

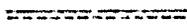
2 Diagramas d.d.t  
1 Gollon  
2 Tullas

661(04)

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química "Berzelius".  
(Incorporada).

ESTUDIO SOBRE EL AUMENTO DE PRODUCCION EN UNA PLANTA  
DE ACIDO SULFURICO Y OLEUM.



T E S I S

Que presenta el alumno

LUIS ENRIQUE URBINA BOLLAND

Para su examen profesional de la carrera de  
INGENIERO QUIMICO.

MEXICO, D.F.

1 9 5 5.



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

ESTUDIO SOBRE EL AUMENTO DE PRODUCCION EN UNA PLANTA DE  
ACIDO SULFURICO Y OLEUM.

---

C A P I T U L O S :-

- I.- Introducción.
  - II.- Operación actual de la planta.
  - III.- Análisis de los factores que limitan la producción actual. (41)
  - IV.- Diseño del equipo necesario para aumentar la producción.
  - V.- Estudio económico.
  - VI.- Conclusiones.
-

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

Debido al continuo aumento en la demanda del ácido sulfúrico, materia prima básica para la mayoría de las industrias químicas y la necesidad del óleum tanto para el establecimiento de nuevas industrias como para abastecer a las actuales, - ha sido necesario no sólo el establecimiento de nuevas fábricas de estos productos sino además el aumento de producción - de las ya existentes.

Este trabajo trata el problema del aumento en la producción de una planta de ácido sulfúrico, instalada en el año de 1948, por la Leonard Monsanto Construction Co., con capacidad nominal para 10 Ton. diarias, trabajando por el método de contacto con catalizador de vanadio, y como materia prima esencial el azufre. Recientemente esta planta fué adaptada para producir óleum al mismo tiempo que el ácido sulfúrico.

Por la naturaleza excesivamente corrosiva de estos productos, estos tipos de plantas requieren un especial cuidado en su operación y mantenimiento, además de tener una vida útil relativamente corta, siendo necesario reponer paulatinamente el equipo que ya no se encuentre en condiciones de operar. Por ésto, en el presente caso ha sido conveniente la modificación del equipo para aumentar la producción al mismo tiempo que algunas de sus partes necesitaban reponerse por ya no trabajar en condiciones adecuadas.

El equipo necesario para el aumento de producción será fabricado en México, a pesar de que el equipo original es extranjero, limitándose únicamente a importar aquellos accesorios que todavía no se fabrican en el País.

Es conveniente hacer notar la falta de datos de operación de la planta en sus primeros años de trabajo; la consecuencia principal es el desconocimiento de las características de operación normales de esta planta que nos hubieran podido dar datos prácticos sumamente valiosos para el desarrollo de este trabajo. Además, esta planta sufrió, desde el principio un trato inadecuado por haber tenido paros frecuentes de duración considerable, ocasionando con ésto un desgaste prematuro de todas sus partes y, por consiguiente, los datos de operación que se obtienen en la actualidad sólo indican una operación poco eficiente de la planta, por comparación con los reducidos datos que se han obtenido para este tipo de planta.

Por último, ande la índole de este trabajo, cabe advertir que su desarrollo ha sido escogido de una manera práctica sin entrar en algunos detalles técnicos que lo alargarían innecesariamente empleando, cuando es posible, los datos obtenidos directamente de la práctica. Se tomó especial cuidado e interés en el estudio económico por considerarlo como uno de los principales factores decisivos en la ejecución del proyecto.

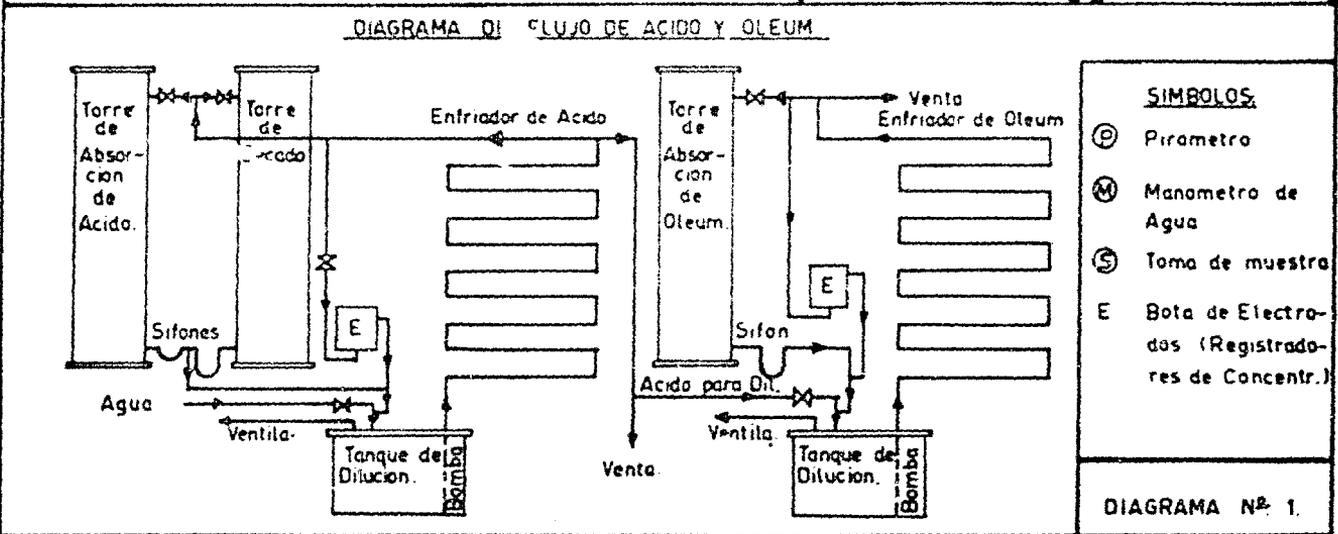
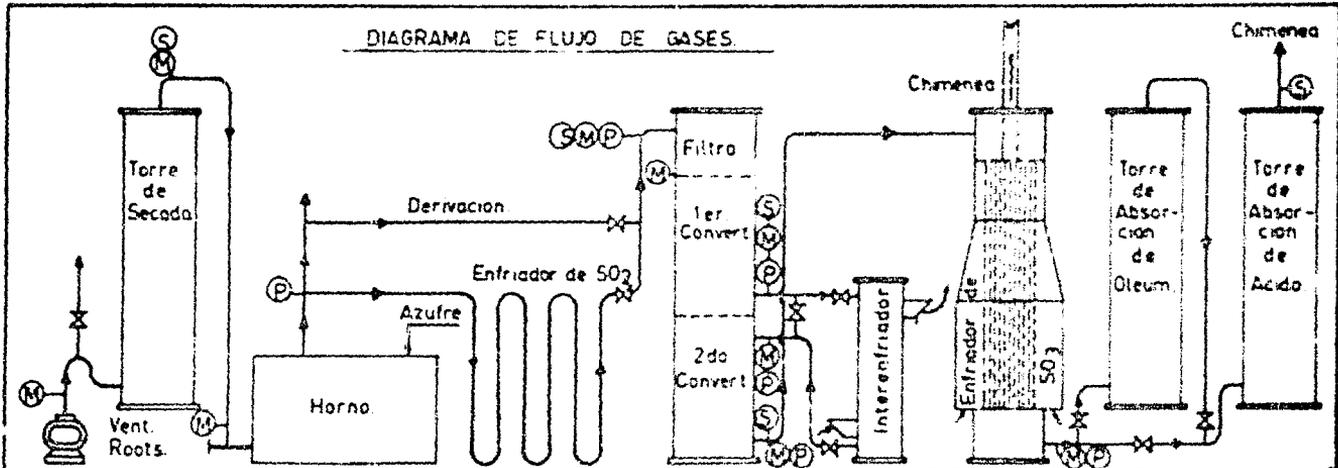
---

## C A P Í T U L O II.

### OPERACION ACTUAL DE LA PLANTA.

En este capítulo se describirá la clase de equipo de que consta la planta y sus características de operación actuales.

a).- Descripción del equipo:— Siguiendo el orden del proceso, la planta original está formada por : (Véase Diag. -



N° 1).

1°.- Un ventilador de desplazamiento positivo, tipo Roots Conneraville, capaz de absorber 1300 cfm. de aire a 35° C., y a una presión de 23.1 in. Hg. Este ventilador es impulsado por un motor eléctrico de 25 H.P., 220/440 Volts, trifásico, 50 ciclos, tipo inducción. El acoplamiento entre el motor y el ventilador es efectuado por una transmisión de poleas y bandas trapezoidales. Conviene hacer notar que el ventilador está desprovisto de filtro en su ducto de aspiración.

Inmediatamente a la salida del ventilador, sobre el ducto de descarga se encuentra un manómetro de columna líquida para medir la presión total de la planta, graduado en pulg. de agua. El ducto de descarga conduce el aire comprimido hacia la torre de secado entrando a ella por su parte inferior; dicho ducto es de un diámetro de 10 in. Entre el ventilador y la torre de secado se encuentra una "T" y, en su rama, una válvula de compuerta de 6 in., que descarga una parte del aire en la atmósfera. Esta válvula sirve para regular la cantidad de aire que se inyecta al equipo, según la producción de la planta.

2°.- Una torre de secado que sirve para eliminar casi completamente la humedad del aire, de tal modo que el aire introducido al equipo, esté lo más seco posible. Dicha torre tiene un diámetro exterior de 1.22 mts., y una altura de 9.20 mts., y está construida de placa de  $\frac{1}{2}$  in. de espesor. Interiormente está forrada con tabique antiácido, que le comunica un espesor de  $4\frac{1}{2}$  in. a la pared lateral; en su parte inferior se encuentra el ducto de entrada y la salida del ácido sulfúrico que se empleó

para sacar el aire. Como en el interior de la torre el aire se encuentra a una presión más alta que la atmosférica y el ácido circula por gravedad, la salida del ácido comunica exteriormente con un sifón de hierro fundido que tiene una altura conveniente para que el ácido que se encuentra en su interior impida la salida del aire de la torre.

En dicha parte inferior de la torre se encuentra también una estructura formada por tabique antiácido, capaz de resistir el peso del empaque, al mismo tiempo que deja el suficiente espacio libre para la circulación del aire. El empaque principal, que descansa sobre la estructura del tabique antiácido, está constituido por anillos de triple espiral, de cerámica sulfurosa, de 3 1/4 in. de diámetro por 3 in. de altura, colocados en forma regular por capas, pero cada capa queda a tresbolillo con las capas adyacentes y los extremos de las capas que están junto a la pared de la torre se encuentran rellenos con fragmentos de los mismos anillos, de manera que sea posible evitar cualquier canalización o espacios libres por donde puedan circular preferentemente el aire o el ácido. La altura de este empaque es de 10 ft.

Sobre este empaque se encuentra una capa de 1.5 ft. de galletas de Berl, de 1 1/2 in. con objeto de repartir uniformemente el ácido sobre toda la sección transversal de la torre. En cima de este empaque se encuentran dos capas de anillos de triple espiral, igual al de la primera sección y además se encuentran las campanas de distribución de ácido que conectan a los tubos provenientes del plato distribuidor localizado en la parte superior de la columna.

El primer elemento esencial es el tubo de vidrio de diámetro  
de 1/2 pulgada en el extremo superior. Este tubo tiene un diámetro  
igual al interior del tubo de vidrio y se conecta con el  
tubo del plato superior.

El tubo distribuidor esencialmente se conecta a la parte  
del tubo de vidrio y juntas, para poder entrar a su interior  
y distribuir en un disco de vidrio cubierto con un tubo de 1/2 in.  
a 1/4 in. de diámetro en el extremo por el lado de los platos que  
proyectan de la parte superior de 1/4 in. de diámetro en  
partes bajas de 1/4 in., que conectan con las campanas plásticas  
colocadas en el espacio intermedio de anillos de fibra  
de vidrio. En cada uno de los orificios del plato hay una  
boquilla de cerámica blanca, conectada con los tubos de 1/2  
3/4 in., y de este mismo diámetro interior. El tubo llega al  
plato superior por una tubería de 1 in. que se encuentra unida  
lateralmente a la pared del plato; el nivel del agua en el  
plato es medido por un tubo de vidrio que se encuentra unido a  
la pared del plato, siendo la altura máxima de agua de 12 in.  
En la parte superior del plato se encuentra la boca del vidrio  
y, unida a ella, el tubo de vidrio que se conecta con el  
tubo de distribución de  $3/4$  in. de diámetro, se conecta con el  
tubo.

El tubo de vidrio del tipo más común es el tipo de  
vidrio de laboratorio del tipo en forma de tubo de vidrio, con  
un diámetro exterior de 1/2 in., y se encuentra convenientemente  
distribuido en ella. Los conductores de vidrio de  
presión (Verne, tipo 10).

El tubo de distribución esencialmente se conecta con el tubo de  
vidrio de laboratorio, cubierto con el tipo de vidrio de  
presión.

circula vapor saturado a  $50 \text{ lb/in}^2$ , para mantener una temperatura de  $130 - 135^\circ \text{ C.}$ , temperatura a la cual el azufre tiene la menor viscosidad. En el interior de este tanque hay una mampara de tabique que lo dividen en dos secciones. El objeto de esta mampara es no dejar pasar las impurezas del azufre, se parándolas por flotación. El tanque está cubierto con tapas de hierro; encima de ellas se encuentran las válvulas, trampas y accesorios de los serpentines de vapor; la tapa de la primera sección se encuentra libre para poder cargar el azufre, y sobre la tapa de la última sección se encuentran el motor y la parte superior de las bombas de azufre, estando dichas bombas sumergidas parcialmente en el mismo. Las bombas están acopladas a un motor de 1 H.P. por medio de una caja reductora de velocidad, con sus respectivos Clutches para poder hacer el cambio de una a otra, ya que en operación, sólo funciona una, quedando la otra de repuesto para cualquier falla u obstrucción en la bomba que se encuentra en servicio. La capacidad máxima es de  $45 \text{ gal/hr.}$  con una carrera de 3 in. a una presión de  $60 \text{ lb./in}^2$ . El azufre fundido es conducido al horno por medio de una tubería encañetada de  $1.1/4 \text{ in.}$  para evitar obstrucciones por solidificación o por aumento de viscosidad del azufre al bajar su temperatura. Las bombas del azufre son de pistón; su émbolo está unido a una palanca cuyo punto de apoyo es deslizable por medio de un tornillo, y de esta manera se puede variar la carrera del pistón, dosificando así la cantidad de azufre enviado al horno.

4°.- Horno.— En el horno tiene lugar la combustión del azufre fundido y dosificado con el aire seco proveniente de la

torre de secado y también dosificado para obtener un gas con un porcentaje adecuado de  $SO_2$  y en una cantidad adecuada a la producción deseada de ácido. El horno presenta una forma cilíndrica, colocado en posición horizontal, construido de placa de hierro de  $3/8$  in., de aproximadamente 2 mts. de diámetro por 5.6 mts. de longitud. Interiormente se encuentra revestido por dos capas de tabique refractario, con una pared en forma de arco cerca del fondo, que lo divide en una sección pequeña por donde se precalienta el aire, y la sección superior, de mayor tamaño, por donde circulan los gases de combustión. El aire entra por la parte inferior posterior por una "T" soldada a la pared del horno; un ramal de dicha "T" tiene una brida ciega, sobre la que se puede adaptar un quemador de combustible Diesel, y que se usa para precalentar el horno y el equipo cuando se pone en funcionamiento la planta. Por otra parte, el azufre entra por la parte anterior superior del horno que conecta con la tubería enchaquetada que viene de las bombas de azufre. Cerca de la pared anterior del horno e inmediatamente abajo de la entrada de azufre, existe una estructura de tabique y losetas refractarias colocadas a manera de panel, de tal modo que el azufre que escurre de la parte superior recorre un camino tortuoso, mientras se quema con el aire que proviene de la sección inferior, en tal forma que en la parte inferior de esta estructura, llamada checkerboard, no llégue azufre fundido, ya que todo ha sido quemado en el curso de su recorrido. El gas de combustión recorre el horno hacia su parte posterior, pasando por unas mamperas y saliendo por la parte superior del horno, por una "T" cuyo ramal comunica con el enfriador de gases y su derivación. El otro extremo de esta "T" está cerrado con una

brida ciega y queda en posición colineal con una campana que comunica con una chimenea. Esta brida tiene por objeto poder desclorjar los gases de combustión cuando se echa a andar la planta.

5°.- Enfriador de los gases del horno.- A la salida del horno, como se explicó anteriormente, se encuentran dos "T", - una de ellas destinada a derivar el flujo del gas hacia el enfriador de los gases y, la otra, para enviarlos hacia la derivación (by-pass) del enfriador. El enfriador está sobrado, es decir, puede enfriar los gases muy por abajo de la temperatura requerida por el convertidor. Esto tiene por objeto controlar la temperatura de entrada al convertidor (410°C), derivando el flujo de los gases parte por el enfriador y parte por la derivación. El enfriador está construido de tubos de hierro fundido de 12 in. de diámetro, unidos por medio de "U" del mismo material para formar un serpentín plano vertical. La derivación es de un tubo de 8 in. de corta longitud. A la salida de ambos, se encuentran una válvula de mariposa para cada uno; en éstas se regula el flujo de gas para controlar la temperatura. Después de estas válvulas se vuelven a unir los extremos del enfriador y de la derivación para entrar al filtro.

Tanto a la salida del horno como a la entrada al filtro, se encuentran convenientemente localizados pirómetros o termocoples para medir la temperatura de los gases, y tomas manométricas para medir presiones, además de una toma para efectuar ensayos sobre la composición de los gases.

6°.- Unidad filtro-convertidor.- En realidad se trata de un filtro colocado sobre las dos partes del convertidor; pero como forma una sola unidad, se le ha clasificado como tal.

El filtro consiste en una parrilla inferior de hierro fundido sobre la que se encuentran uniformemente distribuidos en una altura de 2 in., guijarros de cuarzo (Quartz Pebbles) - de un tamaño de  $\frac{1}{2}$  in. a 1 in. Esta capa sirve para soportar a otra del mismo material, pero de dimensiones de  $\frac{1}{8}$  in. a  $\frac{3}{8}$  in., y de una altura de 1 ft., que propiamente forman el medio filtrante. Encima se encuentra otra capa igual a la primera, destinada a repartir uniformemente el flujo gaseoso, y para evitar que el medio filtrante sufra modificaciones en su posición original, si por algún motivo la velocidad de los gases llegara a ser muy alta.

Abajo del filtro se encuentra el primer convertidor, siendo éste y el segundo convertidor del mismo diámetro que el filtro. Consiste en una cama o lecho de catalizador de vanadio de 270 lbs., soportado por una capa de 2 in. de guijarros de cuarzo de  $\frac{1}{2}$  in. a 1 in. de tamaño, soportados a su vez por una parrilla de hierro fundido, similar a la del filtro. El catalizador está formado por cilindros de  $\frac{7}{32}$  in. por  $\frac{7}{32}$  in., colocados cuidadosamente para formar una cama irregular densa (es decir, que los espacios vacíos entre los cilindros sea el mínimo). En la parte inferior de esta capa existe una placa de hierro fundido que cubre toda la sección transversal de la unidad y que presenta cuatro agujeros de 1 ft. de diámetro, sobre los cuales cuelgan cuatro campanas o membranas circulares de hierro fundido de 16 in. de diámetro, cuyos centros son colineales con los centros de los agujeros; estas membranas tienen por objeto uniformizar el flujo del gas y evitar canalizaciones. Abajo de este conjunto se encuentra otra cama de 270 lbs. de cata-

lizador, colocado de la misma forma que la primera. Abajo de ésta se localiza lateralmente la salida que conduce los gases al interenfriador y, finalmente, hay una tapa de hierro fundido que separa el primero del segundo convertidor.

El segundo convertidor tiene por objeto transformar en  $\text{SO}_3$  el restante de  $\text{SO}_2$  que no fué convertido en el primer convertidor, el cual, a pesar de tener sólo una tercera parte del volumen de catalizador que el segundo, debe convertir aproximadamente las tres cuartas partes del  $\text{SO}_2$ . El resto del  $\text{SO}_2$  es enfriado en el interenfriador nuevamente a  $410^\circ\text{C}$ ., ya que la reacción habida en el primer convertidor elevó la temperatura de los gases lo suficiente para que la constante de equilibrio de la reacción de conversión se vea abatida lo necesario para no poder obtener un buen rendimiento de conversión. El segundo convertidor es semejante al primero en cuanto a la distribución y al soporte del catalizador, sólo que presenta tres cámaras de 420 lbs cada una, estando la primera protegida en su parte superior por una capa de guijarros de cuarzo de tamaño de  $\frac{1}{2}$  in. a 1 in., en una altura de  $1\frac{1}{2}$  in. para proteger el catalizador del impacto producido por el chorro lateral de gases; la segunda y la tercera cámara están precedidas por las placas con mamparas iguales a la del primer convertidor. En el fondo del segundo convertidor se encuentra el ducto de salida hacia el enfriador de  $\text{SO}_3$ .

7°.- Interenfriador.— Es propiamente un cambiador de calor, enfriado con aire que circula por convección natural. Al igual que el enfriador de los gases del horno, su capacidad está sobrada y está provisto entre su entrada y su salida de una

derivación o by-pass con sus respectivas válvulas de mariposa, para poder controlar el grado de enfriamiento. Está constituido por dos cabezales unidos por medio de 78 fluxes de  $1\frac{1}{2}$  in., por 8 ft. de longitud. Los fluxes están rodeados por una armazón cilíndrica que también unen los espejos de los cabezales, teniendo soldada en la parte inferior de esta armazón un tramo de tubo de 20 in., que es por donde entra el aire frío, y en la parte superior tienen soldado otro tramo de tubería por donde sale el aire ya caliente.

Los gases que provienen del primer convertidor entran al cabezal superior, atraviesan los fluxes en donde se enfrían y salen por el cabezal inferior para entrar después al segundo convertidor junto con los gases más calientes que pasaron por la derivación. El diámetro de los cabezales es de 1 ft. 5 in.

3°.- Enfriador de  $SO_3$ .- Tiene por objeto disminuir la temperatura de los gases que salen del segundo convertidor, la cual debe ser en condiciones normales de operación, de aproximadamente  $460^{\circ}C$ . hasta una temperatura de aproximadamente  $110^{\circ} - 120^{\circ}C$ , para poder ser absorbidos posteriormente por ácido sulfúrico - al 98%, o bien, por Oleum cuando la planta está adaptada para producirlo y después por ácido al 98%.

Este cambiador de calor está formado por un cabezal superior por donde penetran los gases provenientes del segundo convertidor para luego dividir su flujo por 260 fluxes de  $1\frac{1}{2}$  in., por 16 ft. de largo, en donde se enfrían, pasando después al cabezal inferior. Ambos cabezales tienen un diámetro de - - - 4 ft.  $10\frac{1}{2}$  in. y el cabezal superior está atravesado por un tubo de 14 in. que luego se prolonga hacia lo alto para formar una

chimenea por la cual circula el aire que, después de haberse calentado al atravesar los fluxes, se reúne en el tubo central del cabezal superior para salir por la chimenea y originar su continua circulación. Para hacer más efectiva ésta, los fluxes se hallan rodeados por una falda de lámina ancha en su parte inferior que termina uniéndose al cabezal superior; así pues, el aire frío penetra por la parte baja de la falda.

9°.- Torre de absorción de  $SO_2$  por ácido de 98%.- Esta torre es idéntica a la torre de secado ya descrita, por lo que se omitirá aquí su descripción. La salida de esta torre está unida a una chimenea para desalojar los gases residuales.

10°.- Sistema de circulación del ácido de 98%.- Consiste esencialmente en un tanque cilíndrico vertical de 6 ft. de diámetro por 5 ft. de altura, forrado interiormente con una capa de tabique antiácido en un espesor de  $\frac{1}{2}$  in. Este tanque está destinado a alojar la bomba de circulación de ácido; a recoger el ácido que se ha concentrado en la torre de absorción; el ácido que se ha diluido en la torre de secado al absorber la humedad del aire; el ácido que se ha circulado a través de la boca de los electrodos del registrador de concentración, y a recibir por una tubería de plomo la cantidad de agua necesaria para mantener constante su concentración. La bomba de circulación es marca "Lewis", tipo vertical, de hierro fundido, y que se encuentra cerca del fondo del tanque. Tiene una tubería de succión de 1 in., y capaz de desarrollar un gasto de 50 g.p.m. de ácido sulfúrico al 98% contra una altura dinámica de 32 ft., a una velocidad de 1750 r.p.m. El motor eléctrico que la impulsa está en la parte superior del tanque,

fuera de él, y acoplado a la bomba por medio de una flecha -  
colineal con la del impulsor de la bomba. El motor es de --  
5 HP., vertical, 220 V., trifásico, 1435 RPM, 50 ciclos.

La totalidad de la descarga de la bomba anterior, es con-  
ducida por una tubería de hierro fundido de 3 in. hacia el en-  
friador del ácido. Está formado por una estructura metálica -  
vertical, que tiene ménsulas sobre las que descansa la tubería  
del enfriador, formando ésta un serpentín plano, de 24 ft. de  
longitud, dando el tubo 16 vueltas en "U" sobre las ménsulas.  
El ácido entra al serpentín por su extremo inferior, recorre -  
el mismo y sale por su parte superior, en donde es repartido  
una parte hacia la torre de secado; otra parte hacia la torre  
de absorción y otra hacia la bota de los electrodos. El ácido  
en enfriado por una lluvia de agua que cae desde un tubo colo-  
cado en la parte superior del serpentín; dicho tubo tiene per-  
foraciones pequeñas en todo su largo para producir un goteo --  
uniforme, y es alimentado por una bomba que recoge el agua de  
enfriamiento almacenada en un estanque colocado en la parte in-  
ferior del enfriador; de esta manera se emplea casi la misma -  
cantidad de agua para producir el enfriamiento, agregando de -  
cuando en cuando una pequeña cantidad de agua para compensar -  
la que se ha evaporado o ha arrastrado el viento.

La bota de los electrodos recibe una pequeña cantidad de  
ácido recirculado, pudiéndose graduar esta cantidad por una -  
válvula localizada antes de la entrada. Consiste en un tanque  
pequeño de hierro fundido, con una tapa que tiene dos agujeros  
de 3 in. cada uno, en los cuales se coloca el tubo de vidrio -  
que aloja a los electrodos; un agujero sirve para colocar los  
electrodos de medición y en el otro se colocan los electrodos

de referencia El ácido penetra por el fondo de la bota, y sale por una tubuladura lateral, cerca de la tapa.

La cantidad de agua agregada al ácido en el tanque, es regulada por una válvula especial que permite observar con mucha exactitud el número y fracción de vueltas que se halla abierta, gracias a una escala y manecillas de reloj que se encuentran colocadas en la rueda de la válvula. Esta es de  $\frac{1}{4}$  in., marca Tejax.

El tanque, además, está comunicado con la atmósfera por un tubo de 2 in. soldado a la tapa; tiene el doble objeto de que la presión en su interior no se ven afectada por la altura del ácido, y eliminar los vapores del mismo al exterior.

La bomba del enfriador del ácido, que recircula el agua de enfriamiento, es del tipo centrífugo, capaz de desarrollar un gasto de 45 GPM. a una altura dinámica de 60 ft. Está impulsada por un motor eléctrico de 2 HP., tipo Inducción. Originalmente, el equipo estaba dotado de una pequeña torre de enfriamiento para el agua; pero ésta ha quedado fuera de uso por ser innecesario, ya que simplemente basta el recorrido de la misma desde el inferior del serpentín al estanque donde se recolecta para bajar su temperatura lo suficiente.

11°.- Instrumentos de medición y control.- Son los siguientes:-

a).- Pirómetros.- Están formados por una serie de pares termoelectrónicos, cuyos conductores se reúnen en un tablero de instrumentos. En dicho tablero, existe un potenciómetro marca Leeds and Northrup, manual, que por medio de una serie de interruptores registra la temperatura de cada uno de los pares. Los lugares en donde se encuentran localizados los termopares son:-

1.- Fundidor de azufre; 2.- Salida del horno; 3.- Entrada al filtro; 4.- Salida primer convertidor; 5.- Entrada segundo convertidor; 6.- Salida segundo convertidor.

b).- Termómetros. - Los termómetros no se encuentran en el tablero de instrumentos sino en los lugares en donde se hace la medida. Estos son: 1.- Salida enfriador  $\text{SO}_2$ ; 2.- Entrada ácido en la torre de absorción.

c).- Tomas manométricas. - Sirven para conectar un manómetro de columna líquida a diferentes puntos del equipo, aunque estas tomas están reunidas en un sólo punto por medio de tuberías. La localización de las tomas es la siguiente: 1).- Salida torre de secado; 2.- Entrada horno; 3.- Entrada filtro; 4.- Entrada primer convertidor; 5.- Salida primer convertidor; 6.- Entrada segundo convertidor; 7.- Salida segundo convertidor; 8.- Salida enfriador de  $\text{SO}_2$ . Para hacer la medición, se conecta el manómetro por medio de un tubo de hule a la toma requerida.

d).- Medidor-registrador de  $\text{SO}_2$ . - Es de la marca Leeds and Northrup, y se encuentra colocado en el tablero de instrumentos. Consiste en un sistema de circulación constante de los gases del horno a través de un filamento calentado eléctricamente; la elevación de temperatura de dichos gases es proporcional a la cantidad de gases triatómicos existentes (en este caso el  $\text{SO}_2$ ) no influyendo en mucho la existencia de gases diatómicos, como el  $\text{O}_2$  y  $\text{N}_2$ . Dicha elevación de temperatura es registrada por un termopar, cuyas terminales conectan al registrador, el cual es de la misma marca tipo Micromax. La escala está calibrada de 0 a 14,5 de  $\text{SO}_2$ .

e).- Medidor-registrador de concentración de ácido sulfúrico.- Consiste en un electrodo de medición, formado por dos placas de platino-platinado protegidas por un tubo de vidrio, y de un electrodo de referencia, igual que el electrodo de medición, sólo que la envoltura de vidrio los cubre totalmente y en cuyo interior se encuentra ácido sulfúrico Q.P. al 98%. Este electrodo sirve para compensar las diferencias en la temperatura del ácido; ambos electrodos se encuentran en la bota, ya descrita anteriormente. La conductividad del ácido sulfúrico es función de su concentración; dicha conductividad se registra en el Micromax, estando su escala graduada de 97.5% a 100% de  $H_2SO_4$ .

En el tablero de instrumentos se encuentran, además, un reloj eléctrico y la válvula Tejax que regula el paso del agua al tanque del ácido.

f).- Medidor de Nivel del tanque de la bomba de ácido.- Es un medidor de nivel marca Tank-O-Meter, que funciona por medio de aire comprimido. Consiste en un tubo de hierro sumergido en el ácido al cual se le hace llegar una lenta corriente de aire a su extremo superior; dicha corriente hace que se desaloje el ácido del interior del tubo, siendo por lo tanto proporcional la presión necesaria para desalojar al ácido a la altura del mismo. Así pues, de la parte superior del tubo sale un tubo pequeño que conecta con un manómetro de mercurio, graduado directamente en pulg. de altura. El aire fué posteriormente cambiado a  $SO_2$ , ya que la humedad del aire hacía que se alluyera el ácido en contacto con la pared del tubo, ocasionando una fuerte corrosión en el mismo.

Equipo Adicional adaptado posteriormente para mejorar la operación y para producir Oleum.-

1.- Prefundidor de Azufre.- Debido a la gran cantidad de impurezas que traen algunas clases de azufre, fué necesario -- construir otro fundidor para sedimentar o flotar en su mayor parte a las impurezas, ya que acarrearán considerables perjuicios en la operación de la planta, principalmente en lo que se refiere a la operación de las bombas de azufre, que sufrirían frecuentes fallas por la introducción de impurezas en las válvulas check. Esto originaba paros frecuentes cuando no variaciones bruscas en el porcentaje de  $SO_2$  en los gases del horno.

El nuevo fundidor fué construído de una capacidad doble al fundidor existente, sólo que a un nivel superior a éste, con -- objeto de que el azufre pase por gravedad. De esta manera se -- mejoró bastante el funcionamiento de la planta.

2.- Torre de absorción de Oleum.- La torre para absorber el  $SO_2$  para producir óleum, se instaló junto a la torre de absorción de ácido al 98%, con sus respectivas válvulas de entrada y salida y su derivación o by-pass, con objeto de regular la cantidad de gases pasados a través de esta torre. Esencialmente, es igual en su sección transversal libre a las torres de absorción y secado; sólo que su altura es un poco menor. No está revestida con tabique antiácido, por no ser necesario, y el empaque que tiene en su interior es igual, y distribuído en igual formá que en las otras torres.

3.- Sistema de circulación del óleum.- Es igual al sistema de circulación del ácido de 98%, sólo que un poco más pequeño. El tanque es de 5 ft. de diámetro por 5 ft. de altura; su bomba es del mismo tipo, sólo que la tubería de descarga es de

2 in.; el enfriador de óleum está colocado al otro lado y sobre la misma estructura que el enfriador de ácido, siendo su longitud igual, así como el sistema de recirculación del agua de enfriamiento. La bota de los electrodos para óleum es idéntica a la del ácido; pero el sistema de dilución es distinto. Se diluye el óleum con ácido sulfúrico al 98% en vez de agua; dicho ácido proviene del enfriador de ácido, que es conducido por una tubería de acero inoxidable, y su flujo es regulado por una válvula Tejax de acero inoxidable, en lo demás idéntica a la del ácido. El tanque de la bomba de óleum está equipado con su medidor de nivel Tank-O-Meter, y los electrodos de la bota están conectados a un Micromax graduado de 15% a 40% de  $SO_3$  libre.

#### EQUIPO ADICIONAL GENERAL.

La planta cuenta con una caldera para producir el vapor necesario para los serpentines del fundidor y profundidor. Es una caldera horizontal, de tubos de humo, y de una potencia de 22 B.HP. Quema combustible Diesel. Recientemente se instaló otra caldera semejante de 13 B.HP., con el fin de evitar pa<sup>u</sup>ros por descomposturas en alguna de ellas.

Se cuenta, además, con un pequeño ventilador Roots, de la quinta parte del tamaño del Roots grande, que se emplea para accionar el quemador de Diesel del horno de azufre, cuando se pone en marcha la planta. Está movido por un motor de 5 HP.

#### CARACTERISTICAS DE OPERACION DE LA PLANTA.

Los datos tomados directamente de los instrumentos de toda la planta, son los siguientes, siendo éstos un promedio, pa-

--ra una concentración de 8.6% de  $\text{SO}_2$  en los gases del horno:

Temperatura del aire a la entrada del ventilador Roots:	23°C
Humedad relativa del aire:	25%
Temperatura del aire a la salida del ventilador Roots:	43°C.
Presión del aire a la salida del Roots:	62 in. $\text{H}_2\text{O}$
Temperatura del aire a la salida de la torre de secado:	55°C.
Presión del aire a la salida de la torre de secado:	52 in. $\text{H}_2\text{O}$
Presión del aire a la entrada al horno:	48 in. $\text{H}_2\text{O}$
Temperatura del Azufre a la entrada al horno:	138°C.
Temperatura de los gases a la salida del horno:	670°C.
Presión de los gases a la entrada al filtro:	37.5 in. $\text{H}_2\text{O}$
Temperatura de los gases a la entrada al filtro:	430°C.
Presión de los gases a la salida del filtro:	33.0 in. $\text{H}_2\text{O}$
Temperatura de los gases a la salida del filtro:	410°C.
Presión de los gases a la salida del primer convertidor:	28.0 in. $\text{H}_2\text{O}$
Temperatura de los gases a la salida del primer conv.:	540°C.
Presión de los gases a la entrada del segundo conv.:	25.0 in. $\text{H}_2\text{O}$
Temperatura de los gases a la entrada del seg. convert.:	410°C.
Presión de los gases a la salida del segundo convert.:	9.0 in. $\text{H}_2\text{O}$
Temperatura de salida de los gases del mismo:	480°C.
Temperatura de salida de los gases del enfriador de $\text{SO}_3$ :	110-122°C.
Temperatura del ácido a la entrada de las torres de absorción y secado:	55°C.
Temperatura del óleum a la entrada de la torre de absorción de óleum:	33°C.
Porcentaje de $\text{SO}_2$ en los gases de salida de la torre de absorción:	1.045%.

Para completar el estudio de las características de operación, se hará un balance de materiales hasta donde sea posible, ya que -

para hacer el balance completo, será necesario conocer el valor de otras variables que no puedan obtenerse con los instrumentos disponibles. Los datos obtenidos en este balance serán de utilidad en los siguientes capítulos.

1°.- Determinación del porcentaje de conversión.- El porcentaje de conversión es una medida de la eficiencia de conversión, o sea, el porcentaje hasta el cual se ha llevado a cabo la reacción  $2\text{SC}_2 + \text{O}_2 \rightleftharpoons 2\text{SC}_2$ . La determinación del porcentaje de conversión se hace a partir de los datos del porcentaje de  $\text{SO}_2$  en los gases del horno y en los gases de salida de la torre de absorción de ácido al 98%. Para mayor exactitud en la determinación del porcentaje de  $\text{SO}_2$ , no se emplea el Micromax, sino que se efectúa por la prueba de Reich, la cual consiste en pasar el gas que contiene  $\text{SO}_2$  sobre una solución valorada de yodo; el gas no absorbido por esta solución se mide en una bureta provista de un termómetro para medir su temperatura.

El porcentaje de conversión se calcula a partir de la fórmula: (1)

$$c = \frac{(2a - 2b) 100}{2a - 3ab}$$

En la cual: a = Tanto por uno de  $\text{SC}_2$  en los gases del horno;

b = Tanto por uno de  $\text{SO}_2$  en los gases de salida;

c = Porcentaje de conversión.

Aplicando esta fórmula, se obtiene:

$$c = \frac{(2 \times 0.086 - 2 \times 0.01045) 100}{2 \times 0.086 - 3 \times 0.086 \times 0.01045} = 89.3\%$$

2°.- Determinación de las cantidades de azufre, aire y agua necesarias para la producción de 10 tons. diarias de ácido sulfúrico al 98%.- Estas determinaciones se harán tomando como base 89.3% de eficiencia de conversión, y un 95% de eficiencia de

-- absorción.

a).- Determinación de la cantidad de azufre:

$$10,000 \times 0.98 \times \frac{32}{98} \times \frac{1}{0.893} \times \frac{1}{0.95} \times \frac{1}{32} \times 2.2 = 260 \frac{\text{lb} - \text{átomo}}{24 \text{ hrs.}}$$

$$\text{o sea: } \frac{260}{24} = 10.81 \frac{\text{lb} - \text{átomo}}{\text{hr}} \text{ de S.}$$

b).- Determinación de la cantidad de agua:

$$10,000 \times 1.02 \times \frac{16}{98} \times \frac{1}{15} \times \frac{1}{24} \times 2.2 = 9.54 \frac{\text{lb.} - \text{mol}}{\text{hr.}} \text{ H}_2\text{O}$$

c).- Determinación de la cantidad de aire:

$$10.81 \times \frac{100}{5.6} \times \frac{1}{60} = 2.1 \frac{\text{lb.} - \text{mol}}{\text{min.}} \text{ de aire.}$$

Humedad absoluta del aire:— Para una temperatura de 23°C., y una humedad relativa de 25%, la humedad absoluta leída en la carta de humedad para una presión atmosférica de 586 mm.Hg., es de: 0.006 lb. vapor de agua/lb. de aire seco, o bien,

$$\frac{0.006}{0.62} = 0.0097 \frac{\text{lb.} - \text{mol de vapor de agua}}{\text{lb.} - \text{mol de aire seco}}$$

Por consiguiente, la cantidad de agua añadida para formar ácido, descontando la humedad que absorbe del aire, es de :  
 $9.54 - (2.1 \times 60 \times 0.0097) = 8.32 \frac{\text{lb.} - \text{mol}}{\text{hr.}} \text{ de agua.}$

El balance de materiales total que está representado por los cálculos anteriores, no incluyen la producción de óleum; la producción total de la planta está limitada por la cantidad de SO<sub>3</sub> producido, como se verá posteriormente; así pues, cuando se produce determinada cantidad de óleum, el ácido de 98% es producido en una cantidad tal, que la suma del SO<sub>3</sub> absorbido por el óleum más el SO<sub>3</sub> absorbido por el ácido de 98% sea equivalente al SO<sub>3</sub> contenido en 10 ton./24hr. de ácido sulfúrico al 98%. Por consiguiente, el balance total de azufre y aire para producir óleum

y ácido de 98% simultáneamente, es prácticamente el mismo, no siendo igual para el balance total de agua, ya que su consumo disminuirá en una cantidad proporcional a la cantidad y concentración de óleum producido.

El balance de materiales del resto del equipo no presenta dificultad y se efectuará posteriormente, al determinar las caídas de presión en el equipo. El flujo del óleum en las torres de secado y absorción se determinó prácticamente, resultando ser aproximadamente de 20 GPM. para cada torre.

DETERMINACION DE LAS CAIDAS DE PRESION EN EL EQUIPO.

Esta determinación será de importancia elevada tanto para el siguiente capítulo como para tener datos básicos en el diseño del nuevo equipo.

Determinación de la caída de presión en la tubería del ventilador a la torre de secado.

Presión promedio: 61.0 in. H<sub>2</sub>O.

Cantidad de aire seco: 2.1 lb-Mol/min.

Cantidad de vapor de agua: 0.0097 x 2.1 = 0.02037 lb-mol/min.

Diámetro de la tubería: 10 in. (0.834 ft.). q sección 0.545 ft.<sup>2</sup>

Temperatura del aire: 43°C. (109°F).

Gasto de aire húmedo:  $(2.1 + 0.02037) \times 359 \times \frac{760}{702} \times \frac{316}{273} = 957 \text{ ft.}^3/\text{min.}$

Velocidad del aire:  $\frac{957}{0.545 \times 60} = 29.20 \text{ ft./seg.}$

Viscosidad del aire: 0.0186 centipoises =  $1.262 \times 10^{-5}$  B.v.u.

Densidad del aire húmedo:  $\frac{28.83 \times 1950}{1544 \times 569} = 0.0643 \text{ lb./ft.}^3$

Longitud total equivalente de tubería: 90.0 ft.

$NRe = \frac{0.834 \times 29.2 \times 0.0643 \times 10^5}{1.262} = 1.24 \times 10^5; f = 0.005$

$F = \frac{4 \times 0.005 \times (29.2)^2 \times 90}{2 \times 32.2 \times 0.834} = 28.6 \text{ ft.-lb./lb.}$

$\Delta p = 28.6 \times 0.0643 \times 0.192 = 0.354 \text{ in. H}_2\text{O.}$

Caída de presión en la torre de secado:

a).- Pérdidas por fricción a la entrada (por ensanchamiento):

Velocidad en la torre:  $\frac{957}{(3.25)^2 \times 0.785 \times 60} = 1.92 \text{ ft./seg.}$

$\Delta P = \frac{1.92}{32.2} (1.92 - 29.2) 0.0643 = -0.01048 \text{ lb./ft.}^2 = -0.00201 \text{ in. H}_2\text{O}$

b).- Caída de presión por contracción, a la entrada de los gases al empaque:

Para el empaque de anillos de triple espiral, colocados en trestolillo, las características proporcionadas por el fabricante (2) son las siguientes:

Dimensiones: 3 1/4 in. x 3 in.

Número aproximado por pie cúbico: 63.

Porcentaje de espacio libre: 50%.

Área superficial,  $\text{ft.}^2/\text{ft.}^3$ : 50.

Sección transversal neta,  $\text{ft.}^2/\text{ft.}^2$ : 0.51.

Aplicando la fórmula para contracción,

$$\Delta P = \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2g} \rho_{av} + K \frac{V_2^2}{2g} \rho_{av}$$

en la cual  $K = 0.4(1.25 - 0.51) = 0.296$ .

$$V_2 = V_1 \frac{A_2}{A_1} = 1.92 \times \frac{1}{0.51} = 3.76 \text{ ft./seg.}$$

$$\rho_{av} = 0.0643 \text{ lb./ft.}^3$$

$$\Delta P = \frac{[(3.76)^2 - (1.92)^2]}{2 \times 32.2} \times 0.0643 + 0.296 \frac{(3.76)^2}{2 \times 32.2} \times 0.0643$$

$$\Delta P = 0.01463 \text{ lb./ft.}^2 = \underline{\underline{0.00281 \text{ in. H}_2\text{O.}}}$$

De estos resultados se observa que la caída de presión por ensanchamiento o contracción es muy pequeña y, por consiguiente, no se calcularán al pasar de una capa de empaque a otra, ya que el área libre transversal es más o menos igual en las tres clases

Caída de presión en la torre de secado:

a).- Pérdidas por fricción a la entrada (por ensanchamiento):

Velocidad en la torre:  $\frac{957}{(3.25)^2 \times 0.785 \times 60} = 1.92 \text{ ft./seg.}$

$\Delta P = \frac{1.92}{32.2} (1.92 - 23.2) 0.0643 = -0.01048 \text{ lb/ft}^2 = -0.00201 \text{ in. H}_2\text{O}$

b).- Caída de presión por contracción, a la entrada de los gases al empaque:

Para el empaque de anillos de triple espiral, colocados en trestolillo, las características proporcionadas por el fabricante (2) son las siguientes:

Dimensiones:  $3 \frac{1}{4} \text{ in.} \times 3 \text{ in.}$

Número aproximado por pie cúbico: 63.

Porcentaje de espacio libre: 50%.

Área superficial,  $\text{ft}^2/\text{ft}^3$ : 50.

Sección transversal neta,  $\text{ft}^2/\text{ft}^2$ : 0.51.

Aplicando la fórmula para contracción,

$$\Delta P = \frac{(V_2^2 - V_1^2) \rho_{av}}{2g} + K \frac{V_2^2 \rho_{av}}{2g}$$

en la cual  $K = 0.4(1.25 - 0.51) = 0.296$ .

$V_2 = V_1 \frac{A_1}{A_2} = 1.92 \times \frac{1}{0.51} = 3.76 \text{ ft./seg.}$

$\rho_{av} = 0.0643 \text{ lb./ft}^3$

$$\Delta P = \left[ \frac{(3.76)^2 - (1.92)^2}{2 \times 32.2} \right] \times 0.0643 + 0.296 \frac{(3.76)^2}{2 \times 32.2} \times 0.0643$$

$$\Delta P = 0.01463 \text{ lb./ft}^2 = \underline{\underline{0.00281 \text{ in. H}_2\text{O.}}$$

De estos resultados se observa que la caída de presión por ensanchamiento o contracción es muy pequeña y, por consiguiente, no se calcularán al pasar de una capa de empaque a otra, ya que el área libre transversal es más o menos igual en las tres clases

de empaque.

c).- Determinación de la caída de presión en la capa de anillos de triple espiral:

Para este cálculo se emplean fórmulas especiales por estar el empaque irrigado con ácido al 96%. Dichas fórmulas han sido obtenidas de la casa fabricante del empaque<sup>(2)</sup>. La fórmula general es:

$$\Delta p = \alpha \times 10^{\beta L} \frac{G^2}{\rho_g}$$

En la cual:  $\Delta p$  = Caída de presión, in. H<sub>2</sub>O/ ft. de altura de empaque;

$G$  = Masa-velocidad del gas, lb./seg.-ft.<sup>2</sup> de sección transversal de la torre;

$\rho_g$  = Densidad del gas, lb./ft.<sup>3</sup>

$L$  = Masa-velocidad del líquido, lb./seg.-ft.<sup>2</sup>

$\alpha$  y  $\beta$  son constantes, cuyo valor depende de la clase de empaque empleado y para anillos de triple espiral, son:

$$\alpha = 1.43$$

$$\beta = 0.41$$

La ecuación general anterior sólo es válida cuando el líquido irrigante es agua; para cualquier otro líquido, el exponente " $L$ " deberá ser corregido por la relación de densidad del agua a la densidad del líquido irrigante; por consiguiente,

$$\Delta p = \alpha \times 10^{\beta L \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_L}} \frac{G^2}{\rho_g}$$

Sección transversal de la torre:  $(3.25)^2 \times 0.785 = 8.29 \text{ ft.}^2$

$$L = \frac{20 \times 15.363}{60 \times 8.29} = 0.619 \text{ lb./seg.-ft.}^2$$

$$\frac{\rho_{H_2O}}{\rho_{H_2SO_4}} = \frac{1}{1.84} = 0.544.$$

$$\rho_g = 0.0043 \text{ lb./ft.}^3$$

$$G = \frac{2.12 \times 28.33}{60 \times 8.29} = 0.123 \text{ lb./seg.-ft.}^2$$

$$\text{sustituyendo, } \Delta p = 1.48 \times 10^{0.41 \times 0.619 \times 0.544} \times \frac{(0.123)^2}{0.0643}$$

$$\Delta p = 0.479 \text{ in. H}_2\text{O/ ft. de altura.}$$

$$\Delta p = \underline{4.79 \text{ in. H}_2\text{O PCA 10 ft. de empaque.}}$$

d).- Caída de presión en el empaque de ailetas de Berl de  $1\frac{1}{2}$  in.

Se aplica la misma fórmula anterior, sólo que las nuevas -- constantes, para este tipo de empaque son:

$$\alpha = 0.21$$

$$\beta = 0.13$$

$$\text{sustituyendo, } \Delta p = 0.21 \times 10^{0.13 \times 0.619 \times 0.544} \times \frac{(123)^2}{0.0643}$$

$$\Delta p = 0.0546 \text{ in./ft.}$$

$$\Delta p = 0.0546 \times 1.5 = \underline{0.082 \text{ in. H}_2\text{O en este empaque.}}$$

e).- Caída de presión en el empaque de anillos de triple espiral intermedio.- Es igual al caso c), sólo que su altura es de 0.5 ft.

$$\Delta p = 0.479 \times 0.5 = \underline{0.239 \text{ in. H}_2\text{O}}$$

f).- Caída de presión en el empaque de ailetas de Berl de 1 in.

Las constantes para este tipo de empaque son:

$$\alpha = 0.39$$

$$\beta = 0.17$$

$$\text{sustituyendo, } \Delta p = 0.39 \times 10^{0.17 \times 0.619 \times 0.544} \times \frac{(0.123)^2}{0.0643}$$

$$\Delta p = \underline{0.105 \text{ in. H}_2\text{O}}$$

g).- Caída de presión por contracción a la entr. d. de los gases en el plato de distribución de hoido al 98%:

$$K = 0.4 \left( 1.25 - \frac{0.785}{8.24} \right) = 0.462.$$

$$\Delta p = \frac{[(20.25)^2 - (1.92)^2]}{2 \times 32.2} \times 0.0643 + 0.462 \frac{(20.25)^2}{2 \times 32.2} \times 0.0643$$

$$\Delta p = 0.595 \text{ lb./ft}^2 = \underline{0.0364 \text{ in. H}_2\text{O}}$$

Caída total de presión en la torre:  $\Delta p = \underline{5.0339 \text{ in. H}_2\text{O}}$

Caída de presión en la tubería del secundario al horno.

El aire en esta línea se encuentra completamente seco y en otras condiciones de temperatura y presión. La nueva presión se tomará como la medida a la salida de la torre y no se empleará - aquella que resulta de restar la caída de presión calculada anteriormente, ya que difiere bastante de la obtenida en la práctica.

Temperatura:  $55^\circ\text{C. (131}^\circ\text{F)}$

Presión promedio:  $50 \text{ in. H}_2\text{O} = 13.1 \text{ lb./in.}^2 \text{ abs.}$

Diámetro de la tubería:  $10 \text{ in. (0.834 ft.)}$ . Sección:  $0.545 \text{ ft.}^2$

Densidad promedio del aire:  $\frac{29 \times 13.1 \times 144}{1544 \times 581} = 0.061 \text{ lb./ft.}^3$

Longitud total equivalente de la tubería:  $156.67 \text{ ft.}$

Gasto volumétrico del aire:  $2.1 \times 359 \times \frac{581}{460} \times \frac{14.7}{13.1} \times \frac{1}{60} = 17.83 \frac{\text{ft.}^3}{\text{seg.}}$

Velocidad del aire:  $\frac{17.83}{0.545} = 32.75 \text{ ft./seg.}$

Viscosidad del aire:  $0.0192 \text{ centipoises} = 1.29 \times 10^{-5} \text{ B.v.u.}$

$\text{NRe.} = \frac{0.834 \times 32.75 \times 0.061 \times 10^5}{1.29} = 1.29 \times 10^5$ ;  $f = 0.0052$ .

$\frac{\Delta p}{\rho_{av}} = \frac{4 \times 0.0052 \times (32.75)^2 \times 156.67}{2 \times 32.2 \times 0.834} = 65.1 \text{ ft.-lb./lb.}$

$\Delta p = 65.1 \times 0.061 \times 0.192 = \underline{0.763 \text{ in. H}_2\text{O}}$

Caída de presión en el horno:- No es posible determinarla, por carecer de los datos de temperatura en las diferentes secciones del horno; por consiguiente, tomaremos como base la caída de presión real para la comparación que se hará en el siguiente capítulo. - Determinación de la caída máxima de presión en el enfriador de los gases del horno:-

La caída máxima de presión se obtiene cuando la derivación del

enfriador se encuentra completamente cerrado. Aunque en la práctica no es posible alcanzar un cierre perfecto de la derivación debido a que la válvula de la misma es del tipo mariposa, es conveniente hacer este cálculo para tener una idea comparativa acerca de cuánto puede influir la caída de presión en este equipo con respecto al resto de la planta.

Temperatura de entrada de los gases: 670°C. (1238°F.)

Temperatura de salida de los gases: 430°C. (806°F.)

Presión media aproximada: 38 in. H<sub>2</sub>O (12.7 lb./in.<sup>2</sup> abs.)

El número de moles de gases es igual al del aire, ya que por cada mol de O<sub>2</sub> que desaparece, aparece un mol de SO<sub>2</sub>.

Composición de los gases: (en volumen) SO<sub>2</sub> : 5.6%

O<sub>2</sub> : 12.4%

H<sub>2</sub> : 79.0%

Peso molecular medio de los gases:

$$(64 \times 0.056) + (32 \times 0.124) + (28 \times 0.79) = 31.575$$

Diámetro de la tubería: 1.61 ft.; Sección: 0.794 ft.<sup>2</sup>

Longitud total equivalente: 562.66 ft.

$$\text{Densidad a la entrada: } \frac{31.575 \times 12.7 \times 144}{1544 \times 1698} = 0.022 \text{ lb./ft.}^3$$

$$\text{Densidad a la salida: } \frac{31.575 \times 12.7 \times 144}{1544 \times 1266} = 0.0296 \text{ lb./ft.}^3$$

$$\text{Densidad promedio: } (0.022 + 0.0296) \times 0.5 = 0.0258 \text{ lb./ft.}^3$$

Aplicando la fórmula para la caída de presión en cambiadores de calor para gases, <sup>(3)</sup>

$$\Delta p = \frac{G^2}{\rho_{av} \cdot 8} \ln \frac{v_2}{v_1} + \frac{4 f_{av}^2 L}{25d \rho_{av}}$$

en la cual  $f_{av} = (f_1 + f_2)$ , cuando la diferencia en viscosidades es pequeña, y siendo:

$$f_1 = f \left( \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \quad ; \quad f_2 = f \left( \frac{\mu_2}{\mu_1} \right)$$

$\mu_1$  = viscosidad a la temperatura de entrada;

$\mu_2$  = viscosidad a la temperatura de salida.

$$\mu_1 = (0.033 \times 0.086) + (0.045 \times 0.124) + (0.041 \times 0.79) = 0.0472 \text{ centipoises} \\ = 2.74 \times 10^{-5} \text{ B. v. u.}$$

$$\mu_2 = (0.026 \times 0.086) + (0.037 \times 0.124) + (0.0338 \times 0.79) = 0.03353 \text{ centipoises.} \\ = 2.25 \times 10^{-5} \text{ B. v. u.}$$

$$\text{Mas-velocidad: } G = \frac{2.1 \times 31.75}{60 \times 0.794} = 1.40 \text{ lb./seg.-ft}^2$$

$$\text{NR}_{s1} = \frac{1.01 \times 1.4 \times 10^5}{2.74} = 5.15 \times 10^4; \quad f_1 = 0.006$$

$$\text{NR}_{s2} = \frac{1.01 \times 1.4 \times 10^5}{2.25} = 6.29 \times 10^4; \quad f_2 = 0.0058.$$

$$f_m = (0.006 + 0.0058) \times 0.5 = 0.0059.$$

$$\Delta P = \frac{(1.4)^2}{0.0258 \times 32.2} \ln \frac{0.022}{0.0296} + \frac{4 \times 0.0059 \times (1.4)^2 \times 562.86 \times 14.6 \text{ lb.}}{2 \times 32.2 \times 1.01 \times 0.0258 \text{ ft}^2}$$

$$\Delta P = 14.8 \times 0.192 = 2.84 \text{ in. H}_2\text{O}$$

Caída de presión en el filtro:

Como quedó especificado anteriormente, el filtro está formado por guijarros de cuarzo, cuyo tamaño no es enteramente uniforme, pero su forma sí es bastante regular, aproximándose a una forma ovoide. De cualquier forma, sólo se puede calcular la pérdida de presión por fricción tomando un tamaño promedio de partícula.

a).- Caída de presión por ensanchamiento:

Presión a la entrada: 37.5 in. H<sub>2</sub>O (656 mm. Hg abs.)

Tubería de entrada: D = 10 in. ; sección: 0.545 ft.<sup>2</sup>

Diámetro del filtro: 4.5 ft. ; sección: 15.9 ft.<sup>2</sup>

Gasto volumétrico:  $\frac{1.1 \times 359}{60} \times \frac{1266}{460} \times \frac{760}{656} = 40.0 \text{ ft}^3/\text{seg.}$

Velocidad en la tubería:  $\frac{40}{0.545} = 73.45 \text{ ft./seg.}$

Velocidad en el filtro:  $\frac{40}{15.9} = 2.515 \text{ ft./seg.}$

Densidad del gas:  $\frac{11.575 \times 12.7 \times 144}{1544 \times 1266} = 0.0296 \text{ lb./ft}^3$

$$\Delta p = \frac{2.515}{2.3} (2.515 - 73.45) 0.0296 = -0.168 \text{ lb./ft.}^2$$

$$\Delta p = -0.1635 \times 0.192 = -0.0314 \text{ in.H}_2\text{O.}$$

b).- Caída de presión en la primer capa del filtro: Esta capa es formada por guijarros de curso de un tamaño que pasa la malla de 1 in. cuadrada, y no pasa por la malla de  $\frac{1}{2}$  in. cuadrada. Las dimensiones promedio de estos guijarros de forma ovoide son de 1 in. de largo por  $\frac{3}{4}$  in. de diámetro menor. Las fórmulas que se aplicarán son las que corresponden a sistemas empacados: <sup>(4),(5)</sup>

Llamando  $D_p$  al diámetro de una esfera de volumen equivalente al volumen de la partícula, para el presente caso será:

$$\text{Volumen de una partícula: } (V_p) = \frac{4}{3} \pi R r^2 = 4.1888 R r^2$$

siendo r el radio menor y R el radio mayor;

$$V_p = 4.1888 \times (0.375)^2 \times 0.5 = 0.295 \text{ in.}^3$$

$$D_p = \sqrt[3]{\frac{V_p \times 6}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{0.295 \times 6}{3.1416}} = 0.826 \text{ in.}$$

La fórmula general para calcular la caída de presión es:

$$\Delta p = \frac{2 f G^2 \lambda (1-\delta) L}{D_p \rho \delta^3 \epsilon}$$

en la cual:  $\lambda$  = factor de figura de área-volumen =  $0.205 \frac{A}{V_p^{2/3}}$

A = Área superficial de una partícula de cualquier forma;

G = Masa-velocidad del fluido;

$\delta$  = Porosidad, o sea, volumen vacío por unidad de volumen del empaque;

L = Altura del empaque;

f = Factor de fricción modificado, dependiente de la rugosidad superficial del empaque, por ejemplo:

$$f = \frac{1.75}{NRe^{0.1}} \quad \text{para partículas lisas: vidrio, porcelana, etc.}$$

$$f = \frac{2.625}{NRe^{0.1}} \quad \text{para arcilla y alundum;}$$

$$f = \frac{4.0}{NRe^{0.1}} \quad \text{para Aloxite y gránulos de MgO.}$$

$$\text{siendo: } NRe = \left( \frac{D_p \cdot v}{\mu} \right)$$

Por consiguiente,

$$\Delta = 4\pi R r = 4 \times 3.1416 \times 0.575 \times 0.5 = 2.36 \text{ in.}^2$$

$$\lambda = 0.205 \times \frac{2.36}{(0.295)^{2/3}} = 1.09$$

$$v = \frac{2.1 \times 31.575}{60 \times 15.7} = 0.0695 \text{ lb./seg.-ft.}^2$$

$$NRe = \frac{0.826 \times 0.0695 \times 10^5}{12 \times 2.255} = 212.5$$

Como el material presenta una rugosidad semejante a la arcilla, se elige la fórmula:

$$f = \frac{2.625}{(212.5)^{0.1}} = 1.536$$

Para el arreglo denso, la porosidad es aproximadamente 0.47; la altura del empaque es:  $L = 2 \text{ in. (0.166ft.)}$

sustituyendo:

$$\Delta p = \frac{2 \times 1.536 \times (0.0695)^2 \times 1.09 \times (1-0.47) \times 0.166}{0.0688 \times 0.0296 \times (0.47)^3 \times 32.2} = 0.2085 \frac{\text{lb.}}{\text{ft.}^2}$$

$$\Delta p = 0.2085 \times 0.192 = 0.0401 \text{ in.H}_2\text{O}$$

c).- Cálculo de presión en la segunda capa del filtro:

El cálculo es semejante al anterior, variando sólo las dimensiones de las partículas que forman el medio filtrante, y la altura del mismo, siendo en este caso las dimensiones promedio, de 7/16 in. por 5/16 in., y la altura de la capa del medio filtrante,

es de 1 ft., correspondiendo una porosidad aproximada de 0,36.

$$v_p = 4.1888 \pi r^2 = 4.1888 \times (0.156)^2 \times 0.218 = 0.0222 \text{ in}^2.$$

$$D_p = \sqrt[3]{\frac{0.0222 \times 6}{3.1416}} = 0.349 \text{ in.}$$

$$A = 4 \pi R r = 4 \times 3.1416 \times 0.156 \times 0.218 = 0.426 \text{ in}^2.$$

$$\lambda = \frac{0.208 \times 0.426}{(0.0222)^{2/3}} = 1.11$$

$$\text{Re} = \frac{0.349 \times 0.0095 \times 10^5}{12 \times 2.255} = 89.6$$

$$f = \frac{2.625}{(89.6)^{0.1}} = 1.678$$

$$\Delta p = \frac{2 \times 1.678 \times (0.0095)^2 \times 1.11 \times (1 - 0.36) \times 1}{0.0291 \times 0.0096 \times (0.36)^3 \times 32.2} = 8.86 \text{ lb./ft}^2$$

$$\Delta p = 8.86 \times 0.192 = \underline{1.700 \text{ in. H}_2\text{O.}}$$

4).- Caída de presión en la capa inferior del filtro:

Esta capa es idéntica a la capa superior del filtro, y su altura es igual; por consiguiente, podemos considerar que la caída de presión es aproximadamente la misma. (0.0401 in. H<sub>2</sub>O)

Caída de presión total en el filtro:  $\Delta P = \underline{1.7507 \text{ in. H}_2\text{O.}}$

Caída de presión en el primer convertidor:-

El primer convertidor consta de dos camas de catalizador de 170 lbs. cada una, y entre ellas, hay una placa con cuatro campanas de distribución ya descritas, para homogeneizar el flujo del gas. El catalizador está formado por pequeños cilindros de 7/32 in. de diámetro por 7/32 in. de altura; en la parte inferior de cada cama existe una capa de guijarros de sílice de 2 in. de altura, y cuyas partículas son de igual tamaño que la primera y tercera capa del filtro. Las condiciones del gas son algo distintas que —

las del filtro, por lo que se calcularán estas nuevas condiciones. Tales condiciones son muy especiales por tratarse de un reactor - adiabático, en el cual hay variaciones considerables de temperatura, presión y composición del gas, lo que ocasiona a su vez variaciones en la viscosidad y densidad del gas; sin embargo, Hougen y Watson<sup>(5)</sup> consideran que en un caso semejante a éste, se deben tomar las condiciones promedio del flujo de gas. Estas condiciones promedio serán tomadas directamente de los datos obtenidos en la práctica, y que son:

Temperatura de entrada: 410°C.)	} Temperatura media: 470°C. (876°F.)
Temperatura de salida: 540°C.)	
Presión de entrada: 33.0 in. H <sub>2</sub> O	} Presión media: 30.5 in. H <sub>2</sub> O. (12.43 lb/in. <sup>2</sup> )
Presión de salida: 25.0 in. H <sub>2</sub> O	

Para calcular la densidad es necesario conocer el peso molecular medio de los gases, tomando en cuenta que una parte del SO<sub>2</sub> se ha transformado en SO<sub>3</sub>. Como no se conoce la conversión a la salida del primer convertidor, se calculará tomando en cuenta la elevación de temperatura en los dos convertidores y relacionándola con la conversión total ya obtenida:

Primer convertidor:  $\Delta t = 130^\circ\text{C}.$

Segundo convertidor:  $\Delta t = 70^\circ\text{C}.$

$\Delta t$  total:  $200^\circ\text{C}.$

% de conversión en el 1er. convertidor:  $\frac{130}{200} \times 89.3 = 58.1 \%$

% de conversión en el 2do. convertidor:  $\frac{70}{200} \times 89.3 = 31.2 \%$

Así pues, la conversión media en el primer convertidor será:  $58.1 \times 0.5 = 29.05 \%$ ; y la composición media de los gases, en el primer convertidor es:

Base: 100 moles de gases.

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 &: 8.6 \times (1 - 0.2905) = 6.1 \times \frac{100}{98.2} = 6.22\% \\ \text{O}_2 &: 12.4 \times (1 - 0.2905 \times 0.5) = 10.6 \times \frac{100}{98.2} = 10.79\% \\ \text{SO}_3 &: 8.6 \times 0.2905 = 2.5 \times \frac{100}{98.2} = 2.55\% \\ \text{N}_2 &: = 79.0 \times \frac{100}{98.2} = 80.44\% \\ \text{Total:} & \quad \underline{98.2} \quad \underline{100.00\%} \end{aligned}$$

Peso molecular medio:

$$(0.0622 \times 64) + (0.1079 \times 32) + (0.0255 \times 80) + (0.8044 \times 28) = 32.00$$

$$\text{Densidad media: } \frac{32.00 \times 12.43 \times 144}{15.44 \times 1338} = 0.02775 \text{ lb./ft.}^3$$

Viscosidad media:

$$(0.0622 \times 0.027) + (0.1079 \times 0.031) + (0.0255 \times 0.031) + (0.8044 \times 0.035) = 0.0346 \text{ cps.} \\ = 2.22 \times 10^{-5} \text{ B.v.u.}$$

$$\text{Masa-velocidad: } G = \frac{2.1 \times 32.00}{80 \times 15.9} = 0.0704 \text{ lb./seg.-ft.}^2$$

Características del catalizador:

$$V_p = (0.2187)^3 \times 0.785 = 0.00301 \text{ in.}^3$$

$$D_p = \sqrt[3]{\frac{0.00301 \times 6}{3.1416}} = 0.248 \text{ in.} = 0.02065 \text{ ft.}$$

$$A = (0.2187 \times 3.1416 \times 0.2187) + \left[ 2 \times 0.785 \times (0.2187)^2 \right] = 0.2258 \text{ in.}^2$$

$$\delta = 0.335 \text{ (Dato obtenido de las tablas de }^{(4)}).$$

$$\lambda = 0.205 \times \frac{0.2258}{(0.00301)^{2/3}} = 1.148$$

$$L = \frac{V}{A} = \frac{270 \times 0.0353}{15.9} = 0.6 \text{ ft.; como son 2 canas, es de 1.2 ft.}$$

$$\text{NRe} = \frac{0.248 \times 0.0704 \times 10^5}{12 \times 2.22} = 65.6$$

$$f = \frac{2.625}{(65.6)^{0.1}} = 1.732$$

$$\Delta P = \frac{2 \times 1.732 \times (0.0704)^2 \times 1.148 \times (1-0.335) \times 1.2}{0.02065 \times 0.02775 \times (0.335)^3 \times 32.2} = 22.65 \text{ lb./ft.}^2$$

$$\Delta P = 22.65 \times 192 = \underline{4.35 \text{ in. H}_2\text{O.}}$$

$$\text{Caída total de presión: } 4.35 + (0.04 \times 2) = 4.43 \text{ in. H}_2\text{O.}$$

Caída de presión en el segundo convertidor:

El procedimiento es similar al anterior, sólo que hay que calcular las nuevas condiciones del gas.

$$\text{Presión media: } 17 \text{ in. H}_2\text{O} - (11.93 \text{ lb./in.}^2 \text{ abs.})$$

$$\text{Temperatura media: } 445^\circ \text{ C. (835}^\circ \text{F.)}$$

$$\text{Conversión media: } 58.1 + (31.2 \times 0.5) = 73.7\%$$

Composición media de los gases:

Base: 100 moles de gases.

$$\text{SO}_2 : 8.6 \times (1 - 0.737) = 2.26 ; 2.26 \times \frac{100}{95.44} = 2.37\%$$

$$\text{O}_2 : 12.4 \times (1 - 0.737 \times 0.5) = 7.84 ; 7.84 \times \frac{100}{95.44} = 8.22\%$$

$$\text{SO}_3 : 8.6 \times 0.737 = 6.34 ; 6.34 \times \frac{100}{95.44} = 6.64\%$$

$$\text{N}_2 : 79.0 = 79.00 ; 79.00 \times \frac{100}{95.44} = 82.77\%$$

$$\text{Total: } \underline{\quad 95.44 \quad} \quad \underline{\quad 100.00\% \quad}$$

Peso molecular medio:

$$(0.0237 \times 64) + (0.0822 \times 32) + (0.0664 \times 80) + (0.8277 \times 28) = 32.63$$

Viscosidad media:

$$(0.0237 \times 0.026) + (0.0822 \times 0.037) + (0.0664 \times 0.029) + (0.8277 \times 0.034)$$

$$= 0.0337 = 2.265 \times 10^{-5} \text{ B.v.u.}$$

$$\text{Densidad media: } \frac{32.63 \times 11.93 \times 144}{1544 \times 1298} = 0.02805 \text{ lb./ft.}^3$$

$$\text{Masa-velocidad media: } \frac{2.1 \times 32.63}{60 \times 15.9} = 0.0719 \text{ lb./seg.ft.}^2$$

$$L = \frac{v}{A} = \frac{420. \times 0.0353}{15.9} = 0.933 \text{ ft.}$$

$$Re = \frac{0.248 \times 0.0719 \times 10^5}{12 \times 2.265} = 65.5$$

$$f = \frac{2.625}{(65.5)^{0.1}} = 1.738$$

$$\Delta p = \frac{2 \times 1.738 \times (0.0719)^2 \times 1.148 \times (1-0.335) \times 0.933}{0.02065 \times 0.02065 \times (0.335)^3 \times 32.2} = 18.90 \frac{\text{lb.}}{\text{ft.}^2}$$

$$\Delta p = 18.90 \times 0.192 = 3.625 \text{ in. H}_2\text{O}$$

Caída total en la primer cama: tiene 2 capas de guijarros de 2 in. de altura:  $3.625 + (0.04 \times 2) = 3.705 \text{ in. H}_2\text{O}$

Caída en la segunda cama:  $3.625 + 0.04 = 3.665 \text{ " "}$

Caída en la tercera cama:  $3.625 + 0.04 = 3.665 \text{ " "}$

Caída total de presión en el segundo convertidor: 11.035 in. H<sub>2</sub>O

No se consideraron las caídas de presión en las campanas de distribución por ser sumamente pequeñas.

Caída de presión en el interenfriador.-

La caída de presión en el interenfriador no tiene significado actual, ya que el enfriamiento necesario de los gases se logra haciéndolos circular únicamente por la derivación del interenfriador. Esto ha originado que el enfriador se haya tapado totalmente por la formación de sulfato en su interior; así pues, sólo se calculará la caída de presión en la tubería que forma la derivación (o by-pass). Aún suponiendo que la circulación total de los gases se efectuara a través del interenfriador, si éste se hallara en buen estado, y si la temperatura de los gases lo ameritara, la caída de presión a través de él sería menor que a través de la tubería de derivación, por el área transversal relativamente ma-

por del interenfriador con respecto a la sección transversal de la tubería:

Area de la tubería de 5 in.:  $0.343 \text{ ft}^2$

Area transversal libre de los 76 fluxos de  $1\frac{1}{2}$  in.:  $0.731 \text{ ft}^2$

De esta forma queda demostrado que la caída mayor de presión es en la derivación y no en el interenfriador, además de ser la longitud total equivalente menor en el interenfriador que en la derivación.

La composición de los gases que circulan por esta derivación corresponde a la composición de los gases de salida del primer convertidor, la cual se calculará a partir de la conversión ya obtenida anteriormente, y que es de 58.1%.

Base: 100 moles de gases.

$$\text{SO}_2 : 8.6 \times (1 - 0.581) = 3.60 ; 3.60 \times \frac{100}{96.40} = 3.74\%$$

$$\text{O}_2 : 12.4 \times (1 - 0.581 \times 0.5) = 8.80 ; 8.80 \times \frac{100}{96.40} = 9.13\%$$

$$\text{SO}_3 : 8.6 \times 0.581 = 5.00 ; 5.00 \times \frac{100}{96.40} = 5.18\%$$

$$\text{N}_2 : 79.00 = 79.00 ; 79.00 \times \frac{100}{96.40} = 81.95\%$$

T o t a l:-	96.40	100.00%
-------------	-------	---------

Peso molecular medio:

$$(0.037 \times 64) + (0.0913 \times 32) + (0.051 \times 80) + (0.8195 \times 28) = 32.40$$

$$\text{Densidad a la entrada: } \frac{32.40 \times 12.35 \times 144}{1544 \times 14.69} = 0.0255 \text{ lb./ft}^3$$

$$\text{Densidad a la salida: } \frac{32.40 \times 12.35 \times 144}{1544 \times 12.30} = 0.0302 \text{ lb./ft}^3$$

$$\text{Densidad media: } 0.0278 \text{ lb./ft}^3$$

Viscosidad inicial:

$$(0.037 \times 0.02) + (0.0913 \times 0.040) + (0.051 \times 0.032) + (0.8195 \times 0.037) = 0.0366$$

$$= 2.46 \times 10^{-3} \text{ B.v.u.}$$

viscosidad final:

$$(0.037 \times 0.025) + (0.091 \times 0.036) + (0.0518 \times 0.025) + (0.8195 \times 0.033) = 0.0327$$

$$= 2.20 \times 10^{-5} \text{ B.v.u.}$$

La derivación está formada por dos tramos de tubería de distinto diámetro; el primero, de 10 in., y el segundo de 8 in. Calcularemos primero la caída de presión en la tubería de 10 in.

Longitud total equivalente: 35.0 ft.; sección: 0.545 ft.<sup>2</sup>

Masa-velocidad:  $\frac{2.1 \times 32.8}{80 \times 0.545} = 2.05 \text{ lb./seg.-ft.}^2$

$$NRe_1 = \frac{0.814 \times 2.05 \times 10^5}{2.46} = 7.0450 \times 10^4 ; f_1 = 0.0061$$

$$NRe_2 = \frac{0.814 \times 2.05 \times 10^5}{2.20} = 7.4730 \times 10^4 ; f_2 = 0.0059$$

$$f_m = (0.0061 + 0.0059)^{1/2} = 0.0060$$

$$\Delta p = \frac{(2.05)^2}{0.0275 \times 32.2} \ln \frac{0.0255}{0.0302} + \frac{4 \times 0.0060 \times (208)^2 \times 38}{2 \times 32.2 \times 0.834 \times 0.0278} = 0.862 \frac{\text{lb.}}{\text{ft.}^2}$$

$$\Delta p = 0.862 \times 0.192 = 0.1657 \text{ in. H}_2\text{O.}$$

Caída de presión en la tubería de 8 in.:

Longitud total equivalente: 81.7 ft.; sección: 0.345 ft.<sup>2</sup>

Diámetro: 0.666 ft.

Masa-velocidad:  $\frac{2.1 \times 32.40}{80 \times 0.345} = 3.26 \text{ lb./seg.-ft.}^2$

$$NRe_1 = \frac{0.666 \times 3.26 \times 10^5}{2.46} = 8.835 \times 10^4 ; f_1 = 0.0055$$

$$NRe_2 = \frac{0.666 \times 3.26 \times 10^5}{2.20} = 9.874 \times 10^4 ; f_2 = 0.0053$$

$$f_m = 0.0054$$

$$\Delta p = \frac{(3.26)^2}{0.0278 \times 32.2} \ln \frac{0.0255}{0.0302} + \frac{4 \times 0.0054 \times (3.26)^2 \times 81.7}{2 \times 32.2 \times 0.666 \times 0.0278} = 13.59 \frac{\text{lb.}}{\text{ft.}^2}$$

$$\Delta p = 13.59 \times 0.192 = 2.61 \text{ in. H}_2\text{O}$$

Caída de presión total en la derivación: 2.775 in. H<sub>2</sub>O.

Caida de presión en la tubería del convertidor al enfriador de -

SO<sub>3</sub>:

Esta tubería conduce los gases que salen del segundo convertidor al enfriador de SO<sub>3</sub>.

Composición de los gases: Base: 100 moles de gases.

$$\text{SO}_2 : 8.6 \times (1-0.893) = 0.92; \quad 0.92 \times \frac{100}{94.48} = 0.97\%$$

$$\text{O}_2 : 12.4 \times (1-0.893 \times 0.5) = 6.68; \quad 6.68 \times \frac{100}{94.48} = 7.28\%$$

$$\text{SO}_3 : 8.6 \times 0.893 = 7.68; \quad 7.68 \times \frac{100}{94.48} = 8.14\%$$

$$\text{N}_2 : 79.00 \quad = 79.00; \quad 79.00 \times \frac{100}{94.48} = 83.62\%$$

Total:-	94.48	100.00%
---------	-------	---------

Peso molecular medio:

$$(0.0097 \times 64) + (0.0728 \times 32) + (0.0813 \times 80) + (0.8362 \times 28) = 32.86$$

Viscosidad media:

$$(0.0097 \times 0.027) + (0.0728 \times 0.035) + (0.0813 \times 0.030) + (0.8362 \times 0.035) = 0.0347$$

$$= 2.33 \times 10^{-5} \text{ B.v.u.}$$

$$\text{Densidad media: } \frac{32.86 \times 11.67 \times 144}{1544 \times 1386} = 0.02637 \text{ lb./ft.}^3$$

$$\text{Diámetro de la tubería: } 0.63 \text{ ft.; sección: } 0.545 \text{ ft.}^2$$

Longitud total equivalente: 56.1 ft.

$$\text{Mass-velocidad: } \frac{2.1 \times 32.86}{36 \times 0.545} = 2.113 \text{ lb./seg.-ft.}^2$$

$$\text{Re} = \frac{0.834 \times 2.113 \times 10^3}{0.33} = 7.952 \times 10^4; \quad f = 0.0057$$

$$\Delta p = \frac{4 \times 0.0057 \times (2.113)^2 \times 56.1}{2 \times 32.2 \times 0.834 \times 0.02637} = 4.02 \text{ lb./ft.}^2$$

$$\Delta p = 4.02 \times 0.192 = \underline{\underline{0.772 \text{ in. H}_2\text{O.}}}$$

Caida de presión en el enfriador de SO<sub>3</sub>:-

a).- Caída de presión por ensanchamiento:-

Diámetro del cabezal: 4.875 ft.; sección: 18.67 ft.<sup>2</sup>

Densidad de los gases a la entrada: 0.02637 lb./ft.<sup>3</sup>

Velocidad en la tubería:  $\frac{2.113}{0.02637} = 80.2$  ft./seg.

Velocidad en el cabezal:  $\frac{2.1 \times 32.86}{0.02637 \times 18.67 \times 60} = 2.54$  ft./seg.

$$\Delta P = \frac{2.36}{30.2} (2.36 - 80.2) \times 0.02637 = -0.149 \text{ lb./ft.}^2$$

$$\Delta P = -0.149 \times 0.192 = -0.02864 \text{ in. H}_2\text{O}$$

b).- Caída de presión por contracción a la entrada de los flujos:

Diámetro de cada tubo: 1.310 in.; Sección de cada tubo: 0.00936 ft.<sup>2</sup>

Sección total: 0.00936 x 240 = 2.436 ft.<sup>2</sup>

Velocidad en los flujos:  $\frac{2.1 \times 32.86}{60 \times 0.02637 \times 2.436} = 17.95$  ft./seg.

$$K = 0.4 \left( \frac{1.25 - 2.436}{18.67} \right) = 0.434$$

$$\Delta P = \left[ \frac{(17.95)^2}{30.2} - \frac{(2.36)^2}{30.2} \right] (17.95)^2 \times 0.434 \times 0.02637 = 0.145 \frac{\text{lb.}}{\text{ft.}^2}$$

$$\Delta P = 0.145 \times 0.192 = \underline{\underline{0.0279 \text{ in. H}_2\text{O.}}}$$

c).- Caída de presión en los flujos:-

Longitud: 16.0 ft.

Masa-velocidad:  $\frac{2.1 \times 32.86}{60 \times 2.436} = 0.472$  lb./seg-ft.<sup>2</sup>

Densidad a la entrada: 0.02637 lb./ft.<sup>3</sup>

Densidad a la salida:  $\frac{32.86 \times 11.60 \times 144}{1544 \times 696} = 0.0551$  lb./ft.<sup>3</sup>

Densidad media:  $(0.02637 + 0.0551) \times \frac{1}{2} = 0.0407$  lb./ft.<sup>3</sup>

Viscosidad a la entrada:  $2.33 \times 10^{-5}$  B.v.u.

Viscosidad a la salida:

$$(0.0097 \times 0.015) + (0.0728 \times 0.024) + (0.0813 \times 0.018) + (0.5362 \times 0.021) = 0.0209$$

$$= 1.41 \times 10^{-5} \text{ B.v.u.}$$

$$N_{Re_1} = \frac{0.107 \times 0.472 \times 10^3}{2.33} = 2.21 \times 10^3 ; \quad f_1 = 0.0138$$

$$N_{Re_2} = \frac{0.107 \times 0.472 \times 10^3}{1.41} = 3.656 \times 10^3 ; \quad f_2 = 0.0117$$

$$r_m = (0.0138 + 0.0117)^{\frac{1}{2}} = 0.0127$$

$$\Delta P = \frac{(0.472)^2}{0.0407 \times 32.2} \ln \frac{0.02637}{0.0551} + \frac{4 \times 0.00127 \times (0.472)^2 \times 16}{2 \times 32.2 \times 0.109 \times 0.0407} = 0.506 \text{ lb/ft}^2$$

$$\Delta p = 0.506 \times 0.192 = 0.097 \text{ in. H}_2\text{O}$$

Caída total de presión en el enfriador: 0.096 in. H<sub>2</sub>O

Caída de presión en la torre de óleum:-

No es posible calcularla por falta de datos respecto a la cantidad de óleum que circula por ella, y la cantidad de SO<sub>2</sub> absorbido; experimentalmente se determinó (y este dato se tomará como correcto, ya que la torre es nueva), siendo aproximadamente de 2 in. H<sub>2</sub>O. La caída de presión en la torre de absorción de ácido al 98% tampoco se puede calcular, por las mismas razones anteriores, pero aproximadamente se estima en unas 6 in. H<sub>2</sub>O, por ser el gasto del ácido aproximadamente igual que en la torre de secado, así también como la cantidad de gases que circulan por ella.

La determinación de la caída de presión en la torre de óleum se hizo tomando la lectura de la presión total en la planta, estando la válvula de derivación de esta torre completamente cerrada, esto es, haciendo pasar los gases casi en su totalidad por dicha torre y luego se tomó la lectura de la presión total en la planta abriendo totalmente la válvula de derivación y cerrando las válvulas de entrada y salida de la torre, para que los gases no pasaran por ella. La diferencia de lecturas fué de 2 in. H<sub>2</sub>O, que corresponde a la caída de presión en esta torre. Pero es necesario notar que las válvulas son del tipo mariposa, las cuales aun cuando están en la posición completamente cerrada, dejan pasar cantidades apreciables de gases y, por este motivo, la caída de presión en la torre es posiblemente un poco mayor.

-----

### C A P I T U L O III.

#### ANALISIS DE LOS FACTORES QUE LIMITAN LA PRODUCCION ACTUAL.

La capacidad nominal de producción de cualquier planta, en términos generales, presenta cierta elasticidad. No es raro observar plantas de cualquier clase que estén trabajando a capacidades superiores a las que fueron diseñadas, muchas veces, como es natural, forzando el equipo, con el fin de aumentar la producción, cuando la demanda del producto así lo amerita. Sin embargo, el aumento de producción sólo puede hacerse hasta cierto límite, el cual está fijado por el balance de tres factores principales:

- a).- Capacidad máxima del equipo;
- b).- Límite económico;
- c).- Límite de seguridad.

a).- La capacidad máxima del equipo está limitada a su vez por la parte de menor capacidad del mismo, y para determinarla es indispensable hacer un estudio técnico de cada parte, o, por lo menos, de aquellas partes que técnicamente sobresalgan por su poca capacidad y/o por su comportamiento durante el funcionamiento del equipo.

b).- El límite económico está delineado por el análisis hecho entre la cantidad de producto fabricada y el costo neto del mismo, tomando en cuenta para la obtención de dicho costo las nuevas condiciones, algunas veces normales, sobre las que va a trabajar el equipo.

c).- El límite de seguridad se refiere principalmente a un funcionamiento exento o, por lo menos, con el mínimo de riesgos.

En el presente caso, la capacidad de la planta está limitada principalmente por la cantidad de aire que se puede introducir al equipo, siendo a su vez función de la presión total de la planta. Se llegó a esta conclusión por el hecho, varias veces comprobado, de que cada vez que se intentaba aumentar la producción, al aumentar la presión del aire se calentaban las cámaras y engranes del ventilador Roots hasta temperaturas completamente anormales, principalmente el motor de este ventilador. Como se trata de un ventilador de desplazamiento positivo y velocidad constante, la cantidad de aire (mejor dicho, la masa del aire), es prácticamente la misma a cualquier presión que trabaje; por lo tanto, el factor que limita la capacidad del ventilador, es la presión de salida del aire. (Ya quedó explicado anteriormente que la presión del aire del ventilador se controla por medio de una válvula que deja escapar a la atmósfera el exceso de aire). A su vez, la presión total de la planta es función de la caída de presión en cada parte del equipo, encontrándose así la presión total de la planta durante el funcionamiento actual, excesivamente alta (62 in.  $H_2O$ ) comparada con la presión que funcionaba la planta cuando era nueva (45 in.  $H_2O$ ) para una producción de 10 ton. de  $H_2SO_4$  al 98% por día. Por esta razón es fácil comprender que cuando la planta era nueva se podía forzar la producción sin peligro hasta 14 tons. de ácido por 24 horas y, aún en 1952 fué posible obtener hasta 13.5 Tons. por 24 hrs. durante algunos días. De cualquier forma, en caso de aumentar la producción arriba de 14 tons., no sería suficiente la capacidad en peso de aire del ventilador, suponiendo que la presión total fuera lo suficientemente baja para poder inyec-

En el presente caso, la capacidad de la planta está limitada principalmente por la cantidad de aire que se puede introducir al equipo, siendo a su vez función de la presión total de la planta. Se llegó a esta conclusión por el hecho, varias veces comprobado, de que cada vez que se intentaba aumentar la producción, al aumentar la presión del aire se calentaban las chuzaceras y engranes del ventilador Roots hasta temperaturas completamente anormales, principalmente el motor de este ventilador. Como se trata de un ventilador de desplazamiento positivo y velocidad constante, la cantidad de aire (mejor dicho, la masa del aire), es prácticamente la misma a cualquier presión que trabaje; por lo tanto, el factor que limita la capacidad del ventilador, es la presión de salida del aire. (Ya quedó explicado anteriormente que la presión del aire del ventilador se controla por medio de una válvula que deja escapar a la atmósfera el exceso de aire). A su vez, la presión total de la planta es función de la caída de presión en cada parte del equipo, encontrándose ser la presión total de la planta durante el funcionamiento actual, excesivamente alta (62 in.  $H_2O$ ) comparada con la presión que funcionaba la planta cuando era nueva (45 in.  $H_2O$ ) para una producción de 10 ton. de  $H_2SO_4$  al 98% por día. Por esta razón es fácil comprender que cuando la planta era nueva se podía forzar la producción sin peligro hasta 14 Tons. de ácido por 24 horas y, aún en 1952 fué posible obtener hasta 13.5 Tons. por 24 hrs. durante algunos días. De cualquier forma, en caso de aumentar la producción arriba de 14 Tons., no sería suficiente la capacidad en peso de aire del ventilador, suponiendo que la presión total fuera lo suficientemente baja para poder inyec-

tar en su totalidad el aire que proporciona este ventilador.

Resumiendo, el primer problema que se presenta al tratar de aumentar la producción, es la excesiva presión total con que actualmente trabaja la planta. La tabla siguiente muestra una comparación entre las caídas de presión de cada parte del equipo actuales con respecto a las teóricas que se calcularon en el capítulo anterior a falta de datos de caídas de presión cuando la planta era nueva:

TABLA N° 1.-

Pérdidas de presión en las diferentes partes del equipo.		
(In. H <sub>2</sub> O)	<u>Caída Actual</u>	<u>Caída calculada.</u>
Tubería del ventilador a la torre de secado:..	.....	0.354
Torre de secado:..	.....	5.039
Tubería de la torre al horno:.....	4.0	0.763
Horno:.....	.....	-----
Enfriador de SO <sub>2</sub> :.....	.....	2.840
Filtro:.....	4.5	1.750
Trinca convertidor:.....	5.0	4.43
Intercambiador: (Derivación).....	3.0	2.775
Secado convertidor:.....	16.0	11.035
Tubería Ed. conv. al enfriador de SO <sub>2</sub> :.....	.....	0.775
Enfriador de SO <sub>2</sub> :.....	.....	0.096
Torre de absorción de óxido:.....	.....	2.00
Torre de absorción de óxido al 98%:.....	.....	5.039
		<hr/>
Presión total de la planta:(In. H <sub>2</sub> O)	62.0	44.154

Como puede observarse, la presión total calculada concuerda más o menos con la presión que debía operar la planta según las especificaciones de la compañía manufacturera del equipo. Es de

serio ahora analizar las causas por las que el equipo no trabaja como debe; este análisis servirá además para formar un criterio sobre el diseño del nuevo equipo.

Torre de secado. - Presenta una caída de presión alta y posiblemente sea el factor que más afecte tanto la operación actual - como un aumento en su capacidad. La explicación que surge a primera vista es la posibilidad de que los empaques de silletas de - Berl, se encuentren en un arreglo más denso, disminuyendo la poro - sidad (o espacio libre), además que pueden existir obstrucciones parciales, ruptura de algunas piezas del empaque y condensaciones del gas; todos estos factores con consecuencia a su vez de la vi - bración normal de la planta, del trabajo prolongado de la torre, de la falta de limpieza durante dicho tiempo, y de la cantidad - apreciable de sedimentos que continuamente acarrea el agua de di - lución (es de peso). Todas estas razones se ven reforzadas por - el hecho de que el efluyente que sale de la torre, arrastra una - cantidad anormal de ácido (Hay que recordar que la torre tiene una capa superior de empaque destinada a retener las partículas de - ácido); estas razones conducen a suponer que la torre está traba - jando cerca de su punto de anegamiento (Flooding point). En términos generales, dicho punto es alcanzado ya sea por el aumento en la - velocidad del líquido o del gas, o como en el caso actual, - por la reducción del espacio libre del empaque, sobre todo cuando una torre trabaja en el punto de carga (loading point). La razón de trabajarla cerca del punto de carga es la mejora en los coefi - cientes de absorción; en estas condiciones, según el fabricante - del empaque, (2) la caída de presión es generalmente de 0.1 a 0.5 lb. H<sub>2</sub>O por pie de altura de empaque (para este caso sería una -

caída total de 1.1 a 5.5 in  $H_2O$ ). Pero la desventaja de trabajar una torre en condiciones cercanas a su punto de carga, es - que no puede obtenerse de ella un aumento en su capacidad; de - lo contrario, la torre se ahogaría y la caída de presión se ele - varía considerablemente (de 2 a 3 in.  $H_2O$  por pie de empaque), además de tener un arrastre considerable del líquido irrigante por el gas que atraviesa la torre.

El factor decisivo que comprueba los razonamientos anteriores es la comparación con la caída de presión en la torre de absorción de ácido, la cual, por haber sido puesta recientemente - en servicio, y por tener las mismas dimensiones de la torre de - secado e igual clase de empaque, proporciona el dato experimental acerca de la caída de presión en la torre de secado, el cual concuerda con el dato calculado en el capítulo anterior.

Resumiendo, en la actualidad la torre de secado se encuen - tra trabajando anormalmente; para poderla trabajar en las condi - ciones óptimas es necesario recoger el empaque que se encuentre en buenas condiciones, sustituyendo el empaque averiado por em - paque nuevo. Aún en estas condiciones óptimas, la torre no pue - de aumentar su capacidad sin el peligro de una caída de presión alta y lo que es más grave aún, el arrastre de ácido por el aire que sale de la torre.

Ventilador Roota. - Ya quedaron explicadas anteriormente al - gunas limitaciones actuales en el funcionamiento de este ventila - dor; casi todas se refieren a la presión elevada a que trabaja. - Pero aún reduciendo las pérdidas de presión, calcularemos qué - cantidad de ácido puede producirse inyectando todo el volúmen - de aire que puede absorber el ventilador (1300 ft. cu./min. de

aire libre a 35°C., y a una presión de 23.1 in. Hg.).

$$1300 \times \frac{586}{760} \times \frac{273}{308} \times 0.08 \times \frac{1}{359} \times \frac{1}{2.2} \times 60 \times 24 \times \frac{98}{64} \times \frac{1}{0.98} \times 0.893 \times 0.95 = 13.2 \text{ Ton./24 hrs.}$$

Así pues, sólo puede dar el ventilador una capacidad tal que se produzcan 13.2 ton. diarias. En caso de necesitar una producción superior a esta cantidad, es necesario instalar un ventilador adicional (ya que el ventilador actual tiene muy poco tiempo de haber sido puesto en servicio). No es recomendable tratar de aumentar la velocidad de este ventilador para aumentar la cantidad de aire, ya que implicaría un desgaste anormal de las partes del mismo, como engranes, aros, flechas, etc. Dicho desgaste sería manifestado por un calentamiento excesivo, análogo al que se produce cuando se ha tratado de elevar la presión de trabajo del ventilador.

Horno.— El horno presenta dos limitaciones a su capacidad; una de ellas se refiere a una caída de presión excesiva, si la cantidad de aire o gases es muy alta, y la otra se refiere a la combustión incompleta dentro de las losetas de goteo si el azufre inyectado es mayor al necesario para producir aproximadamente 14 tons. por día de ácido (el horno ya fué probado a esa capacidad).

Debido a las dimensiones amplias con que cuenta el horno actual (mucho mayores a las de los ductos que conducen gases calientes), la caída de presión tiene poca influencia en la capacidad del horno, siempre y cuando no se pretenda elevar demasiado dicha capacidad. Respecto a la superficie de goteo, será necesario ampliarla si se desea una capacidad mayor de 13 tons., para

que no exista el peligro de que llegue a la parte inferior del borno, azufre sin arder.

Bomba de azufre. - Además de tener una capacidad relativamente alta, no presenta límite cercano este equipo, ya que se cuenta, como se especificó anteriormente, con otra bomba igual que se usa actualmente como repuesto en caso de alguna falla de la bomba que está en servicio. Pueden acoplarse las dos bombas simultáneamente si se requiriera una capacidad elevada, y como son de carrera regulable, se pueden adaptar a cualquier capacidad.

Una sola bomba nos daría suficiente azufre para:

$$45 \times 3.785 \times 2.07 \times \frac{1}{32} \times 2.3 = 24.2 \frac{\text{At.-lb}}{\text{hr}} \text{ de azufre,}$$

$$\text{o sea: } \frac{24.2}{2.2} \times \frac{1}{32} \times 32 \times 0.893 \times 0.95 \times \frac{1}{0.98} \times \frac{98}{32} \times 24 = \\ = 22.4 \frac{\text{Ton. H}_2\text{SO}_4}{\text{día}}$$

Fundidores de azufre. - Por existir un fundidor adicional al original no presentan limitación en su capacidad; por lo menos pueden trabajar al doble de la capacidad actual (aproximadamente pueden fundir suficiente azufre para 25 Ton. diarias de ácido sulfúrico).

Unidad Filtro-convertidor.

a).- Filtro. - El filtro presenta dos limitaciones en su capacidad: su capacidad filtrante propiamente dicha y la caída de presión. - La capacidad filtrante, o sea, la capacidad para retener polvos y cenizas, ha sido insuficiente según se ha demostrado en la práctica, tratándose de guijarros de cuarzo, ya que dejan pasar cantidades considerables de polvo que posteriormente obturan los poros del catalizador, disminuyendo la conversión. Este hecho ha sido

observado en varias plantas que usaban guijarros de cuarzo como medio filtrante, y la casa constructora de este equipo prefiere usar en la actualidad pedazos de tabique refractario, el cual, - según se ha comprobado, posee mayores aptitudes para el filtrado de gases a alta temperatura. Respecto a un aumento en la capacidad, es necesario aumentar la sección del medio filtrante proporcionalmente al aumento en capacidad deseado, para lograr una alta eficiencia en la filtración y evitar paros frecuentes para la limpieza del filtro.

La caída de presión aumentaría al aumentar la capacidad, si se conservara la sección actual del filtro; pero como se mencionó antes, es necesario aumentar la sección proporcionalmente, y como la altura puede quedar igual, la caída de presión será - - aproximadamente igual a la actual variando ligeramente por el - cambio de forma del medio filtrante nuevo.

b).- Convertidor. - Se incluyen aquí los dos convertidores. La limitación se encuentra tanto en la cantidad de catalizador (que influye directamente en la conversión), como en la caída de presión, haciendo notar que actualmente es más alta que la normal.

El porcentaje de conversión actual se encuentra demasiado - bajo; para determinar la falla, vamos a compararlo con las características de operación proporcionadas por la casa manufacturera del equipo. Las características proporcionadas son las temperaturas de entradas y salidas en cada convertidor; pero como la - conversión es proporcional a la elevación de temperatura, de estos datos podemos calcular el porcentaje de conversión (para la operación actual, ya están calculados en el capítulo anterior).

Primer Convertidor: Temperatura de entrada: 410°C. }  $\Delta t = 170^\circ\text{C.}$   
Temperatura de salida: 580°C. }

Segundo Convertidor: Temperatura de entrada:  $410^{\circ}\text{C.}$  }  $\Delta t = 40^{\circ}\text{C.}$   
Temperatura de salida:  $450^{\circ}\text{C.}$

y para estos datos, corresponde una conversión mínima de 97%.

% de conversión en el 1er. convertidor:  $\frac{170}{216} \times 97.0 = 75.5\%$

% de conversión en el 2do. convertidor:  $\frac{40}{216} \times 97.0 = 18.5\%$

Comparando estos resultados con los obtenidos en el capítulo anterior (55.1% y 31.2%) para el primer y segundo convertidor respectivamente, se observa: 1º.- El porcentaje de conversión en el primer convertidor se encuentra en la actualidad muy bajo, - indicando una operación deficiente de este convertidor. - 2º.- El porcentaje de conversión en el segundo convertidor es alto en la actualidad, indicando una operación más o menos normal del mismo. 3º.- El porcentaje total de conversión se encuentra actualmente - más bajo de lo normal.

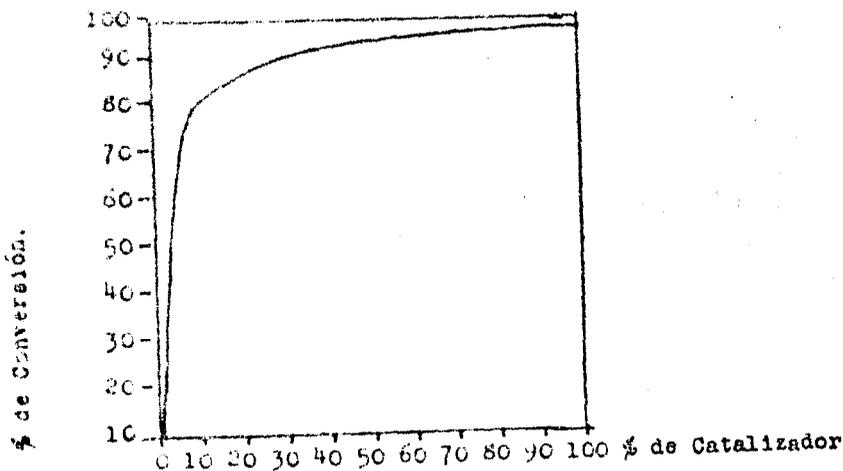


Fig.1.- Curva de conversión de catalizador de Vanadio, para un gas de azufre quemado, conteniendo de 7 a 8% de  $\text{SO}_2$ . Convertidor Jaeger.

La curva de la Fig. 1 representa el porcentaje de conversión conforme el gas va atravesando el catalizador, hasta llegar a su totalidad; esta curva pertenece a un reactor tipo -- Jaeger, el cual está formado por dos convertidores: El primero es un convertidor--cambiador de calor automático que aprovecha la relativamente baja temperatura de los gases que entran para disipar el calor de reacción; la reacción en éste se lleva hasta un 95% de conversión. El segundo, es un convertidor enfriado por aire. El resultado de estos dos reactores es man tener la reacción lo más isotérmica posible, ya que de este mo do, el valor de la constante de equilibrio es alto (a temperaturas cercanas a  $410^{\circ}\text{C}.$ ), pudiéndose así obtener altos porcentajes de conversión.

Esta curva no pertenece al convertidor en cuestión; sólo se ha mostrado para obtener una orientación acerca del mecanismo de la reacción catalítica, ya que desgraciadamente no se -- han podido obtener los datos y ecuaciones correspondientes a -- este tipo de catalizador.

De esta curva se puede observar que la mayor parte de la conversión se efectúa cuando el gas atraviesa las primeras porciones de catalizador; para elevar después ligeramente la conversión se necesitan cantidades comparativamente grandes de ca talizador. Así pues, volviendo al caso actual, la mayor parte de la conversión debe efectuarse en el primer convertidor; el gas debe enfriarse nuevamente a  $410^{\circ}\text{C}.$ , y entrar al segundo -- convertidor, en donde atraviesa una cantidad mayor de catalizado r (el 70% del total), en donde la conversión total debe lleve rse hasta un 97%.

De las observaciones anteriores puede explicarse fácilmente el funcionamiento y las anomalías actuales: El primer convertidor ha disminuido su actividad catalítica, como consecuencia de los siguientes factores: 1°.- La baja eficiencia del filtro en su capacidad para retener los polvos y cenizas, que posteriormente se traduce en la obturación de los poros y disminución de la superficie del catalizador; 2°.- El arrastre del ácido de la torre de secado, pasa al horno y posteriormente al convertidor, al mismo tiempo que este ácido ataca a los ductos, — formando sulfato de hierro gelatinoso que se deposita en el catalizador.<sup>(1)</sup> 3°.- La desintegración de las pastillas que forman el catalizador, consecuencia a su vez de los cambios de temperatura (al parar y echar a andar la planta, operación frecuente — por su estado actual). Esta desintegración no sólo causa que el mismo polvo del catalizador obstruya los poros del que todavía — se encuentra en buen estado, sino que, además, disminuye el espacio libre, provocando una mayor caída de presión.

El segundo convertidor está trabajando un poco más bajo de lo normal; una parte se debe a la baja conversión obtenida en el primer convertidor (58.1% en vez de 78.5%), y otra parte se debe a que el catalizador se encuentra, aunque en menor grado, en un estado parecido al del primer convertidor.

Respecto a la capacidad de un catalizador en buen estado — no parece ser muy limitada; basta observar las pruebas efectuadas por Jaeger con un gas con 7% de  $SO_2$  a diferentes gastos de gas:

(Pasa a la hoja Núm. 52)

Gasto volumétrico:  
(lts. por hr. por 200 c.c.  
de catalizador)

135

150

200

300

Porcentaje de conversión:

97 - 98.6

No hay cambio

Cambio difícilmente perceptible.

Baja menos de 1%

Para comparar estos resultados con la cantidad actual de catalizador es necesario transformarlos en términos de "Espacio-velocidad". El espacio-velocidad, en unidades inglesas, - corresponde a "pies cúbicos de gas alimentado por pie cúbico - de catalizador y por hora", estando el volumen de gas alimentado expresado en condiciones standard de temperatura y presión. Para la tabla anterior, resulta respectivamente, un espacio-velocidad de 675, 750, 1000 y 1500 l/hr.

El espacio-velocidad del reactor en cuestión se calculará de acuerdo a la fórmula equivalente a la definición anterior:

$$S = \frac{G}{L \rho_c}$$

en la cual: S = Espacio-velocidad, en l/hr.

L = Altura del catalizador, en ft.

G = Masa-velocidad del gas, en lb./ft.<sup>2</sup>-hr.

$\rho_c$  = Densidad del gas, lb/ft.<sup>3</sup> condiciones standard.

por consiguiente:

$$L = (0.6 \times 2) + (0.933 \times 3) = 3.979 \text{ ft.}$$

$$G = 0.0711 \text{ lb./ft.}^2 \text{ - Seg.}$$

$$\rho_c = 0.0279 \times \frac{763}{273} \times \frac{14.7}{12.43} = 0.092 \text{ lb./ft.}^3 \text{ cond. normales.}$$

$$\text{Substituyendo: } S = \frac{0.0711 \times 3600}{0.092 \times 3.979} = 701 \text{ l/hr.}$$

Como conclusión, el espacio-velocidad del reactor actual - se encuentra sobrado, por comparación con la tabla anterior.

si el catalizador estuviere en buen estado, se podría aún doblar su capacidad sin merza notable en la conversión. Pero debemos considerar además, la caída de presión, ya que al doblar la capacidad se aumentaría ésta en una cantidad proporcional - al cuadrado de la caída actual, resultado que sería exagerado. Según estas razones si se desea un aumento en la capacidad del convertidor es conveniente hacer las siguientes modificaciones:

- 1°.- Aumentar la cantidad total del catalizador para mantener el nuevo espacio-velocidad igual al actual (hay que recordar - que aunque la cantidad actual está teóricamente sobrada, es necesario poner más por la parte del catalizador que se va dañando con el funcionamiento, se pena de tener paros frecuentes o baja conversión si se limita el espacio-velocidad), siendo conveniente reponer el catalizador actual por catalizador nuevo.
- 2° - Aumentar la sección del convertidor proporcionalmente a la capacidad deseada para disminuir la caída de presión. La disminución de la caída de presión tiene una influencia importante en el convertidor, porque además de ser la caída más alta de la planta, una caída de presión baja prolonga la vida útil del catalizador, ya que se desintegran menos las pastillas que lo forman.

Por último, se estudiará la posibilidad de obtener un aumento de producción manteniendo el equipo en las mismas condiciones actuales, sólo aumentando la concentración de  $SO_2$  en los gases. A primera vista podría ser éste un procedimiento más sencillo para aumentar la producción actual; por ejemplo: si actualmente se trabaja la planta con 8% de  $SO_2$ , elevando esta concentración hasta un 11%, la producción puede elevarse hasta un 40% sobre la actual, sin modificar ninguna parte del equipo,

ya que las caídas de presión se mantienen más o menos igualmente a las actuales. Estudiaremos si es o no es posible este aumento de concentración sobre los valores que se obtengan en la conversión a varias concentraciones.

Las relaciones cuantitativas en el equilibrio de la reacción  $2SO_2 + O_2 \rightleftharpoons 2SO_3$  (según Bodenstein) se encuentran contenidas, para gas de azufre quemado, en la ecuación:

$$a(Kp^2 - 1)y^3 + [Kp^2(0.42 - 3a) - (2 - 3a)]y^2 + (4 - 3a)y - (2 - a) = 0.$$

y además:  $\log Kp = \frac{4760}{T} - 4.474.$

en las cuales:

100a = Porcentaje inicial en volumen de  $SO_2$  ;

100X = Porcentaje de  $SO_2$  convertido a  $SO_3$  en el equilibrio;

100y =  $100(1-X)$  = Porcentaje de  $SO_2$  no convertido ;

Kp = Constante de equilibrio;

T = Temperatura absoluta, en °K.

A la temperatura de salida del primer convertidor, (853°K.),

$$\log Kp = \frac{4760}{853} - 4.474 ; \quad Kp = 12.8$$

Para una concentración de 5% de  $SO_2$ , sustituyendo en la ecuación inicial,

$$162y^3 + 344y^2 + 47y - 24 = 0 ; \quad y = 0.186 ; \quad X = 61.2\%$$

Para una concentración de 10% de  $SO_2$  :

$$162y^3 + 178y^2 + 37y - 19 = 0 ; \quad y = 0.23 ; \quad X = 77.0\%$$

Para una concentración de 12% de  $SO_2$  :

$$162y^3 + 67y^2 + 30.3y - 15.7 = 0 ; \quad y = 0.273 ; \quad X = 72.7\%$$

De esta manera queda demostrado que no es conveniente un aumento en la concentración de  $SO_2$ , debido a la baja en la conversión al aumentar la concentración de  $SO_2$ . Además, todos los catalizadores de vanadio necesitan operar en condiciones -

calientes, alrededor de 100% de oxígeno sobre la cantidad teórica necesario para combinar el  $\text{SO}_2$ , pues en caso de operar en condiciones menos calientes, el pentóxido de vanadio se puede transformar en óxidos inferiores, perdiendo bastante de su actividad catalítica.

Intercambiador. - Como se hizo notar anteriormente, este cambiador de calor está fuera de uso por no ser necesario emplearlo - para reducir la temperatura; pero en caso de aumentar la capacidad de todo el equipo, como va a aumentar la cantidad de los gases, existe la posibilidad de usarlo, para lo cual sólo es suficiente desmontarlo y repararlo. La caída de presión en el mismo no es un factor importante en su capacidad, ya que la sección total transversal de los flujos es mayor a la de los ductos de entrada y salida, y la caída de presión en él será mucho menor que la actual en la derivación (4 in.  $\text{H}_2\text{O}$ ). Desde luego, es muy conveniente aumentar la sección de los ductos en una cantidad - proporcional al aumento de producción deseado, así también como los ductos que forman la derivación. (Posteriormente se tratarán los ductos).

Enfriador de  $\text{SO}_3$ . - El enfriador de  $\text{SO}_3$ , como puede observarse - en la Talla N° 1, no presenta limitación respecto a la caída de presión, por ser sumamente baja; en cambio, sí la presenta en - cuanto a su capacidad para enfriar los gases de salida del segundo convertidor. Desde luego, no es de gran importancia que los gases que salen de este enfriador lleven una temperatura - aún de  $170^\circ\text{C}$ ., en el caso de que entraran en la torre de absorción de ácido al 98%, porque la tensión de vapor de éste es muy baja, y los gases se enfriarían al atravesar la torre; en cambio, sí influye cuando los gases entran a la torre de absorción de -

óleum, ya que una elevación en la temperatura del óleum aparta de acarrear una operación de absorción deficiente, impide obtener óleum con altas concentraciones de  $\text{SO}_2$ . Para evitar estos inconvenientes es necesario aumentar la superficie de enfriamiento una cantidad proporcional al aumento deseado. En algunos cambiadores de calor, al aumentar la masa-velocidad, hay una mejora en los coeficientes de película que se traduce en una eficiencia mayor en la transmisión de calor; pero en el caso actual al aumentar la capacidad no puede obtenerse esta mejora porque el coeficiente de película que controla la transmisión de calor en su mayor parte es la convección natural del aire (fuera de los flujos); esta convección no puede aumentarse a menos de aumentar la superficie de enfriamiento, al mismo tiempo que se aumenta la sección de entrada de aire.

Torre de absorción de óleum.- Esta torre, al igual que la torre de absorción de ácido no presenta limitación en cuanto a capacidad, por lo menos al doble de la producción actual, ya que cada una es capaz de absorber por lo menos una cantidad de  $\text{SO}_2$  equivalente a 10 Ton./día de ácido sulfúrico, puesto que la planta así trabajaba anteriormente. La torre de absorción de óleum, por encontrarse casi nueva, no necesita ninguna modificación o reparación.

Torre de absorción de ácido al 93%.- Las limitaciones actuales de esta torre son similares (en cuanto a caída de presión y arrastre) a las de la torre de secado, ya descritas anteriormente.

Sistema de circulación de óleum.- Por ser la bomba de circulación idéntica a la de sulfúrico (50 G.P.M. a 45 ft.) se tiene

asegurada una circulación suficiente de óleum para poder enfriar y absorber por lo menos una cantidad de  $\text{SO}_2$  equivalente a 11 ton./día de ácido al 93%.

Sistema de circulación de ácido al 93%. - Para aumentar la producción ya sea de ácido al 93% o de óleum, este sistema parece estar con mayores limitaciones que los demás. Según quedó explicado anteriormente, para un incremento en la producción es necesaria la instalación de una nueva torre de secado, además de la ya existente, motivo que implica una mayor cantidad de ácido recirculado, además del necesario para absorber el  $\text{SO}_2$  en la torre de ácido al 93%, una parte del cual es necesario - necesario al mismo de dilución de óleum. No se tomará en cuenta la cantidad de ácido que circula por la boca de los electrodos por ser su aumento poca cosa.

En la operación actual se emplean 40 G.P.M. para cada torre, siendo el gasto máximo de la bomba de 50 G.P.M. Según la experiencia actual, no es posible aumentar este gasto; cuando se ha tratado de aumentarlo (abriendo más la válvula de entrada de ácido a los platos) se eleva el nivel del ácido en los platos, con peligro de que este ácido puede desparramarse por la boquilla central del plato, lo cual origina un arrastre enorme de ácido en los gases de salida de las torres. En cambio, si es posible reducir el gasto del ácido en las torres sin ningún peligro.

Estudiaremos el balance de materiales según las condiciones actuales de operación en cada torre, considerando una producción diaria de 10 ton. de ácido al 93%.

Torre de secado:

Acido circulado: 20 G.P.M. = 18420.0 lb./hr.

Humedad del aire:  $2.1 \times 60 \times 0.0097 \times 18 = 22.02$  lb./hr.

Efectuando un balance de agua, determinaremos la concentración del ácido que sale de la torre:

$$18420 \times 0.98 + 22.02 \times 1 = (18420 + 22.02) X$$

$$X = 2.118\% \text{ H}_2\text{O} = 97.882\% \text{ H}_2\text{SO}_4$$

o sea la concentración del ácido a la salida de la torre, disminuye en un 0.118%.

Torre de absorción de ácido al 98%:

Acido circulado: 18420.0 lb./hr.

$$\begin{aligned} \text{Cantidad de SO}_2 \text{ que entra: } 10000 \times 0.98 \times \frac{80}{98} &= 5000 \text{ Kg./día.} \\ &= 734 \text{ lb./hr.} \end{aligned}$$

Efectuando un balance de  $\text{SO}_2$  en la torre, se encuentra la concentración del ácido a la salida:

$$18420 \times 0.98 \times \frac{80}{98} + 734 = (18420 + 734) \times \frac{80}{98} \times X$$

$$X = 98.6125\% \text{ H}_2\text{SO}_4$$

o sea, la concentración del ácido a la salida de la torre de absorción aumenta en un 0.6125%.

(Nota:— En la práctica se chequeó este dato, analizando muestras del ácido a la entrada a esta torre y a la salida; los resultados obtenidos en este análisis fueron: Entrada: 98.19%; Salida: 98.74%. Aumento en la concentración: 0.55%. Sin embargo, para tener un dato promedio más exacto es preferible tomar el dato calculado y no el obtenido en el análisis, porque la concentración de ácido que entra no es posible mantenerla en todos los instantes a la misma concentración y el análisis no puede dar los resultados con toda exactitud).

De los resultados anteriores pueden obtenerse las siguientes conclusiones: 1º.— La disminución en concentración del - -

ácido en la torre de secado es muy pequeña, por lo cual puede disminuirse el gasto actual a la mitad, sin perjuicio en la operación. La única limitación respecto a la concentración del ácido, es que trabajando con ácido menor al 97%, el cual tiene una mayor eficiencia en el secado, la tensión de vapor a concentraciones menores vuelve perjudicial la operación de secado, por arreartrair el aire que sale de la torre de secado cantidades excesivas de vapores de sulfúrico, que posteriormente pasa a dañar el equipo y al catalizador. Por consiguiente, puede disminuirse el gasto del ácido a la torre de secado a la mitad, y si ponen dos torres en paralelo, puede alimentarse cada una con 10 G.P.M. de ácido, conservando en esta forma la misma cantidad de ácido que la actual.

2° - El aumento en la concentración del ácido en la torre de absorción es pequeño; la limitación en este aumento en la concentración estriba en la tensión de vapor de  $SO_3$  en el ácido, ya que si la tensión de vapor aumenta, los gases de salida en esta torre llevarán un contenido mayor de  $SO_3$ , correspondiente más o menos a la presión parcial del mismo a la temperatura y concentración del ácido; así, por ejemplo, el ácido al 98% tiene una tensión de vapor de 0.055mm Hg. a 55°C. (Temperatura de la torre), mientras que a la misma temperatura pero a una concentración de 99.4%, ya tiene una tensión de vapor de 0.88mm. Hg. Sin embargo, como la torre funciona a contra-corriente, esta limitación queda descartada, ya que los gases que están a punto de salir de la torre están en contacto con ácido al 98%, capaz de absorber aún pequeños porcentajes de  $SO_3$ .

La limitación en cuanto a la temperatura del ácido, no presenta problema porque actualmente no es necesario emplear

la torre de enfriamiento del agua, ya que simplemente la caída de la misma en el enfriador del ácido es más que suficiente para mantenerla a baja temperatura.

Por último, cabe advertir que todos los análisis respecto a capacidad en el equipo hechos en este capítulo, han sido hechos tomando en cuenta que el futuro aumento no será mayor del doble de la capacidad total. Por esto mismo, aquellas partes del equipo que se encuentran duplicadas o con una capacidad notablemente grande, no se tocarán por ser innecesario.

Relaciones entre la cantidad de sulfúrico y óleum que se pueden producir:-

Producción actual de  $SO_3$  (sólo el aprovechable):

$$10\ 000 \times 0.98 \times \frac{80}{98} = 8000 \text{ Kg./día.}$$

Llamando "X" a la cantidad de ácido sulfúrico al 98% en Kg./día,

"Y" a la cantidad de óleum al 20% de  $SO_3$  " " " ,

las cantidades netas de sulfúrico y óleum producibles, serán:

$$8000 = 0.98 \times \frac{80}{98} X + \frac{80}{98} \left( \frac{100 + 0.225Z}{100} \right) Y$$

Como el óleum que se obtiene generalmente es de 20% de  $SO_3$  libre, se puede simplificar la ecuación anterior:

$$8000 = 0.800 X + 0.854 Y$$

La cantidad máxima de óleum que se puede producir depende de varios factores que desgraciadamente no se pueden calcular por falta de datos numéricamente importantes, por ejemplo: Temperatura de salida de los gases en la torre de óleum; presión de los mismos etc. Los datos anteriormente citados son funciones de la cantidad de gases que se hacen pasar por la torre de absorción de óleum, y como esta torre tiene una derivación para los gases, no conociendo el gasto de los mismos que atraviesan la torre, ni

la concentración del óleum a la salida de la misma, es imposible obtener un dato adecuado, además, hasta el presente no se ha dado el caso de necesitar producir la cantidad máxima de óleum, debido a la demanda del mercado, tanto por el óleum como por el ácido sulfúrico.

Por otra parte, la cantidad máxima del sulfúrico al 98% que se puede obtener es la que fija la capacidad máxima de la planta, no siendo necesario en este caso producir óleum.

---

## CAPITULO IV

### DISEÑO DEL EQUIPO NECESARIO PARA AUMENTAR LA PRODUCCION

Considerando en forma global los factores expuestos en el capítulo anterior, se diseñará el equipo necesario para una producción diaria equivalente a 16 Toneladas de ácido sulfúrico al 98%. Esta capacidad es nominal, y con las mejoras que se planean en el nuevo equipo, se obtendrá una mayor eficiencia, siendo probable poder llegar a una producción máxima de 20 tons. diarias.

Ventilador Roots.- Según se calculó en el capítulo anterior, el ventilador Roots actual sólo es capaz de abastecer suficiente aire para una capacidad máxima de 13.2 Tons./ día, si la presión es lo suficientemente baja para inyectar en su totalidad el aire. Como se dispone en ésta planta de otro ventilador idéntico en buen estado, pueden conectarse los dos en paralelo, uniendo los ductos de descarga en uno solo, por medio de una "T". Antes de ésta, se deberán colocar, en el ducto de descarga de cada uno, válvulas (preferiblemente de compuerta para evitar fugas) que permitan operar un solo ventilador, en caso de alguna avería o reparación de uno de ellos. El actual manómetro deberá ir colocado después de la "T", así también la derivación que controla la cantidad de aire inyectado. Las válvulas de compuerta anteriormente mencionadas, por ser su precio muy elevado, pueden sustituirse, instalando en su lugar "carretes" de corta longitud (tramos cortos de tubería con bridas). Cuando se trate de cortar la descarga de uno de ellos, se quita el carrete y se instala en su lugar una brida ciega. Este proceso es más incómodo, pero evita el uso de las válvulas de compuerta, que son sumamente caras, o válvulas de mariposa, cuyo precio es menor, pero no hacen un cierre hermético.

Las tuberías de descarga de cada ventilador, serán de 10 in. como la actual; después de la "T" deberá instalarse tubería de un diámetro mayor, correspondiente a una sección proporcional al aumento de gases que van a circular por ella. Para el presente caso, va a circular un 60% más de gases, por lo que sería necesario instalar una tubería de 13 in. de diámetro, la cual tiene una área 60% mayor que la de 10 in.; sin embargo, en el comercio solo se encuentra tubería de 12 in. o de 14 in., pero por ser la última de precio elevado, se prefiere usar la de 12 in., consiguiendo con ésta un aumento de 42% sobre la de 10 in. A simple vista, empleando ésta tubería la caída de presión en ella, cuando circula un 60% más de gases, sería mayor; pero hay que recordar que la tubería actual tiene un diámetro mucho más reducido de 10 in. por el ataque del ácido, por lo que la caída de presión va a ser un poco más alta, no de la caída actual, sino de la calculada anteriormente. Por ejemplo, la caída de presión en la tubería que va de la torre de secado al horno, al dato calculado fué de 0.763 in. H<sub>2</sub>O; calcularemos la caída de presión en este tramo con un 60% más de gases.

La caída de presión es proporcional al cuadrado de la velocidad; emplearemos este principio para simplificar el cálculo. Según esto,  $\Delta P_2 = K V_2^2$ ;  $\Delta P_1 = K V_1^2$ ; dividiendo miembro a miembro, y simplificando, se obtiene:  $\Delta P_2 = \Delta P_1 \times \frac{V_2^2}{V_1^2}$  .... (1)

Además, el gasto volumétrico (G) = V x A, de donde

$$1.6 (V_1 A_1) = V_2 A_2 \text{ ya que } G_2 = 1.6 G_1$$

y  $A_2 = 1.42 A_1$ . Sustituyendo y simplificando en la ecuación anterior,  $V_2 = 1.13 V_1$ . Sustituyendo en la ecuación (1), nos queda:

$$\Delta P_2 = 0.763 \times \frac{(1.13 V_1)^2}{V_1^2} = 1.27 \times 0.763 =$$

$$\Delta P_2 = \underline{0.97 \text{ in. H}_2\text{O}}$$

Así queda demostrado que aún poniendo tubería un poco más pequeña <sup>(4 in. H<sub>2</sub>O)</sup> de área, la caída de presión será mucho menor que la actual. Por consiguiente, se pondrá tubería de 12 in. en todos aquellos tramos que actualmente tienen tubería de 10 in. de diámetro, con excepción de aquellas partes del equipo que trabajan en paralelo.

Debido a que durante todo el tiempo que ha trabajado la planta se ha observado el perjuicio que causan las impurezas que arrastra el aire, (algunas de ellas ya se mencionaron anteriormente), se instalará en la toma de aire de los ventiladores un sistema para filtrar y purificar el aire. Para esto, se construirá un ducto subterráneo de tabique, desde la base de los ventiladores hasta un lado de la caseta en donde se hallan. El ducto remata en un marco de fierro ángulo, en donde se colocarán los marcos que soportan el medio filtrante, escogiéndose para tal lana de vidrio, la cual además de ser excelente para este objeto, es de muy fácil limpieza y requiere poco mantenimiento. El ducto será cuadrado, teniendo cada lado 45 cm. de longitud. La toma de aire, o sea el marco con el medio filtrante, será colocada a 1 mt. del suelo, y del lado de la caseta en donde el aire se encuentra más frío, para lograr una eficiencia mayor de los ventiladores, y sobre todo, para que la caída de presión o pérdida de energía del aire sea menor, por ocupar menor volumen.

Al llegar el ducto del aire de 12 in. cerca de las torres de secado, se instalará una "T" que subdivida este ducto en dos de 10", uno para cada torre.

Torres de secado. - La torre actual deberá repararse y limpiarse de acuerdo con lo mencionado en el capítulo anterior, y para asegurar una operación de secado sin los inconvenientes actuales, se construirá otra torre igual a la actual, que funcionarán en paralelo. Como el espacio lo permite, la nueva torre se colocará junto a la actual, lo cual simplifica la instalación de ductos y tuberías. Sus dimensiones serán iguales a las descritas anteriormente, por lo cual ya no se mencionarán; sin embargo, se hará un cálculo de la cantidad necesaria de tabique y empaque, con el fin de poder calcular posteriormente su costo.

Para el tabique anti-ácido, se requerirán las siguientes cantidades:

Diámetro de la torre: 4 ft. = 48 in.

Circunferencia exterior:  $48 \times 3.1416 = 151$  in

Cantidad de tabiques: Arco No. 1 =  $\frac{151}{2.5} = 60$

Circunferencia interior calculada:  $(48 - 9) \times 3.1416 = 122$  in.

Circunferencia interior de los tabiques:  $60 \times 2.125 = 127$  in.

Exceso de tabiques Arco No. 1:  $127 - 122 = 5$  in.

Int: Alante tabique Arco No. 2, la periferie disminuye por cada uno:  $2.125 - 1.75 = 0.375$  in.

Cantidad de tabique Arco No. 2 por hilera:  $\frac{5}{0.375} = 13$  tabiques.

Cantidad de tabique Arco No. 1 por hilera:  $60 - 13 = 47$  tabiques.

Número de hileras para 14 ft. de altura:  $\frac{14 \times 12}{9} = 19$  hileras.

Cantidad total de tabique para forrar la torre, incluyendo la estrug

tura interior de la base que sustenta el empaque: Total:

Tabique rectá de  $9 \times 4 \frac{1}{2} \times 2 \frac{1}{2}$  in.: 500

Tabique Arco No. 1:	1300
Tabique Arco No. 2:	600
Tabique Arco No. 3:	25
Ladrillo de $9 \times 4 \frac{1}{2} \times 1 \frac{1}{4}$ in.	100
Ladrillo mitad de $4 \frac{1}{2} \times 4 \frac{1}{2} \times 1 \frac{1}{4}$ in.:	50
Cemento a prueba de ácido (500 lb. por 1000 tab.):	1200 lb.

Cantidad necesaria de empaques:

Empaque de anillos de triple espiral, de  $3 \frac{1}{4} \times 3$  in.:

Volúmen que ocupan:  $3.4 \times 3.4 \times 0.785 \times 10.5 = 95.2 \text{ ft}^3$

Cantidad de piezas, a 72 por  $\text{ft}^3$ :  $95.2 \times 72 = 6850 \text{ pzas.}$

Cantidad total, en previsión por piezas rotas o dañadas: 8000 p.

Empaque de Silletas de Berl, de  $1 \frac{1}{2}$  in.:

Volúmen que ocupan:  $3.4 \times 3.4 \times 0.785 \times 1.5 = 13.6 \text{ ft}^3$

Cantidad de piezas, a 660 por  $\text{ft}^3$ :  $13.6 \times 660 = 9000 \text{ piezas.}$

Cantidad total, en previsión por piezas rotas: 10000 pzas.

Empaque de silletas de Berl, de 1 in.:

Volúmen que ocupan:  $3.4 \times 3.4 \times 0.785 \times 1 = 9.06 \text{ ft}^3$

Cantidad de piezas, a 2300 por  $\text{ft}^3$ :  $9.06 \times 2300 = 20800 \text{ pzas.}$

Cantidad total, en previsión por piezas rotas: 21000 pzas.

La parte de fierro de la torre, es de las mismas medidas que se mencionaron anteriormente, y su precio se obtendrá de la casa constructora de éste equipo.

#### Diseño del horno.-

El horno deberá tener un diámetro igual al horno actual, pero su longitud deberá ser aumentada en una cantidad correspondiente al aumento en su superficie de goteo. Como quedó establecido en el capítulo anterior, ésta superficie deberá ser aumentada en un 50%

con respecto a la superficie actual; con esto queda asegurada una capacidad máxima equivalente a 20 ton. diarias de  $H_2SO_4$  al 98%.

El aumento del 50% en la superficie de potoo, equivale a poner 18 in. más en la longitud de las losetas que la forman; esta longitud también alarga la dimensión exterior del horno. Así pues, sus dimensiones exteriores serán de 6.5 ft. de diámetro por 12 ft. + 18 in. = 13.5 ft. de largo, empleando chapa de  $3/8$  in. para la estructura de hierro.

La distribución del refractario en el interior del horno, será idéntica a la del horno actual, excepto en la parte en que comienza el tablero ó "Checkerboard", el cual deberá presentar una sección transversal idéntica a la del horno actual; sólo habrá que alargar el arreglo de las losetas horizontalmente, agregando 26 losetas refractarias de  $3 \times 6 \times 18$  in. que irán soportadas por 32 tabiques refractarios de  $9 \times 4 \frac{1}{2} \times 2 \frac{1}{2}$  in. Tanto las losetas como los tabiques deberán quedar al mismo nivel de los actuales.

Calculo de las cantidades de tabique refractario necesarias:

Primera capa lateral: va ferrada en su mayor parte con Arco No.1.

Circunferencia exterior:  $78 \times 3.1416 = 245$  in.

Número de tabiques:  $\frac{245}{2.5} = 98$ .

Circunferencia interior calculada de los tabiques:

$$(78 - 9) \times 3.1416 = 217 \text{ in.}$$

Circunferencia interior formada por Arco No.1:  $98 \times 2.125 = 208.5$  in

Longitud de circunferencia faltante:  $217 - 208.5 = 8.5$  in.

Intercalando tabique recto, la periferie por cada uno aumenta:

$$2.5 - 2.125 = 0.375 \text{ in.}$$

Cantidad de tabique recto por hilera:  $\frac{8.5}{0.375} = 23$  tabiques.

Cantidad de Arco No. 1 por hilera:  $98 - 23 = 75$  tabiques.

Segunda capa:

Circunferencia exterior: 217 in.

Número de tabiques:  $\frac{217}{2.5} = 87$

Circunferencia interior calculada:  $(69 - 9) \times 3.1416 = 188.5$

Circunferencia interior formada por arco No. 1:  $87 \times 2.125 = 185$  in.

Longitud faltante de circunferencias:  $188.5 - 185 = 3.5$  in.

Intercalando tabique recto, la periferie de cada uno aumenta:

$$2.5 - 2.125 = 0.375 \text{ in.}$$

Cantidad de tabique recto por hilera:  $\frac{3.5}{0.375} = 10$  tabiques.

Cantidad de Arco No. 1 por hilera:  $87 - 10 = 77$

Total de Tabique Arco No. 1 por hilera:  $75 + 77 = 152$

Total de tabique recto por hilera:  $23 + 10 = 33$ .

Número de hileras:  $\frac{(152 + 33) \times 1.75}{9} = 16$  hileras.

Cantidad de tabique para los extremos circulares:

Superficie:  $(78)^2 \times 0.785 - (24)^2 \times 0.785 = 4318 \text{ in}^2$

Cantidad de tabique recto:  $\frac{4318}{9 \times 2.5} \times 2 \times 2 = 768$ .

Cantidad de tabique para los Manholes: son 2, de 24 in. cada uno.

Circunferencia interior: 76.5 in.

Circunferencia exterior:  $(24 + 9) \times 3.1416 = 104.5$  in.

Cantidad de Arco No. 2:  $\frac{104.5}{2.5} = 42$ .

Circunferencia del Arco No. 2: (interior)  $42 \times 1.75 = 73.2$  in.

Periferie mayor por cada tabique Arco No. 1:

$$2.125 - 1.75 = 0.375 \text{ in.}$$

Cantidad de tabique Arco No. 1:  $\frac{76.5 - 73.2}{0.375} = 8$ .

Cantidad de tabique Arco No. 2:  $42 - 8 = 34$

Como son dos manholes, el tabique necesario es el doble.

Cantidad de tabique recto necesario para la manpara intermedia:

Diámetro: 76 in.

Altura: 40 in.

Área del círculo:  $(76)^2 \times 0.785 = 4530 \text{ in.}^2$

Área del segmento menor: 2100 in.<sup>2</sup>

Área del segmento mayor: 2400 in.<sup>2</sup>

Tabique recto necesario:  $\frac{2400}{9 \times 2.5} \times 2 = 216.$

Cantidad de tabique para el arco inferior que separa el ducto por donde entra el aire: Se requieren 13 hileras, cada una con 12 pzas. de Arco No. 1 y 4 pzas. de Arco No. 2

Arco No. 1:  $12 \times 13 = 156$

Arco No. 2:  $4 \times 13 = 52.$

Cantidad de tabique recto de  $9 \times 4 \frac{1}{2} \times 2 \frac{1}{2}$  in. para la pared del tablero:

Superficie aproximada:  $36 \times 60 = 2160 \text{ in.}^2$

Cantidad de tabique recto:  $\frac{2160}{9 \times 2.5} \times 2 = 192.$

Cantidad de tabique y losetas refractarias para el tablero:

Losetas de  $18 \times 6 \times 3$  in.:  $26 \times 3 = 78$

Tabique recto:  $32 \times 3 = 96.$

Para los arcos de las boquillas pequeñas, se requieren 38 tabiques

Arco No. 3 y 23 tabiques Arco No. 2.

Cantidades totales de tabique para el horno:

(La segunda columna indica la cantidad que será necesaria pedir, en previsión de las piezas que se rompan; el tabique recto se aumentará por la cantidad considerable de ellos que hay que cortar)

Tabique recto de  $9 \times 4 \frac{1}{2} \times 2 \frac{1}{2}$  in.: 2100 2700

Tabique Arco No. 1:	2606	2700
Tabique Arco No. 2:	143	200
Tabique Arco No. 3:	38	50
Losetas refractarias de 18 x 6 x 3 in:	<u>78</u>	<u>90</u>
Total:		5740 psas.

Cemento para alta temperatura (Bairset), a razón de 500 lb. por cada 1000 tabiques:  $\frac{5740}{1000} \times 500 = 2900$  lb.

Los ductos que conducen los gases calientes del horno al enfriador de  $SO_2$ , deberán de ser de 12 in. de diámetro, como anteriormente se calculó; y la derivación de éste enfriador, deberá de ser de 10 in., ya que actualmente es de 8 in.

#### Diseño de la unidad filtro-convertidor.-

Por ser éstas dos partes del mismo diámetro, lo referente a éste punto se tratará después, al tratar el convertidor. El filtro estará constituido por una capa de 2 in. de guijarros de cuarzo de 1/2 a 1 in.; encima de ésta se pondrá el nuevo medio filtrante formado por trozos de tabique refractario, de un tamaño comprendido entre 1/8 y 3/8 in., teniendo esta capa una altura de 12 in. Por último, se pondrá una capa de 2 in. de guijarros de cuarzo de 1/2 a 1 in. para proteger la capa del medio filtrante.

El convertidor es la parte que deberá presentar mayor cuidado en su diseño, ya que de él depende principalmente el buen funcionamiento de la planta. Se calculará primeramente la cantidad de catalizador necesario para el aumento de producción planeado:

Gasto en masa de los gases para 10 ton. de  $H_2SO_4$ :

$$0.0711 \times 15.9 \times 2600 = 4060 \text{ lb./hr.}$$

Gasto volumétrico en condiciones estándar de temperatura y presión para una producción de 16 ton./día de  $H_2SO_4$  al 98%:

$$\frac{4060}{0.092} \times 1.6 = 70700 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

Empleando la fórmula del espacio-velocidad,

$$S = \frac{Q}{L} = \frac{Q}{V_c}$$

en la cual:  $Q$  = Gasto volumétrico del gas en condiciones estándar, en  $\text{ft}^3/\text{hr.}$ ;

$V_c$  = Volumen del catalizador en  $\text{ft}^3$

y empleando el mismo espacio-velocidad del convertidor actual,

$$(701 \text{ l/hr.}) \text{ tenemos: } V_c = \frac{70700}{701} = \underline{\underline{101.0 \text{ ft}^3}} = \underline{\underline{2855 \text{ lts.}}}$$

Cálculo del diámetro del convertidor, necesario para reducir la caída de presión actual a la mitad, trabajando con un 60% de aumento en la cantidad de los gases:

Designando con el subíndice 1 las condiciones actuales, y con el subíndice 2 las condiciones con un 60% de aumento, y considerando que la caída de presión es directamente proporcional al cuadrado de la velocidad, y directamente proporcional a la longitud recorrida por los gases en el medio poroso, se obtiene:

$$\Delta P_2 = K V_2^2 L_2$$

$$\Delta P_1 = K V_1^2 L_1$$

en las cuales:  $K$  = Constante de proporcionalidad cuyo valor depende de las características del medio poroso ó que se opone al flujo del gas;

$V$  = Velocidad del gas;

$L$  = Altura ó longitud del catalizador.

Dividiendo miembro a miembro las ecuaciones anteriores:

$$\frac{\Delta P_2}{\Delta P_1} = \frac{v_2^2 L_2}{v_1^2 L_1}$$

tenemos además:  $L = \frac{V_c}{A}$  ;  $v = \frac{Q}{A}$

sustituyendo estas dos ecuaciones en la ecuación anterior,

$$\frac{\Delta P_2}{\Delta P_1} = \frac{Q_2^2 \frac{L_2}{A_2}}{Q_1^2 \frac{L_1}{A_1}}$$

Por las condiciones de aumento se establece:  $Q_2 = 1.6 Q_1$

de donde:

$$\frac{Q_2^2}{Q_1^2} = 2.56; \text{ además: } \frac{\Delta P_2}{\Delta P_1} = 0.5$$

$V_{c2} = 2855 \text{ lts.}$  ;  $V_{c1} = 1800 \text{ lts.}$  ;  $A_1^3 = (15.9)^3 = 4020$

Sustituyendo en la última ecuación,

$$0.5 = \frac{2.56 \times 4020 \times 2855}{A_2^3 \times 1800}$$

$$A_2^3 = 32600 ; A_2 = 31.8 \text{ ft.}^2$$

Por consiguiente, el diámetro del convertidor y del filtro, será de 6.36 ft. (1.94 mts.)

Cantidades de catalizador en cada convertidor: Deberán ser proporcionales a las cantidades actuales:

Primer convertidor:

Cada cama de catalizador deberá tener:  $\frac{420}{9} = 428 \text{ lts.}$

Segundo convertidor:

Cada cama de catalizador deberá tener:  $420 \times \frac{2855}{1800} = 666 \text{ lts.}$

En esta forma, la altura de cada cama en el primer convertidor, será de 0.475 ft., y para el segundo convertidor, será de 0.741 ft. Estas alturas son comparativamente menores que las ac-

tuales, dando por resultado además de una caída de presión por unidad de altura menor, la presión producida por el peso de las partículas sobre las del fondo de cada cama es menor. Estos dos factores darán por resultado un desmoronamiento menor de las pastillas que forman el catalizador, y su vida útil será mayor.

En el fondo de cada cama, se deberá colocar una capa de 2 in. de altura de guijarros de cuarzo de 1/2 a 1 in. para soportar al catalizador; en la parte superior de la primera cama del segundo convertidor se colocará otra idéntica. Las campanas de distribución se colocarán, para el primer convertidor, entre la primera y la segunda cama; para el segundo convertidor, entre la primera y la segunda y entre la segunda y la tercera. El diámetro y número de campanas por plato será igual al actual, con el fin de aprovechar las partes de hierro fundido que forman la estructura interior del convertidor. Por ésto mismo, la altura total de la unidad filtro-convertidor será idéntica.

Por último, se calculará la cantidad de recubrimiento aislante que lleva el convertidor por su parte exterior. Consiste en una capa de 6 in. de espesor de magnesia al 85%.

Volumen del aislante:  $0.785 [(19.3+3.06)^2 - (19.3)^2] 62.90 = 6260$  lts.

Peso del aislante, con una densidad aparente de 49.3 lb./ft.<sup>3</sup> :

$$\frac{6260}{28.3} \times 49.3 = 10900.0 \text{ lb.}$$

Los ductos que conectan el convertidor con el interenfriador, deberán cambiarse por ductos de 12 in. de diámetro; la derivación se deberá cambiar por tubería de 10 in. de diámetro.

#### Diseño del enfriador de SO<sub>3</sub>.

Como las dimensiones de los cabezales, así como el número de flujos tienen muy poca importancia respecto a la caída de presión

por ser sumamente pequeña, sólo hay que aumentar el número de fluxes para que el calor que debe disipar éste enfriador aumente proporcionalmente al volumen de los gases. Para ello, es necesario aumentar la superficie de transmisión de calor, o lo que es equivalente, aumentar el número de fluxes, que deberán tener la misma altura actual. Como el volumen de los gases va a ser un 60% mayor sobre el volumen actual, el número de fluxes necesario será:  $260 \times 1.6 = 416$  fluxes de 1 1/2 in. D.E., No. 13 B.W., y de 5 mts. de longitud. Esta longitud no se verá afectada, ya que no se desean alcanzar temperaturas menores a  $110^{\circ}\text{C}$ .

El diámetro de los cabezales debe aumentar sólo lo suficiente para poder contener cada cabezal a todos los fluxes. Como la colocación de los fluxes con respecto a la circunferencia que forma el cabezal es irregular, ya que van colocados a tresbolillo formando triángulos equiláteros entre sí, el diámetro de los cabezales sólo se puede determinar gráficamente, resultando ser dicho diámetro de 1.80 mts. La altura de los cabezales, queda igual a la actual, ó sea, de 1.15 mts. para cada una. Las faldas de lámina No. 10, que darán de un diámetro de 2.73 mts., y las boquillas de entrada y salida de los gases, serán de un diámetro de 12 in. para poder conectar con los ductos. El diámetro de la chimenea, será de 14 in.

#### Equipo adicional para mejorar la operación de la planta.-

Debido a las fallas encontradas durante el largo tiempo que lleva operando ésta planta, puede mejorarse notablemente el funcionamiento de la misma eliminando las causas que producen estas fallas.

A continuación se expondrán algunas de ellas.

En primer lugar, el polvo que absorbe el ventilador, es deposi-

tado en la torre de secado. La cantidad de éste polvo es bastante considerable; se aprecia que es de varias toneladas al año. Este polvo origina principalmente dos fallas en la torre de secado: Primera, que el polvo vaya acumulándose entre los espacios vacíos del empaque, reduciendo el espacio libre. Segunda, que el polvo sea arrastrado en parte por el ácido que circula por la torre, impurificándolo y haciéndolo de un aspecto más oscuro. La forma más económica de eliminar éste polvo, consiste en la instalación de un filtro a la entrada del aire que absorben los ventiladores. Ya se mencionó su diseño al tratar de los ventiladores Roots.

En segundo lugar, el agua que se emplea para diluir el ácido, por ser de pozo, arrastra consigo gran cantidad de arena, además de los sólidos en solución, la cual impurifica también el ácido, así como también se deposita en el empaque de todas las torres, disminuyendo su espacio libre. Por éstas razones, se considera de especial importancia el empleo de los condensados que provienen de los fundidores de azufre para diluir el ácido, en lugar del agua de pozo. Como los condensados salen con algo de vapor, y a temperatura elevada, no es posible emplearlos directamente, necesitándose construir un enfriador, el cual, además de contribuir a un mejor funcionamiento de la planta, presenta las siguientes ventajas:

1<sup>o</sup> Se producirá un ácido más puro. 2<sup>o</sup> Su precio es muy bajo.

#### Diseño del enfriador de condensados.-

La cantidad de condensados, según se ha obtenido en la práctica, es de aproximadamente 180 lts. por hora. Esta cantidad sobrepasa la necesaria para 16 ton./día de ácido al 98%, que es de 133 lts./hr. Por consiguiente, se diseñará el enfriador con una capacidad de 180 lts./hr., a 92° C., para ser enfriada a 30° C., tempe-

ratura a la cual ya puede emplearse para diluir. El agua que se dispone para enfriar, tiene una temperatura media de 20°C., y a la salida del enfriador, puede usarse en parte para alimentar la caldera y poder aumentar en pequeña cantidad la capacidad de la mixta.

El enfriador será de tipo a contracorriente, sencillo, formado por un tubo de 1/2 in. (por ser el gasto muy pequeño) colocado en el interior de otro tubo de mayor diámetro. En el espacio anular, circulará el agua fría; en el tubo interior circularán los condensados. Para simplificar los cálculos, se empleará un coeficiente total de transmisión de valor de 150, que es un término algo bajo para los enfriadores líquido-líquido.

$$\text{Ecuaciones: } \frac{Q}{\theta} = UA\Delta t_{mL} = Wc_p(T_2 - T_1) = w c_p(t_2 - t_1)$$

En las cuales:

$$T_2 = 196^\circ\text{F.}; \quad t_2 = 175^\circ\text{F.}; \quad W = 180 \times 2.2 = 396 \frac{\text{lb.}}{\text{hr.}}$$

$$T_1 = 86^\circ\text{F.}; \quad t_1 = 68^\circ\text{F.}; \quad w = ?$$

$$c_p = 1.0$$

$$\text{Sustituyendo, } \Delta t_{mL} = \frac{(196 - 175) - (86 - 68)}{\ln \frac{(196 - 175)}{(86 - 68)}} = 19.1$$

$$\frac{Q}{\theta} = 396 \times 1 \times (196 - 86) = 43500 \text{ B.t.u./hr.}$$

$$w = \frac{43500}{1 \times (175 - 68)} = 407 \text{ lb./hr. de agua para enfriar.}$$

$$\text{Area lateral de la tubería: } A = \frac{43500}{150 \times 19.1} = 15.2 \text{ ft}^2$$

$$\text{Longitud de la tubería: } \frac{15.2}{0.220} = 69 \text{ ft.}$$

Empleando exteriormente tubería de 1 in., ya que es la de diámetro superior en la cual puede caber en su interior la tubería de 1/2 in. el área del espacio anular será:

$$0.785 \left[ (1.049)^2 - (0.840)^2 \right] \times \frac{1}{104} = 0.0022 \text{ ft}^2$$

y la velocidad del agua que enfría será:

$$V = \frac{407}{0.0022 \times 62.3 \times 3600} = 0.82 \text{ ft./seg.}$$

Esta velocidad es relativamente baja; por esta razón se eligió un coeficiente total de transmisión de calor con un valor algo bajo. El agua que enfría va a circular por gravedad desde un tanque a 7 pies de elevación. Se requerirá una bomba que eleve los condensados a un tanque de almacenamiento que será colocado a igual altura que el anterior.

Los 69 ft. de tubería para el enfriador, se pueden colocar en tramos de 10 ft. de largo, al fin de cada uno se pondrá una "T" de 1 in. con reducción bushing de 1 a 1/2 in. en el que se atornillará el extremo de los tubos de 1/2 in. Por los ramales de las "T" se unirán en serie, por medio de niples los espacios anulares. Los tubos de 1/2 in. también se unirán en serie, por medio de codos de 90° y niples.

La potencia de la bomba centrífuga para elevar los condensados se calculará por la fórmula:  $H.P. = \frac{Q.P.M. \times 8.33 \times \text{alt.} \times 8.34}{33000 \times \text{efic.}}$

$$\text{Sustituyendo, } H.P. = \frac{396 \times 0.119 \times 8.33 \times 7.0 \times 3.28 \times 1}{60 \times 33000 \times 0.40}$$

$$H.P. = 0.011.$$

Según éste resultado, se instalará una bomba centrífuga con motor de 1/4 H.P., con toma y descarga de 1/2 in.

Por último, un factor que mejoraría el funcionamiento de toda la planta, sería filtrar el azufre, antes de pasar al horno. Des-

graciadamente, el azufre aún de la mejor calidad trae consigo impurezas de tipo muy variado. Estas impurezas generalmente son de dos tipos: 1<sup>o</sup> Materias bituminosas. 2<sup>o</sup> Partículas inorgánicas. Estudiamos sus efectos en todo el funcionamiento de la planta.

Las materias bituminosas no pueden asentarse ó separarse del azufre en los fundidores, pasando totalmente al horno en donde originan una pésima combustión del azufre, porque sobrenadan en él y lo impiden arder, retrasando su combustión hasta que se acumulan grandes cantidades del mismo; en éste punto sobreviene una combustión rápida del azufre, y como el aire en este instante no es suficiente para la combustión total, puede pasar azufre en forma de vapor. El resultado de los fenómenos anteriores, es una variación considerable en el porcentaje de  $SO_2$ , con sus respectivas variaciones en la temperatura de los gases. Así pues, empleando azufres con contenidos superiores aproximadamente a 1% de materia bituminosa, resulta imposible controlar la operación de toda la planta.

Por otra parte, por ser las materias bituminosas de naturaleza orgánica, forman vapor de agua en su combustión; éste vapor se combina posteriormente con el  $SO_3$ , originando la formación de ácido ó mejor dicho, óleum que se condensa en las partes en donde la temperatura de los gases es inferior al punto de rocío del óleum, ocasionando una corrosión anormal del equipo. Parte del ácido formado, queda en forma de niebla de ácido sulfúrico, la que es imposible de absorber en las torres de absorción, saliendo a la atmósfera y contaminándola.

Los sólidos y materia inorgánica, se pueden separar por asentamiento en los fundidores una pequeña parte, pero el restante pasa a las bombas de azufre, originando dificultades en su operación por

obstruir las válvulas check y otras partes. Los sólidos que alcanzan a llegar al horno, se transforman en polvo que fácilmente llega al convertidor, perjudicando al catalizador.

Por los motivos antes mencionados, y algunos más que no se mencionan para no alargar éste trabajo, se comprende fácilmente la escasa utilidad que prestaría la instalación de un filtro para purificar el azufre fundido. Tienen dichos filtros la propiedad de remover en su mayor parte los sólidos en suspensión, y empleando un filtro-ayuda formado por material capaz de adsorber la materia bituminosa, puede eliminarse ésta en su mayor parte. Pero desgraciadamente un filtro de éste tipo, además de ser complicada su construcción por necesitar estar enchufado para que el azufre no solidifique durante la filtración, no puede construirse en el país, y además requiere equipo adicional, como es una bomba para el azufre fundido, tipo centrífuga, con su respectivo motor, y un agitador, para mantener en suspensión en el primer fundidor, el filtro-ayuda. Estos factores hacen que su precio sea considerablemente elevado, y por lo pronto no se instalará al ejecutarse éste proyecto, sino hasta después de haberse hecho con él pruebas en escala piloto, para comprobar si es capaz de remover en su mayor parte las materias bituminosas, y si su utilidad justifica la inversión de éste equipo. Por éste motivo, no se incluirá su costo en la parte económica.



CAPITULO V.  
ESTUDIO ECONOMICO.

Tiene por objeto determinar si es o no costeable el aumento de producción planeado en éste proyecto. Se iniciará el estudio económico con el cálculo del costo del equipo.

El costo de las partes del equipo que se pueden fabricar en el país, ha sido obtenido de los presupuestos hechos en "Talleres de la Garza, S.A."; el costo de los accesorios fueron obtenidos de las diferentes compañías que los tienen en existencia, y el costo de los materiales de importación, fué obtenido directamente de las casas manufactureras del mismo. Dicho costo incluye los derechos de importación y flete.

El costo de desmantelamiento no se incluirá, ya que el equipo que se va a desmantelar puede venderse como fierro, y obtener de ésta venta la cantidad suficiente para cubrir el costo de desmantelamiento.

1).- Costo del ventilador Roots.- Se incluye éste costo por haber sido puesto en funcionamiento recientemente el ventilador Roots nuevo; en el montaje se incluye el del ventilador usado que se instalará también.

a).- Ventilador "Roots-Connersville", 1300

C.F.M., a una presión de 70 in. H<sub>2</sub>O, 35°C.: \$ 15,600.00

b).- Motor eléctrico 25 H.P., 220/440 V.: \$ 9,500.00

c).- Accesorios eléctricos para el motor: \$ 1,380.00

d).- Base para el ventilador: \$ 980.00

Ducto de mampostería para la absorción:	\$ 1,400.00
f).- Filtro de aire (lana de vidrio):	<u>\$ 2,000.00</u>
Total:	\$ 39,460.00
2).- <u>Costo de la torre de secado:</u>	
a).- Torre de fierro:	\$ 12,500.00
b).- Tabique anti-ácido:	\$ 11,500.00
c).- Anillos de triple espiral, $3\frac{1}{4} \times 3$ in.:	\$ 7,500.00
d).- Empaques de silletas de Berl:	\$ 2,500.00
e).- Cemento anti-ácido:	\$ 400.00
f).- Mampostería y montajes:	\$ 2,200.00
g).- Mano de obra:	<u>\$ 1,500.00</u>
Total:	\$ 38,100.00
3).- <u>Costo del horno:-</u>	
a).- Estructura de fierro:	\$ 13,560.00
b).- Tabique refractario (en total):	\$ 10,991.00
c).- 2,900 lb. Cemento refractario:	\$ 650.00
d).- Montaje:	<u>\$ 7,000.00</u>
Total:	\$ 32,291.00
4).- <u>Costo del convertidor:-</u>	
a).- Torre de fierro:	\$ 20,600.00
b).- Adaptación de parrillas y soportes:	\$ 16,500.00
c).- Medio filtrante:	\$ 600.00
d).- Catalizador (2855 lbs.):	\$ 85,000.00
e).- Aislamiento (10,900 lbs.):	\$ 30,600.00
f).- Montaje:	<u>\$ 36,000.00</u>
Total:	\$189,300.00

5).- Costo del enfriador de SO<sub>2</sub>.

a).- Cabezales con espejos y faldas de lam.:	\$ 24,320.00
b).- 416 Fluxes de 1 1/2 in. No. 13 B.W.	\$ 62,000.00
c).- Montajes:	<u>\$ 47,800.00</u>
Total:	\$134,120.00

6).- Costo de los ductos y accesorios.

a).- Tubo de 10 in., Sch. 40, 15 mts.:	\$ 4,500.00
b).- 6 codos de 90°, long elbow, 10 in.:	\$ 5,820.00
c).- 1 "T" campana, 10 x 10 x 12 in.:	\$ 1,400.00
d).- Tubo de 12 in., Sch.40, 50 mts.:	\$ 17,500.00
e).- 5 codos de 90°, 12 in. long elbow:	\$ 6,610.00
f).- 2 codos de 90°, 12 in., std.	\$ 2,640.00
g).- Ductos de hierro fund., 10 in., 9 mts.:	\$ 4,300.00
h).- 2 codos hierro fund., 45°, 12 in.:	\$ 3,400.00
i).- 1 "T" campana, hierro fund., 10 x 12:	\$ 2,700.00
j).- 1 codo hierro fund., 10 x 12 in.:	<u>\$ 1,960.00</u>
Total:	\$ 50,830.00

7).- Costo de la tubería para ácido.

a).- Tubo de 3 in., 5 mts.:	\$ 548.00
b).- 4 codos de 90°, 3 in.:	\$ 350.00
c).- 1 sifón "T" de 3 in. (Fundición esp.)	\$ 900.00
d).- 1 codo con bridas 90°, 3 in.:	\$ 143.00
e).- 1 "T" de 3 in.:	<u>\$ 230.00</u>
Total:	<u>\$ 2,171.00</u>

Costo del equipo:

\$486,272.00

gastos imprevistos y honorarios del contratista:

\$ 60,900.00

TOTAL DE LA INVERSIÓN FIJA DEL EQUIPO:

\$547,172.00

Hay que hacer notar que en la inversión fija no se ha incluido al capital de trabajo, ya que este capital sólo debe incluirse en el caso de ser la primera vez que se efectúe la inversión.

Del resultado anterior puede observarse que la inversión fija es aproximadamente la mitad de una planta de igual capacidad para ácido sulfúrico únicamente (Aproximadamente cuesta Dls.\$ 97,000.00 una planta nueva sin incluir costo de instalación); desde este punto de vista es costeable éste proyecto. Pero en cambio, el costo de mantenimiento va a ser, por la parte de equipo ya usado, considerablemente mayor que en una planta nueva.

El tiempo de vida útil del equipo usado, es difícil calcularlo porque la planta se encuentra en operación, ya que es necesario revisar el equipo en su interior. Este tiempo nos hubiera aportado valiosos datos respecto al costo de mantenimiento.

El equipo usado ya se encuentra totalmente amortizado, previa autorización oficial por el poco tiempo de vida útil que garantizó la compañía constructora; así pues, sólo se considerará como inversión fija las reparaciones necesarias al equipo usado más el costo total del nuevo equipo; sin embargo, se considerará incluida en la amortización del nuevo equipo, todo el equipo del oleum, ya que fué puesto recientemente en servicio.

Respecto a los impuestos, no se incluirán en el estudio económico dada su esencia compleja, pero se enumerarán para tener una idea acerca del gravamen que causa ésta industria.

Impuestos Federales.- 1.- Impuesto sobre la Renta.-

Artículo primero, aplicable a industrias que perciben anualmente ganancias gravables superiores a 750,000.00: 32.5% sobre éstas.

Cédula segunda: Por la parte de utilidad que perciba cada socio, en sus dos aspectos: Cuota proporcional (10% de sus ingresos), y cuota progresiva (desde 0.4% hasta 26.1%).

2).- Impuesto sobre utilidades excedentes.- Por ser una empresa con utilidades anuales mayores a \$ 200,000.00, siendo utilidades excedentes aquellas que sean superiores al 15% del capital en giro. Comprende del 5% al 25% de las utilidades excedentes.

3).- Impuesto Federal de Ingresos Mercantiles.- Comprende el 1.8% sobre ingresos brutos de la empresa.

Impuestos Locales.- 1.- Impuesto de ingresos mercantiles.- Comprende el 1.2% sobre ingresos brutos.

2).- Impuesto Predial.- Varía según la ubicación de la planta.

3).- Derechos sobre aguas.- Variables según la ubicación, profundidad y cantidad de agua extraída del pozo.

Además es necesario incluir los gastos de previsión Social que exigen la Ley del trabajo y la Ley del Seguro Social, correspondiendo una cuota legal por parte de la empresa, de \$ 2.7% semanales por cada obrero.

Sobre algunos de los impuestos mencionados, es posible conseguir exención ó subsidio; otros no es posible calcularlos por falta de datos. Por éstas razones no se incluyen en éste estudio, ya que de hacerlo sería en forma incompleta.

A continuación calcularemos el costo de venta, tanto del ácido sulfúrico como del óleum, trabajando la planta a una capacidad máxima de 16.5 Tons./día de  $H_2SO_4$  al 98% ó su equivalente en  $SO_3$  al 20% de  $SO_3$  libre, suponiendo una conversión del 95% y una eficiencia de absorción de 96%. Se empleará el procedimiento usual

do en "Chemical Business Handbook" (7)

COSTO DE VENTA PARA ACIDO SULFURICO AL 98%.

1).- CARGOS VARIABLES:

A).- Materias Primas.-

Se usará azufre de Poza Rica, por ser el más puro, a \$ 420.00/ton. L.A.B. planta:

$$\frac{16,500.00 \times 0.98 \times 32 \times 30 \times 420. =}{0.97 \times 0.96 \times 0.98} \quad \$ 72,900.00$$

B).- Mano de Obra directa.-

3 ayudantes, a \$ 14.00 cada uno: \$ 42.00

2 Operadores, a \$ 30.00 c/u.: \$ 60.00

1 Sobrestante, a \$ 41.60: \$ 41.60

1 Chofer para pipa, a \$ 20.00: \$ 20.00

1 Mecánico, a \$ 30.00: \$ 30.00

1 Ayudante de mecánico, a \$15.00 \$ 15.00

Total de mano de obra diaria: \$ 208.60

" " " " " mensual: \$ 6260.00

Seguro Social, vacaciones, etc. \$ 940.00

Total de mano de obra por mes: \$ 7,200.00

C).- Servicios para el proceso.-

a).- Energía eléctrica: 75 H.P.

en total, a 88% eficiencia, eq.

a 63.7 KWH, calculados según la

tarifa No. 6 de la Cia. de Luz

y fuerza:

Cargos fijos: \$ 370.00

Cargos adicionales \$ 3879.00

Total: \$ 4249.00

b).- Vapor: 300 Kg./hr, a 60 $\frac{lb.}{hr}$	
a razón de \$ 0.1375 Kg.:	\$ 2,970.00
Total de servicios para el proceso:	\$ 7,219.00
D.- <u>Mantenimiento</u> .- (Materiales): 6% so	
bre la inversión fija total:	\$ 2,740.00
E).- <u>Gastos varios</u> .-	\$ 547.00
F).- <u>Gastos de laboratorio</u> .-	\$ 100.00
G).- <u>Cargos de envase, almacenamiento</u>	
<u>y desperdicio:</u>	<u>\$ 4,005.00</u>

TOTAL DE CARGOS VARIABLES: \$ 94,711.00

2).- CARGOS FIJOS:

A).- Costo indirecto de la planta.-

1).- Cargos sobre la inversión:

a).- Depreciación: 20% anual so

bre la inversión fija:(total) \$ 9,125.00

b).- Impuestos: no se incluyen.

c).- Seguro: 1% anual sobre la

inversión fija total: \$ 456.00

2).- Gastos generales:

a).- Por servicios técnicos;

b).- Por servicios de oficina y protección de la planta;

c).- Gastos varios no cargables a costos directos;

Total de gastos generales: \$ 1,200.00

Total de costo indirecto de la planta: \$ 10,781.00

B).- Cargos de Administración.-

1).- Directos: \$ 15,550.00

2).- Dmagneda de nuevos merca-  
dos y diversificación del pro-  
ducto: \$ 1,000.00

Total de catgos de Administración: \$ 16,550.00

TOTAL DE CARGOS FIJOS: \$ 27,331.00

COSTO DE VENTA: \$122,042.00

Producción mensual:  $16.5 \times 30 = 495$  Tons.

Costo de producción por ton., a 100% de capacidad: (tomando como  
base el precio actual del sulfúrico al 98%, que es de \$ 310.00 la  
tonelada, puesto en la planta productora)

Costo de producción:  $\frac{122,042.00}{495} = \$ 247.00$  /Ton.

Ganancia bruta mensual, a 100% de capacidad:

$$(310 - 247) \times 495 = \$ 31,190.00$$

Ganancia bruta anual: \$374,050.00

$$\% \frac{\text{GANANCIA BRUTA}}{\text{CAPITAL INVERTIDO}} = \frac{374,050.00}{547,172.00} \times 100 = 67.4\%$$

$$\% \frac{\text{GANANCIA BRUTA}}{\text{VENTAS ANUALES}} = \frac{374,050.00}{495 \times 310 \times 12} \times 100 = 20.3\%$$

De éstos últimos resultados queda comprobado que si es costeable la fabricación del sulfúrico al 98% según éste proyecto, ya que se considera un negocio industrial como costeable cuando el porcentaje de las ganancias brutas anuales con respecto al capital invertido es superior a un 40%, y cuando el porcentaje de la ganancia bruta anual con respecto a las ventas anuales, es superior al 12%. Esta forma de demostración es empleada cuando no se conoce el monto de los impuestos y los costos de operación exactos (Cálculo del costo de venta tipo "Z").

Sin embargo, conviene recalcar que por tratarse de una inversión relativamente baja, es más confiable orientarse en el porcentaje de ganancia bruta respecto a las ventas anuales. En caso de que alguna parte del equipo usado necesitara alguna reparación costosa o se tuviera que parar la planta por reparaciones, una vez que estuviera instalado el equipo nuevo, la ganancia bruta sufriría un descenso considerable.

El cálculo del costo de ventas para una producción máxima de 15.48 Ton./día de oleum al 20% de SO<sub>3</sub> libre, es semejante al del sulfúrico, ya que se van a consumir idénticas cantidades de materia prima, servicios para el proceso, mantenimiento, mano de obra directa, etc. Por consiguiente, el costo de venta será el mismo, pero la producción mensual y el precio del producto es diferente.

Costo de venta mensual:		\$ 122,042.00
Producción mensual:	15.48 x 30 =	464.40 Tons.
Costo de producción a 100% de capacidad,	$\frac{122,042.00}{464.40}$	= \$263.30
por ton. de oleum al 20%:		Ton.
Ganancia bruta mensual, a 100% de capacidad, siendo el precio del Oleum al 20% de SO <sub>3</sub> de \$410.00/Ton. en la planta productora:		
	$(410 - 263) \times 464.40 =$	\$ 68,000.00
Ganancia bruta anual:		\$ 816,000.00
% Ganancia Bruta	= $\frac{816,000.00 \times 100}{547,172.00}$	= 150.0%
Capital invertido		
% Ganancia bruta	= $\frac{816,000.00}{464.4 \times 410 \times 12} \times 100$	= 35.7%
Ventas anuales		

De estos resultados se observa que es mucho más costoso la fabricación del oleum que la del ácido sulfúrico.

Por último, se calculará el costo de venta por ton. y la ganancia bruta al variar la capacidad de producción de la planta, para determinar el límite inferior de capacidad en el cual se igualan los ingresos brutos a los egresos (En caso de considerar los impuestos, este punto es el límite inferior de capacidad en el cual la ganancia es igual a cero, llamado "Break even point"). Este cálculo se efectuará de igual forma que el costo de venta del ácido sulfúrico al 98%, variando los cargos correspondientes a la disminución de capacidad de la planta. Está resumido en las tablas 1 y 2; con éstos datos se construyó la gráfica adjunta, pudiéndose determinar con ésta la ganancia cuando la planta produce al mismo tiempo óleum y ácido sulfúrico, por medio de las rectas que se encuentran entre la línea de ganancia de sulfúrico y la línea de ganancia del óleum. Los porcentajes corresponden a la relación de sulfúrico a óleum producido. Se observará que a partir de un 80% de la capacidad de la planta, las líneas no siguen rectas; ésto es debido a que de ésta capacidad en adelante, es necesario poner a funcionar los dos ventiladores, originándose un mayor consumo de energía eléctrica. Por ésta razón, no es recomendable operar la planta de 80 a 90% de su capacidad, sino a capacidades mayores ó menores a éstas.

-----

T A B L A    N o .    1 .

Costo de venta y utilidad bruta del ácido sulfúrico al 98%.

10	1.65	49.5	17.4	7,310.00	5,950.00	55,183.00	1,115.00	-39,900.00
20	3.30	99.0	34.8	14,510.00	5,950.00	62,483.00	631.00	-31,800.00
30	4.95	148.5	52.2	21,930.00	5,950.00	69,803.00	470.00	-22,250.00
40	6.60	198.0	69.6	29,230.00	5,950.00	77,103.00	390.00	-15,830.00
50	8.25	247.5	87.0	36,550.00	5,950.00	84,423.00	341.00	-7,650.00
60	9.90	297.0	104.4	43,900.00	5,950.00	91,773.00	309.00	297.00
70	11.55	345.5	122.0	51,250.00	5,950.00	99,123.00	287.00	7,940.00
80	13.3	396.0	139.2	58,500.00	5,950.00	106,373.00	269.00	16,230.00
90	14.85	446.0	156.8	65,850.00	7,219.00	117,992.00	264.00	20,510.00
100	16.5	495.0	174.0	72,900.00	7,219.00	122,042.00	247.00	31,190.00

Capacidad, %

Tons. H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/día.

Tons. H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/mes.

Tons. azufre/mes.

Costo mensual de  
azufre, \$

Cargos fijos, \$

Servicios para el  
proceso, \$/mes.

Costo de venta, \$/mes.

Costo de producción  
por ton., \$

Utilidad bruta, \$

T A B L A No. 2.

Costo de venta y utilidad bruta del óleum al 20% de SO<sub>3</sub> libre.

10	1.55	46.4	17.4	7,310.00	5,950.00	55,185.00	1,190.00	-36,200.00
20	3.10	93.0	34.8	14,620.00	5,950.00	62,483.00	671.00	-24,250.00
30	4.64	139.1	52.2	21,930.00	5,950.00	69,803.00	501.00	-12,680.00
40.	6.19	186.0	69.6	29,230.00	5,950.00	77,103.00	415.00	-930.00
50	7.74	232.0	87.0	36,550.00	5,950.00	84,423.00	364.00	10,690.00
60	9.28	278.5	104.4	43,900.00	5,950.00	91,773.00	329.00	22,600.00
70	10.83	325.0	122.0	51,250.00	5,950.00	99,123.00	305.00	34,100.00
80	12.38	371.0	139.2	58,500.00	5,950.00	106,373.00	287.00	45,600.00
90	13.92	418.0	156.8	65,850.00	7,219.00	117,992.00	282.00	53,500.00
100	15.48	464.4	174.0	72,900.00	7,219.00	122,042.00	263.30	68,000.00

Capacidad, %

Tons. Óleum/día.

Tons. Óleum/mes.

Tons. azufre/mes.

Costo del azufre,  
\$/mes.

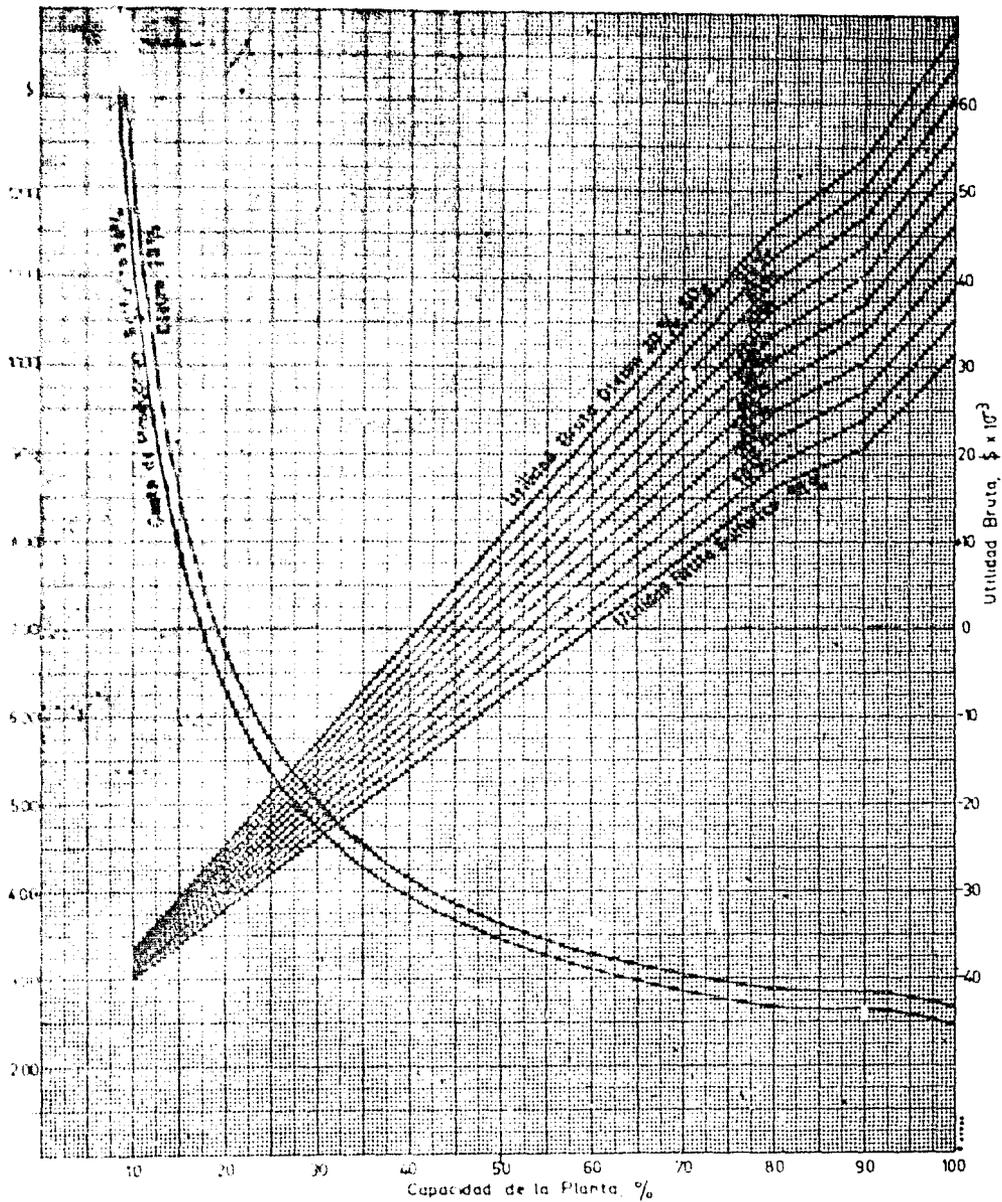
Cargos fijos, \$/mes.

Servicios para el  
proceso, \$/mes.

Costo de venta,  
\$/mes.

Costo de producción,  
\$/Ton.

Utilidad Bruta, \$



## CAPITULO VI.

### CONCLUSIONES.

- 1.- El valor excesivo de la caída total de presión, es el principal factor que limita la capacidad actual de la planta. El diseño del nuevo equipo tiende a disminuir la caída de presión aún a una capacidad 60% mayor.
  - 2.- El nuevo equipo mejorará la pureza de los dos productos, además de mejorar en general el funcionamiento de la planta, especialmente en lo que se refiere al catalizador, obteniendo una conversión más alta. Lo anterior es debido a la supresión del polvo e impurezas que entran con el aire, y la introducción de agua más pura para diluir el ácido. Es muy recomendable además la instalación de un filtro para disminuir las impurezas en el azufre, el cual mejorará considerablemente la operación de la planta, haciéndola más controlable, y hará posible la utilización de azufres de más baja calidad.
  - 3.- Aunque se mejorará notablemente la conversión, no pueden esperarse valores superiores a 96%, ya que la utilización de un reactor adiabático origina una elevación considerable en la temperatura de los gases, disminuyendo el valor de la constante de equilibrio de la reacción. El empleo de reactores adiabáticos para la conversión de  $SO_2$  a  $SO_3$  sólo puede ser económica cuando el calor desprendido en la reacción sea suficiente para justificar la instalación de un equipo para recuperar dicho calor.
- En plantas de poca capacidad como la actual, deberá preferirse el uso de un reactor isotérmico, lográndose con él una conversión mucho más alta.

- 4.- Es costeable la ejecución de éste proyecto, por la baja inversión necesaria para aumentar la producción, al mismo tiempo que era necesaria la renovación de algunas partes del equipo. Aunque en el estudio económico no pudieron incluirse los impuestos, por las relaciones establecidas puede observarse que se obtendrá una ventaja relativa con las modificaciones propuestas.
- 5.- Puede observarse en el estudio económico que dados los precios actuales que rigen para el azufre y el ácido sulfúrico, no es muy costeable su fabricación, principalmente en una planta nueva y de pequeña capacidad. En la planta en cuestión sí es remunerativo, ya que en éste caso se encuentra la planta totalmente amortizada, y la inversión para el nuevo equipo es relativamente baja.
- 6.- La tendencia hacia la producción máxima de óleum, aún forzando el equipo, es aconsejable, ya que en ésta forma se obtendrán mayores utilidades, siempre y cuando lo permita la demanda de éste producto.
-

BIBLIOGRAFIA .

- (1).- FAIRLIE, Andrew M. "Sulfuric Acid Manufacture". A.C.S. ✓  
Reinhold Publishing Corp. 1936.
  - (2).- LEVA, Max. "Tower Packings and Packed Tower Design".  
Publicado por The U.S. Stoneware Co. 1953.
  - (3).- McADAMS, William H. "Heat Transmission". McGraw-Hill  
Book Co. Segunda Edición. 1942.
  - (4).- LEVA, Max; WEINTRAUB, M.; GRUMMER, M.; POLLCHIK, M.; STORCH,  
H.R. "Fluid Flow Through Packed and Fluidized  
Systems". Bulletin 504, U.S. Bureau of Mines. 1950.
  - (5).- BROWN, George Granger. "Unit Operations". John Wiley &  
Sons. Primera Edición, 1951.
  - (6).- HOUGEN, O. A.; WATSON, K.M. "Chemical Process Principles"  
Volumen combinado, Parte III (Cinética y catálisis) John Wiley and Sons. 1947.
  - (7).- PERRY, John H., Editor. "Chemical Business Handbook".  
Primera Edición, 1954. McGraw-Hill Book Co.
- LEONARD-MONBANTO. "Starting and Operating Instructions for 10  
Ton. Contact Sulfuric Acid Plant". Leonard Cong  
truction Co. & Monsanto Chemical Co. 1948.
- ARGO, W. B.; SMITH, J.H. "Activity of Solid Catalysts". Indus-  
trial & Engineering Chemistry, vol. 45, No. 2,  
págs. 298 - 302. Febrero de 1953.