

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA  
INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

---

FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS

- Aprovechamiento Térmico de los Gases de Combustión Provenientes del Quemador de Azúfre de una Fábrica de Acido Sulfúrico.

T E S I S

Que para obtener el título de:  
INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :  
OSCAR BUHLER VIÑAS



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.

A mis padres:

Sr. Carlos Bühler Vogler

Sra. Ana Ma. Viñas de Bühler.

A mi esposa:

Sra. Angelos S. de Bühler.

A mis maestros, compañeros y amigos.



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

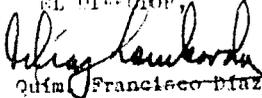
ESCUELA NACIONAL DE  
CIENCIAS QUÍMICAS.  
Exp.  
66- 76

Sr. Director Gral. de Servicios Escolares de la  
Universidad Nacional de México.  
P r e s e n t e.

Me permito comunicar a usted, que la tesis titulada:  
"APROVECHAMIENTO TERMICO DE LOS GASES DE COMBUSTION PROVENIENTES  
DEL QUEMADOR DE AZUFRE DE UNA FABRICA DE ACIDO SULFURICO",  
que presenta el Sr. OSCAR BUHLER VIÑAS,  
Pasante de la Carrera de INGENIERO QUIMICO,  
fue aceptada por el jurado nombrado para dicho examen, el cual  
quedo integrado en la siguiente forma:

Presidente:	Prof. Guillermo Cortina A.	U.N.A.
1/er. Vocal:	" Juan Bosco Boue P.	U.N.A.
2/o. Vocal:	" Alberto Solano.	
3/er. Vocal:	" Xavier Garcia Malo.	
Secretario:	" Vicente San José.	
Suplente:	" Raúl Díaz G.	U.N.A.
Suplente:	" Gustavo Padilla.	

Atentamente.  
"POP MI PA.A HABLARA EL ESPERITO".  
Tacuba, D.F., a 16 de junio de 1961  
EL DIRECTOR,

  
Ing. Quím. Francisco Díaz Lombardo.

## S U M A R I O

- CAPITULO I INTRODUCCION  
GENERALIDADES
- CAPITULO II BALANCE DE MATERIALES  
BALANCE TERMICO
- CAPITULO III CALCULO DEL AREA DE TRANSMISION DE CALOR  
DISEÑO DEL CAMBIADOR DE CALOR
- CAPITULO IV COSTOS
- CAPITULO V CONCLUSIONES

CAPITULO

I

+ introducción

+ generalidades

## INTRODUCCION

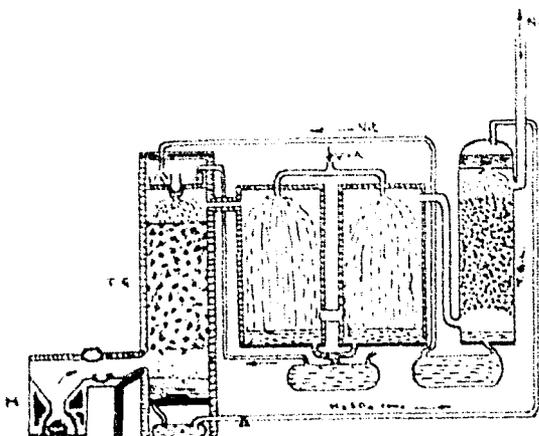
Historia.- El ácido sulfúrico era ya conocido por los primeros alquimistas. Fue preparado calentando en un recipiente los sulfatos naturales a temperatura elevada y disolviendo el trióxido de azufre así obtenido en agua. En el siglo XV, Basilio Valentín lo obtuvo destilando sulfato ferroso con arena. El nombre común de este sulfato ferroso heptahidratado era vitriolo de hierro y el producto oleaginoso que obtuvo fué llamado aceite de vitriolo, nombre que en nuestros días se sigue usando.

El primero que obtuvo ácido sulfúrico en escala comercial fué Ward, en Inglaterra, quemando azufre y nitrato potásico en un recipiente suspendido en un globo de vidrio parcialmente lleno de agua. Algún tiempo después se substituyó el cristal por plomo, por ser más práctico y menos peligroso, pues con cualquier descuido se rompían las campanas originando accidentes y pérdidas económicas. Lentamente se fueron introduciendo modificaciones al

proceso con tendencia a mejorar la calidad del producto y bajar el costo de producción. A principios del siglo XIX la producción llegó a ser continua. En la actualidad este proceso, aunque ya está cayendo en desuso, sigue utilizándose y es el llamado "método de las cámaras de plomo". Hoy en día vá tomando mayor incremento el método catalítico o de contacto, por sus menores problemas en producción, así como de su uniformidad en calidad del producto.

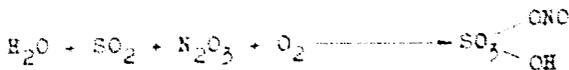
A continuación se dará una breve explicación de los dos métodos citados con anterioridad.

#### Método de las cámaras de Plomo.-



El azufre es quemado en el horno llamado quemador. El bióxido de azufre así obtenido entra en la primera torre (de Glover), que está recubierta de ladrillo resistente al ácido. El ácido concentrado conteniendo los óxidos de nitrógeno procedente de la torre de Gay-Lussac se bombea a la parte superior de la to-

re de Glover, donde es mezclado con ácido diluido de las cámaras y se hace descender lentamente esta mezcla a todo lo largo de la torre poniéndose en contacto en todo momento con el bióxido de azufre procedente del quemador, en un proceso a contra-corriente. Los óxidos de nitrógeno se ponen en libertad por el calor producido en la mezcla del ácido diluido y el concentrado y entran en reacción parcial con el bióxido de azufre, oxidándolo según la reacción:



Este compuesto se deposita en el fondo de la torre cuando el suministro de agua es insuficiente y se le llama cristales de las cámaras. Como en el proceso industrial esto no sucede, a menos de que se pierda el control, la reacción continúa con más agua, regenerándose los óxidos de nitrógeno:



Así, el ácido que vá bajando por la torre aumenta considerablemente de concentración. Los gases que salen de la torre de Glover, con mucha menor concentración de  $\text{SO}_2$  que a la entrada, se dirigen a la primera cámara. En ella se introducen vapor y aire, originando ácido sulfúrico en pequeñas gotas que van a depositarse en el fondo de la cámara. Un proceso idéntico sucede en la segunda cámara, eliminando sucesivamente el bióxido de azufre de los gases. Estos gases siguen pasando por otras dos cámaras (pues son generalmente cuatro dispuestas una a continuación de otra), absorbiendo así prácticamente todo el anhídrido formado. En la actualidad, aún cuando se han llevado a cabo nu--

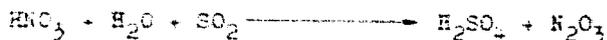
merosas investigaciones, todavía quedan dudas acerca de la naturaleza de los cambios químicos que tienen lugar en las cámaras de plomo. Los gases residuales que salen de la última cámara van entonces a la torre de Gay-Lussac, que está revestida de plomo y de tabique antiácido formando una torre empacada, pues los ladrillos están en tal forma dispuestos que hacen que haya un contacto íntimo entre el ácido y los gases. El ácido sulfúrico concentrado que desciende, retiene los óxidos de nitrógeno:



El ácido nitrosilsulfúrico formado queda en solución en el exceso de ácido sulfúrico, llamándose la mezcla obtenida "nitrosa". Los gases residuales, con una mínima cantidad de  $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  y óxidos de nitrógeno van a la chimenea y de ahí escapan a la atmósfera.

La mezcla nitrosa de la torre de Gay-Lussac mediante bombeo, se eleva hacia la torre de Glover, donde se le baja de concentración, (al mezclarse con el ácido diluido de las cámaras) sube de temperatura y se la hace descender por la torre poniéndose en contacto con los gases calientes provenientes del quemador de azufre. Los óxidos de nitrógeno son puestos así en libertad y pasan a las cámaras donde sirven otra vez como agente oxidante. El proceso no es 100% eficiente, originándose pérdidas de catalizador, siendo necesario reemplazarlo continuamente. Esto se efectúa añadiendo una mezcla de nitrato sódico y ácido sulfúrico o mejor aún ácido nítrico diluido, en el llamado recipiente de nitró. El calor generado en el quemador es suficiente para conver-

tir el ácido en vapor, que reacciona con el bióxido de azufre --  
dando así el catalizador necesario para el proceso.



El ácido sulfúrico que sale de la torre de Glover, se --  
concentra en parte por evaporación y en mayor escala, aunque ya  
con óxidos de nitrógeno, en la torre de Gay-Lussac.

Este proceso en la actualidad va cayendo en desuso, por  
sus enormes problemas tanto técnicos como económicos que presenta,  
por su excesivo personal de operación, obtención de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  de con-  
centración variable, introducción de materia prima extraña al --  
 $\text{H}_2\text{SO}_4$ , impurificación aunque pequeña del producto y dificultades  
en control de proceso. En el presente, cada día toma más incre--  
mento el método catalítico o de contacto, pues el proceso es mu--  
cho más sencillo en todos sus aspectos que el anterior. A conti-  
nuación se da una breve explicación de este método, introducido a  
la industria por Monsanto.

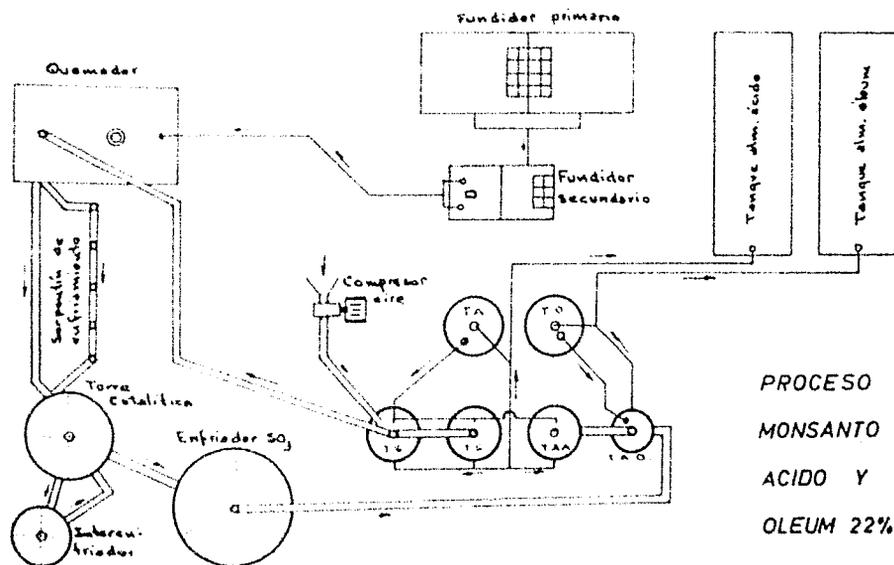
#### Método de Contacto.-

Este proceso difiere del anterior en el proceso de --  
transformación del  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$  y en la absorción de este  $\text{SO}_3$ .

El primer punto que hay que tomar en consideración en --  
este proceso es la utilización de un azufre de alta pureza ---  
(99.95%), obtenido en México por la desulfurización del petróleo  
por Pemex. La razón esencial de esto es que las impurezas del a-  
zufre, al introducirse al proceso, envenenan en muy corto tiempo  
al catalizador, reduciendo su eficiencia de conversión paulatina-  
mente hasta el momento en que ya no es costeable trabajar la plan

ta. Utilizando un azufre de 99.95% de pureza se reduce considerablemente el envenenamiento, incrementando la vida útil del catalizador.

Con este azufre de alta pureza se alimenta el fundidor primario, de gran capacidad, donde por sedimentación se eliminan en gran parte impurezas inorgánicas tales como arena y polvo con que se pudiera haber impurificado durante el transporte a la fábrica y durante el almacenamiento en ella. De este fundidor primario pasa por medio de un ducto con válvula y enchaquetado con vapor al fundidor secundario, de donde por medio de bombas de alimentación variable pasan al quemador de azufre. Todos los ductos de azufre fundido llevan un enchaquetado de vapor para evitar que al enfriarse este azufre ocluyen dichos ductos produciendo serios contratiempos.



PROCESO  
MONSANTO  
ACIDO Y  
OLEUM 22%

En el quemador, el azufre alimentado se quema por la alta temperatura a que se encuentra éste, por medio de una corriente regulada de aire previamente secado en unas torres especiales para esto. En dichas torres se introduce el aire por la parte inferior y ácido sulfúrico por la superior. Como el ácido sulfúrico es ávido de agua y la mezcla es íntima, el aire cede su humedad con una eficiencia cercana al 100%.

El azufre ya transformado totalmente a  $\text{SO}_2$  en el quemador pasa junto con el exceso de oxígeno y nitrógeno provenientes del aire a un serpentín de enfriamiento por radiación donde se le hace bajar de temperatura considerablemente (de  $575^\circ\text{C}$  a  $425^\circ\text{C}$ ).

El gas, ya a la temperatura de  $425^\circ\text{C}$ , se introduce al primer paso del convertidor. Aquí, por medio de un catalizador ( $\text{Vn}_2\text{O}_5$ ) en lentes, el  $\text{SO}_2$  pasa a  $\text{SO}_3$ , siendo la reacción efectiva en un 60%. Como la reacción es exotérmica, el conjunto de gases sube de temperatura, aproximadamente a  $550^\circ\text{C}$ . A continuación los gases salen del cuerpo del convertidor y pasan a un enfriador de aire llamado inter-enfriador; aquí se hace bajar la temperatura hasta unos  $430^\circ\text{C}$  y se introduce al segundo paso del convertidor, donde la reacción se completa hasta un 98%, que es la eficiencia máxima obtenible. En este segundo paso la temperatura alcanza  $460^\circ\text{C}$  habiendo la necesidad de enfriarlo hasta unos  $100^\circ\text{C}$ , por medio de un enfriador de aire, para que la eficiencia de absorción sea máxima. Esta absorción se efectúa primeramente en una torre, llamada de óleum donde entra por la parte inferior y por la superior se está introduciendo óleum, es decir, ácido sulfúrico 100% que tiene en solución trióxido de azufre. La concen-

tracción varía de 20% a 40% de  $\text{SO}_2$  libre, dependiendo ésta del uso posterior que vaya a tener dicho óleum y de las condiciones de trabajo de la planta. Los gases que salen de la torre de óleum contienen todavía una gran cantidad de anhídrido sulfúrico y se les hacen pasar a la torre de absorción de ácido, llevándolo a la parte inferior, y por la superior ácido de una concentración aproximadamente de 98%. Aquí los gases son lavados extrayéndoles el resto de  $\text{SO}_2$ . Los gases residuales ( $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$ ) salen ya a la atmósfera, por la chimenea de escape.

De esta manera, tanto el óleum como el ácido aumentan de concentración, que es necesario volver a bajar; la del óleum con ácido y la del ácido con agua, en unos recipientes de paso, de diseño especial, llamados "botes de dilución".

La concentración tanto del óleum como del ácido, es de extrema importancia, siendo necesario conservarlas constantes dentro de su valor medio, regulando el gasto de diluyente. Para esto se utiliza otro recipiente de paso, también de diseño especial, donde se encuentran unas celdas por las cuales se hace pasar corriente y registrar ésta, transformada en concentración, en gráficas, con unos aparatos eléctricos llamados comunmente "micro---nar".

## GENERALIDADES

El fin que persigue este trabajo es esencialmente buscar la posibilidad de reducir el costo de fabricación del ácido y la obtención de una operación general más eficiente, con base en un aprovechamiento práctico del calor desprendido por las diferentes reacciones que se efectúan durante el proceso. Para esto se hará un análisis de la fábrica basándose en un balance de materiales y un balance térmico, indispensables para saber de que se dispone y buscar la mejor manera de aprovechar este calor de la manera más práctica.

Precediendo a este análisis, se deberán tomar en cuenta las siguientes consideraciones teórico-prácticas:

a).- El primer paso en cualquiera de los dos métodos que se siguen para la obtención de ácido, utilizando como materia prima el azufre elemental, es la fusión de éste en un fundidor adecuado construido generalmente de concreto armado, recubiertos

por la parte interior de una pared de tabique antiácido, y todo - el conjunto bajo tierra por razones económicas, de espacio y como - didad. Dentro de este fundidor van unos serpentines o calandrias de vapor saturado a una temperatura de 150°C, proveniente de una caldera; el azufre al contacto con estos serpentines, se funde y conserva aproximadamente la temperatura del vapor, a la cual su - viscosidad es mínima y por lo tanto su manejo es más sencillo, -- dentro de los problemas que ya de por sí presenta este azufre -- fundido.

La fusión del azufre se efectúa en dos fundidores dis-- puestos en serie, en el primero de los cuales se alimenta por medio de carretillas previamente taradas, pasándolas por una báscu- la de plataforma para llevar un control del consumo. En este fun- didor que consta de dos compartimentos, el azufre se funde elimi- nándose totalmente la humedad, precipitándose asimismo las impure- zas más densas, tales como arenilla y otras, también inorgánicas. Esto se hace con el fin de no introducir al fundidor secundario - estas impurezas, que ocasionarían perjuicios y problemas princi-- palmente en las bombas de azufre.

El uso de estos dos fundidores produce un considerable consumo de vapor extra, que aunque el gasto de azufre es el mismo y el calor necesario para su fusión también, la conservación de - una gran cantidad de azufre fundido tiene como consecuencia una - pérdida enorme de calor, que redunde en un alto consumo de vapor y en última instancia, en un aumento del costo de producción, por un alto consumo de combustible.

En algunas fábricas, para no instalar dos fundidores, -

se han puesto en funcionamiento diferentes tipos de filtros de azufre fundido que eliminan la fase de precipitación de impurezas y por consiguiente las altas pérdidas caloríficas del fundidor primario, pero no han dado los resultados apetecidos, por su alta inversión inicial, sus problemas de operación, su difícil limpieza y mantenimiento y la corta duración de los medios filtrantes, por lo que ya en la actualidad se le da una gran preferencia al sistema de dos fundidores en serie, que aunque su costo de operación por concepto de combustible (que se puede evitar) es alto, su operación y mantenimiento son realmente muy sencillos.

El otro punto de vista es que, el ácido de 98% de concentración, lleva un 20% en peso de agua, de los cuales 15% van combinados con el  $\text{SO}_2$  y 5% van como agua de dilución. Esto hace que por tonelada de ácido producido debemos introducir de una o de otra manera 200 Egs. de ésta al proceso.

El agua usada en esta planta en particular proviene de pozo, y tiene como promedio una dureza total de 160 ppm. como  $\text{CaCO}_3$ , que al pasar al ácido lógicamente se convierte en  $\text{CaSO}_4$ , según el balance siguiente:

$$160 \times \frac{1}{1000} \times \frac{56}{100} \times \frac{136}{56} \times \frac{200}{1} = 43.52 \text{ gr/1000 Egs. H}_2\text{SO}_4$$

Estos 43.52 gr. de  $\text{CaSO}_4$  producen en el ácido una coloración blanca lechosa, que aunque como impureza está en una proporción insignificante, paralelamente al sulfato de hierro proveniente del mismo proceso dan ambos un aspecto al producto no muy aceptado por los compradores, especialmente los de poco consumo pero que unidas sus compras son un gran % de la venta. El sulfato

to de fierro proviene del ataque del ácido sobre los ductos, torres y depósitos y que no es posible eliminarlo cuando menos económicamente, sobre todo al arrancar la fábrica después de un paro, por corto que sea este. El  $\text{CaSO}_4$  si se puede eliminar, no introduciéndolo al proceso, es decir, usar un agua con poca o ninguna dureza. Esta agua puede provenir de dos fuentes: la primera sería utilizar un agua tratada, ya sea por el método de "cal-carbonato" o por zeolitas, método que en la actualidad va ganando terreno por su bajo costo de mantenimiento y fácil operación. La segunda fuente sería usar un agua sin sales en solución, obtenida por una destilación adecuada. En este caso particular es conveniente inclinarse por la segunda fuente, puesto que la destilación tendría un costo mucho menor que el tratamiento químico, por las condiciones especiales que presenta este caso, como veremos más adelante.

Con respecto al agua de dilución, que hay que introducir al proceso, para la obtención del ácido de 98%, que son 200Kg. de ácido producido, este consumo se vé reducido de un 30% a un 40% (dependiendo de las condiciones atmosféricas) por la humedad existente en el aire necesario para la etapa de combustión del azufre, que es eliminada en las torres de secado por medio de ácido y que a su vez pasa al proceso.

Esta reducción del consumo de agua produce consecuentemente una disminución de las impurezas introducidas al proceso por concepto de dureza del agua, ya de por sí en un % pequeño, pero que, por las circunstancias especiales en que se encuentra el proceso y por el fin perseguido por este trabajo, conviene tam

bién tomar en consideración.

c).- El tercer punto importante a considerar es el siguiente:

El  $\text{SO}_2$ , al disolverse en el ácido, para abreviar cálculos que nos llevarían al mismo resultado, supondremos que se disuelve directamente en el agua de dilución, para formar  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Esta reacción es exotérmica, desprendiendo 993 Kcal/kg. Este calor nos eleva considerablemente la temperatura del ácido circulante, la cual hay que mantener a  $80^\circ\text{C}$  máximo, y que por consiguiente hay que eliminar en una torre de enfriamiento adecuada. Esta torre de enfriamiento utiliza agua como medio refrigerante la cual a su vez sube su temperatura y elimina el calor transmitido a ella por evaporación. Esta agua está a un promedio de  $40^\circ\text{C}$ . Si hacemos caso omiso momentáneamente de las pérdidas térmicas por radiación, convección, etc., en las torres y en los ductos de ácido, este calor es eliminado fuera del proceso por evaporación del agua presente en la torre de enfriamiento.

Teniendo el agua un calor latente de evaporación a  $40^\circ\text{C}$  de 574 Kcal/Kg., se evaporarán teóricamente en la torre de enfriamiento:

$$\frac{993}{574} = 1.729 \frac{\text{Kg. agua}}{\text{Kg. ácido producido}}$$

Aunque el consumo teórico de agua utilizada en la torre de enfriamiento para eliminar el calor de reacción entre el  $\text{SO}_2$  y el  $\text{H}_2\text{O}$  para formar  $\text{H}_2\text{SO}_4$  es excesivamente alto, realmente en la práctica es mucho menor, por las considerables pérdidas térmicas por radiación, convección, etc., que se realizan dentro del proce

so en las torres de absorción, secado, en los tanques y tuberías de ácido y en la misma torre de enfriamiento. Un gasto real, promedio de 30 mediciones diarias durante un mes de operación continua, dá un consumo no de 1.729 Kgs. agua/Kg.  $H_2SO_4$ , sino de 0.1744, que equivale a un poco más del 10% del consumo teórico.

Sin embargo, como esta agua es evaporada en la torre de enfriamiento y principalmente sobre los ductos del serpentín de ácido, la dureza de esta agua se vá incrustando sobre la superficie de los tubos, produciendo una capa no conductora sobre los mismos, que reducen el paso del calor y que hay que eliminar periódicamente raspando los tubos, con espátulas, raquetas y en algunas ocasiones con cincel y martillo.

La incrustación producida realmente es la siguiente:

$$0.1744 \times 100 \times \frac{1}{1000} = 0.0279 \frac{\text{grs. incrustación}}{\text{Kg. ácido}}$$

Aparentemente la incrustación es muy pequeña, pero al cabo de solamente un mes de operación, el peso de esta incrustación sobrepasa los 10 kgs., que repartidos sobre toda la superficie del serpentín de enfriamiento, producen una capa con un espesor promedio suficiente para que se reduzca considerablemente la transmisión de calor a través del tubo, teniendo que aumentar el flujo de agua. En ocasiones, se alcanzan temperaturas muy altas del ácido aún con el máximo de agua, bajando la producción total de la planta, por bajar asimismo la eficiencia de absorción de  $SO_2$  en las torres, perdiéndose éste a la atmósfera.

Expuesto lo anterior, se observa que existen tres fuentes de consumo de agua, que en las condiciones imperantes nos

producen en a).- incrustación en la caldera con los problemas y - peligros que de por sí encierra, en b).- una impurificación, aunque leve, del producto elaborado y en c).- también incrustación - que al aparecer en los serpentines de enfriamiento, nos baja la eficiencia de elaboración.

La solución inmediata a estos problemas es la instalación de un equipo de tratamiento de agua, que tiene el inconveniente de su inversión inicial y de su mantenimiento, y que en realidad no baja el costo de producción, sino que por el contrario, lo eleva, por la amortización del equipo que hay que añadir a éste.

Otra solución, completamente impracticable en otros tipos de industrias es la utilización de agua destilada, pero que en este caso en particular, si es posible, además de que reduce y nulifica por completo como se verá, la utilización de combustible en las calderas productoras del vapor necesario en la fusión del azufre, al utilizar el calor de combustión de éste para la obtención de vapor, utilizable para la fusión, y que condensado adecuadamente servirá para los otros dos usos a que se destinará dentro de la misma planta.

C A P I T U L O

I I

- + balance de materiales
- + balance térmico

## BALANCE DE MATERIALES

Para efectuarlo, primeramente se clasificarán estos dos grupos, como sigue:

- 1.- Directos: siendo estos los que realmente entran - dentro del proceso de elaboración y que son los siguientes:
  - a).- Consumo teórico y práctico de azufre.
  - b).- Consumo de aire.
  - c).- Consumo de agua para la dilución.
- 2.- Indirectos: Estos son los que aunque no entran al proceso son necesarios para él.
  - a).- Consumo de vapor teórico y práctico.
  - b).- Consumo de agua en la torre de enfriamiento; teórico y práctico.

Como base de este balance se tomará una producción promedio de 17000 Kgs/24 horas de  $H_2SO_4$  98%.

- 1.- Directos.

a).- Consumo de azufre a 100% de eficiencia:

$$17000 \times \frac{32.06}{98.06} \times \frac{98}{100} = 5444 \text{ Kgs/24 horas de azufre}$$
$$= 3.784 \text{ Kgs/min. de azufre}$$

La eficiencia práctica es la siguiente:

$$0.98 \times 0.96 \times 0.95 = 0.8937$$

Siendo 0.98 = efíc. de conversión de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$

0.96 = efíc. de absorción de  $\text{SO}_3$

0.95 = conjunto otras eficiencias

por lo tanto el consumo real de azufre es:

$$5444 \times \frac{1}{0.8937} = 6091 \text{ Kgs/24 horas de azufre}$$
$$= 4.229 \text{ Kgs/min. de azufre}$$

b).- Consumo de aire:

Este aire será el necesario para proporcionar el oxígeno suficiente para la combustión completa del S más cierto exceso tal para que los gases de combustión contengan constantemente 8% de  $\text{SO}_2$  en volumen a la salida del quemador:

$$4.229 \times \frac{1}{32.06} \times \frac{100}{8} \times 29 = 47.879 \text{ Kgs/min. aire seco}$$

Suponiendo un promedio en el aire de 50% de humedad relativa durante el proceso y a una presión atmosférica de 585mm Hg, se tendrán:

$$\frac{\text{Kgs vapor agua}}{\text{Kg aire seco}} = 0.015$$

(Lectura de gráfica psicrométrica)

por lo tanto el vapor de agua presente en el aire será:

$$47.879 \times 0.015 = 0.718 \text{ Kgs. vapor agua/min}$$

$$47.879 + 0.718 = 48.597 \text{ Kgs/min. aire húmedo}$$

c).- Agua de dilución:

$$17000 \times \frac{1}{1440} \times \frac{18 + 2}{100} = 2.360 \text{ Kgs/min agua dilución total}$$

$$2.360 - 0.718 = 1.642 \text{ Kgs/min agua dilución real}$$

2.- Indirectos.

a).- Consumo de vapor; teórico y real.

Este vapor es el que se utiliza para proporcionar el calor necesario para la fusión del azufre.

Para calcular este consumo teórico se debe tomar en consideración que la estructura interna del azufre cambia a medida que se eleva la temperatura, motivo por el cual para calcular la cantidad de calor necesaria para su fusión, dividiremos este en cuatro fases:

$Q_1$ .- Calor necesario para elevar la temperatura de 25°C a 90°C, o sea el punto de transición.

$Q_2$ .- Elevación de la temperatura de 90°C al punto de fusión, 119°C.

$Q_3$ .- Calor de fusión.

$Q_4$ .- Elevación de 119°C a 150°C, temperatura de trabajo

Base: 1 mol-gr

$$Q_1: Q_1 = w \left\{ C_p (T_2 - T_1) \right.$$

$$Q_1 = \frac{368}{298} (3.63 + 0.0064 t) dt$$

$$Q_1 = \left[ 3.63t + \frac{0.0064 t^2}{2} \right] \frac{368}{298}$$

$$Q_1 = 3.63 \times 368 + \frac{0.0064 \times 368^2}{2} - 3.63 \times 298 - \frac{0.0064 \times 298^2}{2}$$

$$Q_1 = 3.63 (368 - 298) + 0.0032 (368^2 - 298^2)$$

$$Q_1 = 254.10 + 149.18$$

$$Q_1 = 403.28 \text{ cal/mol}$$

$$Q_1 = 0.40328 \text{ Kcal/mol}$$

$$Q_2: Q_2 = w Cp (T_2 - T_1)$$

$$Q_2 = \frac{392}{368} \left[ (4.38 + 0.0022 t) \right] dt$$

$$Q_2 = \left[ 4.38t + \frac{0.0022 t^2}{2} \right] \frac{392}{368}$$

$$Q_2 = 4.38 \times 392 + 0.0011 \times 392^2 - 4.38 \times 368 - 0.0011 \times 368^2$$

$$Q_2 = 4.38 (392 - 368) + 0.0011 (392^2 - 368^2)$$

$$Q_2 = 105.12 + 20.06$$

$$Q_2 = 125.18 \text{ cal/mol}$$

$$Q_2 = 0.12518 \text{ Kcal/mol}$$

$Q_3$ : Wigand y Blas dieron el valor de 10.4 cal/gr para el calor de fusión, por lo tanto:

$$Q_3 = 10.4 \times 32$$

$$Q_3 = 332.8 \text{ cal/mol}$$

$$Q_3 = 0.3328 \text{ Kcal/mol}$$

$Q_4$ : Para esto, la ley de Kopp nos dice que el azufre en estas condiciones tiene un calor específico de 0.24 cal/gr °C por lo tanto:

$$Q_4 = 0.24 \times 32 \times 31$$

$$Q_4 = 238.08 \text{ cal/mol}$$

$$Q_4 = 0.23808 \text{ Kcal/mol}$$

$$Q_t: Q_t = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4$$

$$Q_t = 0.40328 + 0.12518 + 0.33280 + 0.23808$$

$$Q_t = 1.09934 \text{ Kcal/mol}$$

$$Q_T: Q_T = \left( \frac{4.392 \times 1000}{32} \right) \times 1.09934$$

$$Q_T = 150.07 \text{ Kcal/min}$$

El vapor a 150°C tiene un calor latente de vaporización de 503.9 Kcal/Kg., por lo tanto se necesitarán:

$$\frac{150.07}{503.9} = 0.2976 \text{ Kgs/min vapor saturado}$$
$$= 0.2976 \text{ Kgs/min agua}$$

Este dato difiere enormemente de la práctica, ya que en un promedio adecuado de consumo, este es de 1.146 Kgs/min., es de cir 3.86 veces más debido a las enormes pérdidas térmicas en los ductos y principalmente en los dos fundidores. Este vapor ya condensado, se llevará a los tanques de almacenamiento y que a su vez será utilizada para la dilución y consecuentemente bajar el consumo total de ésta.

b).- Agua en la torre de enfriamiento.

Esta agua se utiliza como medio refrigerante del ácido, para eliminar el calor de la reacción  $\text{SO}_2 + \text{H}_2\text{O}$  en las torres de absorción y que a su vez pierde el calor, aunque no totalmente, por evaporación.

Se vió anteriormente que el consumo teórico es de 1.729 Kgs  $\text{H}_2\text{O}/\text{Kg H}_2\text{SO}_4$  o sean 29,393 Kgs. agua/día (20.412 Kgs/min) pero debido a las razones ya expuestas en el capítulo anterior, este consumo baja a 0.1744 Kgs  $\text{H}_2\text{O}/\text{Kgs H}_2\text{SO}_4$  (3.309 Kgs/min).

Según esto, el consumo total de agua es de:

$$\text{Agua} = 1.642 - 1.146 + 3.309$$
$$= 3.805 \text{ Kg/min}$$

Equivalentes a:

$$630 \times 3.805 = 2397.6 \text{ Kcal/min}$$

$$\text{siendo } 630 = \frac{\text{Kcal suministradas}}{\text{Kg. vapor producido}}$$

## BALANCE TERMICO

Para llevarlo a cabo, se tomará únicamente la sección de interés, cuyo diagrama aparece al final de este capítulo. Esta sección incluye el quemador de azufre, los serpentines de enfriamiento y el cambiador de calor.

En el diagrama:

- $Q_1$  = Calor que entra con el aire.
- $Q_2$  = Calor de combustión del azufre a  $SO_2$ .
- $Q_3$  = Calor perdido por radiación en el quemador de S.
- $Q_4$  = Calor sensible de los gases de combustión a la salida del quemador de azufre.
- $Q_5$  = Calor aprovechado en el cambiador de calor.
- $Q_6$  = Calor perdido por radiación en el serpentín de enfriamiento.
- $Q_7$  = Calor sensible de los gases de combustión a la salida del serpentín de enfriamiento.

Datos:

AIRE:

Análisis químico

Elemento	% Vol.	% Peso
N <sub>2</sub>	79.0	76.8
O <sub>2</sub>	21.0	23.2
Total	100.0	100.0

Temperatura ambiente = 25°C

Temperatura de entrada al quemador = 45°C

Flujo = 44.874 Kgs/min

GASES DE COMBUSTION:

Análisis químico (% en volúmen)

N <sub>2</sub>	79.2%
O <sub>2</sub>	12.8%
SO <sub>2</sub>	8.0%
	<u>100.0%</u>

Flujo = 48.658 Kgs/min

AZUFRE:

Análisis químico

S	99.95%
Indeterminados	0.05%
	<u>100.00%</u>

OTROS:

70.96 Kcal/mol = Calor de formación del SO<sub>2</sub>

0.25 Kcal/Kg°C = Cp<sub>m</sub> Nitrógeno

0.22 Kcal/Kg°C = Cp<sub>m</sub> Oxígeno

0.33 Kcal/Kg°C = Cp<sub>m</sub> Anhídrido sulfuroso

Cálculo estequiométrico Aire-azufre

1	2	3	4
Elemento o Compuesto	Volumen Unitario	Kgs/mol	Kgs/min
N <sub>2</sub>	0.792	22.176	34.370
O <sub>2</sub>	0.128	4.096	6.350
SO <sub>2</sub>	<u>0.080</u>	<u>5.120</u>	<u>7.938</u>
	1.000	31.392	48.658

En esta tabla aparecen, en las columnas, 1 y 2 los componentes de los gases de combustión, expresados en fracción del volúmen unitario. En la columna 3 al multiplicar este por su peso molecular, obtenemos los Kgs. por mol de gas y finalmente en la siguiente, al multiplicarlos por la relación

$$\frac{48.658}{31.392} = 1.550$$

obtendremos los Kgs/min de cada componente en particular que forman los gases de combustión.

Cálculo de las diferentes Q.-

$$Q_1: \quad Q_{N_2} = 44.874 \times 0.768 \times 0.25 (45.25) = 172.3$$

$$Q_{O_2} = 44.874 \times 0.232 \times 0.22 (45.25) = 45.8$$

$$Q_1 = 172.3 + 45.8$$

$$Q_1 = 218.1 \text{ Kcal/min}$$

$$Q_2: \quad Q_2 = 3.784 \times \frac{1}{32} \times 70.96 \times 1000$$

$$Q_2 = 8387 \text{ Kcal/min}$$

$$Q_4: \quad Q_{N_2} = 34.370 \times 0.25 \times (675-25) = 5585$$

$$Q_{O_2} = 6.350 \times 0.22 \times 650 = 908$$

$$Q_{SO_2} = 7.938 \times 0.33 \times 650 = 1707$$

$$\begin{aligned}
 Q_4 &= 5585 + 908 + 1707 \\
 Q_4 &= 8200 \text{ Kcal/min} \\
 Q_3: \quad Q_3 &= Q_1 + Q_2 - Q_4 \\
 Q_3 &= 218.1 + 8387 - 8200 \\
 Q_3 &= 405 \text{ Kcal/min} \\
 Q_5: \quad Q_{N_2} &= 34.370 \times 0.25 \times (675 - 485) = 1632.6 \\
 Q_{O_2} &= 6.350 \times 0.22 (675 - 485) = 265.4 \\
 Q_{SO_2} &= 7.938 \times 0.33 (675-485) = 499.6 \\
 Q_5 &= 1632.6 + 265.4 + 499.6 \\
 Q_5 &= 2397.6 \text{ Kcal/min} \quad (143,856 \text{ Kcal/hr}) \\
 Q_6: \quad Q_{N_2} &= 34.370 \times 0.25 \times (485 - 425) = 515.5 \\
 Q_{O_2} &= 6.350 \times 0.22 (485 - 425) = 83.8 \\
 Q_{SO_2} &= 7.938 \times 0.33 (485 - 425) = 157.7 \\
 Q_6 &= 515.5 + 83.8 + 157.7 \\
 Q_6 &= 757.0 \text{ Kcal/min} \\
 Q_7: \quad Q_{N_2} &= 34.370 \times 0.25 (425 - 25) = 3437.0 \\
 Q_{O_2} &= 6.350 \times 0.22 (425 - 25) = 558.8 \\
 Q_{SO_2} &= 7.938 \times 0.33 (425- 25) = 1051.8 \\
 Q_7 &= 3437.0 + 558.8 + 1051.8 \\
 Q_7 &= 5047.6 \text{ Kcal/min}
 \end{aligned}$$

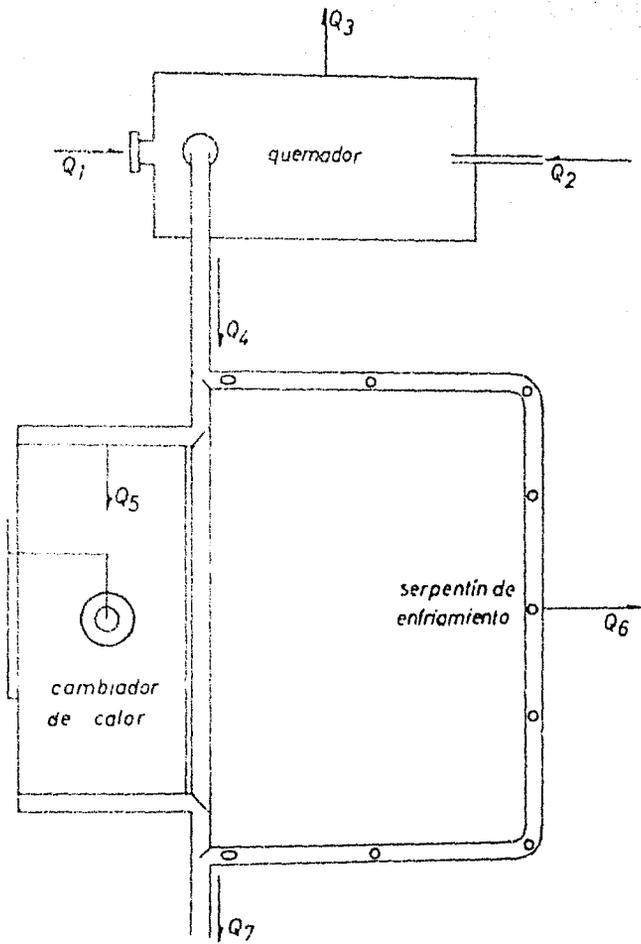


DIAGRAMA DE FLUJO

C A P I T U L O

I I I

- + cálculo del área de  
transmisión de calor
- + diseño del cambiador de calor

CALCULO DEL AREA  
DE TRANSMISION DE CALOR

Nomenclatura usada en este capítulo:

- A = área de transmisión de calor en  $m^2$
- Q = cantidad de calor por transmitir, Kcal/hr
- $U_1$  = coeficiente total de transmisión de calor, sección entrada  
Kcal/hr  $m^2 \cdot ^\circ C$
- $U_2$  = coeficiente total de transmisión de calor, sección salida -  
Kcal/hr  $m^2 \cdot ^\circ C$
- $h_1$  = coeficiente película del gas sección entrada, Kcal/hr  $m^2 \cdot ^\circ C$
- $h_1'$  = coeficiente película del gas sección salida, Kcal/hr  $m^2 \cdot ^\circ C$
- $h_2$  = coeficiente película del agua sección entrada, Kcal/hr  $m^2 \cdot ^\circ C$
- $h_2'$  = coeficiente película del agua sección salida, Kcal/hr  $m^2 \cdot ^\circ C$
- $\delta$  = grueso del tubo, mts.
- k = conductividad térmica del tubo, Kcal/m  $hr \cdot ^\circ C$
- $k_w$  = conductividad térmica del agua, Kcal/m  $hr \cdot ^\circ C$
- $k_g$  = conductividad térmica del gas, Kcal/m  $hr \cdot ^\circ C$

- $\Delta t'$  = diferencia de temperaturas sección entrada, °C  
 $\Delta t''$  = diferencia de temperaturas sección salida, °C  
 $D$  = diámetro de los tubos, mts.  
 $\rho$  = densidad del agua, Kgs/m<sup>3</sup>  
 $Cp_g$  = calor específico del gas a p = cte., Kcal/Kg °C  
 $\mu$  = viscosidad absoluta, Kgs/m hr  
 $\sigma$  = tensión superficial, Kgs/m  
 $\nu$  = viscosidad cinemática, cps  
 $r$  = calor latente de vaporización, Kcal/Kg  
 $G$  = flujo de gas, Kgs/hr m<sup>2</sup>  
 $F$  = alimentación, Kgs/hr  
 $A_t$  = Área total sección transversal de los tubos

Para efectuar este cálculo se deben tener presentes las siguientes consideraciones de carácter práctico y así evitar posibles complicaciones posteriores, que podrían en último caso, hacer imposible la resolución del problema.

- 1.- La composición y flujo del gas es constante.
- 2.- La temperatura de entrada y salida constantes.
- 3.- Todo el azufre pasa a SO<sub>2</sub> en el quemador y no se oxida antes ni durante el paso del gas por el cambiador de calor.
- 4.- La temperatura del agua es constante.
- 5.- El gasto de vapor es constante.
- 6.- No se produce incrustación en el área de transmisión de calor.

Se calcularán dos valores de U, a la entrada y a la salida del gas para una exactitud mayor en este renglón, y se empleará la fórmula de Colburn para el cálculo del área de transmisión:

$$A = \frac{Q}{\frac{\Delta t' U_2 - \Delta t'' U_1}{\ln \frac{t'}{t''}}} \quad (1)$$

Los valores de  $U_1$  y  $U_2$

$$U_1 = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{L}{k} + \frac{1}{h_2}} \quad (2)$$

$$U_2 = \frac{1}{\frac{1}{h_1'} + \frac{L}{k} + \frac{1}{h_2'}} \quad (3)$$

Cálculo de  $U_1$ : (sección de entrada)

Los valores de  $h_1$ , con la fórmula de McAdams:

$$\frac{h_1 D}{k_g} = 0.0225 \left( \frac{D G}{\mu_g} \right)^{0.8} \left( \frac{C_p \mu_g}{k_g} \right)^{0.4} \quad (4)$$

Los valores de  $h_2$  con la fórmula siguiente dada por --

Jakob:

$$\frac{h_2}{k_w} \left( \frac{\sigma}{p' - p''} \right)^{0.5} = 31.6 \left[ \left( \frac{V_a}{V} \right) \left( \frac{\sigma}{\sigma_a} \right) \left( \frac{p'_a - p''_a}{p' - p''} \right) \left( \frac{h_2 \Delta t}{p''_a r_a w_a} \right) \right]^{0.8} \quad (5)$$

donde ( )' : es líquido saturado

( )'' : vapor saturado

( )<sub>a</sub> : a presión atmosférica

( )<sub>s</sub> : agua saturada a 100°C

$w_a$  : 279 mts/hr representa la frecuencia media de la formación de burbujas en cualquier punto de la superficie de calentamiento, así como el diámetro medio de las burbujas al separarse de la superficie del líquido.

Después de varias tentativas con base en la variación sistemática del flujo de gas ( $\text{Kg/m}^2$ ), se llegó a la conclusión de

que el cambio deberá tener las siguientes características en cuanto a diseño primario:

- a). Cilíndrico horizontal.
- b). Un paso.
- c).- 42 tubos de 2.5" diám. (64mm) nominal.
- d).- Tipo tubos de humo.

Cálculo de  $\frac{1}{h_1}$  (entrada):

Datos:

$$F = 48.658 \text{ Kgs/min} = 2919 \text{ Kgs/hr}$$

$$A_t = 0.1297 \text{ m}^2$$

$$D = 0.0627 \text{ mts. (diam. interior)}$$

$$k_g = 0.0307 \text{ Kcal/m hr}^\circ\text{C}$$

$$G = 22500 \text{ Kg/hr m}^2$$

$$\mu_g = 0.144 \text{ Kg/hr mt}$$

$$C_{p_g} = 0.251 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

Sustituyendo los datos anteriores en (4):

$$\frac{h_1 \times 0.0627}{0.0307} = 0.0225 \left( \frac{0.0627 \times 22500}{0.144} \right)^{0.8} \left( \frac{0.251 \times 0.144}{0.0307} \right)^{0.4}$$

$$h_1 = 0.01112 \times 1.067 \times 1559$$

$$h_1 = 18.50 \text{ Kcal/hr m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

Cálculo de  $\frac{L}{K}$  :

$$\frac{L}{K} = \frac{0.0627}{49.5}$$

$$\frac{L}{K} = 0.00126$$

Cálculo de  $\frac{1}{h_2}$  :

Datos:

$$\begin{aligned}
k_w &= 0.59 \text{ Kcal/hr mt}^\circ\text{C} \\
\sigma &= 0.01068 \text{ Kgs/mt} \\
\sigma_a &= 0.01110 \text{ Kgs/mt} \\
V &= 0.13 \text{ cps} \\
V_a &= 0.26 \text{ cps} \\
p' &= 916 \text{ Kgs/m}^3 \\
p'' &= 2.58 \text{ Kgs/m}^3 \\
p'_a &= 960 \text{ Kgs/m}^3 \\
p''_a &= 0.598 \text{ Kgs/m}^3 \\
\Delta t' &= 525^\circ\text{C} \\
r_a &= 540 \text{ Kcal/Kg} \\
w_a &= 279 \text{ mts/hr}
\end{aligned}$$

Sustituyendo en (5):

$$\frac{h_2}{0.59} (0.01068)^{0.5} = 31.6 \left[ \frac{(0.26)}{(0.13)} \left( \frac{0.01068}{0.01110} \right) \frac{(960-0.598)}{(916-2.58)} \left( \frac{h_2 \times 525}{0.598 \times 540 \times 279} \right)^{0.8} \right]$$

$$\frac{h_2}{0.59} (0.003425) = 63.2 \left[ (1.169 \times 1.050 \times \frac{525}{90094}) h_2 \right]^{0.8}$$

$$0.005805 h_2 = 63.2 \left[ (1.227 \times 0.005827) h_2 \right]^{0.8}$$

$$h_2 = 10,887 (0.00715 h_2)^{0.8}$$

$$h_2 = 10,887 \times 0.0019205 \times h_2^{0.8}$$

$$\frac{h_2}{h_2^{0.8}} = 20.903$$

$$h_2 = 20.903^5$$

$$h_2 = 3,990,600 \text{ Kcal/hr m}^2\text{C}$$

Sustituyendo en (2):

$$U_1 = \frac{1}{\frac{1}{18.50} + \frac{0.0627}{49.5} + \frac{1}{3,990,600}}$$

$$U_1 = \frac{1}{0.054054 + 0.0012666 + 0.00000025}$$

$$U_1 = \frac{1}{0.05532097}$$

$$U_1 = 18.07 \text{ Kcal/hr m}^2\text{°C}$$

Cálculo de  $U_2$  (sección de salida):

Se seguirá exactamente el mismo procedimiento que para el cálculo de  $U_1$ , ahora con los datos de la sección de salida:

Datos:

$$F = 48658 \text{ Kgs/min}$$

$$A_t = 0.1297 \text{ m}^2$$

$$D = 0.0627 \text{ mt}$$

$$k_g = 0.0290 \text{ Kcal/mt hr}^\circ\text{C}$$

$$G = 22500 \text{ Kgs/hr m}^2$$

$$M_g = 0.137 \text{ Kgs/mt hr}$$

$$C_{p_g} = 0.247 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

Sustituyendo estos datos en (4):

$$\frac{h_i' \times 0.0627}{0.0290} = 0.0225 \left( \frac{0.0627 \times 22500}{0.137} \right)^{0.8} \left( \frac{0.247 \times 0.137}{0.0290} \right)^{0.4}$$

$$h_i' = \frac{0.0225}{2.162} (10,131)^{0.8} (9795)^{0.4}$$

$$h_i' = 0.01109 \times 1601$$

$$h_i' = 17.77 \text{ Kcal/hr m}^2\text{°C}$$

Cálculo de  $\frac{L}{K}$ :

$$\frac{L}{K} = \frac{0.0627}{51.0}$$

$$\frac{L}{K} = 0.001229411$$

Cálculo de  $\frac{1}{h_2'}$ :

Datos:

$$k_w = 0.59 \text{ Kcal/hr m}^2\text{C}$$

$$\sigma = 0.01068 \text{ Kgs/mt}$$

$$\sigma_a = 0.01110 \text{ Kgs/mt}$$

$$v = 0.13 \text{ cps}$$

$$v_g = 0.26 \text{ cps}$$

$$p' = 916 \text{ Kgs/m}^3$$

$$p'' = 2.58 \text{ Kgs/m}^3$$

$$p_a' = 960 \text{ Kgs/m}^3$$

$$p_a'' = 0.598 \text{ Kgs/m}^3$$

$$\Delta t'' = 335^\circ\text{C}$$

$$r_a = 540 \text{ Kcal/Kg}$$

$$w_H = 279 \text{ mts/hr}$$

Sustituyendo en (5):

$$\frac{h_2'}{0.59} \left( \frac{0.01068}{916 - 2.58} \right)^{0.5} = 31.6 \left[ \left( \frac{0.26}{0.13} \right) \left( \frac{0.01068}{0.01110} \right) \left( \frac{960 - 0.598}{916 - 2.58} \right) \left( \frac{h_2' \times 335}{598 \times 540 \times 279} \right)^{0.8} \right]$$

$$\frac{h_2'}{0.59} \times (0.003425) = 63.2 \left[ \left( 1.169 \times 1.050 \times \frac{335}{90094} \right) h_2' \right]^{0.8}$$

$$0.005805 h_2' = 63.2 \left[ (1.227 \times 0.003718) h_2' \right]^{0.8}$$

$$h_2' = 10887 (0.004562 h_2')^{0.8}$$

$$h_2' = 10887 \times 0.0013406 \times (h_2')^{0.8}$$

$$h_2' = 14.588^5$$

$$h_2' = 660,700 \text{ Kcal/hr m}^2\text{C}$$

Sustituyendo en (3):

$$U_2 = \frac{1}{\frac{1}{17.77} + \frac{0.0627}{51.0} + \frac{1}{660,700}}$$

$$U_2 = \frac{1}{0.0562464 + 0.0012294 + 0.0000015}$$

$$U_2 = \frac{1}{0.0574773}$$

$$U_2 = 17.39 \text{ kcal/hr m}^2\text{°C}$$

Sustituyendo ya los valores calculados en la fórmula -

(1), tendremos:

$$A = \frac{143,856}{\frac{525 \times 17.39 - 335 \times 18.07}{2.3 \log \frac{525}{335}}}$$

$$A = \frac{143,856}{\frac{9129.75 - 6053.45}{2.3 \log 1.5671}}$$

$$A = \frac{143,856}{\frac{3076.3}{0.4487}} = \frac{143,856}{6856.2}$$

$$A = 20.98 \text{ m}^2$$

## DISEÑO DEL CAMBIADOR DE CALOR

Características del tubo usado:

Diámetro nominal	- 64 mm (2 1/2") Cédula 40
Diámetro exterior	- 73 mm
Diámetro interior	- 62.71 mm
Espesor de pared	- 5.16 mm
Área de flujo	- 0.00309 m <sup>2</sup>
Circunferencia, m ó superficie en m <sup>2</sup> por m. de longitud	- 0.1972 m <sup>2</sup> /m
Peso del tubo	- 8.64 Kg/m

Dimensiones primarias del cambiador de calor:

Largo.-

Este depende ya exclusivamente del área de calentamiento calculada y del área interior que presenta el tubo usado. Se calcula con la fórmula siguiente:

$$L = \frac{A}{N \times A_{\text{circ}}}$$

$$L = \frac{20.98}{42 \times 0.1972}$$

$$L = 2.533 \text{ mts.}$$

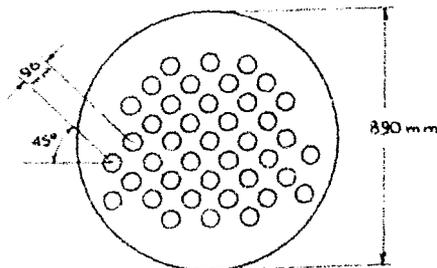
**Diámetro.-**

Los tubos, en número de 42, estarán dispuestos en tal forma, que la distancia entre los centros de los mismos, será de 96 mm tomando de referencia dos líneas a 45° de la horizontal. - Esto nos dá aproximadamente el diámetro, que se fijará en 890 mm.

**Elemento primario:**

El cuerpo básico del cambiador será un cilindro horizontal, con un largo de 2.533 mts. y un diámetro de 0.890 mts.

Los tubos, también horizontales, se distribuirán en la forma antes dicha quedando así un espacio inferior y uno superior. El inferior está destinado a contener los lodos que se formen, y el superior para poder tener un nivel de agua variable sin peligro de que se sequen los tubos superiores.



**DISTRIBUCION TRANSVERSAL DE LOS TUBOS**

Los tubos serán engargolados en sus extremos a las tapas laterales previamente perforadas a la medida de 75 mm de diámetro y a una distancia (la menor, puesto que hay dos) entre centro a centro de 96 mm.

Las tapas de lámina de 6.4mm, serán soldadas en tal forma que las costuras trabajen a tensión cuando se ejerza la presión del vapor hacia ellas, es decir, tendrán una ceja doblada hacia adentro, imitando la forma de un cristizador de laboratorio.

El cilindro será construido también de lámina de 6.4mm, del tamaño adecuado y roladas de manera que formen tres cilindros unidos entre sí por tres soldaduras verticales continuas y una horizontal también continua en la parte superior. Llevarán refuerzos soldados adecuadamente a ambos lados de la costura primaria (dentro y fuera) para forzar una sola y fuerte unidad.

Sobre el cilindro se harán ocho perforaciones en forma de elipse de diámetro de 80 x 120 mm distribuidos simétricamente, tomando como base 45° de inclinación y a una distancia de los extremos de 650 mm. Durante la operación, serán tapados por medio de una concha por la parte interior y sujeta por medio de un tornillo y cuatro patas al exterior del cilindro, y un empaque adecuado entre ellos. Se les llama comunmente "tortugas" y permiten inspeccionar periódicamente el interior del cilindro y el exterior de los tubos.

El cilindro se dotará de un domo cilíndrico en la parte superior de 380 mm de diámetro y 440 mm de alto y aconchado en la parte superior del mismo, donde se soldará un niple de 75 mm y que será la salida de vapor. Este será soldado adecuadamente.

El centro de éste estará a 1180 mm de uno de los extremos, el que corresponde a la entrada de gases.

En la parte inferior y al centro, se adaptará un niple de 51 mm, una válvula de cuadro y con tubería al exterior del recinto del proceso, con objeto de purgar el cambiador periódicamente y evitar en lo posible las incrustaciones y desalojar los lodos producidos durante la operación del equipo.

Tanto la entrada como la salida de gases se hará en idéntica forma y que consiste en una concha cilíndrica de diámetro igual al cilindro principal con la entrada de gas tangencial y desde arriba. Tendrá en la parte inferior una salida con tapa con objeto de desalojar materias extrañas que pudieran depositarse allí. Se fijará por medio de 24 tornillos de 13 mm sobre la brida que previamente se le adapta al cilindro.

Todo el conjunto será colocado sobre dos bases de concreto armado y previamente bien cimentadas, adaptando sobre estas bases por medio de aditamentos soldados al cuerpo, unos soportes adecuados y perfectamente bien fijos a las anclas empotradas en el concreto.

#### Accesorios:

Manómetro.- Se colocará un manómetro de rango de 0 a 7 Kgs/cm<sup>2</sup> directamente a la salida del vapor, con sus correspondientes conexiones y purgas para verificar su correcto funcionamiento.

Nivel.- El nivel se dispondrá de tal forma que pueda marcar el nivel de agua dentro del cilindro desde la parte más alta hasta 25 mm arriba del nivel de los tubos más altos. Se le

colocarán también sus correspondientes purgas para asegurar que - sus lecturas sean correctas en todo momento.

**Injectores.**- Se pondrá uno manual provisto de inyector de vapor con sus correspondientes válvulas, checks, carga y enfriamiento de agua proveniente de los depósitos. El inyector automático, provisto de control de nivel independiente; será básicamente una bomba centrífuga modificada, acoplada directamente a un motor eléctrico que será arrancado y parado automáticamente por su control de nivel. Será provisto de sus tuberías de agua, válvulas, checks, etc., con objeto de asegurar en lo posible su funcionamiento adecuado y libre de fallas.

El inyector manual se colocará con objeto de preveer -- cualquier falla o descompostura del inyector automático y que el equipo continúe funcionando en tanto se hacen las reparaciones - necesarias al automático.

Ambos injectores serán provistos de una tubería adicional de agua, que proporcionará ésta cuando por cualquier motivo - falte el aprovisionamiento de la misma. Este tubo estará dispuesto de manera que los injectores accionen agua de cualquier recipiente que se coloque a su alcance, ya sea en el piso o sujetándolo a mano.

**Válvula de seguridad.**- Inmediatamente a la salida de - vapor se colocará una válvula de seguridad graduada a abrirse al llegar a los 7 Kg/cm<sup>2</sup> de presión, evitando así una sobrepresión peligrosa que podría provocar un accidente serio cuando por descuido, bajo consumo de vapor o alguna circunstancia imprevista, - suba la presión interna del equipo.

CAPITULO

IV

+ C O S T O S

COSTOS

A.- Costo del equipo:

En el presente inciso se hará la estimación del costo - total de construcción del equipo, incluyendo accesorios, instalación y montaje.

Cuerpo:

90 mts. tubo 64mm Cédula 40 a \$42.00 mt	\$ 3 780.00
3 láminas de 6.4mm de grueso de 0.91 x 3.05mt. con un peso total de 416 Kg a \$2.44 Kg.	1 015.00
6 láminas de 6.4mm grueso de 0.91 x 1.83 mts. con un peso total de 498 Kg. a \$2.44 Kg.	1 215.00
2 bases de concreto armado de 0.2 m <sup>3</sup> e/u a \$280.00 m <sup>3</sup>	112.00
Construcción, mano de obra de taller	6 800.00
4 metros tubería 304mm fo.fo.	3 500.00
Instalación y montaje incluyendo accesorios menores	<u>3 000.00</u>
	\$ 19 422.00

Tubería vapor:

11 metros tubo 38mm Cédula 80 a \$32.00 mt.	\$	352.00
1 serpentín de tubo 38mm Cédula 80 de 15 mts. de tubo total a \$45.00 mt. incluyendo mano de obra		675.00
1 Colador Crane 988 a \$70.00		70.00
1 Trampa Crane 9811 a \$347.00		347.00
15 tramos aislante de 35mm a \$16.00 tramo		240.00
Instalación		425.00
	\$	<u>2 109.00</u>

Accesorios:

20 mts. tubo 13mm a \$16.00 mt.	\$	320.00
6 válvulas de 13mm de vapor \$84.00 c/u Crane Co.		504.00
3 checks 14mm bronce a \$34.00 c/u Crane Co.		102.00
1 control de nivel McDonell Miller		950.00
1 moto-bomba de inyección de agua, incluyendo motor y controles eléctricos, 2 HP, 2 GPM Westinghouse		2 840.00
1 inyector de agua accionado por vapor Penberthy	1	015.00
2 válvulas de seguridad de vástago Nordberg Co. a \$840.00 c/u	1	680.00
1 manómetro 10 cms rango 0 a 7Kgs/cm <sup>2</sup> Aschoff		150.00
1 tubo de nivel y accesorios McDonell Miller		130.00
10 grifos de prueba, bronce 13mm Crane Co.		450.00
1 válvula de cuadro 38mm Crane Co.		120.00
Aislante del cuerpo principal y tubo de entrada de 304mm, incluyendo recubrimiento	2	500.00
Mano de obra e instalación		<u>1 800.00</u>
	\$	<u>12 561.00</u>

COSTO TOTAL \$ 34,092.00

B.- Carga al costo de producción por concepto de operación del equipo calculado:

Consideraremos los siguientes puntos:

- a).- Depreciación de equipo
- b).- Combustible
- c).- Energía eléctrica
- d).- Agua
- e).- Operación y mantenimiento
- n).- Depreciación del equipo.-

Se considerará un período de 10 años

Aplicaremos la fórmula siguiente:

$$S = I (1 + i)^u$$

donde:

S = Depreciación del equipo

I = Inversión fija

i = Interés anual

u = Número de años

$$S = 34,092 (1 + 0.1)^{10}$$

$$S = 34,092 \times 2.593$$

$$S = 88298$$

$$\text{Carga por tonelada producida} = \frac{88298}{10 \times 360 \times 17} = 1.44$$

a).- Depreciación del equipo	\$ 1.44
b).- Combustible	0.00
c).- Energía eléctrica	0.20
d).- Agua $0.325 \text{ m}^3 \times 0.04 \text{ \$/m}^3$	0.01
e).- Operación y mantenimiento	<u>0.30</u>
CARGA TOTAL POR TONELADA PRODUCIDA	\$ 1.95

C.- Carga al costo de producción por concepto de operación de una caldera de 25 HP:

Actualmente la planta opera con una caldera para la producción de vapor, quemando diesel como combustible, con una inversión fija aproximadamente igual a la del equipo proyectado, de donde se obtienen los datos siguientes, por toneladas de ácido producido:

a).- Depreciación de la caldera	\$ 1.44
b).- Combustible (\$0.52 lit)	
$\frac{3.8 \times 80 \times 24 \times 630}{12 \times 0.70 \times 8,850} = 31.2 \text{ lts.}$	
	10.56
c).- Energía eléctrica	0.20
d).- Agua	0.01
e).- Operación y mantenimiento	<u>0.20</u>
<b>CARGA TOTAL DE CALDERA POR TON. PRODUCIDA</b>	<b>\$ 12.41</b>

CAPITULO

V

+ conclusiones

## CONCLUSIONES

1.- Por todo lo ya considerado, la planta, en su condi  
ción actual y para la capacidad de producción de 17 toneladas dia  
rias de ácido sulfúrico, incluye un sistema de calentamiento (cal  
dera) que supone un costo de operación de \$12.41 por tonelada.

2.- En el presente estudio se ha considerado la conve-  
niencia de sustituir el actual sistema por uno que básicamente -  
aproveche el calor sensible de los gases de combustión, producto  
de la combustión del azufre.

3.- A tal fin, se ha diseñado un cambiador de calor -  
que reviste las siguientes características:

Longitud	=	2.533 mts
Diámetro	=	0.890 mts
Fanos	=	1
Tipo	=	Tubos de humo
Tubos	=	42 de 64mm Cédula 40

Area transmisión = 20.98 m<sup>2</sup>  
 Calor transmitido = 143,856 Kcal/hr  
 Producc. Vapor = 228.3 Kgs/hr a 4.92 Kgs/cm<sup>2</sup> sat.

4.- La instalación de este nuevo sistema (cambiador de calor y accesorios) supone, por lo ya expuesto, el poder realizar la operación de calentamiento a un costo de \$1.95 por tonelada - (se elimina el consumo de combustible).

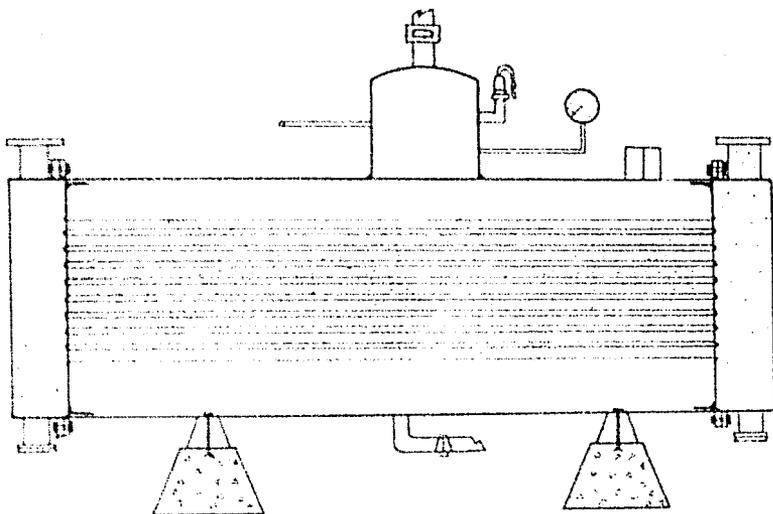
5.- Por lo anterior, el cambio de un sistema a otro - significa un ahorro en el costo de operación por concepto de fusión de azufre de:

\$12.41 - \$1.95 = \$10.46 por ton. producida

6.- Dado que se tiene una producción anual de 6120 toneladas, el correspondiente ahorro anual por el mismo concepto - podrá ser de

6,120 x 10.46 = \$64,015.00

7.- El costo e instalación del equipo diseñado supone una inversión fija (ya considerada en el renglón de depreciación, en el cálculo del costo de operación) de \$54,092.00

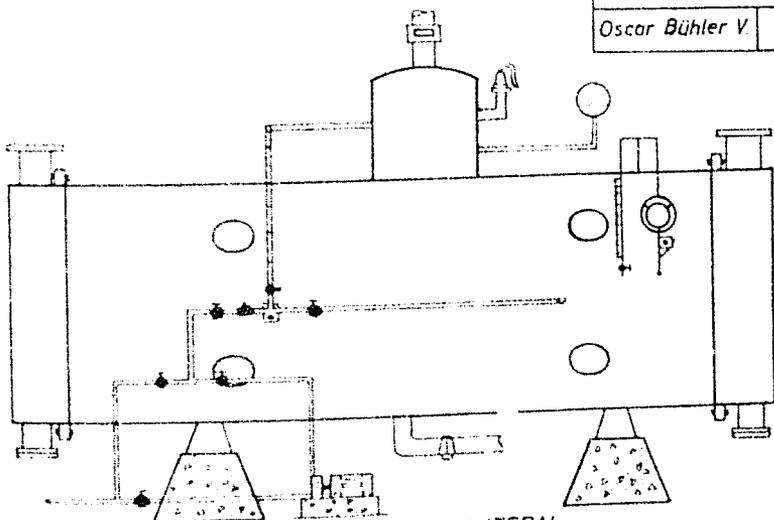


CORTE LONGITUDINAL

TESIS PROFESIONAL

cambiador de calor

Oscar Bühler V. 1961



VISTA LATERAL

1000 mm

## BIBLIOGRAFIA

- SULFURIC ACID MANUFACTURE  
A. M. Paisle - Reinhold 1936
- GENERAL CHEMISTRY  
Steiner - McMillan Co. 1955
- CHEMICAL PROCESS PRINCIPLES  
Hougen - J. Wiley 1943
- PRINCIPLES OF CHEMICAL ENGINEERING  
Walker - McGraw Hill 1957
- INDUSTRIAL CHEMICAL CALCULATIONS  
Hougen & Watson - J. Wiley 1955
- INDUSTRIAL STOICHIOMETRY  
Lewis - McGraw Hill 1954
- ELEMENTS OF HEAT TRANSMISSION  
M. Jakob - J. Wiley 1957
- HEAT TRANSMISSION  
W. H. McAdams - McGraw Hill 1954
- APPLIED HEAT TRANSMISSION  
Stoever - McGraw Hill 1941
- CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK  
J. H. Perry - McGraw Hill 1950
- MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO  
J. H. Perry - UTEHA 1958
- QUIMICA GENERAL  
J. A. Baber - Ed. Nat. 1947
- INTERNATIONAL CRITICAL TABLES  
McGraw Hill 1953
- GRAPHICAL AND MECHANICAL COMPUTATION  
Lipka - J. Wiley 1918
- MONSANTO MEXICANA  
Datos Técnicos 1948
- A. S. A. STANDARDS  
E36 10 1959
- CRANE CO.  
Datos Técnicos 1960
- MCDONELL MILLER & CO.  
Datos Técnicos 1960