

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA

INCORPORADA A LA U.N.A.M.

FACULTAD DE QUIMICA BERZELIUS

**“ESTUDIO SOBRE UN RECUPERADOR DE CALOR
PARA PLANTA DE
H₂ SO₄ DE 18 TONELADAS DE CAPACIDAD”**

TESIS PARA OPTAR AL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO

BERNARDO MARTINEZ SERNA



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.

U N I V E R S I D A D I B E R O A M E R I C A N A

INCORPORADA A LA U. N. A. M.

FACULTAD DE QUIMICA BERZELIUS

"ESTUDIO SOBRE UN RECUPERADOR DE CALOR PARA PLANTA DE
H₂ SO₄ DE 18 TONELADAS DIARIAS DE CAPACIDAD".

TESIS PARA OPTAR AL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO.

BERNARDO MARTINEZ SERNA.

A la memoria de mi padre:

ANTONIO V. MARTINEZ

Ejemplo de trabajo y honradez.

A mi abnegada madre,

DELFINA S. VDA. DE MARTINEZ

Que con su esfuerzo hizo posible

mi preparación.

A mi hermano,

Pbro. ESTEBAN MARTINEZ SERNA

Que colaboró bastante a mia carrera.

Al Señor,

ALFONSO HERRERA Y FAMILIA,

Mis benefactores durante mis estudios.

A mis hermanos,

A mis amigos y profesores,

A mi Escuela,

Capítulo Primero. Introducción.

Objeto de la tesis.

Aspecto Histórico

Capítulo Segundo. Teoría general de recuperadores.

Explicación de ventajas de la
recuperación del calor.

Influencia del aire recalentado so
bre la combustión y la transmisión
de calor del horno.

Capítulo Tercero. Balance térmico.

Breve descripción del proceso.

Análisis de algunas modificaciones
en la composición de los gases.

Capítulo Cuarto. Cálculo del recuperador.

Dos diversos tipos de calderas (a-
nálisis)

Cálculo de variables.

Capítulo Quinto. Balance económico.

Comparación entre los 2 sistemas

CAPITULO PRIMERO

INTRODUCCION

Objeto de la Tesis:

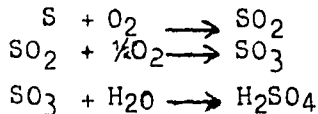
Uso de los recuperadores y
su historia.

Plan del Presente Trabajo.

C A P I T U L O I

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

En el presente trabajo, se estudiará la posibilidad de recuperar económicamente la mayor cantidad posible del calor producido en las reacciones fuertemente exotérmicas que intervienen en la manufactura del ácido sulfúrico; como son:



Habiéndose visto en la práctica que este calor es suficientemente grande se pensó aprovecharlo en la producción del vapor necesario para fundir el azufre que se emplea en la fabricación del ácido.

El aprovechamiento de este calor se hará en caso que resulte costeable, por medio de un recuperador de calor, que será el que produzca el vapor que actualmente suministra la caldera; ahorrándose de esta manera el combustible.

Los recuperadores o economizadores de calor -- son unos cambiadores de calor, interpuestos entre la caldera y la chimenea, diseñados para recuperar algo del calor desperdiciado de los productos de -- combustión, ya que la mayor pérdida se debe a las -- pérdidas de calor sensible. (El calor sensible es -- el calor usado para aumentar la temperatura de los gases, desde la temperatura ambiente hasta la temperatura de descarga a la chimenea).

Este problema de la recuperación no es nuevo, pues ya para el año de 1860 se empezaron a usar los economizadores. En aquél tiempo se quemaba ineficientemente el combustible; y no obstante que se operaba

a bajas presiones y bajas capacidades, se iba una gran cantidad de calor desperdiciado en los gases de salida; debido a estas grandes pérdidas se recuperaba económicamente mucho de este calor desperdiciado aunque se empleaban economizadores relativamente ineficientes de tubos gruesos y muy espaciados.

Cuando se usaron quemadores más grandes en las calderas mecánicas, la temperatura del gas de la chimenea era grande, por la capacidad, aún cuando la combustión era más eficiente.

Al prevalecer después mayores presiones y mayores capacidades se hizo aún más necesario el uso de equipo de recuperación del calor de los gases de la chimenea.

Hasta aquí se ha visto de una manera superficial lo que se va a estudiar; en los siguientes capítulos se verán: la teoría general de recuperación de calor; el balance térmico de la parte de la planta que interesa para el presente trabajo, así como el cálculo del recuperador y en seguida se hará el balance económico para comparar el costo de la producción de vapor con y sin recuperador.

CAPITULO II

TEORIA GENERAL DE LOS RECUPERADORES

Existen esencialmente dos tipos de recuperadores de calor, de acuerdo con la naturaleza de los gases calientes cuyo calor se trate de recuperar y son:

1).- Recuperadores de gases de combustión de una caldera y que ya salen a la chimenea, estos gases sólo se enfrían para aprovechar su calor. Este es el tipo más generalizado de recuperadores ya que es muy conveniente su uso donde quiera que haya calderas grandes.

2).- Recuperadores de gases calientes de algún horno y que tratan de enfriarse porque así lo requiere el proceso, pues estos gases deben seguir reaccionando para obtener un producto determinado. Este es el caso por ejemplo en la industria del ácido sulfúrico, pues en una parte del proceso están los gases a 700°C., y deben entrar a 420°C., al siguiente paso, es en este lugar donde se necesita el recuperador que se estudia en el presente trabajo.

Los principios de la recuperación de calor se han basado en el primer caso, pero existe entre ambos una similitud que hace factible el aprovechamiento de los principios básicos, por lo que aquí aparecen como ejemplo los gases que salen de un horno.

El calor recuperado de los gases de salida de un horno, cuando se usa para calentar aire o gas, presenta el fenómeno particular de que una caloría recuperada de los gases produce más calor útil que una caloría aportada por el combustible.

Para examinar y aclarar este fenómeno, se designará:

Q° (Kcal/hora).- Cantidad de calor necesaria -

al usar aire frío.

Q (Kcal/hora).- Cantidad de calor necesario si se usa aire recalentado.

Qn(Kcal/hora).- Calor útil.

Qw (Kcal/hora).- Pérdida de calor por las paredes (conducción, radiación).

V (Kgr/hora).- Cantidad de combustible consumido.

A (Mts.3/Kgr).-Volumen de los gases de un kgr. de combustible.

Hu (Kcal/Kgr).-Poder calorífico inferior del combustible.

t₂ (C).- Temperatura de los gases de salida de un horno o sea después de cesar la transmisión de calor utilizable.

qr (Kcal/Kgr).-Cantidad de calor sensible del aire o gas referido a un kgr. de combustible.

Cv (Kcal/mt³)c).-Calor específico medio de los gases a la temperatura t₂.

Combustible necesario para la combustión:

$$V = \frac{Q_n + Q_w}{H_u + q_r - A c_v t_2} \frac{\text{Kgr}}{\text{Hora}} \quad (1)$$

En esta ecuación se considerará primeramente el numerador que comprende el calor utilizable (Qn), y el calor perdido por las paredes por conducción y radiación (Qw), de naturaleza equivalente y representando cada uno, una parte del calor total suministrado y utilizado en el horno.

Para que el calentamiento en el horno permanezca invariable el total $Q_n + Q_w$, debe permanecer constante. Esto significa que si se logran disminuir las pérdidas por las paredes, aislando mejor el horno, reduciendo la radiación por las aberturas, esta disminución hará que aumente el calor utilizable. Esto conduce a la siguiente conclusión importante.

Las pérdidas por las paredes de un horno, equivalen según se acaba de ver al calor utilizable y al disminuir producen un aumento correspondiente de calor utilizable.

Así pues, considerando solamente el calor utilizable se ve que, para compensar las pérdidas por las paredes equivalentes a una kilocaloría hace falta más calor que el que proporciona una kilocaloría de combustible. La razón de esto es que parte del calor que trae el combustible se va en pérdidas por las paredes.

Para descubrir la influencia del recalentamiento en la igualdad (1) se hará otro cálculo, con y sin recalentamiento de aire para hacer notar la diferencia.

Es preferible partir de la cantidad de calor aportada por el combustible; que de la cantidad de combustible.

Para aire recalentado:

$$Q = V H_u \frac{\text{Kcal}}{\text{Hora}} \quad (2)$$

Sustituyendo V por su valor en la igualdad -

$$(1) \quad Q = H_u \frac{Q_n + Q_w}{H_u + \rho_r - A c v^2} \frac{\text{Kcal}}{\text{Hora}} \quad (3)$$

Para el aire frío:

$$Q_o = V_o H_u \frac{\text{Kcal}}{\text{Hora}} \quad (4)$$

Como para el aire frío q_r es igual a cero se tiene:

$$Q_o = H_u \frac{Q_n + Q_w}{H_u - A_{cv} t_2} \frac{\text{Kcal}}{\text{Hora}} \quad (5)$$

Si se resta la igualdad (3) de la igualdad (5) se tiene después de la transformación:

$$Q_o - Q = Q_o \left(1 - \frac{Q}{Q_o} \right) = Q_o \cdot \frac{(1 - A_{cv} t_2)}{H_u + gr \cdot A_{cv} t_2} \frac{\text{Kcal}}{\text{Hora}} \quad (6)$$

Considerando la igualdad (5) se ve que el consumo de calor en el horno se vuelve infinito cuando el término $A_{cv} t_2$ se vuelve igual a H_u .

En este caso las pérdidas de los gases Q_w , son iguales al poder calorífico por lo que no hay calentamiento, pues todo el calor producido se pierde -- con el gas.

Considerando por otra parte, el recalentamiento del aire, por débil que sea; se vé que en este caso el consumo de calor toma inmediatamente un valor infinito, como lo muestra la igualdad (3); a saber:

$$Q = H_u \frac{Q_n + Q_w}{q_r} \frac{\text{Kcal}}{\text{Hora}} \quad (7)$$

Resulta que una unidad de calor que llave el aire recalentado, equivale a una cantidad de calor infinito, cuando la temperatura de combustión del combustible es igual a la temperatura de los gases de salida, cuando se usa aire frío.

Esto significa, en otros términos, que un horno puede funcionar sólo con aire recalentado si la temperatura de trabajo cuando se usa aire frío, es igual a la temperatura de combustión, tal caso extremo se presenta por ejemplo, si un horno de forja calienta a otro con el gas del alto horno.

Otro caso límite es aquél donde la temperatura de los gases de salida del horno es igual a 0 C o igual a la temperatura ambiente, si se toma ésta - como base. En este caso el consumo de calor para - el aire frío es según la fórmula (5):

$$Q_o = Q_n + Q_w$$

Lo que significa que el poder calorífico total del combustible se transforma en calor útil; si se desprecian las pérdidas de calor por las paredes - (Q_w).

Con aire recalentado la igualdad (3) toma en este caso la forma siguiente:

$$Q = \frac{H_u}{H_u + q_r} (Q_n + Q_w) \frac{\text{Kcal}}{\text{Hora}} \quad (8)$$

En esta igualdad una caloría del aire recalentado equivale a una caloría aportada por el poder calorífico del combustible.

De esto resulta que si la temperatura de los gases de salida de un horno es igual a la temperatura ambiente no hay recuperación de calor de los gases, por lo que no se pueden aprovechar pues no hay diferencia de temperatura, dejando de existir cuerpo caliente y cuerpo frío.

Tenemos por consiguiente dos casos límites: en uno, una unidad de calor del aire recalentado

equivale a una cantidad de calor infinita en forma de poder calorífico, y en el otro, solamente equivale a una unidad de calor. Entre los dos se encuentra una escala completa de casos prácticos.

Para explicar físicamente que una caloría del aire recalentado equivale a dos o más calorías de combustible, se tomará en cuenta que la producción de calor para ayudar a un combustible, se logra recuperando el calor que se va desperdiciando en los gases de salida. En el calor como aire recalentado no entra por lo tanto ni una pérdida por los gases de salida, ni un aumento por las pérdidas de las paredes. Por lo tanto, el contenido calorífico del aire recalentado es un calor absolutamente útil. Así, un Kcal. de aire recalentado es igual a una Kcal. de calor útil, ya que no intervienen pérdidas; y una Kcal de aire recalentado equivale a $1/n$ Kcal. de calor proveniente de un combustible, siendo "n" el rendimiento del horno funcionando con aire frío; $1/n$. es lo que se ha llamado valencia del contenido calorífico del aire o gas recalentado.

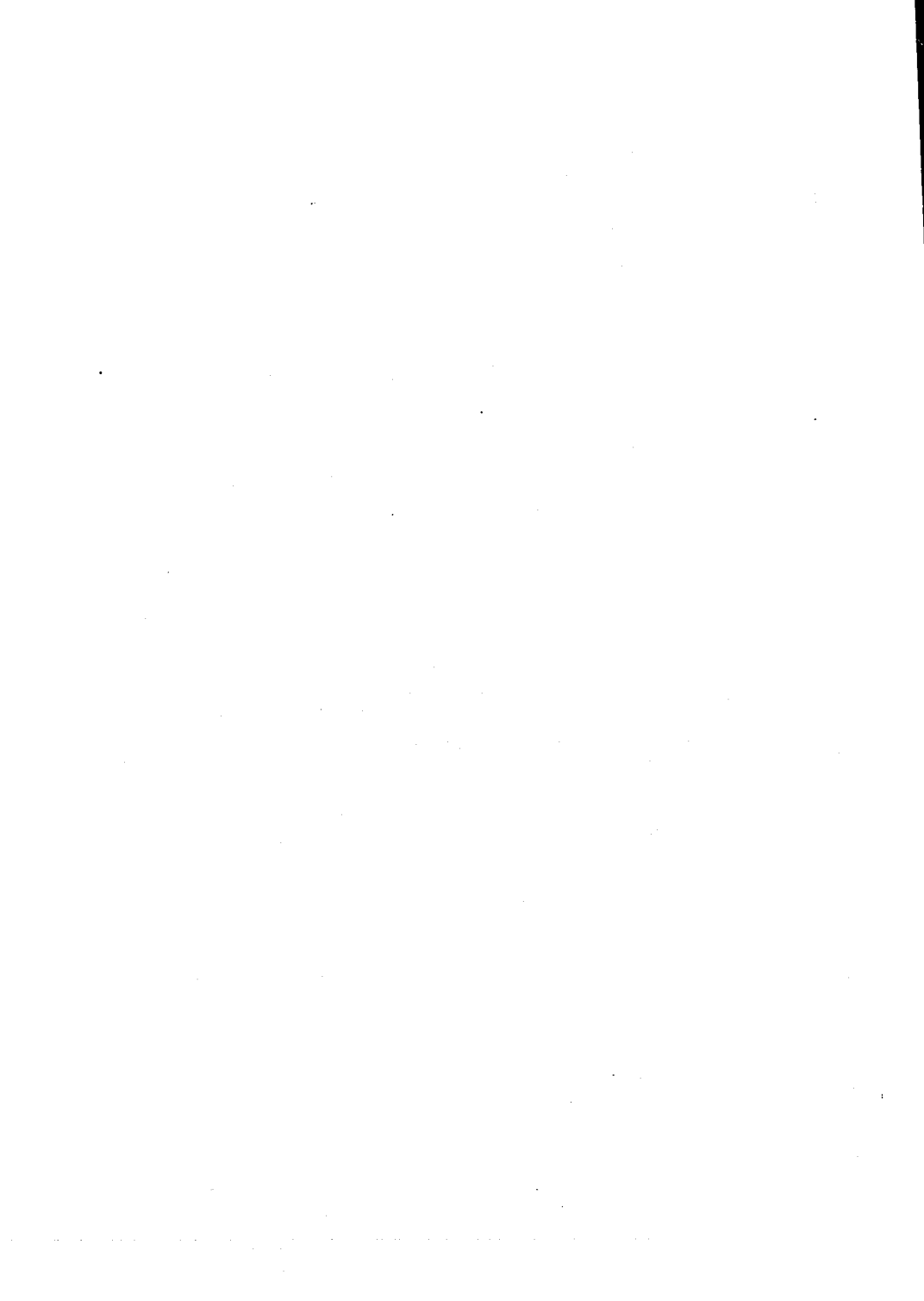
INFLUENCIA DEL AIRE RECALENTADO SOBRE LA COMBUSTION Y LA TRANSMISION DE CALOR DEL HORNO.

Gracias al aire recalentado, la temperatura de combustión aumenta; y ya que hay mejor transmisión de calor cuando existe mayor diferencia de temperatura, también aumenta la transmisión de calor por metro cuadrado y por hora. Al mismo tiempo la cantidad de gas que se necesita para proporcionar el calor disminuye, ya que el recalentado permite economizar el calor; por lo tanto, es fácil de observar que resulta una disminución de la temperatura de los gases de escape y un aumento de rendimiento del horno.

El calor así economizado no está comprendido en la igualdad (6); y hace otro aumento de calor. Además, se produce frecuentemente un mejoramiento de la combustión que se traduce o bien en una menor pérdida por combustible no quemado o en el uso de un exceso de aire más reducido. Esto es válido particularmente para los gases pobres, tales como los del alto horno y para los gases difíciles de quemar como el metano.

La influencia de la disminución de la temperatura de los gases de escape y del mejoramiento de la combustión a menudo tiene una importancia sorprendente y da con frecuencia una economía del -- 30%; donde la igualdad (6) no da más que el 20 o o 25%.

En lo que precedo, se indicaron las economías realizables por el aire recalentado según la igualdad (6) con la combustión teórica. Se hará notar - que, si además del aire se recalienta el gas, el contenido calorífico del aire recalentado mejora - como lo exige la definición de qr. Con el gas de - alto horno por ejemplo, un grado centígrado de gas recalentado corresponde a cerca de 1.25 grados cen - tígrados de aire recalentado; y, resulta que el -- gas sumado al aire recalentado, es tanto más impor - tante cuanto más débil sea el poder calorífico del gas.



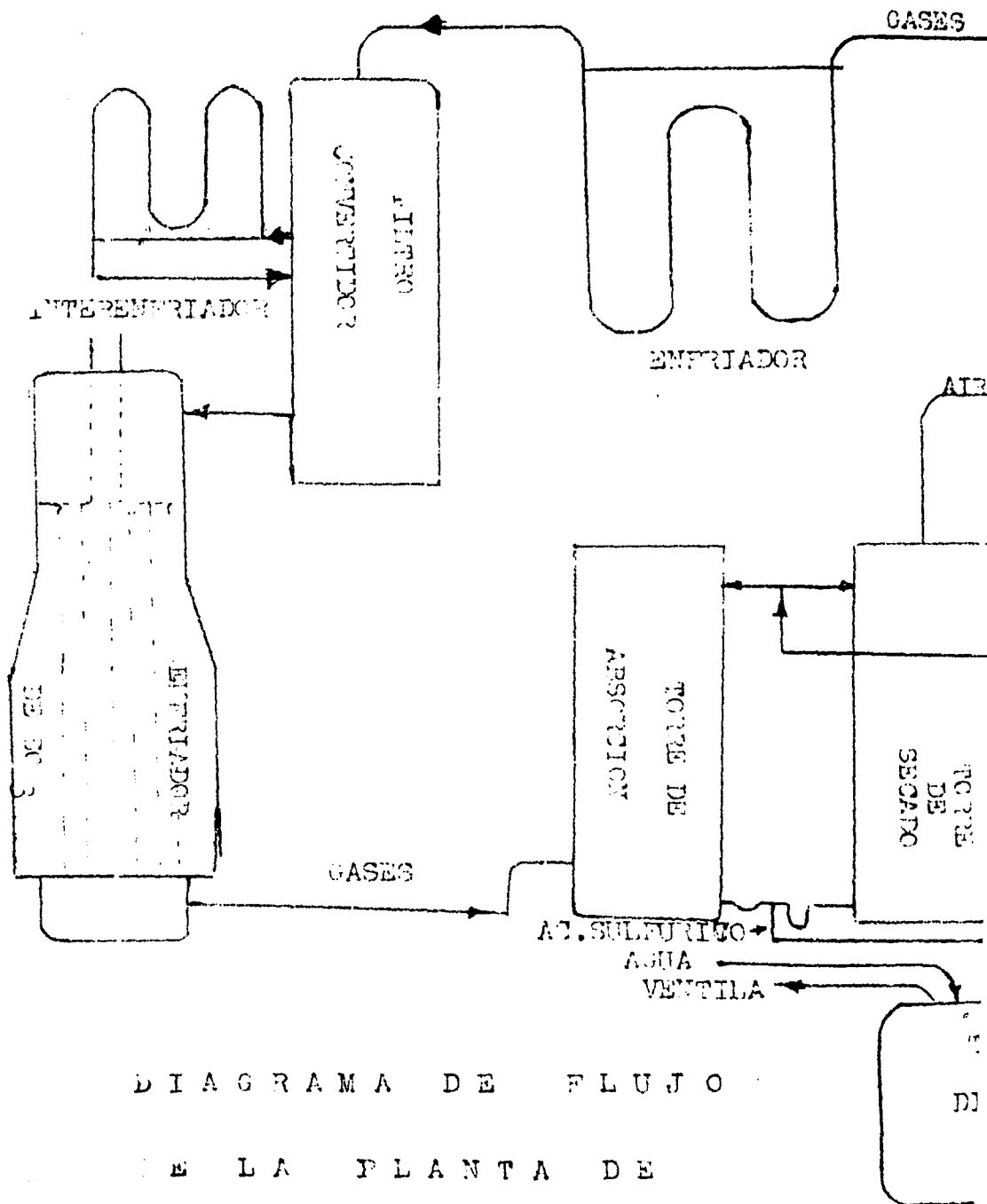
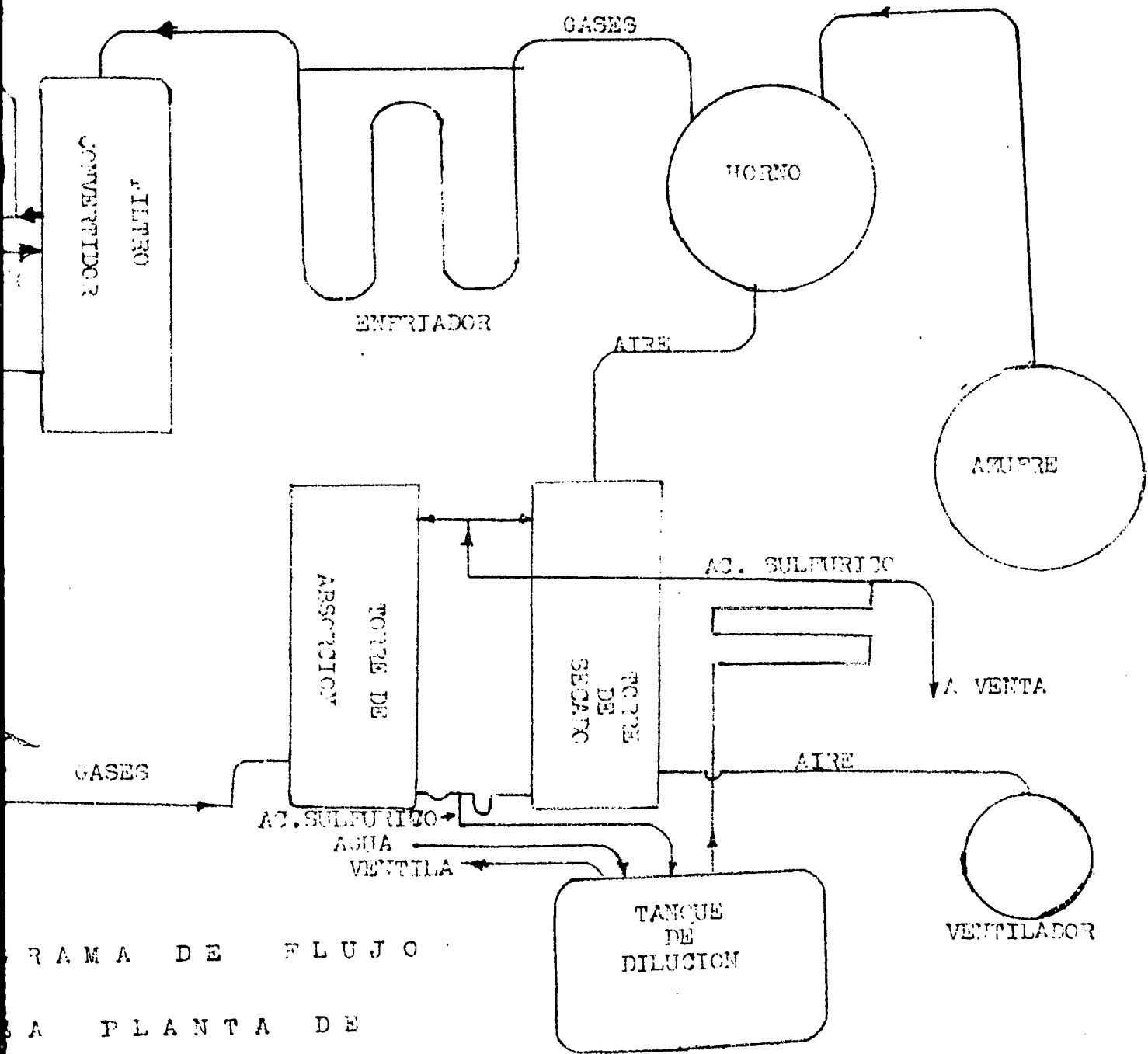


DIAGRAMA DE FLUJO
 DE LA PLANTA DE
 ACIDO SULFURICO



RAMA DE FLUJO
 LA PLANTA DE
 G SULFURICO

C A P I T U L O I I I

B A L A N C E T E R M I C O .

Se empezará el presente capítulo haciendo una breve descripción del diagrama de flujo de la planta que es objeto del presente trabajo, para poder apreciar mejor al tipo de problema presentado.

Se verá en primer lugar el flujo de aire desde que entra al proceso hasta su empleo en la oxidación del azufre, para formar anhídrido sulfuroso; después se tratará el azufre sólido que es la materia prima; y su combinación con el oxígeno del aire para formar el ya citado anhídrido sulfuroso. - Después se seguirá el trayecto de los gases de combustión que son los que presentan mayor interés para el desarrollo del presente trabajo, puesto que son los que traen la mayor parte del calor que puede aprovecharse.

A I R E .

Se emplea el aire del medio ambiente, el cual es introducido al sistema por un ventilador impulsado por un motor eléctrico; del ventilador el aire pasa a la torre de secado, pasando por un sistema de desfogue que, mediante una válvula de compuerta regula la cantidad de aire que debe entrar al sistema, según las necesidades. En la torre de secado se elimina casi la totalidad de la humedad que trae el aire, empleando la propiedad del ácido sulfúrico concentrado de ser ávido de agua; el ácido circula por la torre de arriba hacia abajo; en tanto que el aire circula de abajo hacia arriba, de --

donde sale para el horno. El contacto aire-ácido se hace por medio de un empaque.

El aire entra al horno por la parte inferior, donde quema el azufre fundido, ahí se dosifica el aire para obtener la concentración adecuada de anhídrido sulfuroso en los gases.

El horno consta de dos partes, la inferior - que es pequeña y sirve para precalentar el aire; y la superior, mucho más grande por donde circulan los gases de combustión.

A Z U F R E.

Se emplea azufre de Poza Rica o de Jaltipan, Ver., el primer paso es conducir el azufre hasta los fundidores, que están rodeados por serpentinas de tubería por donde circula el vapor empleado para llevar el azufre de la temperatura ambiente, - hasta la de 140 o 150 grados centígrados, que es la más adecuada para su transporte. De los fundidores va al horno, donde entra por la parte superior y va bajando siguiendo un camino tortuoso, - en forma de panal para facilitar así la combustión con el aire que entra por abajo.

G A S E S D E C O M B U S T I O N.

Estos gases salen por la parte superior del horno, pasando después por una "T", uno de cuyos ramales comunica con el enfriador de gases; y otra va por una desviación. El enfriador es un gusano que está sobrado; es decir, que puede en---

friar los gases más de lo requerido; para regular la temperatura apropiada, se cuenta con una válvula de mariposa para cada ramal, con lo que se manda por cada uno la cantidad debida para que los gases lleguen al filtro de la temperatura prevista. Del enfriador pasan los gases al filtro convertidor, que es una sola unidad; en el filtro --quedan retenidos los polvos y cenizas que son nocivas al catalizador, que se encuentra un poco --más abajo, repartido en los convertidores.

Entre el primero y segundo convertidor se encuentra un interenfriador, que baja la temperatura de los gases parcialmente convertidos a la temperatura adecuada para completar la conversión.

Del segundo convertidor pasan los gases a un enfriador, para luego pasar a la torre de absorción de anhídrido sulfúrico, donde los gases son absorbidos en ácido sulfúrico.

El objeto de emplear ácido en lugar de agua, tiene por objeto evitar la niebla de vaporos que se origina al poner en contacto el anhídrido sulfúrico con el agua.

La torre de absorción comunica por la parte superior con una chimenea para desalojar los gases residuales; y por la inferior a un tanque donde se recoge el ácido que sale de la torra de secado; en este tanque se le agrega agua al ácido para llevarlo a la concentración requerida. En la parte superior de este tanque se encuentra una bota de electrodos que sirve para indicar la concentración de ácido, aprovechando la variación de conductividad que sufre el ácido al variar su concentración.

Aire empleado:

$$17.92 \times \frac{100}{8} \times 224.0 \frac{\text{lb. mol de gases}}{\text{hora}}$$

$$\frac{224 \times 79}{100} \times \frac{100}{79} = 224 \frac{\text{lb. mol de aire}}{\text{hora}}$$

Humedad absoluta que trae el aire:

Para una temperatura de 23 grados centígrados y una humedad relativa de 25%, la humedad absoluta leída en la carta de humedad para 580 mm. de mercurio de presión atmosférica es de 0.006 lb. de vapor de agua por libra de aire seco.

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

El agua agragada será;

$$17.17 - (224 \times 0.0097) = 17.17 - 2.17 = 15.0 \frac{\text{lb.mol}}{\text{hora}}$$

$$\text{Agua} = 15.0 \frac{\text{lb. mol}}{\text{hora}} = 270 \frac{\text{lb.}}{\text{hora}}$$

Ya con estos datos se puede seguir el balance térmico que es el siguiente paso; sólo que se comenzará en el horno, puesto que es aquí donde es necesario este balance, ya que para nuestro estudio solo interesan los pasos anteriores para darse una idea de porqué llegan los reactantes en esa condiciones, pero no como elementos para el Balance.

Entalpia del aire que entra.-

Calor específico medio de 38° C = 6.95 cal/g.mol °C.

$$\Delta H = 224 \times 6.95 \times 1.8 (38 - 18) = 56.044 \text{ B.T.U./hora}$$

siendo 1.8 el factor para transformar:

$$\frac{\text{Cal}}{\text{gr.mol } ^\circ\text{C}} \quad a \quad \frac{\text{B.T.U.}}{\text{lb } ^\circ\text{C}} \quad \text{y } 18^\circ \text{C temperatura base.}$$

Como se supone que el aire llega seco, - no se calcula la entalpia del vapor de agua del aire.

Entalpia del azufre:

Calor especifico medio para el azufre sólido
= 23.6 cal/g.mol

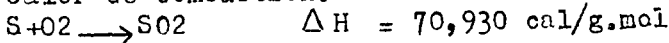
Calor de fusión del azufre = 257.0 "

Calor especifico medio para el azufre líquido = 7.4 "

$$\begin{aligned} \Delta H_s &= 17.92 \times 23.6 \times 1.8(119-18) = 76,800 \text{ BTU/hora} \\ \Delta H_f &= 17.92 \times 257 \times 1.8 = 8,300 \text{ " } \\ \Delta H_l &= 17.92 \times 7.4 \times 1.8(150-119) = 7,400 \text{ " } \\ & \qquad \qquad \qquad \underline{92,500} \end{aligned}$$

Entalpia del azufre: = 92,500 B.T.U./hora

Calor de combustión.-



$$70,930 \times 17.92 \times 1.8 = 2,290.00 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}}$$

Total de calor que entra;

Con el aire = 56,000 B.T.U./hr.

Con el azufre = 92,500 "

De la reacción $\frac{2,290,000}{2,438,500}$

Para poder saber el calor que sale de la cámara de reacción se deberá calcular la entalpía de los gases de combustión, que tienen una temperatura de 700°C; y un contenido de anhídrido sulfuroso de 8%.

Empleando la capacidad térmica media de los gases entre 18 y 700°C., se obtiene:

$$\text{SO}_2 = 11.66 \times 1.8 \times 17.92 = 377.0 \frac{\text{B.T.U.}}{^\circ\text{C}}$$

$$\text{O}_2 = 7.7 \times 1.8 \times 29.12 = 405.0 \quad "$$

$$\text{N}_2 = 7.3 \times 1.8 \times 176.96 = \frac{2330.0}{3112.0} \quad "$$

$$\Delta H = 3112.0 \times (700-18) = 2,123,000 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}}$$

Antes de calcular la cantidad de calor que se puede aprovechar en el economizador para producir vapor, se harán diversas variaciones en el porcentaje de anhídrido sulfuroso, en los gases que salen del horno, para así estudiar qué condiciones son las más favorables, en la inteligencia de que, antes de entrar al filtro convertidor, deberán llevar los gases la concentración de 8% de anhídrido sulfuroso y la temperatura de 440°C.

Se harán diversos balances, según la concentración.

Para 9% de anhídrido sulfuroso en los gases de salida:

Aire necesario:

$$\begin{array}{r} 17.92 \quad - \quad 9 \quad x = 199.1 \text{ mols.} \\ x \quad \quad - \quad 100 \end{array}$$

$$\text{Aire } 199.1 \frac{\text{lb. mol}}{\text{hora}} = 5751.1 \frac{\text{lb}}{\text{hora}}$$

$$\text{Entalpía del aire} = 199.1 \times 6.95 \times 1.8 = (38-18) \\ 49,500 \frac{\text{B.T.U.}}{\text{hora}}$$

$$\text{Entalpía del azufre} = 92,500 \quad "$$

$$\text{Calor de combustión} \quad \underline{2,290.000} \quad "$$

$$\text{S u m a :} \quad 2,432,000$$

El calor específico a presión constante c_p se va a estimar ya que no es conocida la temperatura de salida; pero en vista de la pequeña variación que sufre, alterará relativamente poco los resultados:

$$\text{SO}_2 = 11.7 \times 1.8 \times 17.92 = 379 \frac{\text{B.T.U.}}{^\circ\text{C}}$$

$$\text{O}_2 = 7.7 \times 1.8 \times 23.82 = 331 \quad "$$

$$\text{N}_2 = 7.3 \times 1.8 \times 157.29 = \frac{2070}{2780} \quad "$$

Considerando la entalpía igual al caso anterior por haber sido muy pequeña la variación se tiene:

$$\Delta t = \frac{2,123.000}{2,780} = 770$$

Temperatura de salida de los gases:

$$= 770 + 18 = 788 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

Ahora se tomará el calor específico medio a presión constante para esta temperatura.

$$\text{SO}_2 = 11.75 \times 1.8 \times 17.92 = 380.0 \frac{\text{B.T.U.}}{^\circ\text{C}}$$

$$\text{O}_2 = 7.75 \times 1.8 \times 23.89 = 334.0 \quad "$$

$$\text{N}_2 = 7.3 \times 1.8 \times 157.29 = \frac{2070.0}{2784.0}$$

$$\Delta H = 2784.0 \times 770 = 2,140.00 \frac{\text{B.T.U.}}{\text{Hora}}$$

Calor que entra.

$$2,432.000$$

Calor que sale: Con los gases: $2,140.000 \frac{\text{B.T.U.}}{\text{Hora}}$

Considerando un 12% de pérdidas,
se tiene:

$$\begin{array}{r} 292.000 \text{ "} \\ \hline \text{S u m a:} \quad 2,432.000 \end{array}$$

Para 10% de anhídrido sulfuroso, en los gases de salida, se tendrá:

$$\text{Aire necesario:} = 179.2 \frac{\text{lb.mol}}{\text{hora}} = 5178.9 \frac{\text{lb}}{\text{hora}}$$

$$\Delta H_{\text{aire}} = 179.2 \times 6.95 \times 1.8 (38-18) = 45.000 \frac{\text{BTU}}{\text{OC}}$$

$$\text{Entalpía del azufre} \quad 92.500 \text{ "}$$

$$\text{Calor de combustión:} \quad \underline{2,290.000 \text{ "}}$$

$$\text{S u m a:} \quad 2,427.500 \text{ "}$$

Haciendo la misma consideración que en el caso anterior, se tendrán:

$$\text{SO}_2 = 11.8 \times 1.8 \times 17.92 = 381.0 \frac{\text{B.T.U.}}{\text{OC}}$$

$$\text{O}_2 = 7.8 \times 1.8 \times 19.71 = 277.0 \text{ "}$$

$$\text{N}_2 = 7.35 \times 1.8 \times 141.57 = \underline{1870.0 \text{ "}}$$

$$\text{S u m a:} \quad 2528.0 \text{ "}$$

$$\Delta t = \frac{2,123.000}{2,528.0} = 8.40$$

$$\Delta t = \frac{2,140.000}{2,528.0} = 845 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Temperatura de salida de los gases:

$$845 + 18 = 863 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calor que entra: = 2,427.500 B.T.U./hr

Calor que sale:

con los gases: 2,140.000 "

Calor perdido: 12% 293.000 "

S u m a: 2,433.000 "

Como se habrá observado en la suposición anterior la entalpía de los gases varió muy poco; y aún de no haberse hecho el nuevo cálculo, considerando 2,123.000 en lugar de --- 2,140.000, sólo hubiera variado 5 °C el resultado obtenido; y se nota que lo único que afectó notablemente el incremento de temperatura, fué la cantidad de aire.

Ya como última suposición, se hará el -- cálculo para una concentración de 11% de anhídrido sulfuroso en los gases de combustión; y así tener una mejor idea de los cambios experimentados en la temperatura de los gases de salida del horno, al variar la composición.

Para 11% de anhídrido sulfuroso en los gases de combustión:

$$\text{Aire necesario:} = 162.9 \frac{\text{lb.mol}}{\text{hora}} = 4707.8 \frac{\text{lb}}{\text{hora}}$$

$$\text{SO}_2 = 11.9 \times 1.8 \times 17.92 = 385.0 \frac{\text{B.T.U.}}{^\circ\text{C}}$$

$$O_2 = 7.85 \times 1.8 \times 16.29 = 231.0 \frac{\text{B.T.U.}}{^\circ\text{C}}$$

$$N_2 = 7.4 \times 1.8 \times 128.69 = 1720.0 \quad "$$

$$\text{S u m a:} \qquad \qquad \qquad 2336.0 \quad "$$

$$2,140.000 = 2,336.0 \times T = 915$$

$$\text{Temperatura final: } 915 + 18 = 933$$

Como se ve, la temperatura de los gases aumenta considerablemente, porque cada vez se usa menos aire; y el calor desprendido es absorbido por una menor cantidad de gases, aunque el aire que se le va restando a la reacción se lo debe inyectar cerca del filtro con vertidor para que los gases entren a 430°C ; - esto se puede conseguir de dos maneras: una, inyectando aire frío a los gases que deben tener una temperatura ya calculada para dar las condiciones impuestas; o bien, precalentar el aire a 430°C , y que los gases ya traigan esas temperaturas.

Según la primera consideración, la temperatura de los gases y del aire de dilución serán:

$$199 \times X + 25 \times 38 = 224 \times 440 = 98,560$$

$$\text{siendo} \qquad X = 490^\circ\text{C}$$

199 = lb. mol de aire caliente

X = Temp. " " "

25 = lb. mol " " frío

38 = Temp. " " "

224 = lb. mol " " resultante

440 = Temp. " " "

Temp. aire caliente 490°C

$$SO_2 = 11.45 \times 1.8 \times 17.92 = 370.0 \frac{\text{B.T.U.}}{^\circ\text{C}}$$

a 490°C

$$O_2 = 7.53 \times 1.8 \times 23.89 = 325.0 \text{ "}$$

$$N_2 = 7.12 \times 1.8 \times 157.29 = \underline{2,020.0} \text{ "}$$

$$\text{S u m a:} \quad 2,715.0 \text{ "}$$

$$\Delta H = 2,715.0 \times (490-18) = 280,000 \frac{\text{B.T.U.}}{\text{hora}}$$

Calor aprovechado: 2,140.000 - 1,273.000

$$= 867,000 \frac{\text{B.T.U.}}{\text{hora}}$$

Para 10% de anhídrido sulfuroso:

$$SO_2 = 11.5 \times 1.8 \times 17.92 = 370.0 \frac{\text{B.T.U.}}{^\circ\text{C}}$$

a 540°C $O_2 = 7.58 \times 1.8 \times 19.71 = 269.0 \text{ "}$

$$N_2 = 7.23 \times 1.8 \times 141.57 = \underline{1,840.0} \text{ "}$$

$$\text{S u m a:} \quad 2,479.0 \text{ "}$$

$$\Delta H \quad 2,479.0 \times (540 - 18) = 1,295,000.0$$

Calor aprovechado: 2,140.000 - 1,300.00 = 840,000
 $\frac{\text{B.T.U.}}{\text{hora}}$

Para 11% de anhídrido sulfuroso:

$$SO_2 = 11.55 \times 1.8 \times 17.92 = 374.0 \frac{\text{BTU}}{^\circ\text{C}}$$

a 590°C $O_2 = 7.62 \times 1.8 \times 16.29 = 224.0 \text{ "}$

$$N_2 = 7.26 \times 1.8 \times 128.69 = \underline{1,680.0} \text{ "}$$

$$\text{S u m a:} \quad 2,278.0$$

$$\begin{aligned} S03 &= 16.3 \times 1.8 \times 0.785 \times 17.92 = 414.0 \frac{\text{BTU}}{^{\circ}\text{C}} \\ S02 &= 11.55 \times 1.8 \times 0.215 \times 17.92 = 80.5 \text{ " } \\ \text{a } 580^{\circ}\text{C.} \\ O2 &= 7.62 \times 1.8 \times 129.12 \times 22.12 = 304.0 \text{ " } \\ N2 &= 7.26 \times 1.8 \times 176.96 = \underline{2,310.0} \text{ " } \\ \text{S u m a:} & \qquad \qquad \qquad 3,108.50 \end{aligned}$$

$$3,108.50 \times (580 - 18) = 1,750.000$$

Calor aprovechable: $1,750.000 - 1,300.000 = 450,000$
B.T.U.
hora

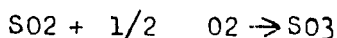
En esta reacción ya no se pueden hacer variaciones, pues éstas son impuestas por el proceso y en la segunda parte de la reacción ya no es costeable tratar de recuperar el calor, puesto que pronto se alcanza el punto de rocío, que ocasiona desperfectos en el equipo.

El siguiente paso o sea la reacción del -anhídrido sulfúrico con el agua, ya no se puede aprovechar para el presente estudio, puesto que el agua se agrega de tal manera, que no -- hay aumento considerable de temperaturas y además, es sobre el ácido directamente.

$$2,278.0 \times (590 - 18) = 1,300.000$$

Calor aprovechado: $2,140.000 - 1,300.00 = 840.000$
B.T.U.
hora

Se ha visto ya las variaciones que se pueden hacer al producirse la reacción: $S + O_2 \rightarrow SO_2$; ahora se calculará el calor producido en la siguiente reacción, para la obtención del ácido sulfúrico, que es:



Esta reacción se efectúa en el filtro convertidor, que como ya se estudió, está dividido en dos partes: en la primera que está en la parte superior, donde se efectúa el 78.5% de la conversión, de acuerdo con las características dadas por la compañía manufacturera del equipo, que consisten en las temperaturas de entrada y salida, pues dada la naturaleza exotérmica de la reacción, la conversión es proporcional al aumento de temperatura; y por tanto se tiene:

1/er. Convertidor:

Temperatura de entrada: = $410^{\circ}C$.

Temperatura de salida: = $580^{\circ}C$. $\Delta t = 170^{\circ}C$.

2/o. Convertidor:

Temperatura de entrada: = $410^{\circ}C$.

Temperatura de salida: = $450^{\circ}C$. $\Delta t = 40^{\circ}C$.

$$\begin{aligned}SO_3 &= 16.3 \times 1.8 \times 0.785 \times 17.92 = 414.0 \frac{\text{BTU}}{^\circ\text{C}} \\SO_2 &= 11.55 \times 1.8 \times 0.215 \times 17.92 = 80.5 \text{ " } \\O_2 &= 7.62 \times 1.8 \times 129.12 \times 22.12 = 304.0 \text{ " } \\N_2 &= 7.26 \times 1.8 \times 176.96 = \underline{2,310.0} \text{ " } \\S u m a : & \qquad \qquad \qquad 3,108.50\end{aligned}$$

$$3,108.50 \times (580 - 18) = 1,750.000$$

$$\begin{aligned}\text{Calor aprovechable: } & 1,750.000 - 1,300.000 = 450,000 \\ & \qquad \qquad \qquad \frac{\text{B.T.U.}}{\text{hora}}\end{aligned}$$

En esta reacción ya no se pueden hacer variaciones, pues éstas son impuestas por el proceso y en la segunda parte de la reacción ya no es costeable tratar de recuperar el calor, puesto que pronto se alcanza el punto de rocío, que ocasiona desperfectos en el equipo.

El siguiente paso o sea la reacción del -anhídrido sulfúrico con el agua, ya no se puede aprovechar para el presente estudio, puesto que el agua se agrega de tal manera, que no -- hay aumento considerable de temperaturas y además, es sobre el ácido directamente.

C A P I T U L O I V

CALCULO DEL RECUPERADOR

Habiendo visto ya los diferentes cambios que se pueden hacer, en los porcentajes de SO_2 en los gases de salida del horno y las diversas cantidades de calor que se pueden aprovechar, se procederá a calcular la caldera de recuperación del calor de los gases de salida del horno de combustión antes que pasen al filtro convertidor y luego la caldera de recuperación de los gases parcialmente convertidos que salen del segundo convertidor y que deben enfriarse antes de pasar al segundo convertidor.

Hay dos tipos generales de calderas para la producción de vapor; las calderas de tubo de humo y las calderas de tubo de agua. El primero consiste en un recipiente cilíndrico con tubos que lo atraviesan y que se soldan en los extremos del recipiente. El haz de tubos es generalmente horizontal y la sección superior del recipiente no tiene tubos para dejar espacio para la producción de vapor. Los gases de combustión pasan por dentro de los tubos y el nivel del agua se conserva a una altura suficiente para que los tubos queden sumergidos pero además, procurando que quede un espacio conveniente para la producción del vapor. En algunos casos especiales estas calderas tienen los tubos verticales. Cuando esto sucede los tubos deben estar sumergidos en el líquido a una altura adecuada para reducir la temperatura de los gases sufi

ciente para evitar sobre calentamientos de la porción superior que no está enfriada por el agua.

La mayor cantidad de transmisión de calor de los gases al tubo es por convección. Las calderas de tubo de humo, rara vez tienen más de 8 pies de diámetro y la presión del vapor está generalmente limitada a 100 a 150 Psig. y además se usan para bajas capacidades, menor de 20,000 lb/hr. de vapor, y tienen baja eficiencia menos de 70%.

Las calderas de tubo de agua, como su nombre lo indica, llevan el agua dentro de los tubos y pueden ser de tubos rectos con cabezales de caja o seccionales en los cuales desembocan los tubos y tienen acceso por bombas colocadas en la parte opuesta a la entrada de los tubos; o bien pueden tener doblados los tubos junto a la bolla donde van a desembocar los tubos.

Las ventajas de las calderas con tubos de humo son en primer lugar el ser baratas y requerir poco espacio pero cuentan con los inconvenientes dichos en uno de los párrafos anteriores de tener bajas capacidades, bajas presiones y bajos rendimientos.

Las calderas de tubos de agua tienen mayor costo inicial, casi el doble de las calderas de tubo de humo, pero se construyen en mayores tamaños, para mayores presiones, y tienen una eficiencia más elevada llegando a valores de 85 y 90%.

De acuerdo con lo anterior, para el presente caso es preferible usar las calderas de tubo de humo, puesto que se va a operar en las condiciones de trabajo adecuadas para es-

tas calderas, pues se necesita poca presión - (50 psig.) y poca capacidad (540 lb/hr) de va por por hora.

Se va a hacer el cálculo usando los datos obtenidos al suponer la concentración de 8% de SO₂, en los gases de salida del horno, evitándose así la posterior dilución de los gases con aire.

DATOS NECESARIOS PARA EL CALCULO:

Del de calentamiento:

Cantidad de calor: $Q = 850,000$ BTU/hr

Cantidad de vapor producido: $t = 297$ F y 65 psig.

Entalpía de este vapor: $\Delta H = 1179$ BTU/lb

Cantidad de vapor suponiendo

$$\frac{850,000 \times 0.75}{1179} = 540 \text{ lb/hr}$$

una eficiencia de 75%

Cálculo de la cantidad de gases en condiciones standard:

$$\text{Cantidad de gases} = 224 \times 359 \times \frac{1572}{492} \times \frac{14.7}{12.7}$$

$$\text{Cantidad de gases} = 296,000 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$= 82 \text{ ft}^3/\text{sog}$$

$$\Delta t_m \log = \frac{(1292-297) - (827-68)}{2.3 \log \frac{(1292-297)}{(827-68)}} = 865^\circ\text{F (teórico)}$$

Longitud recuper or:

Se toman 6 ft.

Cálculo de U

Usando la ecuación simplificada que considera despreciable la resistencia de la pared metálica, se tiene:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{hi} \frac{Ai}{Ao} + \frac{1}{ho}$$

Pero, como para obtener h_o se necesita usar el factor jH que está dado en función del número de Reynolds, para el factor velocidad habrá que calcular número de tubos y por tanto el área total de transmisión de calor, así que se va primero a suponer una U y se verá después si checa. En la práctica se ha obtenido una U experimental para calderas de 1 a 3, -- por lo que tomaremos un valor de 3.

$$A = \frac{850,000}{3 \times 865} = 327$$

Se usarán tubos de 3" calibre 12 B^W G, que tiene las siguientes características:

$$\text{Área calentar} = 0.92 f + 2/f + \text{tubo}$$

$$\text{Área interna} = 0.0492 f + 2$$

$$\text{Número de tubos} = \frac{327}{0.92 \times 6} = 59 \text{ tubos}$$

$$\text{Flujo por tubo} = \frac{82}{59} = 1.39 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\text{Velocidad} = \frac{1.39}{0.0492} = 28.3 \text{ ft}/\text{seg}$$

presión media de trabajo = 12.7 lb/in²

peso molecular de los gases = 31.5 lb/mol

$$\text{Constante universal de los gases} = \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}}{1544 \text{ lb mol}^{-1} \text{ } ^\circ\text{R}}$$

$$\begin{aligned} \text{Densidad promedio a } 1112^\circ\text{F} &= \frac{31.5 \times 12.7 \times 144}{1544 \times 1572} \\ &= 0.0238 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Viscosidad media de los gases a 1112°F

$$(0.08 \times 0.029 + 0.13 \times 0.42 + 0.79 \times 0.037)$$

$$0.037 \text{ c.p.} = 0.037 + 0.6724 \times 10^{-3} = 2.5 \times 10^{-5} \frac{\text{LB.}}{\text{H. Seg}}$$

$$\begin{aligned} \text{Visc } \text{SO}_2 \times \% \text{ SO}_2 + \text{Visc } \text{O}_2 \times \% \text{ O}_2 + \text{Visc } \text{N}_2 \times \% \text{ N}_2 \\ = \text{Vis. gases} \end{aligned}$$

$$\text{Re} = \frac{3 \times 28.2 \times 0.0238 \times 10^{-5}}{12 \times 2.5} = 6,700$$

$$f = 0.009 \quad j_H = 32$$

Conductividad térmica de los gases:

$$K \text{ N}_2 \times \% \text{ N}_2 + k \text{ O}_2 \times \% \text{ O}_2 + k \text{ SO}_2 \times \% \text{ SO}_2 = k \text{ gases}$$

Calor específico de los gases:

$$\begin{aligned} C &= (0.79 \times 0.27 + 0.13 \times 0.26 + 0.08 \times 0.20) \\ &= 0.264 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Con los datos anteriores se procede a calcular h_i

$$h_i = j_H \frac{k}{D_o} \left(\frac{c_u}{k} \right) \frac{1}{3}$$

$$h_i = 13.07$$

Cálculo de h_0 :

En esta variable para el presente caso se tiene el problema del cambio de estado de fase líquida a fase vapor, ya que cuando el líquido alcanza una temperatura muy próxima a la de ebullición, empiezan a formarse dentro de dicho líquido, burbujas de vapor que suponen cierta absorción de calor, muchas de estas burbujas -- se desprenden de la superficie produciendo en el líquido una agitación que favorece extraordinariamente la transmisión de calor.

Los coeficientes de película entre un sólido y un líquido aumenta con la diferencia de temperaturas entre una y otro; al graficar los coeficientes de transmisión de calor para un líquido en ebullición en función de las diferencias de temperatura entre la pared y el líquido se nota una curva con un máximo cuando la diferencia de temperatura alcanza un valor de 20 C. la explicación de esto es la superposición de dos fenómenos contrarios, a saber:

1o.) A mayor diferencia de temperatura, mayor cantidad de calor transmitido, pues por lo general a mayor temperatura aumenta el número de burbujas y con ellas la agitación del líquido, esto explica el tramo ascendente de la curva, luego ocurre el siguiente fenómeno:

2o.) Al llegar el momento en que el número de burbujas es muy grande, se produce su coalescencia, esto es crecen juntas, uniéndose sus películas entre sí, disminuyendo la superficie en contacto con el líquido, y como la transmisión de calor en los líquidos es mucho mayor que los gases, debido a la ma

por conductividad de los primeros, la disminución de la superficie de contacto sólido-líquido produce una disminución en la velocidad de transmisión calorífica, que contrarresta los efectos benéficos de la agitación, esto último explica el trazo descendente de la curva. En cambio la variación de las propiedades de la interfase al aumentar la temperatura, favorece el aislamiento calorífico que produce la capa de vapor y cuanto mayor sea la temperatura, menor será la tendencia del líquido a mojar el sólido y por lo tanto la burbuja de vapor alcanzará mayor tamaño sobre la superficie. Cuando se verifica la ebullición en presencia de esta capa de vapor que aísla el sólido del líquido, se necesita un gran consumo de calor.

Como la temperatura entre el sólido y el líquido no es conocida, se le supondrá un valor de 280°C , se lee en la gráfica interpolando, se tiene un valor para $h_0 = 10$

Con esto se obtiene $U_{de} = 5.3$

Debido a que en el cálculo anterior no se conoce la temperatura de la película sólido líquido pues solo se estimó en 280 y que la interpolación para encontrar h_0 es muy inexacta, se ha preferido tomar la U , que traen los libros para este tipo de recuperadores y que es $de = 3$.

Cálculo de la caída de presión en el recuperador:

Area interna: = 0.049 ft^2 .

Area de calentar: = $1.020 \text{ ft}^2/\text{ft de tubo}$

Area necesaria de calentamiento: = 327 ft^2

por conductividad de los primeros, la disminución de la superficie de contacto sólido-líquido produce una disminución en la velocidad de transmisión calorífica, que contrarresta los efectos benéficos de la agitación, esto último explica el tramo descendente de la curva. En cambio la variación de las propiedades de la interfase al aumentar la temperatura, favorece el aislamiento calorífico que produce la capa de vapor y cuanto mayor sea la temperatura, menor será la tendencia del líquido a mojar el sólido y por lo tanto la burbuja de vapor alcanzará mayor tamaño sobre la superficie. Cuando se verifica la ebullición en presencia de esta capa de vapor que aísla el sólido del líquido, se necesita un gran consumo de calor.

Como la temperatura entre el sólido y el líquido no es conocida, se le supondrá un valor de 280°C , se lee en la gráfica interpolando, se tiene un valor para $h_0 = 10$

Con esto se obtiene U de: $= 5.3$

Debido a que en el cálculo anterior no se conoce la temperatura de la película sólido líquido pues solo se estimó en 280 y que la interpolación para encontrar h_0 es muy inexacta, se ha preferido tomar la U , que traen los libros para este tipo de recuperadores y que es de: $= 3$.

Cálculo de la caída de presión en el recuperador:

Area interna: $= 0.049 \text{ ft}^2$.

Area de calentar: $= 0.920 \text{ ft}^2/\text{ft}$ de tubo

Area necesaria de calentamiento: $= 327 \text{ ft}^2$

$$\text{Número de tubos } 59 = \frac{327}{0.92 \times 6} = 59$$

$$\text{Flujo total:} = 82 \text{ ft}^3/\text{sog.}$$

$$\text{Flujo por tubo:} = \frac{82}{59} = 1.39 \text{ ft}^3/\text{sog.}$$

$$\text{Velocidad:} = \frac{139}{0.049} = 28.3 \text{ ft}^3/\text{sog.}$$

$$\text{Densidad promedio: } 0.0238 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscosidad:} = 2.5 \times 10^{-5} = \text{lb masa ft/sog.}$$

$$\text{Re} = 6,700 \quad f = 0.009 \quad = \quad G = 0.78$$

Aplicando la fórmula para la caída de presión en cambiadores de calor para gases se obtiene:

$$\Delta p = \frac{G^2}{P_{av} g} \ln \frac{P_1}{P_2} + \frac{4 f_m G^2 L}{2gd P_{av}}$$

Δp = caída de presión.

$$G = \text{velocidad masa lb/sog ft}^2 = \frac{\text{ft}}{\text{sog}} \times \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$= 0.256 \text{ lb/ft}^2$$

f_m = Factor medio del Re:

$$\Delta p = 0.256 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}$$

Como se ve es una caída de presión muy pequeña, ya que se trabaja a una presión muy cercana a la atmosférica y como los gases experimentan una disminución considerable de temperatura, disminuye también su densidad y, por tanto, teniendo menor volumen, las pérdidas por presión son menores.

Cálculo del recuperador del calor de los ga-

ses de salida del primer convertidor:

Temp. Salida Primer convertidor: = 1077 °F.

Temp. a que deben entrar los gases al Segundo convertidor: 787 °F.

$$\Delta t_m \log = 930 \text{ °F.}$$

$$\text{Area de calentamiento:} = \frac{450,000}{3 \times 930} = 161 \text{ ft}^2$$

$$\text{No. de tubos} = \frac{161 + t^2}{1.39 \times 5} = 23 \text{ tubos de 3" diam y 5 ft largo}$$

Siendo:

450,000 la cantidad de calor aprovechable.

3 la U

930 la $\Delta t_m \log$.

Aquí ya no se calculará la caída de presión por ser despreciable.

C A P I T U L O V

BALANCE ECONOMICO

En último término lo que decide si un proyecto es bueno o no, es el factor económico, es decir demostrar en pesos y centavos el provecho que se derive de la instalación de cualquier modificación en el proceso o de la implantación de una -- nueva norma que trate de llevarse a la práctica. Así que el presente trabajo necesita el análisis económico para saber si en efecto va a constituir un beneficio la instalación del equipo necesario para recuperar el calor que llevan los gases producidos en el proceso.

Se establecerá pues una comparación entre los gastos que se tienen usando los gases de combustión y los gastos que actualmente se tienen usando combustible Diesel, para producir el vapor que se necesita para fundir el azufre que se introduce al proceso.

Se tomarán primero en cuenta los detalles concernientes a la instalación, mantenimiento, costo inicial y depreciación del equipo necesario para la producción de vapor por medio de los gases producidos en la reacción y que se -- tratarán de recuperar.

La caldera propuesta para el presente estudio es una Lookout, que posee un horno de gran diámetro y un espacio atrás de la cámara de combustión. Esto significa mayor oportunidad para extraer el calor de los gases calientes y asegura vaporización rápida. Tiene además una puerta para facilitar el acceso a los tubos.

La construcción, diseño, material, están de acuerdo con las reglas por la construcción de calderas de la ASME, y del código de calderas y recipientes a presión.

Como medida de seguridad, cuando el agua alcanza el nivel, más bajo permisible el calor rompe un fusible que está adaptado en un tubo, con lo que releva la presión en la caldera, necesitándose sólo reemplazar este fusible por otro nuevo y la caldera se pone de nuevo en operación.

Las especificaciones de la caldera recomendada para los 327 pies cuadrados de superficie de calentamiento necesarias son:

H P	40
<u>Btu</u> hora	1,340.000
<u>lb de vapor</u> hora	1,380

Precio de caldera: \$ 30,550.00

Ajustos y accesorios necesarios para las condiciones especiales de la fábrica: \$ 20,000.00

T O T A L : \$ 50,550.00

El agua de alimentación de la caldera debe tratarse para evitar las incrustaciones que producen muchos trastornos en el equipo.

Aunque en el presente caso por tratarse de un equipo que trabaja a bajas presiones y capacidades se puede solucionar el problema poniendo solución desincrustante de vez en cuan-

de evaporación en el curso del tratamiento del agua por el sistema de recirculación y calentamiento, por lo que para el presente trabajo no se considerará el costo del tratamiento del agua sino un valor en el costo de mantenimiento.

En el presente caso, por tratarse de equipo que trabaja con substancias corrosivas el tiempo de vida útil se acepta considerablemente, por lo que se toma como duración del equipo cinco años. Luego, la depreciación será de 20% anual.

Costo total del equipo: \$ 50,550.00

Depreciación mensual del equipo: \$40.00

A esta depreciación hay que sumarle los gastos de mantenimiento que, aún siendo del 1% mensual sobre el costo del equipo serían \$ 505.50.

Por lo que el costo mensual sería de:
\$ 1,345.50

CALDERA DEL INTERENFRIADOR

Costo de la caldera: \$ 42,500.00

Depreciación mensual considerando su vida útil de 5 años: $\frac{42,450 \times 0.20}{12} = 710.00$

Mantenimiento = 1% mensual 425.00
Costo mensual: 1,135.00

Cantidad de vapor que produciría:

El del enf. 540 lbs/hora

El del intercnfr. 300 lbs/hora.

Costo por 1000 lbs. de vapor:

Del onfr. = \$ 2.93

Promedio 4.54

Del intercnfr. = 6.15

Hasta aquí la primera consideración, ahora se estudiarán a continuación los actuales gastos para producir la misma cantidad de vapor.

No se contará para el estudio con el costo inicial, ya que las calderas con que se cuenta ya están amortizadas y este balance se hace para sacar el costo actual, por lo que aquí se tomarán en cuenta sólo el costo del combustible y los gastos de mantenimiento.

El combustible que se emplea en la fábrica es el Diesel que produce Petróleos Mexicanos y que tiene las siguientes características:

Poder calorífico: = 18,300 Btu/lb

Peso Específico: = 0.858

Contenido de azufre: = 1,336%

Viscosidad 50 segundos Saybolt Universal

De estos datos los más importantes son en primer lugar, el poder calorífico que es el que indica la cantidad de calor que se extrae de ese combustible; la viscosidad indica la resistencia que presenta al flujo, los demás combustibles que se usan en la industria son mucho más viscosos, pues el combustible ligero tiene una viscosidad de 150 segundos Saybolt Furol y el combustible pesado tiene una viscosidad variable pero fluctuando entre los 400 a 500 se-

gundo Saybolt Furol,

Combustible necesario para producir la misma cantidad de vapor que con los gases del proceso.

$$\frac{850,000 \times 0.75}{18,300} = 34.7 \frac{\text{lb}}{\text{hora}}$$

Cantidad de combustible mensual:

$$34.7 \times 24 \times 30 = 25,000 \frac{\text{lb}}{\text{mes}} = 11,350 \frac{\text{Kgs}}{\text{mes}}$$

Volúmen = 13,300 lts/mes

Siendo el costo de Diesol de 0.328 el litro, el costo de combustible mensual será de:
\$ 4,350.00

Costo por 1000 lbs de vapor \$ 11.30

Esto costo es considerando la misma cantidad de calor que se puede extraer de los gases del horno, ahora se harán los mismos cálculos para comparar el costo del combustible que produzca la misma cantidad de calor que los gases que salen del primer convertidor.

Caldera del Intorenfrinador

Cantidad de combustible mensual:

$$\frac{450,000 \times 0.75}{18,300} = 18.3 \frac{\text{lbs}}{\text{hora}}$$

$$\begin{aligned} \text{Volúmen: } 18.3 \times 24 \times 30 &= 6.316 \frac{\text{Kgs}}{\text{mes}} \\ &= 7,450 \frac{\text{lts}}{\text{mes}} \end{aligned}$$

Costo: \$ 2,430.00

Costo per 1000 lbs vapor \$ 11.20

Promedio \$ 11.25

C A P I T U L O VI

C O N C L U S I O N E S:

La cantidad de vapor que se puede producir con el calor de los gases de combustión del azufre y que actualmente se desperdicia, es mucho mayor que el necesario para abastecer las necesidades de la planta, por lo que en ese as pecto sí convendría recuperar el calor para -- que ya no se gastara en combustible.

El gasto mensual de combustible es mucho menor que el calculado en el balance económico debido a que, como ya se dijo anteriormente, - el calor de los gases es mayor que el que se utiliza actualmente.

Ahora bien, hay que tomar en cuenta que - los gases son muy corrosivos y que continuamente se tendrían problemas perjudicando así el - proceso ya que se tendría que poner a funcio-- nar una caldera cada vez que hubiera desperfec-- tos con las consiguientes pérdidas de tiempo y dinero.

En consecuencia, sólo es costeable instalar un equipo de recuperación de calor en los casos en que se utilicen mayores capacidades y presiones para de esta manera utilizar el recu-- perador únicamente para precalentar el agua de alimentación a la caldera.

En este estudio se llegó a la conclusión que un equipo para recuperar el calor es costeable siempre y cuando la demanda de vapor - sea mayor que el actual utilizando este vapor para otros fines pues siendo más pequeña la - necesidad que la producción hay un desperdicio

considerable que haría incosteable la instalación del recuperador.

En la planta por lo pronto se seguirá usando la caldera con combustible y solo en el caso que se llegará a aumentar el consumo de vapor se utilizaría el recuperador para de esta manera ahorrar efectivamente dinero en la operación, ya que el costo del vapor producido por la caldera es aproximadamente 25 veces mayor que el producido por el recuperador.

B I B L I O G R A F I A

- SHACK A. "Les bases théoriques de la récupération de Chaleur".-Chaleur Industrio No. 366 Pags. 11-15.- Enero de 1956.
- UBINA B. Luis Enrique. "Estudio sobre el aumento de producción en una planta de ácido sulfúrico y oleum".-Tesis 1955.
- BROWN George Granger. "Operaciones básicas de la Ingeniería Química". Manuel Marín & Company, Editores 1955.
- PERRY John H. Editor. "Chemical Engineer's Handbook". Tercera Edición 1950.
- KERN Donald Q. "Process Heat Transfer" McGraw-Hill Book Co. 1950.
- COMBUSTION ENGINEERING
- Mac ADAMS, William H. "Heat Transmission" McGraw-Hill Book Co. Segunda Edición 1942.
- HOUGEN O.A. WATSON K.M. "Chemical Process Principles". John Wiley and Son.1947
- STOEVER GERMAN J. "Transmisión del calor y sus aplicaciones".- Ediciones Librería del Colegio.- 1950.
- HIRSHFELD, Clarence F.; "Heat-Power Engineering" John Wiley and Sons Inc. 1935.
- ALLEN John R.; "Heat Engines". Mac Graw-Hill Book Co. Quinta Edición 1941.