había citado.

Entre placa y placa hay una distancia de 6 pulgadas, quedando el electrodo a 3 pulgadas de cada placa y sostenido por medio de contrapesos en la parte inferior.

En la parte inferior lleva 20 tolvas dispuestas en dos series de 10 tolvas cada una.

El consumo de potencia es de 3.5 Kw. y la eficiencia para remover el polvo es de 95%.

En esta parte del proceso las principales impurezas son: El As; Se; Bi; Pb; Zn; Fluoruro de Si; Humedad y neblina de ácido así como también algo de Cd.

La manera de remover estas impurezas es la siguiente:

Primero, por remoción del polvo; Segundo por enfriamiento del gas; Tercero por lavado del gas; y Cuarto por filtración del gas.

Todas esas impurezas si no son removidas pueden alcanzar y dañar la masa catalítica, actuando como venenos del catalizador.

En el presente caso, la masa catalítica de vanadio no se dañaría tanto como en el caso de usar Pt, pero pueden por otra parte irse acumulando sobre la masa catalítica gradualmente aumentando la resistencia al paso del gas.

La temperatura es de necesidad bajarla debido a que hay que causar la condensación de los humos metálicos.

La humedad es muy importante removerla debido a que produce o da origen a un gas que varía mucho y por lo tanto es muy difícil de manejar en la planta de ácido. Se remueve con precipitador Cottrell frío, compuesto de dos compartimientos, como después veremos al hablar del Cottrell frío.

Los resultados en el Cottrell caliente mensual representando el promedio mensual es

Total de deter

En este precipitador se cortan 41.75 toneladas de polvo por tonelada de carga. El tonelada cortada es igual a 41.75 toneladas.

o sea: (41.75 x

#### ANALISIS DE

Este aparato de succión impulsada el gas y lo hace pasar por un sello y que comunmente se usa para el gas de coque de dióxido de carbono; de este filtro se obtiene un gas en donde burbujea una solución de 0.1 M (según el frasco) y

El gas después de pasar por una probeta llena de agua saliendo el agua con un color oscuro se llega a notar la temperatura así como también el SO<sub>2</sub> % en volumen

Los resultados de los análisis que efectúe del polvo recogido en el Cottrell caliente, están basados en el análisis de una muestra mensual representativa, como antes había explicado ya; y el promedio mensual es el siguiente:

Au	0.00009	%
Ag	0.02790	%
Pb	26.400	%
Cu	0.3200	%
Zn	21.000	%
Cd	1.450	%
S	11.900	%
As	0.1200	%
Bi	0.0650	%
Insol	2.100	%
Fe	7.520	%

Total de determinados: 70.90299 %

En este precipitador caliente se recoge un promedio de 4.26 tons. cortas de polvo por día o sea:  $4.26/86 = 0.049$  tons. de polvo por ton. de carga, que pasando a ks. y teniendo en cuenta que 1 ton. corta es igual a 907.185 ks. tendremos:  $0.049 \times 907.185 = 41.75$  ks.

o sea:  $(41.75 \times 100)/907.185 = 4.62$  ks./100 ks. de carga seca.

#### ANÁLISIS DE GAS MEDIANTE EL APARATO DE "REICH"

Este aparato consta de una pequeña bomba que trabaja a succión impulsada con un motor de 1/16 de HP. Esta bomba saca el gas y lo hace pasar a través de una botella vacía que sirve de sello y que comunica con otra botella en la cual hay varias capas de coke de diferente medida y que sirve como un medio filtrante; de este filtro pasa el gas a otro frasco vacío y luego a otro en donde burbujea a través de una solución compuesta por 10 cc. de solución 0.1 N de yodo mas una cantidad variable de agua (según el frasco) y 5 cc. de solución de almidón como indicador.

El gas después de burbujear en este último frasco pasa a una probeta llena de agua e invertida donde el gas se mide, al ir desalojando el agua. Cuando la solución de yodo mediante el indicador da una coloración morada ligeramente (es decir de un color obscuro se llega a un color claro) la prueba se suspende y se anota la temperatura del agua donde se está recogiendo el gas, así como también el volumen de gas circulado y se determina el SO<sub>2</sub> % en volumen mediante una fórmula.

Si se quiere determinar el  $O_2$ , se puede hacer de dos maneras: O bien por medio de la gráfica relacionando los tres componentes principales del gas que se puede ver en el "Fairlie"; otra manera de determinarlo es por medio del aparato de Orsat en donde el  $O_2$  es determinado haciendo pasar el gas a través de una pipeta con ácido pirogálico, varias veces y después midiendo la contracción de volumen. Esta determinación del  $O_2$ , requiere la previa determinación del  $SO_2$ , para evitar que vaya a reaccionar con el reactivo para  $O_2$ .

Las pruebas que efectúe en la forma citada y con las mismas precauciones, me dieron los siguientes resultados:

Gas saliendo del Cottrell caliente: % en volumen:

1)	4.5 %	de $SO_2$
2)	4.5 %	" "
3)	4.3 %	" "
4)	4.3 %	" "
5)	4.4 %	" "

Promedio: 4.4 % de  $SO_2$

Por lo tanto se puede ver que la concentración del  $SO_2$  en el gas ha disminuído.

Sabemos que aunque los procesos electrostáticos de precipitación parezcan causar un cambio químico en la naturaleza del gas (descomponiéndolo, sin embargo las comprobaciones experimentales han demostrado lo contrario; por lo tanto la disminución del  $SO_2$ , se debe a causas externas, como son las filtraciones de aire a través de las cubiertas superiores del Cottrell; ayudadas por la succión que hacen en este punto, los sopladores o bombas. Estas filtraciones de aire, tienden a diluir el gas, bajando por lo tanto la concentración de  $SO_2$ , en el mismo.

**BALANCE DE MATERIAL DEL COTTRELL CALIENTE:** Base 100 ks. de carga seca al tostador:

Gas seco que entra:	459.97 ks.
Humedad entrando:	9.89 ks.
Polvo entrando:	4.992 ks.

Cálculo del aire que se introduce:

El análisis del gas, efectuado a la salida de este Cottrell, me dió los siguientes resultados:

% en vol  
4.4  
13.7  
81.9

Total 100.0

SZ quem  
S quem  
S por k-  
o sec: 0.848

$O_2$  : 19.27 x  
 $SO_2$  : 19.27 x  
 $N_2$  : 19.27 x

Luego los 481.2  
nueva composición,  
102.53 ks. de aire

Y tratándose d  
459.97 x

Por cada 100  
Cottrell: 97.84 + 459.97  
Composición de

$SO_2$  :  
 $O_2$  :  
 $N_2$  :

Humedad en el

Aire se  
Humed  
agua c  
al aire  
o se

RESUM

Base: 1

% en volumen:  
 4.4 % de SO<sub>2</sub>  
 13.7 % de O<sub>2</sub>  
 81.9 % de N<sub>2</sub>

Total 100.0 %

SZ quemado: 0.924 — 0.074 = 0.85 k-mol  
 S quemado: = 0.848 k-mol  
 S por k-mol de gas: = 0.044 k-mol  
 o sea: 0.848/0.044 = 19.27 k-mol tot de gas seco.

O<sub>2</sub> : 19.27 x 0.137 = 2.64 k-mol x 32 = 84.48 ks.  
 SO<sub>2</sub> : 19.27 x 0.044 = 0.848 k-mol x 64 = 54.27 ks.  
 N<sub>2</sub> : 19.27 x 0.819 = 15.782 k-mol x 28.2 = 445.05 ks.

---

19.27 k-mol                      583.80 ks.

Luego los 481.27 ks. de gas, al diluirse el gas, pasarán a esta nueva composición, teniendo que absorber: 583.80 — 481.27 = 102.53 ks. de aire seco.

Y tratándose de los 459.97 ks.

459.97 x 102.53/481.27 = 97.84 ks. de aire seco.

Por cada 100 ks. de carga seca al tostador, saldrán del Cottrell: 97.84 + 459.97 = 557.81 ks. de gas seco.

Composición del gas seco saliendo:

SO<sub>2</sub> : 557.81 x 54.27/583.8 = 51.87 ks.  
 O<sub>2</sub> : 557.81 x 84.48/583.8 = 80.71 ks.  
 N<sub>2</sub> : 557.81 x 445.05/583.8 = 425.23 ks.

Total: 557.81 ks. gas seco

Humedad en el aire adicional:

Aire seco: 97.84/29 = 3.37 k-mol  
 Humedad molar: = 0.0225 k-mol,  
 agua acompañando  
 al aire seco: 0.0225 x 3.37 = 0.0758 k-mol  
 o sea: 0.076 x 18 = 1.36 ks. de agua.

### RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIAL

Base: 100 ks. de carga seca al tostador

Entrando		Saliendo	
Humedad total	11.25 ks.	SO <sub>2</sub>	51.87 ks.
O <sub>2</sub>	64.81 ks.	O <sub>2</sub>	80.71 ks.
SO <sub>2</sub>	51.87 ks.	N <sub>2</sub>	425.23 ks.
N <sub>2</sub>	343.29 ks.	Humedad total	11.25 ks.
<del>Humedad total</del>	<del>11.25 ks.</del>	Poivo: recog.	: 4.62 ks.
Aire seco	97.84 ks.	Sin recog.	: 0.372 ks.
Poivo	4.992 ks.		
SO <sub>2</sub>	0.175 ks.		4.992 ks.
		SO <sub>2</sub>	0.175 ks.
	<u>574.227 ks.</u>		<u>574.227 ks.</u>

*Nota: Los puntos decimales están mal situados*

### TORRE DE ENFRIAMIENTO Y TORRE DE LAVADO COTTRELL FRIO Y FILTRO DE COKE.

Debido a la temperatura relativamente alta del Cottrell caliente algunos humos no se condensan; estos humos consisten de metales vaporizados de As, Pb, Zn, Se, Cd, Fluoruro de Si, y algo de humedad y neblina de ácido, principalmente y que pueden ser considerados como verdaderos gases los cuales pasan en cantidades variables a través del Cottrell caliente sin precipitarse.

Para remover estas impurezas fué instalada por la "Nonsanto Chemical Works", una combinación de lavador y enfriador de gas, según ha sido ya descrita por Wells y Fog; y mediante la cual se evita la introducción de grandes cantidades de agua.

Dimensiones de la torre de enfriamiento, y materiales de construcción:

Es de lámina de acero de 3/8 de pulg. y lorrada con plomo de 3/8 de pulg. El diámetro es de 11 pies y la altura es de 20 pies.

En el fondo lleva una capa de ladrillo a prueba de ácido de 12 pulgs. de espesor; el grueso de esta pared de ladrillo, junto al forro de Pb es de 12 pulgs. también.

Del piso se levantan 7 columnas de ladrillo, hasta una altura de tres pies y tienen por objeto detener el empaque; van dispuestos en tal forma que a cierta altura forman bóvedas y al mismo tiempo dejan en la parte inferior de ellos espacio suficiente para ala salida del gas.

El agua entra en la parte superior mediante 130 tubos de distribución, los cuales son de Pb, de 1 pulg. de diám. y están extendidos en toda la sección transversal de la torre, para hacer mejor distribución del agua a través de la misma.

El gas entra en la parte superior a través de un "Nozzle" de hierro vaciado.

Las temperaturas de entrada y salida del agua y del gas y

la resistencia en datos comparati

Torre de la

Es de los m

la anterior; solo

espacio libre de

59 pies' de pied

de ladrillo a pr

lares que soport

Las pruebas

de las dos torres

To

To

Pérdida de SO<sub>2</sub>,

Las determ

tras de agua sa

tes resultados:

Torre de

Torre de l

De la torre

son pasados jun

rréa de enfriam

en la cantidad

SO<sub>2</sub>, disuelto.

Pérdida: por SO

Torre de lavad

Torre de enfri

### PRECIPITACI

Este precip

precipitadores;

una modificació

la American Sm

para remover, a

La modif

gas de tal man

mente al flujo

la dirección del

El primero

fué construido

volts.

la resistencia en pulgadas de agua pueden verse de la tabla de datos comparativos que incluyo.

Torre de lavado:

Es de los mismos materiales de construcción y medidas, que la anterior; solo que la de lavado lleva en la parte superior un espacio libre de 4 pies, seguido de una capa de 8 1/2 pulg. con 59 pies' de piedra pedernal y luego otra de 8 pies 6 11/16 pulg. de ladrillo a prueba de ácido: quedando en la parte inferior, pilares que soportan el empaque como en el caso anterior.

Las pruebas que hice para tomar el flujo del agua a través de las dos torres, me dieron los siguientes resultados:

Torre enfriadora: 672 lts./min.  
Torre de lavado: 150 lts./min.

Pérdida de SO<sub>2</sub>, en el agua:

Las determinaciones analíticas llevadas a cabo con muestras de agua saliendo de una y otra torre, me dieron los siguientes resultados:

Torre de enfriamiento: 4.92 gr. de SO<sub>2</sub>/lt de agua  
Torre de lavado: 4.72 gr. de SO<sub>2</sub>/lt de agua

De la torre de lavado salen 150 lts. de agua/min. los cuales son pasados junto con 522 lts. mas de agua pura (sin SO<sub>2</sub>), a la torre de enfriamiento; por lo tanto de esta manera habrá un ahorro en la cantidad de agua usada y se disminuirá la pérdida del SO<sub>2</sub>, disuelto.

Pérdida: por SO<sub>2</sub>, disuelto:

Torre de lavado:  $150 \times 0.00472 = 0.708$  ks de SO<sub>2</sub>  
Torre de enfriamiento:  $672 \times 0.00492 - 0.708 = 2.598$  ks de SO<sub>2</sub>

Total: 3.306 ks de SO<sub>2</sub>

### COTTRELL FRIO PRECIPITACION ELECTROSTATICA DE NEBLINA DE ACIDO.

Este precipitador está compuesto de dos compartimentos, o precipitadores; uno de ellos siendo mas chico que el otro y que es una modificación del Cottrell original, hecha por Mr. Rathbun (de la American Smelting); y el otro compartimento es uno ordinario para remover, agua y neblina de ácido.

La modificación de R. B. Rathbun consiste en hacer pasar el gas de tal manera que los electrodos son colocados transversalmente al flujo del mismo, en lugar de ponerlos paralelamente, a la dirección del flujo del gas.

El primero de estos Cottrells opera a 35000 volts. El segundo fué construido para 75000 volts pero de ordinario opera a 73000 volts.

El transformador toma la corriente a 440 volts.

El Cottrell, comprende un arreglo paralelo de tubos de plomo verticales (electrodo positivo) de 8 pulg. de diámetro y de 12 pies de largo: en el centro de los cuales hay una varilla o electrodo negativo que está suspendido de la parte superior.

En la salida de estos Cottrells, van unos largos tubos, provistos en un extremo de una mirilla y en el otro extremo, de un foco luminoso; los cuales sirven para saber si están trabajando bien los Cottrells, según lo claro o turbio que se vea el gas dentro de ellos.

La eficiencia, según la remoción de impurezas de estos aparatos o compartimientos juntos es de 96%.

El motor sincrónico es de 1 HP y 1800 r. p. m.

La capacidad es de 9000 pies cúbicos/ min. a 50° C.

El resto del equipo ya está descrito al hablar del Cottrell caliente; y las temperaturas y resistencias del aparato, véanse en la tabla de datos comparativos.

### FORMACION DE LA NEBLINA DE ACIDO:

Es una materia de bastante interés y que nunca ha sido satisfactoriamente explicada. En todas las investigaciones hechas se han encontrado que la neblina se forma por reacción entre dos o mas substancias, en estado de vapor.

En el proceso de contacto el gas del quemador siempre sale a tan alta temperatura que poco o nada de ácido sulfúrico puede estar presente; por otra parte se ha demostrado que a 440° C, este compuesto se disocia enteramente en SO<sub>2</sub> y agua. Abajo de esta temperatura no se sabe aún, si los dos vapores se combinan para dar H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> líquido, o se forma ácido Sulfúrico gaseoso que luego se condensa. La condensación puede ocurrir sobre partículas sólidas de polvo o sobre moléculas gaseosas que han sido ionizadas en su paso por el tostador.

Knietsch estableció que mientras más rápido sea enfriado el gas, las partículas tienden a ser mas pequeñas. Cuando la temperatura baja hasta la temperatura del proceso de purificación, las finísimas gotitas de ácido de neblina, tienden a tomar agua del gas que lo rodea, para diluirse.

Este paso es lento y la materia en finas dimensiones tiene propiedades fuera de lo común (coloidales) y como Lord Kelvin mostró: La tensión de vapor de una pequeña gota esférica de líquido es mas grande que aquella del líquido normal, en proporción inversa de su radio; de esta manera si las gotas de ácido, suponiéndolas ligeramente diluidas durante el enfriamiento, son muy pequeñas, sus aumentos de tensión de vapor debido a la curvatura pueden ser tan grandes que esta tensión es igual o ca-

si igual a aque  
tán siendo lava  
to y dependerá

Los experim  
que el pasar un  
ácido persistía.

Bancroft ha  
na de ácido co  
sobre la superi  
fenómenos pue  
fluidez de cierta  
tan reducido de  
rados como gas

La teoría li  
cia poco positiv

Finalmente  
el cual tiene qu  
de la velocidad  
mientras mas a  
mezcla gaseosa  
concentración del

Precip  
Cantidad de ag

Precip  
Cantidad de ag

Es un medio  
impurezas resid  
Se, y humedad.  
aparatos anterior

El filtro de  
x 20 pies x 6.5

Este filtro v  
repartido en var

En la parte  
bre adecuado po

Medida del

1.5 a 1.25 pulg.

1 a 2 mesh (1

2 a 5 mesh (0.

5 a 10 mesh (0.

10 a 20 mesh (0

20 a 30 mesh (0.

si igual a aquella del agua o ácido mas débil con el cual ellas están siendo lavadas. Según esto el proceso de lavado debe ser lento y dependerá de la agitación mecánica entre el gas y el líquido.

Los experimentos hechos por Rothmund y Remy mostraron que el pasar un gas con neblina a través de agua, la neblina de ácido persistía.

Bancroft ha tratado de explicar la permanencia de la neblina de ácido considerando que una película de aire es absorbida sobre la superficie de las partículas. Se supone que muchos otros fenómenos pueden ser explicados de la misma manera; como la fluidez de ciertos polvos como los de  $OZn$ , que debido al tamaño tan reducido de las partículas, prácticamente pueden ser considerados como gases.

La teoría filmica del aire parece descansar sobre una evidencia poco positiva y ha recibido severo criticismo.

Finalmente podemos decir que la cantidad de ácido sulfúrico el cual tiene que ser removido de los gases del tostador depende de la velocidad de formación del  $SO_2$  en los tostadores y que mientras mas alta sea la temperatura de precipitación de una mezcla gaseosa de una composición dada, mas alta será la concentración del ácido formado, en los gases.

Precipitador No. 1:

Cantidad de agua saliendo:  $0.0204 \text{ lts/sg} \times 60 = 1.224 \text{ lts/min.}$

Precipitador No. 2:

Cantidad de agua saliendo:  $0.0538 \text{ lts/sg} \times 60 = 3.22 \text{ lts/min.}$

#### FILTRO DE COKE:

Es un medio auxiliar del Cottrell frío para la remoción de las impurezas residuales como neblina de ácido, trazas de Zn, Pb, As, Se, y humedad, principalmente, que alcanzaron a pasarse de los aparatos anteriores.

El filtro de la planta consiste de una caja de plomo de 60 pies x 20 pies x 6.5 pies.

Este filtro va empacado con coke de diferentes medidas (mesh) repartido en varias capas.

En la parte inferior y superior del filtro existe un espacio libre adecuado para la circulación de los gases y líquidos.

Medida del coke en las diferentes capas:

1.5 a 1.25 pulg., en una capa de un espesor de 0.3 pies.

1 a 2 mesh (1 a 0.365 pulgs); un espesor de 0.3 pies.

2 a 5 mesh (0.365 a 0.168 pulgs); un espesor de 0.3 pies.

5 a 10 mesh (0.168 a 0.079 pulgs.); un espesor de 0.3 pies.

10 a 20 mesh (0.079 a 0.0331 pulgs.); un espesor de 2.0 pies.

20 a 30 mesh (0.0331 a 0.0234 pulgs.); un espesor de 1.0 pies.

Las temperaturas y resistencias: Ver tabla.

Análisis del agua que sale de las torres, Cottrell frío y filtro de coke:

Todos estos aparatos vierten su contenido líquido a un canal común de donde tomé la muestra.

La poca concentración de algunas substancias me hizo pensar en tomar una muestra relativamente grande de esa agua; así que tomé una muestra de 19.380 lts., que fué el contenido de un frasco voluminoso, lleno del agua citada.

La cantidad de sólidos en suspensión, que encontré fué de: 9.23 gr.

Resultados: Base 19.380 lts. de agua.

	Sólidos en Suspensión	Sólidos disueltos en liq. claro
Ag	0.0735 gr.	
Pb	5.7430 gr.	0.0550 gr.
Cd	0.0934 gr.	0.3395 gr.
Zn	0.6741 gr.	0.9840 gr.
Cu	0.0870 gr.	
As	0.0120 gr.	
Bi	0.0130 gr.	
Se	0.0040 gr.	0.0180 gr.
Total determinado:	6.7000 gr.	1.3965 gr.
Indeterminado:	2.5300 gr.	
Total de sólidos en suspensión:	9.23 gr.	

Luego el total de sólidos en el líquido claro y en suspensión será de  $9.23 + 1.3965 = 10.6265$  gr/19.380 lts. de muestra.

El ácido sulfúrico encontrado fué de:  $6.13$  gr/19.380 lts. de m. Sólidos/lit. de muestra =  $10.6265/19.380 = 0.548$  gr.

Cantidad de agua total que sale/min:

De las torres:	672 lts.
Cottrell frío 1 y 2	4.44 lts.
Filtro de coke	2.3 lts.

Total 678.74 lts. de agua.

Contenido de sólidos en los  $678.74 \times 0.548 = 371.95$  gr. Los 0.175 gr. de  $SO_2$  equivalen a:  $175 \times 98/80 = 214.3$  gr. de  $H_2SO_4$  que requieren de agua:  $214.3 \times 18/98 = 39.33$  gr.

Luego de  
1.36 + 9  
por, en el gas  
Del Cott  
4.44 + 2  
ks. de agua  
Cantidad  
ks. de  $SO_2$

BALAN

Ente  
Agua a las  
torres  
 $SO_2$   
O,  
N,  
Neblina de  
sulfúrico  
Humedad  
Sólidos

Total

Su obje  
dos los trat  
de ácido su

Se usan  
altura de 2  
recubierta  
empacadas  
nal ocupa  
ocupa el la

El prod  
al gas; la  
las torres,  
diante la  
te unos tan  
les va a pa

Hay in  
la de 62 a  
tanques, h

Luego de agua en forma de vapor quedarán:  
 $1.36 + 9.89 - 0.0393 = 11.21$  ks. de agua en forma de va-  
 por, en el gas.

Del Cottrell frío y del filtro de coke salen:

$4.44 + 2.3 = 6.74$  ks. de agua; luego  $11.21 - 6.74 = 4.47$   
 ks. de agua que salen en el gas.

Cantidad de  $SO_2$  que sale en el gas:  $51.870 - 3.306 = 48.564$   
 ks. de  $SO_2$ .

### BALANCE DE MATERIAL DE TORRES, COTTRELL FRIO Y FILTRO DE COKE.

Entrando		Saliendo	
Agua a las torres	672 ks.	Agua saliendo de torres, Cottrells y filtro	678.740 ks.
$SO_2$	51.87 ks.	Sólidos en susp. en agua	0.372 ks.
$O_2$	80.710 ks.	$SO_2$	48.564 ks.
$N_2$	425.23 ks.	$O_2$	80.71 ks.
Neblina de sulfúrico	0.214 ks.	$N_2$	425.23 ks.
Humedad	11.21 ks.	$H_2SO_4$ recogido	0.214 ks.
Sólidos	0.372 ks.	$SO_2$ perdido disuelto	3.306 ks.
		Humedad que sale en gas	4.47 ks.
<hr/>		<hr/>	
Total: 1241.606 ks.		Total: 1241.606 ks.	

### SECADO DEL GAS TORRES SECADORAS

Su objeto es remover la humedad que queda después de todos los tratamientos anteriores, y evitar por lo tanto la formación de ácido sulfúrico en los precalentadores y en los convertidores.

Se usan dos torres empacadas de 11 pies de diám. y de una altura de 20 pies. Estas torres, están hechas de lámina de acero, recubierto internamente con láminas de Pb de 3/8 de pulg. Van empacadas con pedernal y ladrillo a prueba de ácido. El pedernal ocupa 9 pies de altura; el resto de la sección empacada lo ocupa el ladrillo.

El proceso es como sigue: Se circula ácido en contracorriente al gas; la concentración del mismo siendo mantenida en una de las torres, entre 58 y 61 Bé y para la otra entre 62 y 64 Bé, mediante la adición de ácido de 98.5%. Esto se lleva a cabo mediante unos tanques recubiertos internamente de plomo y a los cuales va a parar el ácido de la circulación de las torres.

Hay instalados 3 tanques para la de 58 a 61 Bé y uno para la de 62 a 64 Bé. En la línea del ácido que sale de las torres a los tanques, hay un compartimento con hidrómetros para saber la

densidad de estos ácidos; de tal manera que si la fuerza del ácido, debido a la dilución por el agua absorbida, baja, se añade ácido fuerte hasta levantarla de nuevo al valor citado.

El ácido una vez que se ha combinado con el agua es necesario enfriarlo para remover no solo el calor latente de condensación del vapor de agua, sino también el calor de solución del agua en el ácido.

Este enfriamiento se lleva a cabo por medio de serpentines hechos de tubo de plomo de 1 pulg. de diám. interno y de 1.503 de diám. exter.

La superficie total externa de los tubos es 1500 pies cuadrados o sea 3850 pies lineales de tubo de plomo para los cuatro tanques que son enfriados. Los serpentines van dentro de los tanques y se les circula agua, como medio enfriante; en cada tanque van 13 serpentines.

Las bombas usadas para hacer circular el ácido, tomándolo de los tanques y elevándolo hasta la parte superior de las torres, son de fierro vaciado, hechas para: 50 g.p.m. — 47 pies— 1150 r. p. m.

Estas bombas son centrífugas tipo "Lewis" y están conducidas por un motor de 3 HP.

El agua entrando junto con el gas es según el balance anterior de 4.47 ks.

Las pruebas que hice para determinar la humedad que lleva el gas al salir de estas torres y al entrar a los intercambiadores de calor y convertidores, me dieron un promedio de 70 gr. de vapor de agua/100 ks. de carga.

Luego la humedad removida es de:  $4.47 - 0.07 = 4.40$  ks. de agua.

$50 \text{ g. p. m.} = 50 \times 8.0208/60 = 6.68$  pies cúbicos/min.

Como el ácido de 61 Bé tiene una densidad de 107.66 lbs/ft<sup>3</sup>, luego:  $6.68 \times 107.66 = 719.16$  lbs. = 326.13 ks.

El ácido de 64 Bé tiene una densidad de: 111.65 lbs/ft<sup>3</sup>, luego:  $111.65 \times 6.68 = 745.82$  lbs. = 338.30 ks. El

ácido de 51 Bé es observado que sale a 59.62 Bé o sea un % de sulfúrico que se puede calcular mediante interpolación en las tablas de dicho ácido, esto es: 77.03%

El ácido de 61 Bé tiene un % de 79.43%

luego para deducir el agua absorbida:

$79.43 \times 100/77.03 = 103.11$  ks., ácido de 59 Bé/100 ks. ácido 61 Bé o sea:  $103.11 - 100 = 3.11$  ks. de agua.

Luego a la torre llevando ácido de 64 Bé entrarán:

$4.40 - 3.11 + 0.07 = 1.36$  ks. de agua

Como ya cité el vapor de agua saliendo de esta torre es de

0.07 ks. luego  
rá de: 1.36 —  
Bé corresponden  
composición:  
lando este va  
corresponde a  
De todo  
vapor de agua

Aná

Aná

Cantidades

Pasando

Para el  
SO<sub>2</sub>: 0.0402  
O<sub>2</sub>: 0.1378  
N<sub>2</sub>: 0.822

Para el  
SO<sub>2</sub>: 0.0371  
O<sub>2</sub>: 0.1385  
N<sub>2</sub>: 0.8244

Cantidades

Luego:  
3.591 ks. de

0.07 ks. luego la cantidad de agua absorbida por este ácido será de:  $1.36 - 0.07 = 1.29$  ks. Por lo tanto, como el ácido de 64 B<sub>é</sub> corresponde a 85.66%, el ácido saliendo tendrá la siguiente composición:  $85.66 \times 100/101.29 = 84.56\%$  de acidez. Interpolando este valor en las tablas de ácido tendremos: que este % corresponde a 63.53 B<sub>é</sub>.

De todo lo anterior se puede concluir que la absorción del vapor de agua en el ácido sulfúrico no es completa.

Análisis del gas al entrar a las torres:

SO <sub>2</sub>	4.02	%
O <sub>2</sub>	13.78	%
N <sub>2</sub>	82.2	%
	<hr/>	
	100.00	%

Análisis del gas saliendo de las torres:

SO <sub>2</sub>	3.71	%
O <sub>2</sub>	13.85	%
N <sub>2</sub>	82.44	%
	<hr/>	
	100.00	%

Cantidad de SO<sub>2</sub> que entra a las torres: 48.564 ks.

Pasando las composiciones de % en volumen a % en peso:

Para el gas que entra:		
SO <sub>2</sub> : 0.0402 k-mol x 64	= 2.57 ks.	8.52 %
O <sub>2</sub> : 0.1378 k-mol x 32	= 4.40 ks.	14.60 %
N <sub>2</sub> : 0.822 k-mol x 28.2	= 23.18 ks.	76.88 %
	<hr/>	
	30.15 ks.	100.00 %

Para el gas saliendo:		
SO <sub>2</sub> : 0.0371 k-mol x 64	= 2.37 ks.	7.89 %
O <sub>2</sub> : 0.1385 k-mol x 32	= 4.43 ks.	14.75 %
N <sub>2</sub> : 0.8244 k-mol x 28.2	= 23.24 ks.	77.36 %
	<hr/>	
	30.04 ks.	100.00 %

Cantidad de SO<sub>2</sub> que sale de las torres:

$$48.564 \times 7.89/8.52 = 44.973 \text{ ks.}$$

Luego: Las pérdidas de SO<sub>2</sub> serán de:  $48.564 - 44.973 = 3.591$  ks. de SO<sub>2</sub>

## BALANCE DE MATERIAL

Entrando		Saliendo	
Humedad en el gas	4.47 ks.	Humedad en el gas	0.07 ks
SO <sub>2</sub>	48.564 ks.	SO <sub>2</sub>	44.973 ks
O <sub>2</sub>	80.71 ks.	O <sub>2</sub>	80.710 ks
Acido de 61 B6	326.13 ks.	SO <sub>2</sub> disuelto por ácido	3.591 ks
Acido de 64 B6	338.30 ks.	N <sub>2</sub>	425.23 ks
N <sub>2</sub>	425.23 ks.	Acido de 59.62 B6	329.24 ks
		Acido de 63.53 B6	339.59 ks
	<hr/>		<hr/>
	1223.404. ks.		1223.404ks

Variaciones de la humedad llevada por el gas:

Las pruebas experimentales que verifiqué a la entrada de los intercambiadores de calor y de los convertidores, haciendo un total de 4 prácticas, tomadas una cada día, me dieron los siguientes resultados:

Tiempo	mgrs. de agua /ft <sup>3</sup> de gas	%SO <sub>2</sub>	B6	
			Torre 1	Torre 2
1:00 pm a 2:00 pm	6.0	4.5	60.5	63
1:00 pm a 2:00 pm	7.8	4.3	61	63.5
4:00 pm a 5:00 pm	5.83	3.3	61	62.5
2:00 pm a 3:00 pm	6.84	3.9	61	62.5

Durante estas pruebas la humedad ambiente fué casi la misma y por tanto las variaciones de esas humedades, no se deben a la humedad variable del aire sino a las variaciones en el contenido de agua del mineral.

Como ya cité la humedad hace que se produzca un gas demasiado variable y por lo tanto muy difícil de manejar en la planta de ácido, por las temperaturas tan variadas a que da lugar en el sistema del precalentamiento y conversión; aparte de lo difícil que es remover completamente el agua y con peligro de formarse mucho ácido en el sistema de conversión. Lo más indicado sería aumentar el secado del mineral antes de alimentarlo al tostador.

## DETERMINACION DE LA VELOCIDAD DEL GAS

Tomada entre las torres secadoras y las bombas del gas.

Todas las experiencias las llevé a cabo con un tubo Pitot y manómetro diferencial inclinado marca "Ellison", usando en este, aceite de petróleo de una gravedad específica de 0.834

Los brazos de presión estática y mangueras de hule nómetro da la carga (vp), que es necesaria, adecuada a el área transversal pies<sup>2</sup>/min.

Para cada uno de 24 pulgadas en que pude tomar 10

Primera p

Como las lect no se pueden pro ciedades en cada u

CAL

Calculándolo una temperatura después se verá a

La composici la parte del proce

## BALANCE DE MATERIAL

Entrando		Saliendo	
Humedad en el gas	4.47 ks.	Humedad en el gas	0.07 ks
SO <sub>2</sub>	48.564 ks.	SO <sub>2</sub>	44.973 ks
O <sub>2</sub>	80.71 ks.	O <sub>2</sub>	80.710 ks
Acido de 61 B6	326.13 ks.	SO <sub>2</sub> disuelto por ácido	3.591 ks
Acido de 64 B6	338.30 ks.	N <sub>2</sub>	425.23 ks
N <sub>2</sub>	425.23 ks.	Acido de 59.62 B6	329.24 ks
		Acido de 63.53 B6	339.59 ks
	<hr/>		<hr/>
	1223.404. ks.		1223.404ks

Variaciones de la humedad llevada por el gas:

Las pruebas experimentales que verifiqué a la entrada de los intercambiadores de calor y de los convertidores, haciendo un total de 4 prácticas, tomadas una cada día, me dieron los siguientes resultados:

Tiempo	mgrs. de agua /ft <sup>3</sup> de gas	%SO <sub>2</sub>	Bé	
			Torre 1	Torre 2
1:00 pm a 2:00 pm	6.0	4.5	60.5	63
1:00 pm a 2:00 pm	7.8	4.3	61	63.5
4:00 pm a 5:00 pm	5.83	3.3	61	62.5
2:00 pm a 3:00 pm	6.84	3.9	61	62.5

Durante estas pruebas la humedad ambiente fué casi la misma y por tanto las variaciones de esas humedades, no se deben a la humedad variable del aire sino a las variaciones en el contenido de agua del mineral.

Como ya cité la humedad hace que se produzca un gas demasiado variable y por lo tanto muy difícil de manejar en la planta de ácido, por las temperaturas tan variadas a que da lugar en el sistema del precalentamiento y conversión; aparte de lo difícil que es remover completamente el agua y con peligro de formarse mucho ácido en el sistema de conversión. Lo mas indicado sería aumentar el secado del mineral antes de alimentarlo al tostador.

## DETERMINACION DE LA VELOCIDAD DEL GAS

Tomada entre las torres secadoras y las bombas del gas.

Todas las experiencias las llevé a cabo con un tubo Pitot y manómetro diferencial inclinado marca "Ellison", usando en este, aceite de petróleo de una gravedad específica de 0.834

Los brazos del presión estática y e mangueras de hule nómetro da la carga (vp), que es necesaria, adecuada al el área transversal pies<sup>2</sup>/min.

Para cada uno de 24 pulgadas en que puede tomar 10

Primera p

Como las lectu no se pueden prom cidades en cada u

CALC

Calculándolo e una temperatura d después se verá al

La composición ta parte del proces

Los brazos del manómetro diferencial los conecté, uno a la presión estática y el otro a la carga de impacto, por medio de las mangueras de hule del tubo Pitot. La lectura indicada por el manómetro da la carga de velocidad expresada en pulgadas de agua (vp), que es necesario convertir a pies/min., mediante una fórmula, adecuada al aparato; después se multiplica ese valor por el área transversal del tubo o conducto del gas, resultando así los pies<sup>3</sup>/min.

Para cada una de las prácticas dividí el diámetro del tubo de 24 pulgadas en porciones simétricas del centro, en tal forma que pude tomar 10 lecturas en cada experiencia.

Primera práctica: Lecturas		vp
1		0.17
2		0.24
3		0.28
4		0.28
5		0.30
Centro		
5		0.27
4		0.26
3		0.24
2		0.21
1		0.16

Como las lecturas no expresan directamente las velocidades, no se pueden promediar sino hasta encontrar las respectivas velocidades en cada uno de los puntos indicados.

### CALCULO DE LA DENSIDAD DEL GAS

Calculándolo en lbs/pie<sup>3</sup> a 29.92 pulgadas de Hg Aprox. y una temperatura de 92°F, que son las condiciones del gas, como después se verá al hablar de las torres de secado y las bombas.

La composición del gas como después se verá también en esta parte del proceso es: % en volumen:

SO <sub>2</sub>	3.71	%
O <sub>2</sub>	14.62	%
N <sub>2</sub>	81.67	%
	<hr/>	
	100.00	%

Esta composición corresponde a: % en peso:

SO <sub>2</sub>	7.88	%
O <sub>2</sub>	15.53	%
N <sub>2</sub>	76.59	%
	<hr/>	
	100.00	%

Tomando como base: 1 lb de la mezcla, tendremos:

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 &= 0.0788 \text{ lbs} = 0.00123 \text{ lb-mol} \\ \text{O}_2 &= 0.1553 \text{ lbs} = 0.00485 \text{ lb-mol} \\ \text{N}_2 &= 0.7659 \text{ lbs} = 0.02733 \text{ lb-mol} \end{aligned}$$

$$\text{Total: } 0.03341 \text{ lb-mol}$$

$$\text{Volumen a condiciones Standard: } 0.03341 \times 359 = 12 \text{ pies}^3$$

$$\text{Volumen a } 92^\circ \text{ F} = 12 \times 552/460 = 14.4 \text{ pies}^3$$

$$\text{Densidad a } 29.92'' \text{ de Hg y } 92^\circ \text{ F} = 1/14.4 = 0.0694 \text{ lbs/pie}^3$$

Aplicando ahora la fórmula (según el aparato):

$$\text{Velocidad} = 1096 \sqrt{\frac{vp}{d}}$$

donde vp es la lectura del manómetro; d la densidad del gas y 1096 es un factor que comprende, presión del lugar, factor de calibrado del aparato, gravedad, etc.

Luego para un punto digamos uno de los puntos 5, la lectura fué 0.30, aplicando la fórmula tendremos: velocidad =  $1096 \times 2.08 = 2279 \text{ pies/min.}$

De la misma manera saqué la velocidad correspondiente a cada lectura, dándome todo un promedio de 2104 pies/min.

El área transversal para un tubo de 24 pulgadas de diám. es 3.14. Luego  $3.14 \times 2104 = 6607 \text{ pies}^3/\text{minuto.}$

De esa misma manera obtuve otros valores: 6300; 6400; 6275, cuyo promedio es de 6395 ft<sup>3</sup>/min.

2525252525252525

El gas después tomado por dos series.

Estos sopladillos que hacen fluir de ellos mismos.

## CONTROL DE

Comprende desde do a los convertidores so del V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, cerca

2) La remoción mica: 2SO<sub>2</sub> + O<sub>2</sub>

Esta reacción ras, el SO<sub>2</sub>, se dice la temperatura de

El primer punto mienzo de la reacción elevada que t

1) Hacia un libro es alcanzado

2) Hacia un del SO<sub>2</sub>,

En la práctica temperaturas óptimas que dentro de esa velocidad de reacción del gas a través

Al empezar desde a los convertidores de calor gases saliendo de

## CAPITULO III

### PRECALENTAMIENTO DEL GAS

El gas después de pasar a través de las torres secadoras es tomado por dos sopladores de tipo cicloidal, de impelidor rotatorio.

Estos sopladores van impulsados por motores de 76 HP y son los que hacen fluir el gas desde el tostador, a succión y después de ellos mismos, hasta el sistema de conversión; a presión.

#### CONTROL DE TEMPERATURA EN LOS CONVERTIDORES:

Comprende dos pasos: 1) Precalentamiento del gas entrando a los convertidores, hasta la temperatura deseada (para el caso del  $V_2O_5$ , cerca de  $400^\circ\text{C}$

2) La remoción del calor desprendido por la reacción exotérmica:  $2\text{SO}_2 + \text{O}_2 = 2\text{SO}_3 + 45200 \text{ cal.}$

Esta reacción llega a ser reversible, pues a altas temperaturas, el  $\text{SO}_3$  se disocia en  $\text{SO}_2$  y  $\text{O}_2$ ; por lo tanto hay que evitar que la temperatura de los gases reaccionantes se levante demasiado.

El primer paso dicho es necesario para asegurar el rápido comienzo de la reacción y el segundo, evitar la zona de temperatura elevada que trae consigo dos tendencias:

1) Hacia un rápido aumento en la velocidad a la cual el equilibrio es alcanzado.

2) Hacia una disminución en la concentración de equilibrio del  $\text{SO}_3$ .

En la práctica y comercialmente, ha sido determinado que las temperaturas óptimas de conversión yacen entre  $425^\circ$  y  $450^\circ\text{C}$ ; porque dentro de ese margen el equilibrio es favorable y la velocidad de reacción es bastante grande para permitir el rápido paso del gas a través del convertidor.

Al empezar el proceso, el precalentamiento del gas de entrada a los convertidores, es llevado a cabo por medio de intercambiadores de calor en los cuales el gas frío es precalentado por los gases saliendo de los convertidores.

Esto es hecho en dos pasos: Por medio del convertidor No. 1 y luego el No. 2, trayendo los gases, luego a través de los intercambiadores de calor.

Para comprender bien esto: Véase el diagrama del sistema de precalentamiento y conversión del gas.

Las ventajas de los intercambiadores de calor sobre el uso de los precalentadores ordinarios son:

- 1) La eliminación del gasto de combustibles.
- 2) Simplifican el control de la temperatura de los gases entrando a los convertidores.

3) Reducen los gastos para enfriar el  $\text{SO}_2$ , al prepararlo para la absorción.

Los intercambiadores usados para precalentar el gas y el usado como enfriador de aire, son de acero, y de las mismas dimensiones, que son:

Longitud: 16 pies 8 1/2 pulgs.

Diámetro: 6 pies 2 1/2 pulgs.

Llevar internamente tubos, los cuales van expandidos en los espejos o cabezales. Llevan asimismo 4 tabiques de lámina de acero de 5/16 de pulg. de espesor, para una mejor circulación del gas y para hacer más efectivo el flujo de calor.

El número de tubos que lleva cada uno es de 955 los cuales son de acero y de una longitud de 12 pies y de 1 1/2 pulgs. de diám. externo No. 13 B. W. G. El peso de cada intercambiador de estas condiciones es aprox. de 30000 lbs.

**Temperaturas en los intercambiadores:**

El gas entra al intercambiador a una temperatura de  $53^\circ\text{C}$  y sale a una de  $198^\circ\text{C}$ .

El  $\text{SO}_2$ , entra al mismo a  $305^\circ\text{C}$  y sale a  $150^\circ\text{C}$ . En el intercambiador No. 2, el  $\text{SO}_2$ , entra a  $198^\circ\text{C}$  y sale a  $348^\circ\text{C}$ , mientras que el  $\text{SO}_2$ , entra a  $456^\circ$  y sale a  $305^\circ\text{C}$ .

En el No. 3 el  $\text{SO}_2$ , entra a  $348^\circ$  y sale a  $429^\circ\text{C}$ , que es la temperatura a que entra al convertidor No. 1; el gas parcialmente convertido aquí, entra al mismo interc. únicamente que del lado del  $\text{SO}_2$ , y a una temperatura respectivamente de  $523^\circ$  y  $435^\circ\text{C}$  y pasa luego al convertidor No. 2 de donde sale a una temperatura de  $456^\circ\text{C}$  y entra de nuevo al interc. 2 que ya cité. Todas estas temperaturas son tomadas a intervalos de una hora y mediante un aparato potenciómetro marca "Leeds and Northrup" que va conectado a todas las termocoplas requeridas.

### **VARIACIONES QUE SUFRE EL GAS EN SU CONCENTRACION DE $\text{SO}_2$ :**

Constituye el más serio inconveniente que tiene la planta,

pues aparte de que las variaciones de controlar por la cantidad de  $\text{SO}_2$ , producido, el cual es convertido, obliga a cesar en cada turno cuada.

Todo lo anterior a continuación ex

pues aparte de que la concentración en  $SO_2$  es normalmente baja, las variaciones tan marcadas que tiene, hacen un gas difícil de controlar por las temperaturas a que da lugar; o sea gran cantidad de  $SO_2$  produce al convertirse a  $SO_3$  gran desprendimiento de calor, el cual si está oscilando mucho por ser poco o mucho el gas convertido, obligará a abrir o cerrar las válvulas demasiadas veces en cada turno de trabajo, para mantener una temperatura adecuada.

Todo lo anterior puede verse prácticamente en la tabla que a continuación expongo.

er No. 1  
es inter-  
tema de

l uso de

ases en-

arlo para

y el usa-  
dimensio-

os en los  
mina de  
ación del

os cuales  
pulg. de  
biador de

de  $53^{\circ}C$  y

el inter-  
mientras

es la tem-  
rcialmente  
del lado  
y  $435^{\circ}C$  y  
temperatura  
todas estas  
mediante un  
va conec-

TRACION

la planta.

**TABLA DE VARIACIONES DEL GAS, CON AMBOS  
CONVERTIDORES TRABAJANDO.**

Tiempo	% de SO <sub>2</sub>	Conversión	Convertidor No. 1		Convertidor No. 2	
			Temperatura en C	Temperatura en C	Temperatura en C	Temperatura en C
			Entrada	Salida	Entrada	Salida
7 am	3.7	97.4	446	532	405	429
8	3.7		435	534	405	425
9	3.7	97.4	431	528	400	423
10	3.9		430	534	410	427
11	4.0	97.67	435	538	421	435
12 md	3.9		433	533	426	444
1 pm	4.0	97.67	430	533	431	449
2	4.0		431	528	432	451
3	4.1	97.72	434	528	435	454
4	4.1		432	530	433	457
5	4.0	97.67	431	525	431	455
6	4.0		430	525	431	453
7	4.0	97.57	430	525	431	453
8	4.0		430	522	431	452
9	4.0	97.57	430	522	431	453
10	4.1		430	524	432	455
11	4.0	97.6	430	525	434	455
12 mn	3.7		430	521	430	455
1 am	3.6	97.5	430	521	430	455
2	3.7		430	516	431	553
3	3.6	97.4	430	515	430	455
4	3.9		430	516	429	455
5	3.7	97.4	430	522	430	453
6	3.8		450	539	415	445

idor No. 2  
atura en C  
Salida

429  
425  
423  
427  
435  
444  
449  
451  
454  
457  
455  
453  
453  
452  
453  
455  
455  
455  
455  
453  
445

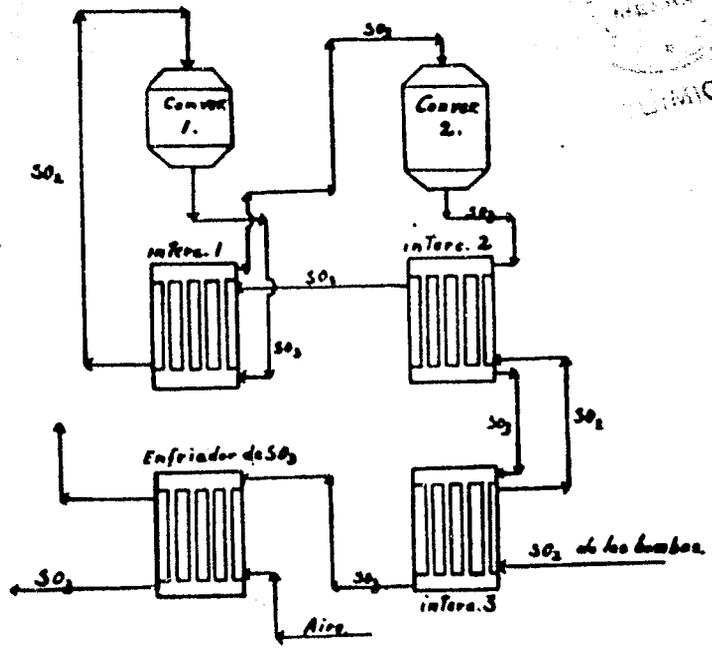


Diagrama del precalentamiento,  
conversión y enfriamiento del gas.

## CAPITULO IV

### CONVERSION DEL SO<sub>2</sub> A SO<sub>3</sub>.

**CATALISIS:** Según la definición de Ostwald, un catalizador es un agente que afecta la velocidad de una reacción sin aparecer en los productos finales de la reacción. Un catalizador no cambia las condiciones de equilibrio en un sistema, solo puede alterar la velocidad para alcanzar dicho equilibrio, siendo positivos o negativos según aceleren o retarden la velocidad de la reacción.

Como cité ya la reacción de conversión de SO<sub>2</sub> a SO<sub>3</sub>, puede ser considerada un proceso reversible así que:



**EN ESTA REACCION:** es de importancia conducir la reacción hacia la derecha: La ley de las masas requiere que la concentración de uno de los factores (SO<sub>2</sub> o SO<sub>3</sub>) sea aumentado; para aumentar la formación del producto. Aumentando la concentración del oxígeno, se forma mas producto y al mismo tiempo el SO<sub>2</sub> casi se agotará.

A cualquier temperatura definida y en presencia del catalizador, se alcanzará un equilibrio entre el SO<sub>2</sub>, SO<sub>3</sub>, O<sub>2</sub>, siempre que bastante tiempo sea permitido para alcanzarlo.

El valor para la constante de equilibrio en la fórmula:

$$K_p = \frac{P (\text{SO}_3)}{(P \text{SO}_2) (P \text{O}_2)^{1/2}}$$

en donde P, son las presiones parciales de los diferentes gases. Esta fórmula se refiere a la reacción: SO<sub>2</sub> + 1/2 O<sub>2</sub> = SO<sub>3</sub>, y no a la reacción que ocupa doble número de moléculas que la anterior.

La constante K, bien puede decirse que no cambia; mientras que las cantidades absolutas de los tres gases componentes pue-

den ser alteradas. Así si la concentración del Oxígeno es aumentada, el valor de  $P_{SO_2}$  debe disminuir para mantener el valor de  $K$ , considerando que el cambio en  $P_{SO_2}$  es muy pequeño, hasta con un exceso de  $O_2$  de más de 400%; pero el exceso de  $O_2$  es guardado dentro de límites razonables porque comercialmente, el objeto es obtener óptima y no máxima conversión.

Como sabemos, la proporción estequiométrica para esta conversión es: 1 vol de  $O_2$  para cada 2 vol de  $SO_2$ .

El % de exceso de  $O_2$  usado en la planta varía de 400 a 500 y aun a veces más; por lo cual no es un % adecuado. Estas condiciones traen por consecuencias, que el gas es convertido a valor bajo, con una eficiencia de conversión alta, pero una producción de ácido muy pequeña, por unidad de tiempo.

### ESPECIFICACION DE LOS CONVERTIDORES:

**CONVERTIDOR No. 1:** Está dispuesto en forma de un cilindro, cerrado en la parte superior e inferior por medio de secciones cónicas:

La parte cilíndrica tiene una altura de 4.51 pies y cada sección cónica tiene una altura de 2 pies 3 7/16 de pulg. Los tubos de entrada y salida son de 24 pulgs. de diám. El material usado en ambos convertidores es fierro vaciado. La cubierta es de construcción y de material especiales (M. K. Cl). El diám. de cada convertidor es de 10 pies 6 3/4 de pulg. de diám. interno. Cada convertidor está dispuesto en tal forma que el gas sin convertir, al entrar tropieza primero con un tabique que distribuye el gas en toda la sección transversal del convertidor; pasa luego a través de una capa formada por 1200 lbs. del catalizador, la cual está encima de un ladrillo refractario en pedazos de 3/8 a 5/8 de pulg. Estas dos últimas capas van sostenidas por una placa de fierro vaciado con 12 perforaciones de 18 pulgs. de diám., con cubiertas en forma de discos, elevadas 2 pulg. encima de la placa; después, a una distancia de 1 pie va otra placa igual de fierro vaciado y un pie después, otra de catalizador llevando también 1200 lbs. y seguida de una de ladrillo y de otra, perforada de fierro vaciado. Las distancias entre las placas son mantenidas por medio de soportes verticales de fierro vaciado.

**CONVERTIDOR No. 2:** Difiere del anterior, en que lleva tres capas de catalizador con 1900 lbs. c/u; llevando también placas perforadas con sus respectivas capas de ladrillo.

La longitud de la parte cilíndrica es de 8.1 pies y cada una de las secciones cónicas tiene una longitud de 2.42 pies. Este convertidor lleva también, a la entrada del gas un tabique como en el caso anterior. El gas tanto en este convertidor como en el otro

entra por la parte superior externamente por medio de una cubierta para evitar pérdidas de calor. La cubierta externa va una placa refractaria, seguida de una placa conteniendo asbesto. La altura de esta, una de 2 pulgs. de espesor. El precalentamiento de la masa de varios pasos (M)

**CATALIZADOR DE VANADIO:** Es un catalizador de gran importancia a la indiferencia que se tiene por el tipo de catalizador, etc., que de estar presente el catalizador de Pt.

La principal fuente de vanadio es un sulfuro impuro de Vanadium Corporation o la indifferencia que ha sido incorporado. Es "Carnotita"; "Roscolite";

Los catalizadores de vanádico, por R. M. muchas patentes han

### MASA CATALITICA

En Marzo de 1928 los laboratorios de la masa de catalizadores de vanadio con varias substancias con gran éxito en la práctica.

La eficiencia de catalizadores ordinarios de las masas al equilibrio de contacto con las al mejor catalizador químicos alemanes, A. G. la masa de contacto de St. Louis Mo. para producir una cantidad suficiente de ácido para escala comercial.

En 1926 se dieron algunos desacuerdos entre algunas otras firmas para un gran número de masas de catalizadores.

La masa de V de

den ser alteradas. Así si la concentración del Oxígeno es aumentada, el valor de  $P_{SO_2}$  debe disminuir para mantener el valor de  $K$ , considerando que el cambio en  $P_{SO_2}$  es muy pequeño, hasta con un exceso de  $O_2$  de más de 400%; pero el exceso de  $O_2$  es guardado dentro de límites razonables porque comercialmente, el objeto es obtener óptima y no máxima conversión.

Como sabemos, la proporción estequiométrica para esta conversión es: 1 vol de  $O_2$  para cada 2 vol de  $SO_2$ .

El % de exceso de  $O_2$  usado en la planta varía de 400 a 500 y aun a veces más; por lo cual no es un % adecuado. Estas condiciones traen por consecuencias, que el gas es convertido a valor bajo, con una eficiencia de conversión alta, pero una producción de ácido muy pequeña, por unidad de tiempo.

### ESPECIFICACION DE LOS CONVERTIDORES:

**CONVERTIDOR No. 1:** Está dispuesto en forma de un cilindro, cerrado en la parte superior e inferior por medio de secciones cónicas:

La parte cilíndrica tiene una altura de 4.51 pies y cada sección cónica tiene una altura de 2 pies  $3 \frac{7}{16}$  de pulg. Los tubos de entrada y salida son de 24 pulgs. de diám. El material usado en ambos convertidores es fierro vaciado. La cubiorta es de construcción y de material especiales (M. K. CI). El diám. de cada convertidor es de 10 pies  $6 \frac{3}{4}$  de pulg. de diám. interno. Cada convertidor está dispuesto en tal forma que el gas sin convertir, al entrar tropieza primero con un tabique que distribuye el gas en toda la sección transversal del convertidor; pasa luego a través de una capa formada por 1200 lbs. del catalizador, la cual está encima de un ladrillo refractario en pedazos de 3 8 a 5, 8 de pulg. Estas dos últimas capas van sostenidas por una placa de fierro vaciado con 12 perforaciones de 18 pulgs. de diám., con cubiertas en forma de discos, elevadas 2 pulg. encima de la placa; después, a una distancia de 1 pie va otra placa igual de fierro vaciado y un pie después, otra de catalizador llevando también 1200 lbs. y seguida de una de ladrillo y de otra, perforada de fierro vaciado. Las distancias entre las placas son mantenidas por medio de soportes verticales de fierro vaciado.

**CONVERTIDOR No. 2:** Difiere del anterior, en que lleva tres capas de catalizador con 1900 lbs. c/u; llevando también placas perforadas con sus respectivas capas de ladrillo.

La longitud de la parte cilíndrica es de 8.1 pies y cada una de las secciones cónicas tiene una longitud de 2.42 pies. Este convertidor lleva también, a la entrada del gas un tabique como en el caso anterior. El gas tanto en este convertidor como en el otro

entra por la parte superior externamente por medio de una cubiorta para evitar pérdidas de gas. La cubiorta externa va una cubiorta refractario, seguida de una cubiorta cilíndrica conteniendo asbesto. La cubiorta externa, una de 2 pulgs. de espesor. El precalentamiento del gas se hace por medio de una masa de varios pasos (M)

**CATALIZADOR DE VANADIO:** Ha adquirido gran importancia a la indiferencia que tiene el gas para estar presente, etc., que de estar presente el catalizador de Pt.

La principal fuente de vanadio es un sulfuro impuro de Vanadium Corporation of America, que ha sido encontrado. Ex "Carnotita"; "Roscoelite".

Los catalizadores de vanádico, por R. M. M. muchas patentes han sido

### MASA CATALITICA

En Marzo de 1928, los laboratorios de la V. de los Estados Unidos, en los departamentos de catalizadores de vanadio, con varias substancias, han obtenido un gran éxito en la práctica.

La eficiencia de los catalizadores ordinarios de las plantas de contacto al equilibrio de conversión, es muy baja. Los mejores catalizadores químicos alemanes, A. G. de la V. de la masa de contacto de St. Louis Mo., para producir ácido sulfúrico, en cantidad suficiente de escala comercial.

En 1926 se dieron algunos desacuerdos entre la V. de la masa de contacto y otras firmas. La masa de V de

entra por la parte superior. Ambos convertidores van recubiertos externamente por materiales que los aíslan térmicamente, para evitar pérdidas de calor por radiación; así recubriendo la cubierta externa va una capa de 3 pulgs. de espesor, de ladrillo refractario, seguida de una capa de 2 pulgs. de espesor de una mezcla conteniendo asbesto y 85% de magnesio y finalmente sobre esta, una de 2 pulgs. de cemento de asbesto.

El precalentamiento y conversión del gas, constituye un sistema de varios pasos (Multipass) de la "Monsanto".

**CATALIZADOR DE VANADIO:** Los catalizadores de V han adquirido gran importancia en la conversión del  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$ , debido a la indiferencia que tienen hacia las impurezas como As, y Cl, etc., que de estar presentes en el gas tienden a envenenar el catalizador de Pt.

La principal fuente comercial del V es la "Patronita", que es un sulfuro impuro de V y el cual es explotado en Perú por la "Vanadium Corporation of America". En forma de elemento el V, no ha sido encontrado. Existen muchos otros minerales de V. como la "Carnotita"; "Roscoelita"; "Vanadinita"; "Aegerita"; etc.

Los catalizadores de V se empezaron a usar en forma de ácido vanádico, por R. Meyers, desde 1899, y a partir de esta fecha muchas patentes han sido propuestas.

#### **MASA CATALITICA DE VANADIO DE LA MONSANTO:**

En Marzo de 1928, L. F. Nickell anunció el descubrimiento en los laboratorios de la "Monsanto Chemical Works", de nuevos tipos de catalizadores de V, que consistían en silicatos de V mezclados con varias substancias inertes. Estos catalizadores tuvieron gran éxito en la práctica.

La eficiencia de conversión según pruebas hechas a condiciones ordinarias de las plantas variaba entre 97 y 98%; y en cuanto al equilibrio de conversión y actividad se probó que eran iguales al mejor catalizador de Pt. Poco antes, en junio de 1925, dos químicos alemanos, A. O. Jaeger y J. A. Bertsch inventaron una nueva masa de contacto y firmaron un contrato con la Monsanto de St. Louis Mo, para preparar en los laboratorios Monsanto, una cantidad suficiente de la nueva masa para hacer una prueba en escala comercial.

En 1926 se dieron varias patentes a la Monsanto, hasta que algunos desacuerdos hicieron que ambos Jaeger y Bertsch se asociaran a otras firmas. Poco después como ya citó, llegó a haber gran número de masas catalíticas de V.

La masa de V de la Monsanto, aparece en forma de pastillas

amarillas relativamente duras y cilíndricas de 3/16 de pulg. de diám., y 3/16 de pulg. de largo. Está formada por tierra de infusorios impregnada con  $V_2O_5$ , llevando además otras sustancias inertes. El método de fabricación y su composición exacta permanecen en secreto.

La tierra de infusorios es usada porque además de ser inerte, puede soportar altas temperaturas.

Esta masa de vanadio, dió origen, hace algunos años a serias reclamaciones entre la Monsanto, la Selden Co y la Badische Co de Alemania; pues cada una de ellas opinaba que le pertenecían tal o cual de las masas catalíticas. Al fin quedó arreglado el asunto, dándose a c/u de aquellas los derechos que los correspondían.

Ventajas de la masa de Vanadio comparada con el Pt: 1) Una eficiencia de conversión relativamente mas alta; 2) Con una eficiencia alta, la duración será mas grande; 3) Libre de efectos de envenenamientos; 4) El costo inicial del V es mas bajo por ton. diaria de sulfúrico producido, que para el Pt; 5) Las masas de V son mas duras y ásperas y pueden manejarse mas fácilmente que las otras, sin quebrarse; 6) Cualquier país que lo explote es independiente de los demás para fabricar el catalizador y luego el  $H_2SO_4$ ; lo que constituye una ventaja en tiempo de guerra.

Desventajas del vanadio: 1) Solo trabaja bien para gases de un % de  $SO_2$  abajo de 8, mientras que el Pt trabaja con gases de 10% o más; 2) La masa de V, cuando se deteriora no tiene ningún valor.

La razón de que la masa de V no puede usar gases de una concentración mayor de 8% de  $SO_2$ , es la siguiente: Necesita un exceso grande de  $O_2$ , para evitar la reducción del  $V_2O_5$ ; lo que no sucede en el caso de usar masa de Pt, donde se puede usar una relación de  $SO_2$  a  $O_2$ , mas alta.

El sistema de conversión, mediante dos convertidores o sea dos pasos tiene la ventaja de que en el primer paso haya una alta velocidad de reacción en una zona de alta velocidad de reacción en una zona de alta temperatura y en el segundo, una máxima conversión en una zona de baja temperatura.

En el convertidor No. 1 existe un 30% del catalizador, mientras que en el No. 2, existe un 70% del total del catalizador.

**PRUEBAS EXPERIMENTALES:** El % de  $SO_2$ , promedio, en el gas durante el tiempo de las experiencias; a la entrada del convertidor No. 1 fue de 3.71%.

Las 5 determinaciones de  $SO_2$ , a la salida del convertidor No. 1, me dieron los siguientes resultados: 0.75; 0.82; 0.72; 0.76; 0.72, o sea un promedio de 0.75% de  $SO_2$ .

Calculand

$$C = \frac{1}{a}$$

donde: a,  
lo tanto, a =

Composic  
en volumen:

$$\begin{aligned} SO_2 &= 3 \\ SO_2 &= 3 \\ O_2 &= 1 \\ N_2 &= \end{aligned}$$

Pasando

$$\begin{aligned} SO_2 &= 0 \\ SO_2 &= 0 \\ O_2 &= 0 \\ N_2 &= 0 \end{aligned}$$

El gas se  
seca al tost.

Al habla  
del gas salier

$$\begin{aligned} SO_2 \\ O_2 \\ N_2 \end{aligned}$$

Luego el

Calculando el % de conversión, según la fórmula:

$$C = \frac{100 (a-b)}{a (1-0.015 b)} \quad (\text{Según, Sulphuric Acid by Miles})$$

donde: a, es el % inicial de SO<sub>2</sub>; b, es el % final de SO<sub>2</sub>; por lo tanto, a = 3.71 y b = 0.71, luego aplicando la fórmula:

$$C = 80.3\%$$

Composición de los gases saliendo del convertidor: No. 1: % en volumen:

SO <sub>2</sub> = 3.71	— (3.71 x 0.803)	= 0.74 k-mol	0.75 %
SO <sub>2</sub> = 3.71	x 0.803	= 2.97 k-mol	3.01 %
O <sub>2</sub> = 13.85	— (3.71/2 x 0.803)	= 12.37 k-mol	12.55 %
N <sub>2</sub> =		= 82.44 k-mol	83.69 %
		<hr/>	
		98.52 k-mol	100.00 %

Pasando ahora la comp. % en volumen a % en peso:

SO <sub>2</sub> = 0.0075 k-mol	x 64	= 0.48 ks.	1.57 %
SO <sub>2</sub> = 0.0301 k-mol	x 80	= 2.40 ks.	7.87 %
O <sub>2</sub> = 0.1255 k-mol	x 32	= 4.01 ks.	13.15 %
N <sub>2</sub> = 0.8369 k-mol	x 28.2	= 23.60 ks.	77.41 %
		<hr/>	
		30.49 ks.	100.00 %

El gas seco entrando al convertidor No. 1/100 ks. de carga seca al tost. es:

SO <sub>2</sub>	44.973 ks.
O <sub>2</sub>	80.71 ks.
N <sub>2</sub>	425.23 ks.

Al hablar de las torres de secado vimos que la composición del gas saliendo de ellas era:

SO <sub>2</sub>	3.71	7.89
O <sub>2</sub>	13.85	14.75
N <sub>2</sub>	82.44	77.36
<hr/>		
100.00 %		100.00 %

Luego el SO<sub>2</sub> que saldrá/100 ks. de carga seca al tost:  
 $44.973 \times 1.57/7.89 = 8.95 \text{ ks.}$

El O<sub>2</sub> que sale es:  $80.71 \times 13.15/14.75 = 71.95$  ks.  
 El N<sub>2</sub>: 425.23 ks.  
 El SO<sub>2</sub> será de:  $44.973 - 8.95 \times 80/64 = 45.02$  ks.  
 El vapor de agua, debido a la alta temperatura existente saldrá en la misma forma de vapor de agua.

### BALANCE DE MATERIAL DEL CONVERTIDOR No. 1

Base: 100 ks. de carga seca al tost.

	Entrando		Saliendo
Humedad	0.07 ks.	Humedad	0.07 ks.
SO <sub>2</sub>	44.973 ks.	SO <sub>2</sub>	8.95 ks.
O <sub>2</sub>	80.71 ks.	O <sub>2</sub>	71.95 ks.
		N <sub>2</sub>	425.23 ks.
		SO <sub>2</sub>	45.02 ks.
N <sub>2</sub>	425.23 ks.		
	<hr/>		<hr/>
	550.983 ks.		551.22 ks.

### CALCULO DE LA TEMPERATURA DE EQUILIBRIO ALCANZADA:

Los gases al entrar al convertidor No. 1 tienen una temperatura promedio de 430°C; encuentran la capa superior del catalizador, a la que continuamente están enfriando. Después los gases alcanzan una temperatura máxima y salen del convertidor.

Considerando que el convertidor está térmicamente aislado de manera que las pérdidas de calor son despreciables y tomando una temperatura de referencia de 0°C, ya que las temps. de reacción son relativamente altas, podemos considerar que el calor de reacción a 0°C es igual a aquel a 18°C.

Considerando que el grado de conversión, encontrado de 80.30% sea igual a x, para nuestros cálculos, tendremos:

Calor Standard de reacción a 0°C:

Calor de form SO<sub>2</sub> = 69400 cal/gr mol

Calor de form SO, = 91500 cal/gr mol (Hougen and Watson)

SO<sub>2</sub> + ½ O<sub>2</sub> = SO, + 22100 cal/gr mol

SO<sub>2</sub> convertido = 3.71 x gr mols

Calor Standard de reacción para conversión x %:

22100(3.71 x) = 81991 x

Contenido de calor de los reactantes:

Capacidad calorífica molar media entre 0° C y 430°C (fig. 12 pág. 116 del Hougen and W):

Contenido de temperatura de re  
 Capacidad ca  
 el SO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> pu  
 113 del Hougen.  
 La capacidad  
 representarse por

SO<sub>2</sub> = (3.71 -  
 O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> = (96.29  
 SO<sub>2</sub> = 3.71 x (

Simplificando este

SO<sub>2</sub> = (33.7 + 0

O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> = (667.7

SO<sub>2</sub> =

Total: (701.4 +

Total contenido  
 (701.4 +

BALANCE D  
 do de calor de los

Luego: 81991 x  
 + x

Dando valor

Luego, como  
 corresponderá a

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 &= 10.1 \times 3.71 = 37.47 \text{ cal/}^\circ\text{C} \\ \text{O}_2, \text{N}_2 &= 7.12 \times 96.29 = 685.60 \text{ cal/}^\circ\text{C} \\ \hline &723.07 \text{ cal/}^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Luego:  $430 \times 723.07 = 310,920$  calorías.

Contenido de calor de los productos: Consideremos  $t^\circ\text{C} =$  temperatura de reacción.

Capacidad calorífica media entre  $0^\circ\text{C}$  y  $t^\circ\text{C}$ : Los datos para el  $\text{SO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$  pueden ser deducidos de la tabla 1 de la página 113 del Hougen.

La capacidad calorífica media del  $\text{SO}_2$ , de  $0^\circ\text{C}$  a  $t^\circ\text{C}$  puede representarse por:  $11.1 + 0.002t$

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 &= (3.71 - 3.71 x) + (9.085 + 0.0024 t - 0.277 \times 10^{-4} t^2) \\ \text{O}_2, \text{N}_2 &= (96.29 - 1.85 x) + (6.935 + 0.000338t + 0.43 \times 10^{-4} t^2) \\ \text{SO}_2 &= 3.71 x (11.1 + 0.002t) \end{aligned}$$

Simplificando estas ecuaciones:

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 &= (33.7 + 0.0089 t - 1.027 \times 10^{-4} t^2) \\ &\quad + x (-33.7 - 0.0089 t + 1.027 \times 10^{-4} t^2) \\ \text{O}_2, \text{N}_2 &= (667.7 + 0.0325 t + 4.14 \times 10^{-4} t^2) \\ &\quad + x (-12.82 - 0.00062 t - 0.079 \times 10^{-4} t^2) \\ \text{SO}_2 &= \quad \quad \quad + x (41.18 + 0.00742 t) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total: } &(701.4 + 0.0414 t + 3.11 \times 10^{-4} t^2) \\ &\quad + x (-5.34 - 0.0021 t + 0.94 \times 10^{-4} t^2) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total contenido de calor de los productos:} \\ &(701.4 t + 0.0414 t^2 + 3.11 \times 10^{-4} t^3) \\ &\quad + x (-5.34 t - 0.0021 t^2 + 0.94 \times 10^{-4} t^3) \end{aligned}$$

**BALANCE DE CALOR:** Calor standard de reacción + Contenido de calor de los reactantes = Contenido de calor de los productos.

$$\text{Luego: } 81991 x + 310920 = (701.4 t + 0.0414 t^2 + 3.11 \times 10^{-4} t^3) + x (-5.34 t - 0.0021 t^2 + 0.94 \times 10^{-4} t^3)$$

Dando valores a  $x$  obtenemos los de  $t$  en  $^\circ\text{C}$ :

$x$	$t$
0.5185	490
0.8030	520

Luego, como la conversión encontrada antes es de 80.30%, corresponderá a una temperatura de  $520^\circ\text{C}$ .

### CONVERTIDOR No. 2:

Análisis del gas entrando a este convertidor: % en volumen:

SO <sub>2</sub>	0.75	%
SO <sub>2</sub>	3.01	%
O <sub>2</sub>	12.55	%
N <sub>2</sub>	83.69	%
	<hr/>	
	100.00	%

El % de SO<sub>2</sub>, encontrado a la salida de este convertidor, según el promedio de las pruebas hechas es: 0.1%

Aplicando la fórmula citada para hallar la conversión, tomando  $a = 0.75$  y  $b = 0.1$ , luego la conversión será:  $C = 86.66\%$

Luego para calcular el análisis del gas saliendo de este convertidor No. 2, % en volumen, tendremos:

SO <sub>2</sub>	= 0.75 — (0.75 x 0.8666)	= 0.1 k-mol	0.10 %
SO <sub>2</sub>	= Convertidor No. 1	= 3.01 k-mol	3.02 %
SO <sub>2</sub>	= Conv. No. 2: 0.75x0.8666	= 0.65 k-mol	0.65 %
O <sub>2</sub>	= 12.55 — (0.75/2 x 0.8666)	= 12.23 k-mol	12.27 %
N <sub>2</sub>	=	= 83.69 k-mol	83.96 %
		<hr/>	
		99.68 k-mol	100.00 %

PASANDO: a % en peso:

SO <sub>2</sub>	: 0.0010 k-mol x 64	= 0.064 ks.	0.21 %
SO <sub>2</sub>	: 0.0302 k-mol x 80	= 2.416 ks.	7.90 %
SO <sub>2</sub>	: 0.0065 k-mol x 80	= 0.520 ks.	1.70 %
O <sub>2</sub>	: 0.1227 k-mol x 32	= 3.926 ks.	12.83 %
N <sub>2</sub>	: 0.8396 k-mol x 28.2	= 23.676 ks.	77.36 %
		<hr/>	
		30.602 ks.	100.00 %

Luego el SO<sub>2</sub>, total saliendo de este convert., será:

$$\begin{aligned} & 8.95 \times 0.21/1.57 = 1.2 \text{ ks.} \\ \text{El O}_2, & \text{ será } 71.95 \times 12.83/13.15 = 70.2 \text{ ks.} \\ \text{El N}_2, & \text{ será: } 425.23 \text{ ks.} \\ \text{El SO}_2, & \text{ es: } 45.02 + [(8.95 - 1.2)80/64] = 54.7 \text{ ks.} \end{aligned}$$

### RESUMEN DEL BA

No. 2: B

Entrando

Humedad	0
SO <sub>2</sub>	8.9
O <sub>2</sub>	71.9
N <sub>2</sub>	425.2
SO <sub>2</sub>	45.0
	<hr/>
	551.2

A este converti  
le del convertidor N  
gas a través del int  
medios es de 435°C

Tomando estos  
do en consideración  
y despreciando igu  
cantidad de agua,  
a la conversión ya

Luego la conve  
tidores será de: a

b = 0.1%, lu

El vapor de ag  
feriores a 400°C, la  
en el lado del SO<sub>2</sub>  
queña pérdida, la  
tada, la cantidad c

Para sacar es  
rias llaves en los c  
aire.

Para el caso p  
H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, que requier

## RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIAL DEL CONVERTIDOR

No. 2: Base 100 ks. de carga seca al tost:

Entrando			Saliendo		
Humedad	0.7	ks.	Humedad	0.07	ks.
SO <sub>2</sub>	8.95	ks.	SO <sub>2</sub>	1.20	ks.
O <sub>2</sub>	71.95	ks.	O <sub>2</sub>	70.20	ks.
N <sub>2</sub>	425.23	ks.	N <sub>2</sub>	425.23	ks.
SO <sub>3</sub>	45.02	ks.	SO <sub>3</sub>	54.70	ks.
	551.22	ks.		551.40	ks.

A este convertidor entra el gas no a la temperatura a que sale del convertidor No. 1, sino a la resultante, después de pasar el gas a través del intercambiador No. 1; la cual tomando datos promedios es de 435°C a la entrada y de 454°C, a la salida.

Tomando estos datos y haciendo los mismos cálculos, tomando en consideración que el convertidor está térmicamente aislado y despreciando igualmente el contenido de calor de la pequeña cantidad de agua, tendremos que la temperatura correspondiente a la conversión ya encontrada de 86.66% es de 450°C.

Luego la conversión total, tomando en cuenta los dos convertidores será de:  $a = 3.71\%$

$$b = 0.1\%, \text{ luego } C = 100(3.71 - 0.1)/3.71(1 - 0.015 \times 0.1) \\ = 361/3.7 = 97.57\%$$

El vapor de agua llevado por el gas cuando alcanza temps. inferiores a 400°C, lo cual sucede en los intercambiadores de calor; en el lado del SO<sub>2</sub>; forma ácido sulfúrico, lo cual significa una pequeña pérdida, la cual varía, pues cuando la humedad es aumentada, la cantidad de ácido formado será mayor.

Para sacar ese ácido sulfúrico formado, están instaladas varias llaves en los diferentes intercambiadores y en el enfriador de aire.

Para el caso presente se formará:  $70 \times 98/18 = 381$  gr. de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, que requieren  $381 \times 80/98 = 311$  gr. de SO<sub>2</sub>.

**RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIAL DEL SISTEMA DE  
PRECALENTAMIENTO Y CONVERSION:**

Base: 100 ks. de carga sec. al tostador.

Entrando			Saliendo		
Humedad	0.07	ks.	Acido	0.381	ks.
SO <sub>2</sub>	44.973	ks.	SO <sub>2</sub>	1.200	ks.
O <sub>2</sub>	80.71	ks.	SO <sub>3</sub>	54.389	ks.
N <sub>2</sub>	425.23	ks.	O <sub>2</sub>	70.20	ks.
	<hr/>		N <sub>2</sub>	425.23	ks.
	550.983	ks.		<hr/>	
				551.400	ks.

Del enfriamiento precalentamiento de los corrientes y disminuye de éste a una temperatura de 98.5°C (en el caso de hacer después)

El aire que pasa a través del intercambiador de calor por el lado de enfriamiento al gas a 20HP y 860 r.p.m. (una pulgada de abanicos) durante un minuto; o sea, en cualquier lugar.

## CAPITULO V

### ENFRIAMIENTO DEL SO, PRODUCIDO

Del enfriamiento del gas producido ya hablé, al tratar del precalentamiento del gas, solo me resta decir que, el gas saliendo de los convertidores, tiene una temperatura promedio de 456°C y disminuye a 150° a la entrada del enfriador de aire; saliendo de éste a una temperatura de 90°C.

En la práctica, se prefiere, cuando se va a hacer únicamente ácido de 98.5%, una temperatura del gas de 140° a 150°C; y en caso de hacer oleum, la temperatura, se escoge de 70° a 95°C (ver después)

El aire ambiente, es tomado por un abanico e impulsado a través del intercambiador usado como enfriador, y en contracorriente al gas convertido. El motor que impulsa el abanico es de: 20HP y 860 r. p. m. para corriente de 440 v. y 60 ciclos. La capacidad del abanico cuando opera contra una presión estática de una pulgada de agua y una eficiencia de 60% (según la fórmula de abanicos) es:  $20 \times 6/0.000157 \times 1 = 76433$  pies cúbicos por minuto; o sea aprox. 6000 lbs/min., de aire a las condiciones del lugar.

## CAPITULO VI

### ABSORCION DEL SO<sub>2</sub>

Podría pensarse que la manera mas sencilla de absorber el SO<sub>2</sub>, contenido en el gas, sería, combinándolo directamente con agua de acuerdo a la siguiente reacción:  $SO_2 + H_2O = H_2SO_3$ , lo cual sería imposible, debido a la subsecuente formación de neblina de ácido que resistiría el mas fuerte lavado. Sería tal vez eficiente, sería imposible, debido a la subsecuente formación de neblina de ácido que resistiría el mas fuerte lavado. Sería tal vez eficiente, hasta que se haya formado, cierta cantidad de ácido de concentración adecuada; pero sin embargo la neblina previamente formada constituiría gran pérdida; Así que el único medio eficiente de absorber el SO<sub>2</sub>, es mediante el mismo ácido sulfúrico. En la absorción, intervienen dos factores principales como son la concentración del ácido y la temperatura de absorción.

Influencia de la concentración del ácido:

El ácido muy diluido es imposible usarlo, porque el SO<sub>2</sub>, viene primero en contacto no con el líquido, sino con el vapor de agua que se ha desprendido del líquido. El SO<sub>2</sub>, por lo tanto reacciona con este vapor de agua produciendo, diminutas gotas de ácido, en forma de neblina, las cuales se conservan aisladas del líquido absorbente, por medio de la película gaseosa.

Se debe por consiguiente usar un ácido cuya presión de vapor de agua sea despreciable. Esta es la razón porque para la absorción se usa un ácido de 97 a 99%. Por lo tanto si se usara, un ácido mas diluido de aquella concentración, la presión de vapor de agua es suficiente para producir neblina; si el ácido fuera de mas concentración de la fijada, la presión parcial del SO<sub>2</sub>, encima del líquido sería bastante grande para evitar que haya una completa absorción. Esto es, abajo del límite dicho, la presión de vapor es debida casi enteramente al agua y encima del límite se debe al SO<sub>2</sub>.

Existe la teoría de que en la capa de un líquido en contacto con un gas, hay una película. La velocidad del movimiento de las partículas a través de esta película depende de su medida; mien-

## CAPITULO VI

### ABSORCION DEL SO<sub>2</sub>

Podría pensarse que la manera mas sencilla de absorber el SO<sub>2</sub>, contenido en el gas, sería, combinándolo directamente con agua de acuerdo a la siguiente reacción:  $SO_2 + H_2O = H_2SO_3$ , lo cual sería imposible, debido a la subsecuente formación de neblina de ácido que resistiría el mas fuerte lavado. Sería tal vez eficiente, sería imposible, debido a la subsecuente formación de neblina de ácido que resistiría el mas fuerte lavado. Sería tal vez eficiente, hasta que se haya formado, cierta cantidad de ácido de concentración adecuada; pero sin embargo la neblina previamente formada constituiría gran pérdida; Así que el único medio eficiente de absorber el SO<sub>2</sub>, es mediante el mismo ácido sulfúrico. En la absorción, intervienen dos factores principales como son la concentración del ácido y la temperatura de absorción.

Influencia de la concentración del ácido:

El ácido muy diluido es imposible usarlo, porque el SO<sub>2</sub>, viene primero en contacto no con el líquido, sino con el vapor de agua que se ha desprendido del líquido. El SO<sub>2</sub>, por lo tanto reacciona con este vapor de agua produciendo, diminutas gotas de ácido, en forma de neblina, las cuales se conservan aisladas del líquido absorbente, por medio de la película gaseosa.

Se debe por consiguiente usar un ácido cuya presión de vapor de agua sea despreciable. Esta es la razón porque para la absorción se usa un ácido de 97 a 99%. Por lo tanto si se usara, un ácido mas diluido de aquella concentración, la presión de vapor de agua es suficiente para producir neblina; si el ácido fuera de mas concentración de la fijada, la presión parcial del SO<sub>2</sub>, encima del líquido sería bastante grande para evitar que haya una completa absorción. Esto es, abajo del límite dicho, la presión de vapor es debida casi enteramente al agua y encima del límite se debe al SO<sub>2</sub>.

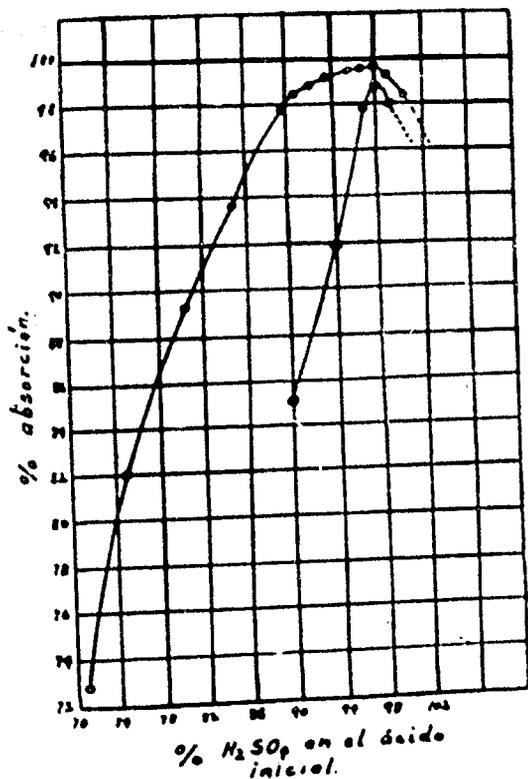
Existe la teoría de que en la capa de un líquido en contacto con un gas, hay una película. La velocidad del movimiento de las partículas a través de esta película depende de su medida; mien-

sorber el  
 ente con  
 $H_2SO_4$ , lo  
 neblina  
 eficiente.  
 neblina de  
 eficiente.  
 s concen-  
 mente for-  
 eficiente  
 co. En la  
 n la con-

$SO_2$ , vie-  
 vapor de  
 tanto reac-  
 gotas de  
 aladas del

ón de va-  
 ue para la  
 se usara.  
 ón de va-  
 ácido fue-  
 al del  $SO_2$ ,  
 que haya  
 la presión  
 a del lími-

on contacto  
 ento de las  
 áida; mien-



tras mas grandes sean mas baja será la velocidad de difusión. La composición de las gotas de ácido formadas o neblina hacen disminuir la velocidad de difusión debido a su gran medida y por lo tanto su movimiento a través de la película de neblina del gas es muy baja y la absorción del ácido o neblina muy difícil.

**Influencia de la temperatura:**

Mientras mas alta sea la temperatura del ácido absorbente mas se dificultará la absorción del  $\text{SO}_2$ . De pruebas experimentales que se han hecho por muchos investigadores se ha concluido que la mejor temperatura es alrededor de  $30^\circ\text{C}$ ; abajo de ella hay la posibilidad de que el ácido se solidifique, sobre todo cuando es fabricado oleum; causando que las líneas de circulación se tapen y sea necesario calentar un poco para fundir el ácido. La temperatura también varia de acuerdo a la clase de ácido que se esté produciendo lo cual es debido en el caso de los oleums a las diferentes presiones de vapor que tienen con las diferentes temperaturas.

La influencia de la temp. y de la concentración del ácido, en la absorción, pueden verse en la correspondiente gráfica que va incluida.

La absorción es llevada a cabo en dos torres empacadas; una de ellas para la manufactura del oleum de 108% y el cual es hecho solo en pequeñas cantidades y en muy pocas ocasiones; la otra torre es para la producción del ácido de 98.5%

Aquí solo trataré por brevedad de la fabricación del ácido de 98.5% y en cuanto al oleum, solo haré un extracto del método de fabricación.

La torre del oleum precede a la del ácido de 98.5% y cuando aquel no es producido, la torre del mismo, solo sirve de conducto para llevar el gas a la torre del ácido de 98.5%; es decir en este caso no circula ninguna clase de líquido absorbente en la torre de oleum.

La temperatura del gas y del ácido, entrando y saliendo pueden verse en la tabla de datos comparativos.

La concentración del ácido de 98.5% es mantenida constante por la adición de ácido débil que proviene de las torres secadoras; y se controla por medio de un indicador de conductividad de la "Leeds and Northrup". No se usa un areómetro Baumé porque para concentraciones arriba de 93.19% las lecturas Bé, no aumentan proporcionalmente con las concentraciones del ácido, sino que unas veces disminuye y otras aumenta y por lo tanto sería errónea la lectura Bé.

**Objeto del "Piano box":**

Consiste en una caja de Pb dividida internamente y en la parte media por un tabique, el cual lleva en la parte inferior, varios orificios. El ácido débil ocupado en la dilución del ácido fuer-

te, entra en un compartimiento y fluye según la cantidad necesaria, a través de 1, 2, 3, ó 4 orificios; al otro compartimiento, de donde va a la circulación.

Por medio de estas cajas es fácil mantener visiblemente y con ayuda de las propias válvulas los "Chorros de ácido", que están pasando al otro compartimiento, y siempre guiándose uno por la lectura del aparato de conductividad, de la oficina de control.

**TORRES ABSORBENTES.**—La torre para producción del óleum es de acero, debido a que el fierro vaciado no lo resiste ya que el  $SO_2$  libre va penetrando en los del metal, donde va oxidando las partículas de Si hasta  $SiO_2$ , por lo tanto aumentan de volumen y causando el rompimiento longitudinal de las placas.

A veces se usa para el óleum el fierro vaciado pero con el requisito de que el contenido de Si sea igual al del acero. Igualmente para el ácido de 98.5% se usa fierro vaciado de bajo Si.

Las dos torres van empacadas igualmente; esto es: La pared va recubierta con ladrillo a prueba de ácido; el espesor de esta capa siendo de 8 pulgs. El diámetro de cada torro es de 10 pies 3 7/8 pulgs. y la altura de 17 pies.

El empaque, de arriba hacia abajo, consiste primero de un espacio vacío de 2 pies 6 1/4 pulgs; segundo de una capa de 1 pie 3 1/2 pulgs. de espesor, llevando 107 pies' de piedra pedernal de 1 a 1 1/2 pulgs; tercero, de una capa de 8 1/2 pulgs. de espesor llevando 59 pies' de piedra pedernal de 3 a 3 1/2 pulgs. de diám. cuarto, de una capa de 8 pies 9 pulgs. llevando 46800 anillos de empaque especiales ("Partitions ring") de 3 pulgs. de altura por 3 pulgs. de diám. Estos anillos van acomodados; quinto, de una capa de 4 pulgs. de espesor, llevando cerca de 750 ladrillos a prueba de ácido, de 8 1/4 x 4 x 1,3/16 de pulg., acomodados borde sobre borde; sexto, de un espacio de 45 pulgs. para los arcos de ladrillo que sostienen todo el empaque interno; quedando entre estos arcos cierto espacio libre para la libre circulación del gas y del ácido.

En la torre del óleum el ácido es repartido en la parte superior por 6 tubos de 3 pulgs. de diám. El ácido de circulación para la torre del ácido de 98.5% va distribuido en tal forma que, primero entra el ácido al espacio libre que queda en la parte superior de ésta torre; y en el fondo de este espacio, es decir, donde empieza el empaque de pedernal, hay 100 tubos que llevan en la parte superior rondanas, dejando en el centro un pequeño orificio. El diámetro de los tubos es de 3 pulgs. y el de los orificios de las rondanas es de 3/8 de pulgs.

Acido de 98.5%: ✓

Para la producción de este ácido, se hace pasar ácido de 98.5% por una de las torres. El ácido saliendo de esta torre va a

un tanque en dos "Box", y en la parte nuevo el ácido por

La bomba usará 300 g. p. m. 94 p.

El aumento de representa la producción de almacenaje.

**OLEUM.** La ma por circulación requerido, o sea Este ácido se da fuera añadida por en cualquier volumen del ácido resulta men dado de ácido

La manera través de la torre ácido se va con de laboratorio, de mación el volumen ción dura aproxim

La bomba para el óleum para 300 g. p. m. inducción de 20

Determinación

Utilicé un de unidos y llenos a una botella con N de yodo y usé botella contenida protección a un por medio de su es recogido en el de yodo. La prueba decolorado, y se to. Sobre esta temperatura, de temperatura, así

Los resultados bre una base de

un tanque en donde, en la parte superior está situado el "Piano Box", y en la parte inferior, una bomba, la cual hace pasar de nuevo el ácido por la torre.

La bomba usada es centrífuga, vertical marca "Lewis", para 300 g. p. m. 94 pies y de 1800 r. p. m.

El aumento en la cantidad de ácido circulando sobre la torre representa la producción y es pasado de vez en cuando a tanques de almacenaje.

**OLEUM.** La torre donde se produce precede a la otra; se forma por circulación continua de ácido de 98.5%; hasta alcanzar el % requerido, o sea de 108% que equivale a 35.55% de SO<sub>2</sub> libre. Este ácido se denomina así: de 108%, porque si bastante agua fuera añadida para combinarse con todo el SO<sub>2</sub> contenido en cualquier volumen dado del ácido para formar H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, el peso del ácido resultante, diluido sería 108% del peso actual del volumen dado de ácido fumante, antes de la dilución.

La manera de fabricarlo consiste en poner en circulación a través de la torre respectiva, 281 pies<sup>3</sup> de ácido de 98.5%. Este ácido se va concentrando paulatinamente hasta que las pruebas de laboratorio, dan el valor requerido de 108%. En esta transformación el volumen aumenta hasta 1183 o 1200 pies<sup>3</sup>. La operación dura aproximadamente unas 36 horas.

La bomba que se usa para hacer circular el ácido en esta torre para el óleum es del tipo de "bomba centrífuga sumergida", para 300 g. p. m. 94 pies y 1720 r. p. m. movida por un motor de inducción de 20 HP y 865 r.p.m.

Determinación del SO<sub>2</sub> y SO<sub>3</sub> en el gas saliendo de la planta:

Utilicé un aparato que consta de tres embudos de filtración unidos y llenos de asbesto seco; el último de ellos va conectado a una botella conteniendo una cantidad medida de solución O. I. N de yodo y usando almidón, como indicador; después sigue otra botella conteniendo una solución al 10% de KOH, como medio de protección a un medidor de gas que va, luego. El gas se hace pasar por medio de succión, por este aparato y el SO<sub>2</sub> en forma de neblina es recogido en los embudos con asbesto; y el SO<sub>3</sub> en la solución de yodo. La prueba es detenida cuando la solución de yodo se ha decolorado, y se anota la cantidad de gas que pasó por el aparato. Sobre esta base se hacen los cálculos teniendo en cuenta la temperatura, del gas medido y la tensión del vapor acuoso a esa temperatura, así como también la presión barométrica del lugar.

Los resultados promedios de varias pruebas, calculados sobre una base de 100 ks. de carga al tostador, son los siguientes:

SO <sub>2</sub>	1.752 ks.
SO <sub>3</sub>	1.050 ks.

Luego la absorción ha sido de:  $54.389 - 1.752 = 52.637$  ks. de SO<sub>2</sub>,

**CALCULO DE LA PRODUCCION:** Base 100 ks. de carga seca al tostador.

El ácido de 98.5%, el cual es circulado, en la torre; al absorber el SO<sub>2</sub>, va aumentando de concentración pero continuamente se está diluyendo por medio de ácido de 60 Bé

Acido de circulación de 98.5%:

Sabemos que: pies<sup>3</sup> x 7.48052 = Galones; luego:

$$300/7.48052 = 40.1 \text{ pies}^3.$$

La densidad de este ácido es de 115 lbs./pie<sup>3</sup>; luego:  $40.1 \times 115 = 4611.5$  lbs. o sea  $4611.5 \times 0.4536 = 2091.8$  ks. Estos 2091.8 ks. de ácido de 98.5% (80.4% SO<sub>2</sub>) contienen:  $100 - 80.4 = 19.6\%$  de agua y los 2091.8 contendrán:

$$2091.8 \times 0.196 = 410 \text{ ks. de agua.}$$

La adición de 52.637 ks. de SO<sub>2</sub>, elevará la concentración del SO<sub>2</sub>, a: Peso total del SO<sub>2</sub>, =  $2091.8 - 410 + 52.637 = 1734.437$  ks. Peso total del ácido:  $2091.8 + 52.637 = 2144.437$  ks. Luego:  $(1734.437/2144.437) \times 100 = 80.88\%$  de SO<sub>2</sub>,

Este último valor del SO<sub>2</sub>, corresponde según las tablas de sulfúrico, a un ácido de 99.1%.

% de SO<sub>2</sub>, en el ácido de 60 Bé = % H<sub>2</sub> SO<sub>4</sub> x 0.8163 (en donde 0.8163 es el factor: SO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>); luego el % será  $77.67 \times 0.8163 = 63.4\%$  de SO<sub>2</sub>,

El ácido de 98.5% tiene un % de SO<sub>2</sub>, = 80.4%. El problema se reduce ahora a encontrar los ks. de ácido de 60 Bé, necesarios para mezclarse con el ácido de 99.1% y bajar esta concentración hasta 98.5%.

Así que llamando: X, la cantidad de ácido débil que debe añadirse; A, la fuerza del ácido que va a ser diluido (%SO<sub>2</sub>); B, la fuerza del ácido deseado (% SO<sub>2</sub>); C, la fuerza del ácido débil (% de SO<sub>2</sub>); D, la cantidad de solución para ser diluida; D X la cantidad total de solución correcta.

$$\text{Luego: } X = \frac{D ( A - B )}{B - C}$$

Aplicando esta fórmula resultará  $X = 60.54$  ks.

$$\text{Luego: } D X = 60.54 + 2144.437 = 2204.977 \text{ ks.}$$

Luego la producción de ácido será:  $2204.977 - 2091.8 = 113.177$  ks. de ácido de 98.5%/100 ks. de carga seca al tostador.

Prácticas el  
el SO<sub>2</sub>, sin abso  
Se cambian  
que están en la  
que son de 3/8  
jeto era disminu  
contacto más in  
Cambiadas  
el SO<sub>2</sub>, que se e  
resultados prom  
carga seca al t

que comparado  
disminuirse en  
terior. Por lo ta  
danas, digamos  
de SO<sub>2</sub>.

Ent

SO<sub>2</sub>  
SO<sub>2</sub>  
O<sub>2</sub>  
N<sub>2</sub>  
Acido de  
98.5%  
Acido de 60 B

EL  
CALCULO I

Haciendo  
ción del SO<sub>2</sub>,  
ción supuesta  
será denotado

en donde K<sub>t</sub>

Luego la absorción ha sido de:  $54.389 - 1.752 = 52.637$  ks.  
de  $\text{SO}_2$ ,

**CALCULO DE LA PRODUCCION:** Base 100 ks. de carga seca  
al tostador.

El ácido de 98.5%, el cual es circulado, en la torre; al absorber el  $\text{SO}_2$ , va aumentando de concentración pero continuamente se está diluyendo por medio de ácido de 60 Bé

Acido de circulación de 98.5%:

Sabemos que: pies' x 7.48052 = Galones; luego:

$$300/7.48052 = 40.1 \text{ pies}^3.$$

La densidad de este ácido es de 115 lbs/pie<sup>3</sup>; luego:  $40.1 \times 115 = 4611.5$  lbs. o sea  $4611.5 \times 0.4536 = 2091.8$  ks. Estos 2091.8 ks. de ácido de 98.5% (80.4%  $\text{SO}_2$ ) contienen:  $100 - 80.4 = 19.6\%$  de agua y los 2091.8 contendrán:

$$2091.8 \times 0.196 = 410 \text{ ks. de agua.}$$

La adición de 52.637 ks. de  $\text{SO}_2$ , elevará la concentración del  $\text{SO}_2$ , a: Peso total del  $\text{SO}_2$ , =  $2091.8 - 410 + 52.637 = 1734.437$  ks.

Peso total del ácido:  $2091.8 + 52.637 = 2144.437$  ks.

Luego:  $(1734.437/2144.437) \times 100 = 80.88\%$  de  $\text{SO}_2$ ,

Este último valor del  $\text{SO}_2$ , corresponde según las tablas de sulfúrico, a un ácido de 99.1%.

% de  $\text{SO}_2$ , en el ácido de 60 Bé = % H,  $\text{SO}_2$ , x 0.8163 (en donde 0.8163 es el factor:  $\text{SO}_2/\text{H}_2\text{SO}_4$ ); luego el % será  $77.67 \times 0.8163 = 63.4\%$  de  $\text{SO}_2$ ,

El ácido de 98.5% tiene un % de  $\text{SO}_2$ , = 80.4%. El problema se reduce ahora a encontrar los ks. de ácido de 60 Bé, necesarios para mezclarse con el ácido de 99.1% y bajar esta concentración hasta 98.5%.

Así que llamando: X, la cantidad de ácido débil que debe añadirse; A, la fuerza del ácido que va a ser diluido (%  $\text{SO}_2$ ); B, la fuerza del ácido deseado (%  $\text{SO}_2$ ); C, la fuerza del ácido débil (% de  $\text{SO}_2$ ); D, la cantidad de solución para ser diluida; D X la cantidad total de solución correcta.

$$\text{Luego: } X = \frac{D(A - B)}{B - C}$$

Aplicando esta fórmula resultará  $X = 60.54$  ks.

$$\text{Luego: } D X = 60.54 + 2144.437 = 2204.977 \text{ ks.}$$

Luego la producción de ácido será:  $2204.977 - 2091.8 = 113.177$  ks. de ácido de 98.5%/100 ks. de carga seca al tostador.

Prácticas el  
el  $\text{SO}_2$ , sin abeor  
Se cambiar  
que están en la  
que son de 3/8  
jato era disminu  
contacto más in  
Cambiadas  
el  $\text{SO}_2$ , que se e  
resultados prom  
carga seca al t

que comparado  
disminuirse en  
terior. Por lo tan  
danas, digamos  
de  $\text{SO}_2$ .

Ente

$\text{SO}_2$ ,  
 $\text{SO}_2$ ,  
O,  
N,  
Acido de  
98.5%  
Acido de 60 Bé

EN  
**CALCULO D**

Haciendo  
ción del  $\text{SO}_2$ ,  
ción supuesta  
será denotado

en donde  $K_1$

= 52.637 ks.  
de SO,  
carga seca  
re; al absor-  
continuosmente

uego: 40.1 x  
Estos 2091.8  
0 — 80.4 =

concentración del  
1734.437 ks.

tablas de sul-  
9163 (en don-  
7.67 x 0.8163

El problema  
necesarios  
concentración

Al que debe  
(% SO<sub>2</sub>); B.  
ácido débil  
hida; D X la

2091.8 =  
al tostador.

Prácticas efectuadas con objeto de reducir las pérdidas por el SO<sub>2</sub> sin absorber:

Se cambiaron las rondanas para la distribución del ácido, que están en la parte superior de la torre de ácido de 98.5% y que son de 3/8 pulgs. de diámetro; por otras de 7/16 pulgs. El objeto era disminuir la velocidad del ácido circulante para hacer un contacto más íntimo entre las dos fases.

cambiadas las rondanas efectué una prueba para determinar el SO<sub>2</sub> que se escapaba de la absorción, en estas condiciones. Los resultados promedios, son los siguientes, basados sobre 100 ks. de carga seca al tostador:

$$\text{SO}_2 = 0.876 \text{ ks.}$$

que comparados con los resultados de la prueba anterior, resulta disminuirse en esta manera las pérdidas a la mitad del caso anterior. Por lo tanto es sugerible reducir mas el diámetro de las rondanas, digamos hasta 0.21 pulgs. para reducir mas las pérdidas de SO<sub>2</sub>.

### BALANCE DE MATERIAL

Entrando		Saliendo	
SO <sub>2</sub>	1.20 ks.	SO <sub>2</sub>	1.050 ks.
SO <sub>2</sub>	54.389 ks.	SO <sub>2</sub> disuelto	0.150 ks.
O <sub>2</sub>	70.20 ks.	SO <sub>2</sub> sin absorber	1.752 ks.
N <sub>2</sub>	425.230 ks.	O <sub>2</sub>	70.200 ks.
Acido de 98.5%	2091.80 ks.	N <sub>2</sub>	425.230 ks.
Acido de 60 B6	60.54 ks.	Acido de 98.5%	2204.977 ks.
	<hr/>		<hr/>
	2703.359 ks.		2703.359 ks.

### ENFRIAMIENTO DEL ACIDO PRODUCIDO CALCULO DEL CALOR DE ABSORCION DEL SO<sub>2</sub> GASEOSO:

Haciendo una permisón para el calor latente de condensación del SO<sub>2</sub> (Proter); el calor desprendido durante la condensación supuesta de "m" gr. de SO<sub>2</sub> gaseoso en 1 gr. de agua a t°C será denotado por H<sub>t</sub>:

$$H_t = K_t m l_t$$

en donde K<sub>t</sub> es el calor resultante de la mezcla, dado en calorías;

sin considerar el calor latente. El término  $l_1$ , es el calor latente de vaporización del  $SO_2$ , el cual a  $50^\circ C$  es de 116 cal/gr.

En nuestro caso tenemos 52.637 ks. de  $SO_2$ , a  $50^\circ C$  que se van a condensar en 2091.8 ks. de ácido de 98.5%. Anteriormente deduje que 2091.8 ks. de este ácido contienen 410 ks. de agua. Ahora mediante las tablas del sulfúrico se puede ver que: Para ácido de 98.5%,  $H_1$  a  $50^\circ C$  y dado en cal. es de 1751 cal.

El calor de formación para el agua será:  $410 \times 1751 = 717910$  cal.

El ácido resultante de la mezcla es ácido de 99.1% o sea 80.88% de  $SO_2$ . Para estas condiciones el valor de  $H_1$  a  $50^\circ C$  tomado de las tablas es de:  $H_{150} = 1726$  cal.

Luego: El calor de formación será:  $410 \times 1726 = 707660$  cal.  
La diferencia nos dará el resultado:  $717910 - 707660 = 10250$  cal.

### **CALCULO DEL CALOR DESPRENDIDO AL MEZCLAR EL ACIDO DE 99.1% CON EL ACIDO DE 60 BÉ:**

El ácido de 99.1% que se va a mezclar, son 2144.437 ks., los cuales se mezclan con 60.54 ks. de ácido de 60 Bé, para producir, 2204.977 ks. de ácido de 98.5%.

Los 2144.437 ks. de ácido de 99.1% (80.88%  $SO_2$ ) contienen:  
 $2144.437 \times 0.1912 = 410.01$  ks. de agua.

Los 60.54 ks. de ácido de 60 Bé (63.4%  $SO_2$ ) contienen:  
 $60.54 \times 0.366 = 22.15$  ks. de agua.

Los 2204.977 ks. de ácido resultante de 98.5% (80.4%  $SO_2$ ) contienen 432.16 ks. de agua.

Encontrando ahora el valor de  $K_{150}$ , para cada uno de ellos, se tendrá (tomado de la graf. No. 59 del Sulphuric Acid by Miles):

$K_1$  para ácido de 99.1 % = 1288

$K_1$  para ácido de 60 Bé = 680

$K_1$  para ácido de 98.5 % = 1265

### **CALORES DE FORMACION:**

Acido de 99.1 % :  $410.01 \times 1288 = 528093$  cal

Acido de 60 Bé :  $22.15 \times 680 = 15062$  cal

Acido de 98.5 % :  $432.16 \times 1265 = 546682$  cal

La dife  
dos de 99.  
requerido:

54668  
Calor

Saben  
0.48; luego  
despejand  
que es igu  
salida del

Temp  
Temp

Para  
800 pies  
tro; con u  
series de

De la  
se recoge  
para lleva  
bomba t  
enfriador  
acero de  
c/u.

Los c  
incluyo e  
comprend  
llisis:

Acid

La diferencia entre la suma del calor de formación de los ácidos de 99.1% y 60 B6; y del ácido de 98.5%, nos dará el resultado requerido:

$$546682 - (528093 + 15062) = 3527 \text{ cal}$$

$$\text{Calor total desprendido: } 3527 + 10250 = 13777 \text{ cal}$$

Sabemos que el calor específico del ácido de 98.5% es de 0.48; luego:  $\text{Peso} \times \text{c. esp.} \times (T_1 - T_2) = 13777 \text{ cal}$ ; de esta ecuación, despejando para la caída de temperatura y resolviendo se tendrá que es igual a: 13.3°C; lo cual concuerda con la temperatura de salida del ácido de la torre de 98.5%

$$\text{Temperatura tomada} = 62^\circ\text{C (ver tabla de datos comp.)}$$

$$\text{Temperatura calculada} = 63.3^\circ\text{C}$$

Para quitar ese calor producido hay un enfriador formado por 800 pies lineales de tubo de fierro vaciado de 8 pulgs. de diámetro; con una área de 1650 pies<sup>2</sup>. El enfriador está dividido en dos series de 18 tubos paralelos.

De la parte superior cae agua, como medio enfriador, la cual se recoge en el fondo del estanque y es tomada por una bomba para llevarla a enfriar a un estanque de regaderas. De aquí otra bomba toma el agua y vuelve a pasar al enfriador de ácido. El enfriador para el óleum consta de 600 pies lineales de tubo de acero de 3 pulgs. de diámetro, repartido en dos series de 14 tubos c/u.

#### ANÁLISIS DEL PRODUCTO:

Los análisis cuyos resultados a continuación expongo, no les incluyo el total, debido a que las sustancias reductoras al  $\text{KMnO}_4$  comprenden, algunas de las otras sustancias incluidas en los análisis:

Acido de 64 B6:

Acidez	85.6	%
Materia no volat	0.016	%
Pb	0.001	%
Fe	0.01	%
As (como $\text{As}_2\text{O}_3$ )	0.000003	%
Nitratos	0.0002	%
Subst. reduc. al $\text{KMnO}_4$	0.014	%
Cloruros	0.00002	%

Acido de 98.5%

Acidez	98.5	%
Subst. reduc. al $\text{KMnO}_4$	0.014	%
Residuos fijos	0.016	%
Materia en susp.	0.0009	%
Fe	0.010	%
As	0.000003	%
Sb	0.00000	%
Mn	0.00005	%
Nitratos	0.0002	%
$\text{NH}_4$	0.00000	%
Cu	0.00000	%
Zn	0.00005	%
Se	0.00006	%

Guadalajara, Jal., Febrero 28 de 1946

2525252

Ramiro de la Torre y C.

Sulphuric acid

The Manufacture

by Frank

Sulphuric Acid

Industrial Chemistry

Industrial Chemistry

Chemical Engineering

Industrial Chemistry

Absorption

Principles of

and Glass

Standard Methods

**BIBLIOGRAPHIA:**

Sulphuric acid Manufacture, by Andrew M Fairlie.

The Manufacture of Sulphuric Acid (Contact Process), Volume IV  
by Frank Douglas Miles.

Sulphuric Acid Handbook by Thomas J. Sullivan.

Industrial Chemical Calculations by O. A Hougen and K M Watson

Industrial Chemistry by Emil Raymond Riegel.

Chemical Engineers' Handbook by John H Perry.

Industrial Chemistry by Emil Raymond Riegel.

Absorption and Extraction by Thomas K Sherwood.

Principles of Chemical Engineering by Walker, Lewis, McAdams  
and Gilliland.

Standard Methods of Chemical Analysis by Wilfred Scott.