



\*D-2806\*

7  
661.846  
L579

**Escuela Superior Politécnica del Litoral**  
**Departamento de Ingeniería Mecánica**

# **Tesis de Grado**

Previa la Obtención del Título de

**INGENIERO MECANICO**

**Sistema de Producción de**

**Dioxido de Azufre ( $\text{SO}_2$ )**

**Utilizando Azufre Quemado**

por: **Jorge Eduardo León Hernández**

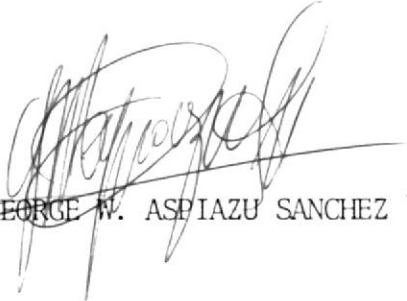
**Guayaquil - Ecuador**

**1978**

" SISTEMA DE PRODUCCION DE  
DIOXIDO DE AZUFRE ( SO<sub>2</sub> )  
UTILIZANDO AZUFRE QUEMADO "

DIRECTOR DE TESIS

A U T O R



ING. GEORGE W. ASPIAZU SANCHEZ



JORGE E. LEON HERNANDEZ

DECLARACION EXPRESA:

DECLARO QUE: Hechos, ideas y doctrinas expuestos en esta Tesis son de exclusiva responsabilidad de su autor y que el patrimonio intelectual de la misma corresponde a la ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL.

(Reglamento de Exámenes y Títulos Profesionales de la ESPOL).

## AGRADECIMIENTO

*A mis padres*

*A la Escuela Superior Politécnica  
A los profesores del Departamento  
de Ingeniería Mecánica.*

*Al Ing. George W. Aspiazu Sánchez, Director de la presente Tesis, quien con su orientación contribuyó a la elaboración de este trabajo.*

DEDICATORIA

*A mis padres:*

*EDUARDO LEON OREJUELA*

*MARIA ANGELICA HERNANDEZ DE LEON*

*Quienes con sus sacrificios y amor guiaron  
y apoyaron mi formación profesional.*

A mi esposa

MARIA LUISA ROMERO DE LEON

*Quien con su delicadeza espiritual  
estimuló y apoyó la culminación de  
mi carrera profesional.*

A mis hijos

ANA MARIA, DIANA MARIA y JORGE LUIS

*Quienes fortalecieron mi espíritu  
para la finalización de esta Tesis.*

## TABLA DE CONTENIDO

CAPITULO 1	
<i>Introducción</i>	Pág. 1
CAPITULO 2	
<i>Factibilidad</i>	" 4
CAPITULO 3	
<i>Sistema de Producción de Azufre derretido</i>	" 15
3-a <i>Cálculo del Sistema de Serpentes</i>	" 17
3-b <i>Cálculo del Sistema de Alimentación de Azufre Sólido</i>	" 28
3-c <i>Selección del Equipo Purificador</i>	" 31
3-d <i>Cálculo del Equipo Adicional</i>	" 32
CAPITULO 4	
<i>Sistema de Combustión</i>	" 35
4-a <i>Cálculo y Selección del Quemador</i>	" 39
4-b <i>Cálculo de la Cámara de Combustión</i>	" 59
4-c <i>Cálculo del Aislamiento</i>	" 96
4-d <i>Cálculo del Equipo Adicional</i>	" 104
CAPITULO 5	
<i>Análisis Económico</i>	" 112
CAPITULO 6	
<i>Conclusiones y Recomendaciones</i>	" 116
CAPITULO 7	
<i>Apéndice</i>	
7-a <i>Tablas</i>	
7-b <i>Figuras</i>	

7-c Gráficos

Referencias Bibliográficas

C A P I T U L O      1

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

El objeto del presente estudio, es el de dotar a la Compañía de Economía Mixta Fertilizantes Ecuatorianos S.A. FERTISA; de un sistema de producción de  $SO_2$  que reemplace o sirva como una posibilidad alterna al que actualmente este instalado, el cual es parte de la planta de Acido Sulphúrico.

Nuestro propósito es calcular un nuevo sistema que evite los riesgos que actualmente se tiene en la producción del Acido como son la falta de concentrado de Azufre 35-45%, ya sea éste por falla en el transporte que se hace en camiones o paralizaciones de la Mina de Azufre ubicada en Shucos-Tixan-Provincia del Chimborazo por problemas de tipo laboral o técnico.

Adicional a esto el equipo de producción de  $SO_2$ , horno-Tostador y el sistema de purificación de gas tienen 9 años de operación por lo que necesitará en breve una reparación completa de su revestimiento refractario.

Esto nos ha llevado a pensar en la necesidad de instalar un nuevo sistema de producción de  $SO_2$  que se haga a partir de Azufre refinado 99.6% de pureza que podrá ser producido en la mina previo la instalación de un sistema de autoclave, con el consiguiente ahorro en el flete debido a no contener humedad ni impurezas. Dejando también la posibilidad de importar azufre refinado con la consiguiente reducción del flete, por las razones arriba expuestas.

Este azufre será derretido en un estanque y luego bombeado a un

quemador que será instalado en una cámara de combustión para ser quemado y producir el  $SO_2$  .

El alto contenido calorífico del  $SO_2$  servirá para poder instalar una caldera para la producción de vapor, que a su vez servirá - en los <sup>r m</sup>serpientes del derretidor como en la granulación del abono y en todas las instalaciones del complejo con el consiguiente ahorro de combustible que hoy se usa en las calderas de tipo convencional.

Esto es posible debido a que la temperatura del gas producido debe ser enfriado hasta 820 °F previa la entrada al convertidor de  $SO_3$  en la planta de Acido Sulfúrico.

C A P I T U L O      2

F A C T I B I L I D A D

Las repercusiones que pueda tener un posible colapso del Horno-Tostador de producción de  $SO_2$  por sus nueve años de funcionamiento o la falta de concentrado de Azufre desde la mina, nos ha creado la inquietud de dotar a Fertisa de un nuevo sistema alternativo de producción de  $SO_2$  que garantice las operaciones productivas - del complejo mina-planta Acido Sulfúrico-Fábrica de Fertilizantes.

Esta solución obligaría a una replanificación del diagrama de flujo del complejo según se muestra en el esquema 2-1

Estos cambios o replanificación obligaría a una considerable inversión del orden de los 12'707.902,50 para la planta a instalarse en Guayaquil y de los 3'237.927,00 que costaría la planta de refinación en Shucós, sin embargo, las ventajas operativas y económicas a la larga compensarían y justificarían convenientemente dicha inversión que en resumen consiste en lo siguiente:

- 1 - Un nuevo sistema de producción de  $SO_2$  que será el objeto de nuestro estudio.
- 2 - Una planta de refinación de Azufre al 99,6% de pureza que consistirá en instalar 2 autoclaves nuevos y el autoclave actualmente en Fertisa que será transportado a la mina y un caldero que también está actualmente en Fertisa y que será llevado e instalado también en la mina.

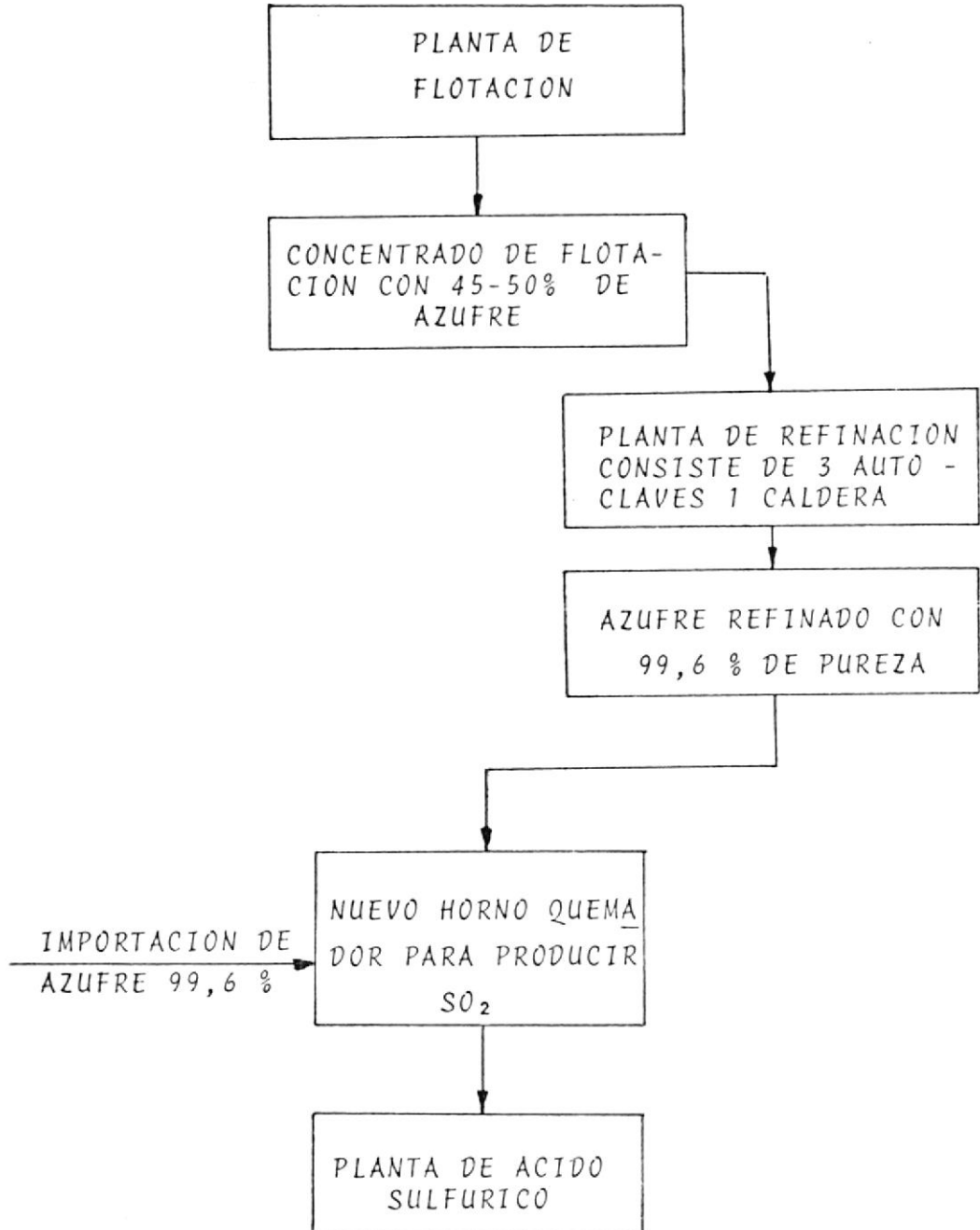
Todo este sistema nuevo nos lleva a los siguientes cambios:

- a- La planta de flotación de la mina deberá producir un concenu

trado del 45-50% para lo cual está capacitada con el equipo disponible actualmente.

- b- El concentrado de la planta de Flotación no se transportaría a Guayaquil sino que se refinaría en la misma mina hasta obtener Azufre refinado del 99.6% de pureza.
- c- El Azufre refinado se transportaría a Guayaquil con la consiguiente economía en el flete y factibilidad efectiva de realizar el transporte con los escasos medios disponibles, debido a la disminución de casi la mitad del volumen y peso a transportar.
- d- El Azufre refinado y no el concentrado de flotación es el que se quemaría en Fertisa para producir  $SO_2$ . Esta operación se efectuaría en el nuevo sistema que presentaría las siguientes ventajas.
  - d-1 Se puede regular exactamente la producción uniforme y continua del gas, lo que no ocurre con la operación del horno actual con concentrado de porcentajes variables.
  - d-2 Se aprovecharía el enorme calor de combustión del Azufre para producir vapor sin costo adicional.

## DIAGRAMA DE LA NUEVA OPERACION INCLUIDO EL NUEVO SISTEMA



A continuación haremos un estudio de los costos que implicará esta replanificación en detalle

1 - Costo del nuevo sistema de producción de  $SO_2$  .

1-1 Sistema de alimentación de Azufre sólido.

1-2 Derretidor de Azufre ✓

1-3 Filtro ✓

1-4 Horno de producción de  $SO_2$  ✓

1-5 Caldero para enfriar el gas y producir vapor.

Todo este equipo incluida su instalación un costo de:

S/. 12'707.902,50

2 - Costo de la planta de refinación que se instala en la mina.

2-1 Costo de los equipos

a) Valor actual del autoclave instalado 487.900  
en Fertisa

b) 2 autoclaves nuevos 2'489.600.

c) Valor del caldero instalado en Fertisa 160.400

d) Transporte e instalación en Shucos 100.000

Lo que nos da un costo de los equipos instalados en la mina de S/. 3'237.927,00

2-2 Costo del Azufre refinado en la mina.

Se establece como base de operación una producción

Tons. de Azufre refinado ( 99.6% de pureza ) por día

para abastecer a la planta de Acido Sulfúrico que debe

producir 100 Tons. de Acido por día

El costo de la etapa de refinación en la mina según este estudio será el siguiente:

- |  |     |           |
|--|-----|-----------|
| a) Jornales: 18 hombres por día                                | S/. | 60.000,00 |
| a S/. 3.333,33 hombres mes                                     |     |           |
| b) Combustible: 1.000 galones por día por 25 días de Operación | S/. | 80.000,00 |
| Galón a S/. 3,20   |     |           |
| c) Materiales y repuestos estimados                            | S/. | 25.000,00 |
| d) Amortización de 3'237.927,00 en 4 años al 12% de interés.   | S/. | 87.693,00 |

El costo mensual de la refinación de 1.080 tons. de Azufre que deberá producir mensualmente para cubrir la demanda de la planta de Acido Sulfúrico será de 252.693,00 de lo que podemos decir que cada tonelada de Azufre refinado en la mina costará S/. 233,97.

Esto quiere decir aparentemente que cada tonelada de Azufre refi-  
nado que se consume en la elaboración del Acido Sulfúrico, aumen-  
taría su valor en S/. 233,97 sobre el precio ya establecido en  
forma de concentrado. A la presente fecha, el precio es de :  
S/. 1.411,20 la tonelada de Azufre puro de manera que una vez re  
finado el precio final será de:

$$1.411,20 + 233,97 = S/. 1.645,97$$

Sin embargo, hay que considerar una serie de alteraciones que es-

ta nueva planificación traería en varios artículos de costos de la operación global del complejo y que en los párrafos siguientes se tratará de valorizar para imputar las economías resultantes como " créditos " al costo de producción del Azufre refinado puro, para de esta manera finalmente comparar el monto de las economías producidas versus el monto del costo adicional de S/. 233,97 para la etapa adicional de refinación que se pretende establecer.

### 3 - Estudio de la economía a realizarse con la nueva - instalación.

#### 3-1 Economía en el flete de la Mina a Guayaquil

El flete de un concentrado normal del 50% de Azufre es a S/. 9,00 cada quintal lo que nos da un valor por tonelada de S/. 180,00 o sea que una tonelada de Azufre puro transportado en forma de concentrado de 50% con - 12% de humedad tendrá un costo de S/. 409,00

En cambio una tonelada de Azufre puro transportado en forma de re-

finado 99.6% costará S/. 180,00

Comparando estos dos valores nos damos cuenta que por cada tonelada de Azufre puro transportado en forma de refinado 99.6% tendremos una economía de S/. 229,00

#### 3-2 Economía en el consumo de Combustible.

De la estadística de consumo de combustible, en la bo -

dega de materiales de Fertisa, hemos sacado un consumo promedio de 700 galones diarios de residuo para la elaboración de Fertilizantes con las calderas normales actuales. Lo que significa que si un galón de residuo - cuesta S/. 3,00 durante un mes de producción tendremos:

$$700 \text{ gal/día} \times 3,00 \text{ sucres/galón} \times 30 \text{ días}$$

nos da un total de gasto mensual de S/. 63.000,00 que será la cantidad que nos ahorraremos al no consumir - combustible en la producción de vapor.

Si dividimos los S/. 63.000,00 por las 1.080 tons de Azufre producido sacaremos el ahorro por cada tonelada de Azufre refinado lo que nos da

$$\frac{63.000}{1.080} = \text{S/}. 58,33$$

3-3 Economía comparativa en el costo de producción de Azufre refinado para el consumo nacional en Fertisa y en la mina.

El costo del Azufre refinado en Fertisa alcanza la alta cifra de S/. 187,00 el quintal o sea S/. 3.740,00 la - tonelada.

Para determinar en forma comparativa el costo de la etapa de refinación aisladamente hacemos las siguientes - comparaciones.

Valor actual del Azufre refinado en Fertisa S/. 3.740,00  
 Ahora deduciremos los valores a la refinación propiamente tal por tonelada de Azufre pero:

Valor de la materia prima (concentrado)	S/.	1.411,00
Flete Mina - Guayaquil	"	409,00
Valor 20 sacos a S/. 19,80 c/u	"	396,00
		<hr/>

Con lo que nos da un valor de S/. 2.216,00 que corresponde a los costos fijos que se tiene en la producción del Azufre refinado en Fertisa y que serán aproximadamente los mismos cuando se refine en la mina.

Restando el valor del Azufre refinado en Fertisa menos los costos fijos de operación nos damos cuenta que tendremos un ahorro entre la tonelada de Azufre refinado producido actualmente en Fertisa y la tonelada de Azufre producida en la forma propuesta en este proyecto que será:

$$S/. 3.470,00 - 2.216,00 = S/. 1.524,00$$

Si comparamos este costo de S/. 1.524,00 la tonelada de Azufre refinado contra el cálculo de S/. 233,97 para una operación similar en Shucos, resulta una diferencia de S/. 1.290,03.

Considerando además que la producción anual de azufre refinado para cubrir las necesidades internas del país 15.000 quintales ( 750 Tons.) tenemos entonces que 750 Tons X 1.290,03 nos da un total de S/. 967.522,50 anuales correspondientes a la diferen-

cia de costo de producción o economía en el costo para la etapa de refinación si se efectuara en la Mina en vez de en Fertisa.

Producción anual de Azufre refinado sería de 13.710 Tons. dividiendo el ahorro de 967.522,50 por la producción anual nos da una economía S/. 70,57 por Ton. de Azufre refinado producido en la mina.

### 3-4 Economía por menor pago en la liquidación del impuesto a favor del municipio de Alausí.

El decreto 69-2- del 3 de Octubre de 1.969 obliga el pago de S/. 20,00 por cada tonelada de material (Mineral de Azufre, tierra sulfurosa, concentrado, refinado) que se extraiga de la mina de Shucos - Tixán.

Por lo tanto, para una proyectada producción de 1.080 Tons. de Azufre mensual, la liquidación de dicho impuesto sería como sigue:

Como concentrado 50 % Azufre:

2.160 Ton. de concentrado (=1.080 Ton. Azufre)	
a S/. 20,00 son	S/. 43.200,00

Como refinado de 99,6% 1.080 Ton. a S/. 20,00"	21.600,00
--	-----------

Economía Mensual	S/. 21.600,00
------------------	---------------

Si dividimos este valor de S/. 21.600,00 por las 1.080 Tons. de Azufre que se producirá en el mes nos dará un ahorro por Ton. de Azufre de S/. 20,00

En resumen el análisis de los costos se puede sintetizar.

Aumento del costo del Azufre para elaborar Acido Sulfúrico, debido a la etapa de refinación por Ton. S/. 233,97

Economías que inciden en la producción del Azufre refinado en la Mina

Economía en el flete	S/. 229,00	
Economía en Combustible	" 58,33	
Economía en costo de producción comparativo	" 70,57	
Economía por impuestos	" 20,00	" 377,90

---

Disminución en el costo del Azufre producido según este estudio S/. 143,93

Considerando una producción sostenida de 13.710,00 Ton de Azufre por año y como se ha demostrado, una disminución del costo de funcionamiento del complejo que lo imputamos al costo del Azufre producido, entonces tendremos una economía de :

( 143,93 X 13.710, ) = S/. 1'973.280,30 anuales, suficiente para cubrir en aproximadamente 10 años el nuevo sistema propuesto.

Con lo anteriormente expuesto podemos llegar a concluir que este proyecto es factible.

C A P I T U L O      3

S I S T E M A   D E   P R O D U C C I O N  
D E   A Z U F R E   D E R R E T I D O

El sistema de producción de Azufre derretido deberá tener una autonomía de 12 horas que es la autonomía que tiene la tolva de con centrado de Azufre en el sistema actualmente instalado.

Si consideramos que la capacidad de la planta de Acido Sulfúrico consume 3.000 libras de Azufre derretido y quemado por hora, pod mos calcular el volúmen del tanque de la siguiente manera:

La temperatura a que trabaja el derretidor estará entre 135° - 154°C que es la temperatura a la que la viscosidad es mínima tomamos como promedio para los cálculos 145°C usando la tabla 3-1 e interpolando nos da

Densidad a 145°C 111,2715 lbs/pies<sup>3</sup>

Cantidad de Azufre derretido en 12 horas

$$3.000 \times 12 = 36.000 \text{ lbs}/12 \text{ horas}$$

Con lo que el Volúmen del tanque será:

$$\frac{36.000 \text{ lbs}}{111,2715 \frac{\text{lbs}}{\text{pies}^3}} = 323,53 \text{ pies}^3$$

El tanque deberá ser llenado solo hasta un 50% por lo que tendremos que el tanque será de un volúmen de:

$$647,06 \text{ pies}^3$$

Procederemos a dimensionar el tanque

Asumiremos una altura de 8 pies y si aplicamos este valor y el del volúmen en la ecuación siguiente

$$V = h \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{ec. 3-1}$$

nos dará

$$647,06 \text{ pies}^3 = \frac{8 \text{ pies } \pi D^2}{4}$$

$$D^2 = \frac{647,06 \times 4}{8 \times \pi}$$

entonces

$$D = 10,14 \text{ pies} \quad \text{ec. 3-2}$$

El diseño del tanque a usarse ha sido presentado por B. A. Axel - Rad y L. A. Nelson Jr. ambos de la compañía Freeport Sulphur Company, Freeport, Texas <sup>|1|\*</sup> que es un tanque de cemento recubierto de ladrillo resistente al ácido con alimentación continua, agita - dor y serpentines de vapor sumergidos como se muestra en la figura 3-1

### 3.a. CALCULO DEL SISTEMA DE SERPENTINES

Para el cálculo de los serpentines usaremos la fórmula de J.H. Chilton; J. B. Drew y R. H. Jebens <sup>|2|\*</sup>

$$\frac{\frac{hc D}{k} \left( \frac{\mu_c}{\mu} \right)^{0.14}}{\left( \frac{c\mu}{k} \right)^{1/3}} = 0,87 \left( \frac{L^2 N_D}{\mu} \right)^{0.62} \quad 3-3$$

\* Los números entre el paréntesis corresponderán a la bibliografía.

Donde

$c$  = calor específico BTU/lb.

$D$  = Diámetro interior del tanque en pies = 10.14' ec. 3-2

$h_c$  = Coeficiente de transferencia de calor por convección

(coeficiente de película) en  $\frac{\text{BTU}}{\text{hr. pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$

$k$  = conductividad térmica en  $\text{BTU}/\text{hr.} \cdot \text{pie}^2 (^\circ\text{F}/\text{pie})$

= 0,097  $\frac{\text{BTU}}{\text{hr.} \cdot \text{pie}^2 (^\circ\text{F}/\text{pie})}$  de la tabla 3-2 del apéndice A

$L$  = Longitud de las paletas

$N$  = Velocidad del agitador en RPH

$\mu$  = Viscosidad a la temperatura promedio  $\frac{\text{lbs}}{\text{hora} \cdot \text{pie}^2}$

= 7.2 centipoises de la figura 3-2 del apéndice B

$\mu_c$  = Viscosidad a la temperatura de la superficie del serpentín

en  $\frac{\text{lbs}}{\text{hr.} \cdot \text{pie}^2} =$

$\rho$  = densidad en  $\text{libras}/\text{pie}^3 = 111,27 \text{ lbs}/\text{pie}^3$  de la tabla 3-1 del apéndice A

Esta ecuación 3-3 que nos permite calcular el coeficiente de transferencia de calor por convección en función de la longitud de las paletas de un agitador necesario para mantener la temperatura del Azufre derretido constante.

Por lo tanto será indispensable asumir un agitador el cual ha sido escogido del diseño presentado por B. A. Alxerad<sup>3</sup> y tendrá como

características las siguientes:

6 paletas de 4 pies de largo a 63 RPM que es la velocidad adecuada para evitar la formación de gases.

Calcularemos el número de Reynolds modificado de la ecuación 3-3

$$Re_j = \frac{L^2 N \rho}{\mu} \quad \text{ec. 3-4}$$

$$Re_j = \frac{(4 \text{ pies})^2 \times 3.780 \text{ RPH} \times 111,27 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3}}{7,2 \text{ centipoises} \times 2,42 \frac{\text{lbs}}{\text{hora-pie-centipoises}}}$$

$$Re_j = \frac{16 \times 3.780 \times 111,27}{17,424}$$

$$Re_j = 386.226,44 \quad \text{ec. 3-5}$$

Usando la figura 3-3<sup>|3|</sup> con un número de  $Re_j$  igual a 386.226,44

$$\frac{\frac{hc D}{k} \left( \frac{\mu_c}{\mu} \right)^{0.14}}{\left( \frac{c\mu}{k} \right)^{1/3}} = 3.000 \quad \text{ec. 3-6}$$

El valor de  $c$  será evaluado a  $145^\circ\text{C}$  que es la temperatura del azúfre en el derretidor

$$C_{145^\circ\text{C}} = 0,25202 \frac{\text{BTU}}{\text{lbs}^\circ\text{F}} \quad \text{de la tabla 3-3<sup>|7|</sup>}$$

El valor de  $\mu_c$  será evaluado a la temperatura de saturación del vapor.

Por lo que si alimenta vapor a 100 psi la temperatura de satu -

ración de las tablas de vapor de Keenan-Keeyes será de  $327,81 \text{ } ^\circ\text{F}$

Así

$\mu_c$  = Viscosidad evaluada a  $327,81 \text{ } ^\circ\text{F}$

podemos encontrarlo del gráfico 3-2 a |1|

Así

$\mu_c = 200 \text{ poises} = 20.000 \text{ centipoises}$

También

$$P_h = \left( \frac{C \mu}{k} \right) \quad \text{ec. 3-7}$$

$$= 0,25202 \frac{\text{BTU}}{\text{lb-}^\circ\text{F}} \times 7.2 \text{ centipoises} \times 2.42 \frac{\text{lbs}}{\text{hr-pie-centipoises}}$$

$$\times \frac{\text{hr-pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{BTU-pie}} = \frac{0,25202 \times 6.8 \times 2.42}{0,097}$$

$$P_h = 45,26$$

por lo que

$$P_h^{1/3} = \left( \frac{C \mu}{k} \right)^{1/3} \quad \text{será igual a}$$

$$(45,26)^{1/3} = 3,56$$

$$\left( \frac{C \mu}{k} \right)^{1/3} = 3,56 \quad \text{ec. 3-8}$$

finalmente

$$\left( \frac{\mu}{\mu_c} \right)^{0.14} = \left( \frac{7.2 \text{ centipoises}}{20.000 \text{ centipoises}} \right)^{0.14}$$

$$= (0.00036)^{0.14}$$

$$\left( \frac{\mu}{\mu_c} \right)^{0.14} = 0.329 \quad \text{ec. 3-9}$$

Sustituyendo los valores de las ecuaciones 3-7 , 3-8 y 3-9 en la ecuación 3-6 nos queda

$$\frac{\frac{h_c \times 10,14 \text{ pies}}{0,097} \times \frac{1}{0,329}}{356} = 3.000$$

Despejando para  $h_c$  nos queda

$$h_c = \frac{3.000 \times 3,56 \times 0,097 \frac{\text{BTU}}{\text{hora-pie}^2 \cdot (^\circ\text{F}/\text{Pie})} \times 0,329}{10,14 \text{ pies}}$$

Así

$$h_c = 33,61 \frac{\text{BTU}}{\text{hora-pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \quad \text{ec. 3-10}$$

Si el coeficiente de película es conocido vamos entonces a calcular el área que deberán tener los serpentines

Así tenemos que:

$$A = \frac{Q}{u_D \Delta_T} \quad 3-11 \quad |4|$$

$$u_D = \frac{u_c h_d}{u_c + h_d} \quad 3-12 \quad |4|$$

$$u_c = \frac{h_c h_{oi}}{h_c + h_{oi}} \quad 3-13 \quad |4|$$

$$h_d = \frac{1}{R_d} \quad 3-14 \quad |4|$$

donde  $R_d$  es el factor de incrustación el cual será asumido igual a 0,001

Usaremos también un valor para  $h_{oi}$  igual a 1.500 BTU/hora-pie<sup>2</sup>-°F |4|

Reemplazando este último valor y el de ec. 3-10 en la ecuación

3-13

$$u_c = \frac{33,61 \text{ BTU/hora-pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 1.500 \text{ BTU/hora-pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{33,61 \text{ BTU/hora-pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} + 1.500 \text{ BTU/hora-pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Así

$$u_c = 32,87 \text{ BTU/hora-pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \text{ec. 3-15}$$

Calcularemos ahora  $h_d$  aplicando la ecuación 3-14

$$h_d = \frac{1}{0.001} = 1.000 \text{ BTU/hora-pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \text{ec. 3-16}$$

Los valores de 3-15 y 3-16 en la ecuación ec. 3-12 nos da:

$$u_D = \frac{32,87 \times 1.000}{32,87 + 1.000} =$$

$$u_D = 31,82 \text{ BTU/hora - pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \text{ec. 3-17}$$

Para poder calcular el área será necesario conocer el valor de  $Q$  que será el calor necesario para derretir el azufre.

$Q$  será igual a  $h_2 - h_1$  en que

$$h_2 = \text{entalpia del Azufre a } 145^\circ\text{C} = 72,497 \text{ BTU/lb} \quad \text{tabla 3-4}^{[1]}$$

$$h_1 = \text{entalpia del Azufre a } 30^\circ\text{C} = 1,524 \text{ BTU/lb} \quad \text{tabla 3-4}^{[1]}$$

por lo que  $Q$  será igual a

$$Q = 72,497 \text{ BTU/lb} - 1,524 \text{ BTU/lb}$$

$$Q = 70,973 \text{ BTU/lb} \quad \text{ec. 3-18}$$

Así tenemos que usando la ecuación 3-11

$$A = \frac{70,973 \text{ BTU/lb} \times 3.000 \text{ lbs/hora}}{31,82 \text{ BTU/hora} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times (327,81 - 86) \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$A = \frac{70,973 \times 3.000}{31,04 \times 241,81} \text{ pie}^2$$

Donde

$$A = 27,66 \text{ pies}^2 \quad \text{ec. 3-19}$$

Para la construcción de los serpentines se usará tubería cédula N° 80 de 3/4" que tiene un área por pie = 0,275 pie<sup>2</sup>/pie de la tabla 3-5 |4|

Dividiendo este valor para el área de transferencia calculada anteriormente nos da la longitud del serpentín

$$\frac{\text{Área de Transferencia}}{\text{Área por pie de tubería}} = \frac{27,66 \text{ pies}^2}{0,275 \text{ pie}^2/\text{pie}}$$

$$\frac{\text{Área de Transferencia}}{\text{Área por pie de tubería}} = 100,60 \text{ pies} \quad \text{3-20}$$

que es la longitud que deberá tener el serpentín para derretir - azufre alimentado durante una hora, pero como el tanque tendrá - una cantidad igual a la alimentada en 12 horas la longitud será de :

$$100,60 \times 12 = 1.207,22 \text{ pies de tubería}$$

Por consecuencia para tener una mejor distribución uniforme de calor en todo el tanque dividiremos la longitud total del serpentín en 6 juegos de serpentines cada uno de los cuales estará compuesto de 3 espirales de 3' el primero o más grande, de 2.5' el se-

gundo y el tercero de 2' o más pequeño.

Si escogemos una línea de un diámetro del tanque de 10,14 pies nos daremos cuenta que deberemos acomodar en esta línea 2 juegos de serpentines y el agitador de 4' por lo que el tanque deberá tener un diámetro mínimo de:

3' de un serpentín + 3 pies de otro serpentín + 4' del agitador nos da 10' de diámetro mínimo y como el diámetro calculado es 10,14' nos resulta casi justo por lo consiguiente necesitamos volver a dimensionar el tanque.

Asumiremos ahora un  $D = 12$  pies

Si tenemos que

$$V = 647,06 \text{ pies}^3$$

de la ecuación 3-1 podemos calcular  $h$

$$h = \frac{4 V}{\pi D^2} \quad 3-1$$

$$h = \frac{4 \times 647,06 \text{ pies}^3}{\pi \times 12^2 \text{ pie}^2}$$

$$h = 5.72 \text{ pies} \quad 3-21$$

por lo que las nuevas dimensiones del tanque serán de 12 pies de diámetro por 6 pies de alto.

Como tenemos un nuevo diámetro será necesario recalcular el valor de  $h_c$  ya que el valor de  $D$  en la ecuación 3-6 ha cambiado.

Por consiguiente,

$$h_c = 3.000 \times 3,56 \times \frac{0,097}{12} \times 0,329$$

$$h_c = 28,44 \text{ BTU/hora} - \text{pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Aplicando este valor en la ecuación 3-13

$$u_c = \frac{28,44 \times 1.500}{1.500 + 28,44} = 27,87 \quad 3-13 \text{ a}$$

usando este valor en la ec. 3-12

nos da:

$$u_D = \frac{u_c h_d}{u_c + h_d} = \frac{1.000 \times 27,87}{1.000 + 27,87}$$

$$u_D = 27,11 \text{ BTU/hora} \text{ pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad 3-12 \text{ a}$$

con este valor en la ecuación 3-11

$$A = \frac{212.919}{27,11 \times 241,81} = 32,46 \text{ pie}^2$$

$$A = 32,46 \text{ pie}^2 \quad 3-11 \text{ a}$$

Para tubería de 3/4 Cédula N° 80 tabla 3-5

$$A = 0,275 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

$$L' = \frac{32,46}{0,275} = 118,06 \text{ pies} \quad \text{ec. 3-22}$$

Por lo que necesitamos 118,06 pies de tubería de 3/4 por cada 3.000 lbs de Azufre por hora que se alimente.

Como se deben derretir el equivalente a 12 horas

$$118,06 \times 12 = 1.416,82 \text{ pies de tubería de } 3/4''$$

Según lo dicho anteriormente el tanque tendrá 6 juegos de serpentines y cada juego constará de 3 espirales.

Como propusimos anteriormente cada espiral tendrá 3' , 2 1/2' y 2' respectivamente.

El perímetro de cada espiral será el siguiente

$$\text{Perímetro} = \pi D \quad \text{ec. 3-23}$$

$$3' \times \pi = 9.42 \text{ pies}$$

$$2.5' \times \pi = 7.854 \text{ pies}$$

$$2' \times \pi = 6.28 \text{ pies}$$

Las hileras serán dispuestas como se muestra en el gráfico 3-1 del apéndice C.

Procederemos ahora al cálculo del desarrollo de cada serpentín

Espiral de 3'

Escogeremos 10 vueltas por lo que

$$3' \times \pi \times 10 \text{ vueltas} = 94.24 \text{ pies}$$

Espiral de 2 1/2'

Escogeremos 9 vueltas por lo que

$$2,5' \times \pi \times 9 \text{ vueltas} = 70,68 \text{ pies}$$

Espiral de 2'

Escogeremos 10 vueltas por lo que

$$2' \times \pi \times 10 \text{ vueltas} = 62,83 \text{ pies}$$

La longitud total de un juego de espirales será

$$L = 94.24 + 70,68 + 62,83 = 227,65 \quad \text{ec. 3-24}$$

Si hemos considerado 6 juegos de espirales entonces la longitud

total de los seis juegos será:

$L' \times 6 = 227,65 \times 6 = 1.366$  pies que no alcanzará a cubrir la longitud total calculada necesaria para derretir el Azufre, por lo que aumentaremos una vuelta en cada espiral

Para el de 3'

$$3 \times \pi \times 11 = 103,67 \text{ pies}$$

Para el de 2 1/2'

$$2,5 \times \pi \times 10 = 78,53 \text{ pies}$$

Para el de 2'

$$2 \times \pi \times 11 = 69,11 \text{ pies}$$

$$\text{Total} = 103,67 + 78,53 + 69,11 = 251,32 \text{ pies}$$

que para los 6 juegos de serpentines será de

$$251,31 \times 6 = 1.507,89 \text{ pies}$$

Valor que cubrirá la longitud necesaria para mantener el Azufre - derretido a la temperatura deseada. La distribución de los serpentines se mostrará en el gráfico 3-2 del apéndice C.

### 3.6. SISTEMA DE ALIMENTACION DE AZUFRE SOLIDO AL DERRETIDOR

El sistema de alimentación del Azufre sólido deberá tener una capacidad de 3.000 lbs/hora que es la cantidad que será alimentada al derretidor.

Usaremos para alimentar un transportador helicoidal el cual será alimentado por medio de una tolva que estará ubicada en su parte superior.

#### 3.6-1 Cálculo del Transportador

Calcularemos el transportador helicoidal a partir de la figura 3-4 d del apéndice b <sup>|5|</sup> que es el adecuado para azufre pulverizado o en terrones.

La capacidad en pies<sup>3</sup> está dada por  $\frac{W}{\rho}$

donde

$$\rho = 2,07 \text{ g/cm}^3 \quad \text{tabla 3-6 } |5|$$

por lo que

$$\rho = 2,07 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \times 0,0022046 \frac{\text{lbs}}{\text{gr}} \times \frac{1}{3,531466 \times 10^{-5}} \frac{\text{pie}^3}{\text{cm}^3}$$

de donde

$$\rho = 129,22 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3}$$

$$\text{Capacidad} = \frac{3.000 \frac{\text{lbs}}{\text{hora}}}{129,22 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3}} = 23,21 \frac{\text{pies}^3}{\text{hora}} \quad \text{ec. 3-25}$$

Para esta capacidad del gráfico 3-4 d obtendremos un transportador de 6" y 23 RPM.

De la tabla 3-7<sup>[5]</sup> para un transportador de 6" los terrones tendrán una dimensión promedio de 1/2" por lo que se tendrá que reducir los terrones a esta medida.

### 3.b-2 Cálculo de la potencia del transportador

La referencia <sup>[5]</sup> presenta una fórmula para el cálculo de la potencia del transportador y es como sigue:

$$CV = \frac{C L W F}{4.500} \quad \text{ec. 3-26} \quad \text{en que}$$

CV = potencia en caballos vapor

C = capacidad del transportador en M<sup>3</sup>/minuto

W' = densidad del material en kilogramos/metro<sup>3</sup>

$$= 2.070 \text{ Kg/M}^3 \quad \text{tabla 3-6}$$

F = Coeficiente de Material = 3.5 para la curva d del gráfico 3-4

L = Longitud del transportador en Metros = 1,8288 metros

La capacidad del transportador en M<sup>3</sup>/minuto podemos calcularla a partir de la ecuación 3-25 así

$$C = 23,21 \frac{\text{pies}^3}{\text{hora}} \times \frac{1 \text{ hora}}{60 \text{ minuto}} \times 0,0283 \frac{\text{M}^3}{\text{pie}^3}$$

$$C = 0,0109 \text{ M}^3/\text{minuto} \quad \text{ec. 3-25 a}$$

Sustituyendo en la ec. 3-26

$$CV = \frac{0,0109 \text{ M}^3/\text{min} \times 1,8288 \text{ M}^1 \times 2070 \text{ Kilogramos./m}^3 \times 3,5}{4.500}$$

$$CV = 0,032 \text{ CV}$$

La fórmula usada condiciona que deberá multiplicarse por 2 si el resultado es inferior a 2 CV y además si el material es sacado - e una tolva se debe aumentar 1 CV por apiñamiento {5} por lo que

$$0.032 \times 2 + 1 = 1,064 \text{ C V}$$

y si

$$1 \text{ Hp} = 1,01 \text{ C V}$$

$$\frac{1,064 \text{ C V}}{1,01 \text{ CV/ Hp}} = 1,05$$

Por lo que la potencia necesaria para mover el transportador deberá ser de 1 Hp.

### 3.C. SELECCION DEL EQUIPO PURIFICADOR

Para el equipo purificador serán usados 2 clases de filtros.

El primero será una canastilla que estará colocada en la parte inferior entre el derretidor y el estanque donde estará colocada la Bomba como se ilustra en el gráfico 3-1.

El segundo filtro que estará colocado antes de la entrada del Azufre líquido al quemador es un filtro de presión tipo Kelly con un área total de filtrado de 450 pies<sup>2</sup> con una malla de acero inoxidable 316 de 100 mesh.

La temperatura en el filtro es mantenida sobre el nivel del punto de fusión del Azufre por medio de vapor a 50 psig. el mismo que circula dentro de ampollas de acero soldadas por el lado de afuera de la coraza cilíndrica del filtro.

Las ampollas y la coraza están cubiertas en una gruesa capa de aislamiento.

## 3.d. CALCULO DEL EQUIPO ADICIONAL

## 3.d-1 Cantidad de vapor a usarse

Si sabemos que  $\Delta Q = 70.973 \text{ BTU/lb}$  ec. 3-18

por lo tanto el calor total para las 3.000 lbs/hora que va a ser alimentado y por 12 horas que es la cantidad de Azufre que va a ser almacenado.

$$70,973 \text{ BTU/lb} \times 3.000 \text{ lbs/hora} = 212.912 \text{ BTU/hora}$$

que es la cantidad de energía necesaria para derretir el azufre - alimentado en 1 hora pero como en el derretidor estarán almacenados la cantidad de Azufre alimentado en 12 horas entonces

$$212.912 \times 12 = 2'555.028 \text{ BTU/12 horas}$$

Si la entalpia del vapor de las tablas de Keenan Keyes <sup>16</sup> para 100 psi tenemos

$$h_{100 \text{ psi}} = 888,8 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{Cantidad de vapor} = \frac{2'555.028 \text{ BTU}}{888,8}$$

$$= 2.874,69 \text{ lbs} \quad 3-26$$

que será la cantidad de vapor que tendrá que alimentarse por cada hora ya que siempre habrá en el derretidor una cantidad de Azufre igual a la alimentada en 12 horas.

## 3.d-2 Caída de presión en los serpentines

Con el objeto de observar cual va a ser la condición de salida del vapor calcularemos la pérdida de presión a la salida de los -

serpentine. Para esto usaremos la fórmula siguiente

$$\Delta p = \left[ \text{Re} \left( \frac{d}{2r} \right)^2 \right]^{0.05} \times \Delta p' \quad |7| \quad \text{ec. 3-27}$$

Donde

$R_e$  = Número de Reynolds

$d$  = diámetro del tubo en pies = 0,742" = 0,0618'

$r$  = radio del serpentín en pies = 1,5 pies

$\Delta p'$  = caída de presión para tubo recto en una longitud igual a la del serpentín estirado

Calcularemos ahora el número de Reynolds

$$\text{Re} = \frac{d G}{\mu} \quad |7| \quad \text{ec. 3-28}$$

donde

$d$  = diámetro de la tubería en pies = 0,0618'

$G$  = Velocidad de masa en  $\frac{\text{lbs}}{\text{hr-pie}^2}$

$\mu$  = Viscosidad en  $\frac{\text{lbs}}{\text{pie-hora}} = 0,0148$  centipoises =

$$0,035816 \frac{\text{lbs}}{\text{pie-hora}} \quad \text{figura 3-7} \quad |4|$$

$$G = \frac{W}{A} \quad 3-29$$

donde

$W$  = Flujo de vapor en lbs/hora

$A$  = Area transversal del tubo 0,432 pulg<sup>2</sup> tabla 3-5

El flujo de vapor en los 18 serpentine es igual a

2.874,64 lbs/hora

ec. 3-26

Entonces el flujo de vapor por cada serpentín será

$$W = \frac{2.874,64}{18} = 159,7 \text{ lbs/hora} \quad \text{ec. 3-30}$$

Sustituyendo en ec. 3-29

$$G = \frac{159,7 \text{ lbs/hora}}{0,0432 \text{ pulg}^2} \times \frac{1}{144} \frac{\text{pie}^2}{\text{pulg}^2}$$

$$G = 53.233,33 \frac{\text{lbs}}{\text{pie-hora}} \quad \text{ec. 3-29 a}$$

Si aplicamos la ec. 3-31 en la ec. 3-28

$$R_e = \frac{53.233,33 \frac{\text{lbs}}{\text{hora-pie}^2} \times 0,0618 \text{ pie}}{0,035816 \frac{\text{lbs}}{\text{pie-hora}}}$$

$$= 91.853,36 \quad \text{3-28 a}$$

Ahora para poder aplicar la ecuación 3-27 nos faltará conocer  $\Delta p'$  por lo tanto aplicaremos la siguiente ecuación

$$\Delta p' = f \frac{L}{D} \frac{G^2}{2 g_c} \quad \text{ec. 3-31} \quad |7|$$

obtenemos  $f$  de la figura 3-5 |4|

Por lo tanto

$$f = 0,00018 \quad \text{para } Re = 91.853,36$$

$$L = \text{Largo del serpentín estirado} = 103,67 \text{ pies}$$

$$D_i = 0,0618 \text{ pies} \quad \text{tabla 3-5}$$

$$G = 53.233,23 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^2 \text{ hora}} \quad \text{ec. 3-29 a}$$

$$g_c = 32,2 \frac{\text{lbm} \cdot \text{pie}}{\text{lb}_f \cdot \text{sg}^2}$$

$$v = 4,432 \text{ pie}^3/\text{lb} \quad \text{tablas de Keenan-Keeyes de vapor}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación 3-31

$$\Delta p' = \frac{0,00018 \times 103,67 \text{ pies} \times \left( 53.233,23 \frac{\text{lbs}}{\text{pie-hora}^2} \times \frac{\text{hora}}{3.600 \text{ seg}} \right)^2 \times 4,432 \frac{\text{pie}^3}{\text{lb}}}{0,0618 \text{ pie} \times 2 \times 32,2 \frac{\text{lbm} \cdot \text{pie}}{\text{lb}_f \cdot \text{sg}^2}}$$

$$\Delta p' = \frac{0,00018 \times 103,67 \times \left( \frac{53.233,23}{3.600} \right)^2 \times 4,432 \text{ lb}}{0,0618 \times 2 \times 32,2 \text{ pie}^2}$$

$$\Delta p' = 4,54 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}} \quad 3-31 \quad a$$

Aplicando estos valores en ec. 3-27

$$\Delta p = \left[ 91.853,36 \left( \frac{0,742}{36} \right)^2 \right]^{0,05} \times 4,54$$

$$\Delta p = 5,45 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^2}$$

$$\Delta p = 0,037 \frac{\text{lbs}}{\text{pulg}^2} \quad 3-27 \quad a$$

Esta caída de presión es mínima por lo que se puede despreciar y asumir que el vapor no sufre cambio en su recorrido por el serpen-tín.

### 3.d-3 Cálculo del poder del Agitador

Para el cálculo del poder del agitador usaremos la figura 3-6 del apéndice B.

Como será necesario calcular el número de Reynolds, para usarlo en la figura 3-6 tendremos entonces que

$$N_{Re} = \frac{\rho D^2 N}{\mu} \quad \text{ec. 3-32}$$

Donde

$$D = \text{diámetro de las paletas} = 4'$$

$$N = \text{revoluciones por segundo} = 1,05 \text{ RPS}$$

$$\rho = 111,27 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3} \quad \text{de la tabla 3-1}$$

$$\mu = 0,004785 \frac{\text{lbs-pie}}{\text{sg}} \quad \text{de la figura 3-2}$$

$$N_{Re} = \frac{(4 \text{ pies})^2 \times 1,05 \text{ RPS} \times 111,27 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3}}{0,004785 \frac{\text{lbs}}{\text{pie-seg.}}} \quad \text{ec. 3-32 a}$$

$$N_{Re} = 390.665$$

para este valor en la curva 5 para 6 paletas de la figura 3-6 encontramos el factor de poder.

$$\Phi = 6,1$$

pero este factor de poder es también igual a

$$\Phi = \frac{Pg}{\rho N^3 D^5} = N_p \quad \text{ec. 3-33}$$

$$P = \text{potencia}$$

$$g = \text{constante gravitacional} = 32.2 \frac{\text{lbsm-pie}}{\text{lbsf-sg}^2}$$

$$\rho = \text{densidad} \frac{\text{lbsm}}{\text{pie}^3} = 111,27 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3} \quad \text{tabla 3-1}$$

$D =$  diámetro de las paletas  $= 4$  pies

Si sustituimos estos valores en la ecuación 3-33 tendremos:

$$6,1 = \frac{P \times 32,2 \frac{\text{lbm-pie}}{\text{lbs}_f \cdot \text{sg}^2}}{111,27 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3} \times (1,05)^3 \text{ RPS}^3 \times 4^5 \text{ pie}^5}$$

$$P = \frac{6,1 \times 111,27 \times 1,024 \times 1,157}{32,2}$$

$$P = 24,973,84 \frac{\text{lbs-pie}}{\text{Sg}}$$

Finalmente entonces  $P$  será igual a

$$P = \frac{24.973,84}{550} = 45,4 \text{ Hp}$$

Por lo que se tendrá que usar una fuerza de 45 Hp para mover el agitador de 6 paletas.

C A P I T U L O      4

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

#### 4.a. CALCULO Y SELECCION DEL QUEMADOR.

El quemador a ser usado es el quemador de venturi el mismo que fue experimentado por E. H. Conroy Jr. y H. F. Johnstone<sup>[9]</sup>.

El quemador consiste de aire fluyendo a alta velocidad a través de un venturi mientras azufre líquido es alimentado a la garganta del venturi.

Los trabajos experimentales de Conroy y Johnstone fueron realizados con aire a 145°C. que será la temperatura que usaremos para los cálculos del quemador.

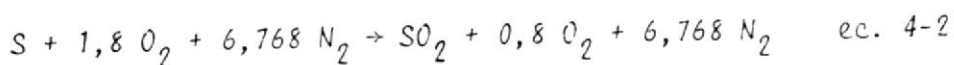
La densidad del azufre usado en los experimentos fue de 1,8 gr/cm<sup>3</sup> que equivale a 112,37 lbs/pie<sup>3</sup> la misma que será un poco diferente a la usada en nuestro proyecto.

$$\rho = 111,27 \text{ lbs/pie}^3 \quad \text{ec. 4-1}$$

##### 4.a-1 Cálculo del aire de combustión

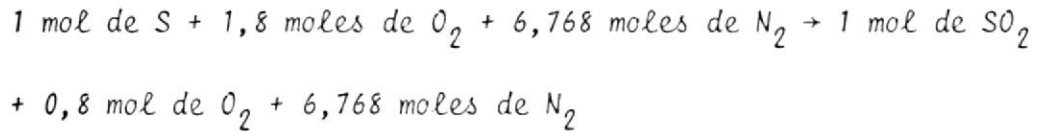
La reacción química del Azufre se hará con 80% de exceso de aire para tener una concentración igual a 11,75 % de S O<sub>2</sub> en la mezcla que equivale a tener en la cámara una temperatura de 2.000°F que es la temperatura ideal como será explicado más adelante.

La reacción será entonces

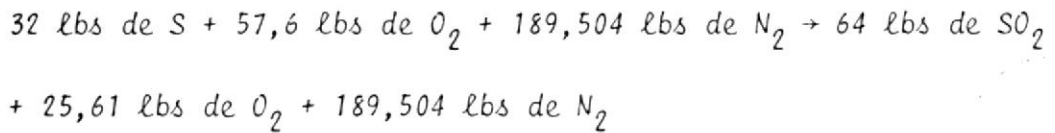


Se usará la reacción ideal de la ec. 4-2 por que la constante de

equilibrio por ser bastante elevada nos dará una variación despreciable por lo que será justificado el usar esta reacción ideal lo mismo que será probado más adelante.



lo que equivale a



por lo que la cantidad de aire usada en la reacción será

$$57,6 \text{ lbs de O}_2 + 189,504 \text{ lbs de N}_2 = 247,104 \text{ lbs de aire}$$

Si sabemos que se requieren

207,104 lbs de aire por cada 32 lbs de Azufre entonces 1 libra de azufre requerirá 7,722 lbs de aire para su combustión con un exceso del 80 % y como se alimentará 3.000 lbs de azufre por cada hora necesitaremos entonces

$$\frac{3.000 \text{ lbs de S}}{\text{hora}} \times 7,722 \frac{\text{lbs aire}}{\text{lb. de azufre}} = 23.166 \text{ lbs de aire}$$

por hora.

Si consideramos que este consumo de aire será por cada hora entonces por cada segundo será 6,435 lbs aire por segundo.

#### 4.a-2 Cálculo del quemador

Para el cálculo del quemador asumiremos 2 cosas el Area y la velo

edad de entrada.

El área será asumida a  $1 \text{ pie}^2$  y la velocidad de entrada a  $100 \text{ - pies/seg}$ .

Usando la fórmula para flujo másico

$$W = \rho V A \quad \text{ec. 4-3} \quad \text{en que}$$

$$W = 6,435 \text{ lbs de aire/seg}$$

$$\rho = \text{densidad del aire}$$

$$V = 100 \text{ pies/seg}$$

$$A = 1 \text{ pie}^2$$

tendremos que

$$\rho = \frac{W}{V A} \quad \text{ec. 4-3 a}$$

por lo que sustituyendo los valores en la ec. 4-3 a nos da

$$\rho = \frac{6,435 \frac{\text{lbs}}{\text{sg}}}{100 \frac{\text{pies}}{\text{sg}} \times 1 \text{ pie}^2}$$

$$\rho = 0,06435 \text{ libras/pie}^3 \quad \text{4-3 b}$$

usando la ecuación de gases perfectos

$$Pv = R T \quad \text{ec. 4-4}$$

donde  $P$  = presión en  $\text{lbs/pie}^2$

$$v = \text{volumen específico en } \text{pie}^3/\text{lb} = \frac{1}{0,06435} \text{ pie}^3/\text{lbs}$$

$$R = \text{constante universal de los gases} = 53,3 \frac{\text{lbs} \cdot \text{pie}}{\text{lbm} \cdot \text{°R}}$$

$$T = \text{Temperatura} = 145^\circ\text{C} = 753 \text{ °R}$$

Así tenemos que

$$P = \frac{R T}{v} \quad \text{ec. 4-4 a}$$

$$P = 0,06435 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3} \times 53,3 \frac{\text{lbs}_f\text{-pie}}{\text{lbm}\text{-}^\circ\text{R}} \times 753 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$P = 2,582,68 \text{ lbs/pie}^2$$

$$P = 17,93 \text{ lbs/pulg}^2 \quad \text{ec. 4-4 b}$$

Si asumimos flujo isoentrópico y usamos la ecuación 4-5<sup>[10]</sup>

$$v = \sqrt{\frac{2 K}{K-1} R (T_0 - T)} \quad \text{ec. 4-5}$$

la misma que será usada para conocer la temperatura de estancamiento en donde  $K = 1,4$  para el aire

Si aplicamos los valores conocidos en la ec. 4-5

$$100 = \sqrt{\frac{2 \times 1,4}{1,4 - 1} \times 53,3 \frac{\text{lbs}_f\text{-pie}}{\text{lbm}\text{-}^\circ\text{R}} (T_0 - 753)^\circ\text{R} \times 32,2 \frac{\text{lbm}\text{-pie}}{\text{lb}_f\text{-Sg}^2}}$$

$$100 \frac{\text{Ft}}{\text{Sg}} = \sqrt{\frac{2,8}{0,4} \times 53,3 \times 32,2 (T_0 - 753)^\circ\text{R}}$$

$$100 = \sqrt{12.013,82 (T_0 - 753)}$$

$$\frac{100^2}{12.013,82} = T_0 - 753$$

$$T_0 = 753 + 0,83$$

$$T_0 = 753,83 \quad \text{ec. 4-6}$$

Conociendo la temperatura de estancamiento y la temperatura de en-

trada al quemador podemos calcular entonces el número de Mach.

$$\frac{T}{T_0} = \frac{753}{753,83} = 0,99889 \quad \text{ec. 4-7}$$

Así tendremos que de la tabla de Keenan y Keyes<sup>[11]</sup> para gases - obtendremos que para este valor  $M$  será igual a 0,07

$$M = 0,07 \quad \text{ec. 4-7}$$

Con el número Mach conocido y las condiciones de entrada encontraremos las condiciones de estancamiento para el quemador

Así tenemos que

$$\frac{p}{p_0} = 0,99658 \quad \text{de donde}$$

$$p_0 = \frac{17,93 \text{ lbs/pulg}^2}{0,99658}$$

$$p_0 = 17,99 \text{ lbs/pulg}^2$$

Así también

$$\frac{\rho}{\rho_0} = 0,99755 \quad \text{de donde}$$

$$\rho_0 = \frac{0,06345 \text{ lbs/pie}^3}{0,99755}$$

$$\rho_0 = 0,0645 \text{ lbs/pie}^3$$

La velocidad del sonido  $C_0$  para  $T_0 = 753,83$  ec. 4-6 será igual a :

$$C_0 = \sqrt{K R T} \quad \text{ec. 4-8}^{[10]}$$

$$C_o = \sqrt{1,4 \times 53,3 \frac{\text{lb}_f\text{-pie}}{\text{lb}_m \text{-}^\circ\text{R}} \times 32,2 \frac{\text{lb}_m\text{-pie}}{\text{lb}_f\text{-sg}^2} \times 753,83 \text{ }^\circ\text{R}}$$

$$C_o = 1.345,83 \text{ pie/Sg.} \quad \text{ec. 4-8 a}$$

por lo tanto las condiciones de estancamiento serían

$$T_o = 753,83 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\rho_o = 0,0645 \text{ lbs/pie}^3$$

$$p_o = 17,99 \text{ lbs/pulg}^2$$

$$C_o = 1.345,83 \text{ pie/seg}$$

Si asumimos que la presión en la cámara será igual a la presión atmosférica o sea  $14,7 \text{ lbs/pulg}^2$  y de acuerdo a que cuando la diferencia de presiones entre la presión de la cámara  $P$  y la de estancamiento  $p_o$  es reducido entonces se podría considerar la tobera como un venturi.

Si aplicamos ahora este principio encontraremos las condiciones de salida

$$\frac{p_B}{p_o} = \frac{14,7}{17,99} = 0,81712 \quad \text{ec. 4-9}$$

valor que equivale aproximadamente a un número de Mach igual a 0,55

$$M = 0,55 \quad \text{ec. 4-10}$$

Con este número de Mach y las condiciones de estancamiento podremos encontrar todas las condiciones de salida del aire.

Usando la tabla 30 de Keenan - Keyes de gases para flujo unidimensional, isoentrópico y compresible tendremos

$$\frac{T_2}{T_0} = 0,94295 \quad \text{de donde}$$

$$T_2 = 0,94295 \times 753,83 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$T_2 = 710,82 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$\frac{\rho_2}{\rho_0} = 0,86342 \quad \text{de donde}$$

$$\rho_2 = 0,86342 \times 0,0645 \text{ lbs/pie}^3$$

$$\rho_2 = 0,05569 \text{ lbs/pie}$$

y usando la ec. 4-5 para calcular la velocidad de salida obtendremos

$$V_2 = \sqrt{\frac{2K}{K-1} \times R (T_0 - T)}$$

$$V_2 = \sqrt{\frac{2 \times 1,4}{1,4-1} \times 53,3 \frac{\text{lb}_f\text{-Pie}}{\text{lb}_m\text{-}^\circ\text{R}} \times 32,2 \frac{\text{lb}_m\text{-pie}}{\text{lb}_f\text{-Sg}^2} (753,83-710,83)^\circ\text{R}}$$

$$V_2 = 718,82 \text{ pies/seg}$$

valor que será usado para calcular  $A_2$  a partir de ec. 4-3 así tenemos que

$$A_2 = \frac{W}{\rho_2 V_2}$$

$$A_2 = \frac{6,345 \text{ lbs/seg}}{0,05569 \text{ lbs/pie}^3 \times 718,82 \text{ pies/seg}}$$

$$A_2 = 0,1607 \text{ pie}^2 \quad \text{ec. 4-11}$$

Por lo tanto las condiciones de salida serán:

$$P_2 = 14,7 \text{ lbs/pulg}^2$$

$$T_2 = 710,82 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\rho_2 = 0,05569 \text{ lbs/pie}^3$$

$$V_2 = 718,82 \text{ pie/seg.}$$

$$A_2 = 0,1607 \text{ pie}^2$$

$$d_2 = 5,42 \text{ pulg}$$

Para que se cumpla las condiciones expuestas anteriormente la velocidad en la garganta nunca deberá alcanzar la velocidad crítica es decir que el número de Mach nunca deberá ser en la garganta igual a 1.

Procederemos entonces a calcular el área de la garganta de acuerdo a la velocidad que se puede admitir sin que este llegue a la crítica.

Asumiremos tentativamente una velocidad en la garganta igual a - 1.200 pie/seg. para calcular la temperatura del aire en la garganta.

Usando entonces la ec. 4-5 tendremos

$$V = \sqrt{\frac{2K}{K-1} R (T_0 - T)} \quad \text{ec. 4-5}$$

$$V = \sqrt{\frac{2 \times 1,4}{1,4 - 1} \times 53,3 \times 32,2 \times (T_0 - T)}$$

$$V = \sqrt{12.013,82 (T_0 - T)}$$

$$\frac{V}{109,6} = \sqrt{T_0 - T}$$

$$\left(\frac{V}{109,6}\right)^2 = T_0 - T \quad 14-12$$

ecuación que será aplicada para los cálculos posteriores para - evaluar T en la garganta y calcular luego el número de Mach en - la misma con el cual podemos calcular el área y de allí el diámetro de la garganta entonces con 1.200 pies/seg. asumidos

$$\left(\frac{1.200}{109,6}\right)^2 = 753,83 - T$$

$$T = 753,83 - 119,87$$

$$T = 633,95 \text{ } ^\circ\text{R}$$

Así tenemos que

$$\frac{T}{T_0} = \frac{633,95}{753,83} = 0,84097$$

Para esta relación el número de Mach será igual

$$M = 0,97 \quad 4-13$$

$$\frac{\rho}{\rho_0} = 0,64982$$

de donde

$$\rho = 0,64982 \times 0,0645$$

$$\rho = 0,041913 \text{ lbs/pie}^3$$

Si

$$W = \rho A V \quad \text{ec. 4-3}$$

entonces

$$A = \frac{W}{\rho V}$$

$$A = \frac{6.435}{0,041913 \times 1.200} = 0,1279 \text{ pies}^2$$

por lo tanto

$$d = 4,84 \text{ pulg.}$$

Calcularemos ahora la velocidad a la que debe ser alimentado el líquido en la garganta del venturi.

Aplicaremos las ecuaciones encontradas por E. H. Conroy Jr. y H. F. Johnstone <sup>[9]</sup> para velocidades bajo la velocidad del sonido.

$$D_o = \frac{26.100}{u} + 75 \left( 1.000 \frac{Q_L}{Q_A} \right)^{1.5} \quad \text{ec. 4-14}$$

En donde

$D_o$  = diámetro de 1 gota esférica teniendo la misma relación de superficie a volúmen como el total de todas las gotas en la muestra en volúmen.

$u$  = Velocidad relativa del gas con respecto al líquido en el punto de mezcla del atomizador en la garganta.

$Q_A$  = Relación volumétrica del aire medida a las condiciones de la garganta en  $\text{pies}^3/\text{Seg.}$

$Q_L$  = Relación volumétrica del líquido en  $\text{pies}^3/\text{Seg.}$

Además  $D_o$  será también igual

$$D_o = \frac{687 \left( 1,5 + \frac{W_L}{W_A} \right)}{W_A^{0.9}} \quad 4-14 a$$

donde

$w_L$  = Flujo de azufre líquido al atomizador en lbs/hora

$w_A$  = Flujo del aire al atomizador en lbs/hora

Esta ecuación 4-14 a es aplicable al atomizador experimental de Conroy Jr. y Johnstone, sin embargo puede ser aplicable para otros atomizadores multiplicando los términos  $w_L$  y  $w_A$  por  $\left(\frac{0,25}{d_t}\right)^2$  donde

$d_t$  es el diámetro de la garganta del nuevo atomizador en pulgadas

Si

$$w_L = 3.000 \text{ lbs/hora}$$

$$w_A = 23.166 \text{ lbs/hora}$$

$$d_t = 4,84''$$

entonces

$$\begin{aligned} w_L \times \left(\frac{0,25}{d_t}\right)^2 &= 3.000 \times \left(\frac{0,25}{4,84}\right)^2 \\ &= 3.000 \times 2,66 \times 10^{-3} \end{aligned}$$

$$\text{Nuevo } w_L = 8 \text{ lbs/hora}$$

$$w_A \left(\frac{0,25}{d_t}\right)^2 = 23.166 \times 2,66 \times 10^{-3}$$

$$\text{Nuevo } w_A = 61,8 \text{ lbs/hora}$$

Aplicando ahora la ecuación 4-14 a Do será entonces igual a

$$D_o = \frac{687 \left(1,5 + \frac{8}{61,8}\right)}{61,8^{0,9}}$$

$$D_o = \frac{687 (1,5 + 0,129)}{40,92}$$

$$D_o = 27,35 \text{ Micrones}$$

Si aplicamos ahora la ecuación 4-14 podemos encontrar la velocidad relativa entre el aire y el líquido y con esta conocer la velocidad del líquido

Así tenemos que

$$D_o = \frac{26.100}{u} + 75 \left( 1.000 \frac{Q_L}{Q_A} \right)^{1.5} \quad \text{ec. 4-14}$$

donde

$$Q_L = 3.000 \frac{\text{lbs}}{\text{hora}} \times \frac{1}{111,27} \frac{\text{pie}^3}{\text{lbs}}$$

$$Q_L = 26,961 \text{ pie}^3/\text{hora} \quad y$$

$$Q_A = 23,11 \frac{\text{lbs}}{\text{hora}} \times \frac{1}{0,041913} \frac{\text{pie}^3}{\text{lbs}}$$

$$Q_A = 552.716,34 \text{ pies}^3/\text{hora}$$

$$D_o = 27,35 \text{ Micrones}$$

por lo tanto

$$27,35 = \frac{26.100}{u} + 75 \left( 1.000 \frac{26,96144}{552.716,44} \right)^{1.5}$$

$$27,35 = \frac{26.100}{u} + 0,8$$

$$u = \frac{26.100}{27,35 - 0,8}$$

$$u = \frac{26.100}{26,54} = 983,34 \text{ pies/seg.}$$

Si

$u$  = Velocidad del aire - Velocidad del líquido

entonces

$$983,34 = 1.200 - V_L$$

$$V_L = 216,68 \text{ pies/seg}$$

Como vemos  $V_L$  es muy grande para una bomba como la que se usara - en el proyecto entonces tendremos que recalcular  $V_L$  para lo cual volveremos a asumir otra velocidad del aire para la garganta. Así tenemos que asumiendo 1.100 pies/seg. y aplicando la ecuación

14-12

$$\left( \frac{V}{109,6} \right)^2 = T_0 - T$$

$$\left( \frac{1.100}{109,6} \right)^2 = 753,83 - T$$

$$T = 753,83 - 100,73$$

$$T = 653,1$$

por lo tanto

$$\frac{T}{T_0} = \frac{653,1}{753,83} = 0,86637$$

para esta relación de temperaturas corresponde un número de Mach igual a 0,88

$$M = 0,88$$

Con este valor obtenemos

$$\frac{\rho}{\rho_0} = 0,69769$$

De donde

$$\rho = 0,69769 \times 0,0645 \text{ lbs/pie}^3$$

$$\rho = 0,045 \text{ lbs/pie}^3 \text{ y}$$

$$A = \frac{W}{\rho V}$$

$$A = \frac{6,435}{0,045 \times 1.100} = 0,13 \text{ pies}^2$$

de donde

$$d = 4,88 \text{ pulg.}$$

Si

$$W_L = 3.000 \left( \frac{0,25}{4,88} \right)^2$$

$$= 3.000 \times 2,62 \times 15^3$$

$$W_L = 7,87 \text{ lbs/hora y}$$

$$W_A = 23,166 \times 2,62 \times 10^{-3}$$

$$W_A = 60,79 \text{ lbs/hora}$$

podremos decir que si la relación  $W_L / W_A$  se mantiene igual a 0,129 por lo tanto podemos usar como constante el numerador de la ecuación 4-14 a y este quedará igual a

$$687 ( 1,5 + 0,129 ) = 1.119,123$$

De donde

$$D_o = \frac{1.119,123}{60,79^{0.9}} \quad 4-15$$

$$D_o = \frac{1.119,123}{40,31} = 27,76 \text{ Micrones}$$

Usando la ecuación 4-14

$$27,76 = \frac{26.100}{u} + \left( 75 \cdot 1.000 \frac{Q_L}{Q_A} \right)^{1.5}$$

Como

$$Q_L = 26,961 \text{ pies}^3/\text{hora}$$

$$Q_A = 23.166 \text{ lbs}/\text{hora} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{0,045 \text{ lbs}}$$

$$Q_A = 514.800 \text{ pies}^3/\text{hora}$$

así tenemos que

$$27,76 = \frac{26.100}{u} + 75 \left( 1.000 \frac{26,961}{514.800} \right)^{1.5}$$

u será igual a

$$\frac{26.100}{u} = 27,76 - 0,898$$

$$u = \frac{26.100}{26,86}$$

$$u = 971 \text{ pies}/\text{seg.}$$

por lo que la velocidad del líquido será igual

$$V_L = 1.100 - 971,66$$

$$V_L = 128,33 \text{ pies}/\text{seg.}$$

Velocidad muy alta por lo que procederemos a repetir el procedimiento asumiendo ahora 1.000 pies/seg.

De la ec. 4-12

$$\left( \frac{1.000}{109,6} \right)^2 = 753,83 - T$$

$$T = 753,83 - 83,24$$

$$T = 670,58 \text{ } ^\circ\text{R}$$

Con esto

$$\frac{T}{T_0} = \frac{670,58}{753,83} = 0,88956$$

Para esta relación el número Mach es igual a

$$M = 0,79$$

$$\frac{\rho}{\rho_0} = 0,74524 \quad \text{De aquí}$$

$$\rho = 0,74524 \times 0,0645$$

$$\rho = 0,04806 \text{ lbs/pie}^3$$

Y por lo tanto

$$\frac{W}{\rho V} = A$$

$$A = \frac{6,435}{0,04806 \times 1.000} = 0,134 \text{ pies}^2$$

$$d = 4,95 \text{ pulg}$$

Con este nuevo diámetro calculamos la velocidad del líquido

Aplicando la ecuación 4-15

$$D_0 = \frac{1.119,123}{w_A^{0.90}}$$

$$w_A = 23,166 \left( \frac{0,25}{4,95} \right)^2$$

$$w_A = 59,09$$

$$D_0 = \frac{1.119,123}{59,09^{0.9}} = \frac{1.119,123}{39,29}$$

y

$$D_0 = 28,47 \text{ Micrones}$$

Aplicando este valor de  $D_0$  en la ecuación 4-14 podemos encontrar

la velocidad del líquido como en los casos anteriores

$$D_0 = \frac{26.100}{u} + 75 \left( 1.000 \frac{Q_L}{Q_A} \right)^{1.5}$$

$$Q_A = 23,166 \frac{\text{lbs}}{\text{hora}} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{0,04806 \text{ lbs}}$$

$$Q_A = 482.022,47 \text{ pie}^3/\text{hora}$$

$$28,47 = \frac{26.100}{u} + 75 \left( 1.000 \times \frac{26,961}{482.022} \right)^{1.5}$$

$$\frac{26.100}{u} = 28,47 - 0,99$$

$$u = 949 \text{ pies/seg}$$

$$\text{Velocidad del líquido} = 1.000 - 949$$

$$= 51 \text{ pies/seg}$$

Si usamos  $V_A$  en la garganta igual a 980 pies/seg repetiremos el procedimiento nuevamente aplicando la ecuación 4-12

$$\frac{980}{109,6}^2 = 753,83 - T$$

$$79,95 = 753,83 - T \text{ y}$$

$$T = 673,87$$

$$\frac{T}{T_0} = \frac{673,87}{753,83}$$

$$\frac{T}{T_0} = 0,89392$$

para esta relación de temperaturas el número de Mach es igual a 0,77

Como

$$M = 0,77$$

$$\frac{\rho}{\rho_0} = 0,75567$$

$$\rho = 0,75567 \times 0,0645 = 0,04874$$

$$= 0,04874$$

Y con esto

$$A = \frac{w}{\rho V} = \frac{6,435}{0,04874 \times 480}$$

$$A = 0,13471 \text{ pies}^2 \text{ y}$$

$$d = 4,97 \text{ pulg.}$$

$$D_o = \frac{1.119,123}{W_A^{0,9}}$$

$$W_A = 23,166 \left( \frac{0,25}{4,97} \right)^2 = 58,61$$

$$D_o = \frac{1.119,123}{(58,61)^{0,9}} = \frac{1.119,123}{39,01}$$

$$D_o = 28,68 \text{ Micrones}$$

$$Q_A = 23.166 \text{ lbs/hora} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{0,048741 \text{ lbs}} =$$

$$Q_A = 475.287,7 \text{ pie}^3/\text{hora}$$

$$D_o = \frac{26.100}{u} + 75 \left( 1.000 \frac{Q_L}{Q_A} \right)^{1,5} \text{ y}$$

$$28,68 = \frac{26.100}{u} + 75 \left( 1.000 \times \frac{26,961}{475.287,7} \right)^{1,5}$$

$$28,68 = \frac{26.100}{u} + 1,013$$

$$u = \frac{26.100}{27,67} = 943 \text{ pies/seg.}$$

$$\text{Velocidad del líquido} = 980 - 943$$

$$= 36,81 \text{ pies/seg.}$$

Necesitamos reducir aún más  $V_L$  y por lo tanto escogeremos otra velocidad en la garganta, usando ahora 975 pies/seg tendremos nueva mente aplicando la ecuación 4-12

$$\left( \frac{975}{109,6} \right)^2 = 753,83 - T$$

$$T = 753,83 - 79,13$$

$$T = 674,69$$

$$\frac{T}{T_o} = \frac{674,69}{753,83} = 0,89501$$

Para esta relación de temperaturas el número Mach es igual a 0,76  
y de aquí

$$\frac{\rho}{\rho_0} = 0,76086$$

$$\rho = 0,760,86 \times 0,0645 = 0,04907$$

$$\rho = 0,04907 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}}$$

y A será igual a

$$A = \frac{W}{\rho V}$$

$$A = \frac{6.435}{0,04907 \times 975}$$

$$A = 0,1345 \text{ pies}^2$$

$$d = 4,96 \text{ pulg.}$$

con este nuevo diámetro calcularemos la velocidad del líquido

$$D_0 = \frac{1.119,123}{W_A^{0.9}}$$

$$W_A = 23,166 \left( \frac{0,25}{4,96} \right)^2$$

$$W_A = 58,85 \text{ lbs/hora}$$

$$D_0 = \frac{1.119,123}{(58,85)^{0.9}} = \frac{1.119,123}{39,15}$$

$$D_0 = 28,58 \text{ Micrones}$$

$$Q_A = 23,166 \frac{\text{lbs}}{\text{hora}} \times \frac{1}{0,04907} \frac{\text{pie}^3}{\text{lbs}} = 472,101 \text{ pies}^3/\text{hora}$$

$$28,58 = \frac{26,100}{u} + 75 \left( \frac{1.000 \times 26,961}{472,101} \right)^{1.5}$$

$$28,58 = \frac{26,100}{u} + 1.023$$

$$27,55 = \frac{26,100}{u}$$

$$u = 947 \text{ pies/seg.}$$

$$\begin{aligned} \text{Velocidad del líquido} &= 975 - 947,09 \\ &= 27,90 \text{ pies/seg} \end{aligned}$$

que será la velocidad que escogeremos para alimentar el Azufre líquido, por ser lo suficientemente baja para encontrar una bomba de esas condiciones.

Resumiendo el quemador quedará con las siguientes características

ENTRADA	GARGANTA	SALIDA
$A = 1 \text{ pie}^2$	$A = 0,1345$	$A = 0,160 \text{ pie}^2$
$V = 100 \text{ pies/sg.}$	$975 \text{ pies/sg.}$	$718 \text{ pies/seg.}$
$d = 13,5$	$4,96 \text{ pulg.}$	$5,42 \text{ pulg.}$

Velocidad de alimentación del líquido será igual a 27,90 pies/Seg.

#### 4.6 CALCULO DE LA CAMARA DE COMBUSTION

##### 4.6-1 Cálculo del calor producido por la reacción

Los datos recopilados por R.G. Arklie, A. Crawley y A.R. Leger<sup>[12]</sup> nos muestran que para un rendimiento en la generación del dióxido de Azufre (  $SO_2$  ) y para obtener una máxima vida del aislamiento - la temperatura en la cámara no debe de exceder de  $2.000^{\circ}F$ .

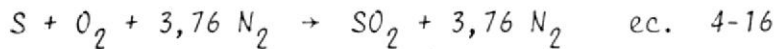
$$2.000^{\circ}F = 1.093^{\circ}C$$

Este dato nos servirá para ser aplicado en la figura 4-1 del apéndice B en el que nos será posible encontrar la concentración del  $SO_2$  de la reacción, así tendremos que

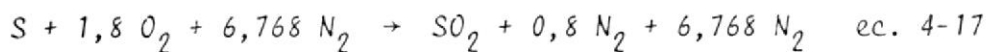
$$\text{Concentración del } SO_2 = 11,75\%$$

Esta concentración deberá ser obtenida de la reacción química a usarse para que esté en concordancia con la obtenida de la figura 4-1.

Usando la ecuación ideal igual a



obtendremos una concentración de 21% que está por arriba de la necesaria, por lo tanto será necesario diluir el Azufre lo cual será posible hacer añadiendo exceso de aire en un 80%. Con este exceso la reacción resulta ser



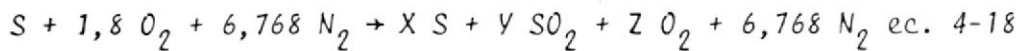
y nos da una concentración de 11,67% lo que coincide con la obtenida de la figura 4-1 por lo que la reacción a usarse será la de la

ec. 4-17

Ahora si usamos la reacción propuesta, teóricamente la combustión será completa, sin embargo en la práctica la reacción no será completa, esta cesará cuando la entropía total de la reacción sea máxima o cuando la función de Gibbs tenga un valor mínimo.

Este punto será aquel en el cual  $\Delta G = 0$  y en el que el valor de la constante de equilibrio será encontrado.

Por lo tanto usando de la ecuación 4-17 los reactantes obtendremos la ecuación 4-18.



donde X, Y i Z representan los moles de S,  $SO_2$  y  $O_2$  presentes en la mezcla en equilibrio

El balance del Azufre en la mezcla será

$$1 = X + Y \quad \text{ec. 4-19}$$

El balance de oxígeno será

$$1,8 \times 2 = 2 Y + 2 Z \quad \text{ec. 4-20}$$

Encontrando de las ecuaciones 4-19 y 4-20 el valor de X tendremos

$$Y = 1 - X \quad \text{ec. 4-21}$$

$$1,8 = (1 - X) + Z$$

$$Z = 1,8 - 1 + X$$

$$Z = X + 0,8 \quad \text{ec. 4-22}$$

Además el número de moles de la mezcla en equilibrio será

$$N_m = X + Y + Z + 6,768 \quad 4-23$$

Sustituyendo en 4-23 el resultado de las ecuaciones 4-21 y 4-22 el número total de moles será igual a

$$N_m = X + 1 - X + X + 0,8 + 6,768$$

$$N_m = X + 8,568 \quad 4-24$$

Ahora la constante de equilibrio para esta ecuación se podrá calcular partiendo de la siguiente ecuación

$$K_p = \frac{\left( \frac{N_E}{N_m} \right)^{\nu_E} \left( \frac{N_F}{N_m} \right)^{\nu_F}}{\left( \frac{N_A}{N_m} \right)^{\nu_A} \left( \frac{N_B}{N_m} \right)^{\nu_B}} \times \left( \frac{P}{N_m} \right)^{\Delta \nu} \quad \text{ec. 4-25}^{13}$$

donde

$$N_m = N_A + N_B + \dots + N_E + N_F + N_{\text{inertes}} \quad \text{ec. 4-26}$$

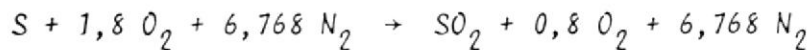
$\Delta \nu$  es igual a la suma de los moles de los productos de la reacción menos la suma de los moles de los reactantes.

$$\Delta \nu = \nu_E + \nu_F - \nu_A - \nu_B \quad \text{ec. 4-27}$$

Aplicando la ecuación 4-25 a nuestro caso tendremos

$$K_p = \frac{\left( \frac{N_{SO_2}}{N_m} \right)^{\nu_{SO_2}}}{\left( \frac{N_S}{N_m} \right)^{\nu_S} \times \left( \frac{N_{O_2}}{N_m} \right)^{\nu_{O_2}}} \times \left( \frac{P}{N_m} \right)^{\Delta \nu} \quad \text{ec. 4-28}$$

la misma que se calcula a partir de la ecuación 4-17



$$\nu_{SO_2} = 1$$

$$v_S = 1$$

$$v_{O_2} = 1,8 - 0,8 = 1$$

P = Se asumirá que la presión en la cámara de combustión será de 1 atm.

$$N_{SO_2} = \text{moles de } SO_2 = Y$$

$$N_S = \text{moles de Azufre} = X$$

$$N_{O_2} = \text{moles de oxígeno} = Z$$

$$\Delta v = 1 + 0,8 + 6,768 - 1 - 1,8 - 6,768 = -1$$

de donde  $K_p$  nos resulta

$$K_p = \frac{Y}{X \cdot Z^{0,8}} \left( \frac{1}{X + 8,568} \right)^{-1} \quad \text{ec. 4-29}$$

reemplazando en la ecuación 4-29 los valores de las ecuaciones 4-21, 4-22 nos da la siguiente ecuación

$$K_p = \frac{1 - X}{X (0,8 + X)^{0,8}} \left( \frac{1}{X + 8,568} \right)^{-1}$$

$$K_p = \frac{(1 - X) (X + 8,568)}{X (0,8 + X)^{0,8}} \quad \text{4-29 a}$$

Como tenemos 4 incógnitas y solo 3 ecuaciones no pueden ser obtenidos los valores de X, Y, Z y  $K_p$  por lo que necesitamos otra ecuación para poder resolver el sistema y encontrar las incógnitas.

La ecuación a usarse será:

$$K_p = e^{-\frac{\Delta G_T^\circ}{RT}} \quad \text{ec. 4-30}$$

$$\text{donde } \Delta G_T^\circ = \Delta H_T^\circ - T \Delta S_T \quad \text{ec. 4-31}$$

que es la función de Gibbs

Calcularemos ahora al cambio de entalpía entre los productos de la reacción y los reactantes

$$\Delta H_T = \sum_{\text{Productos}} N_i H_i - \sum_{\text{Reactantes}} N_i H_i \quad \text{ec. 4-32}$$

$$\Delta H_T = \sum_{\text{Productos}} N_i \left[ \Delta H_f 298^\circ\text{K} + (h_T - h_{298^\circ\text{K}}) \right]_i - \sum_{\text{Reactantes}} N_i \left[ \Delta H_f 298^\circ\text{K} + (h_T - h_{298^\circ\text{K}}) \right]_i \quad \text{ec. 4-33}$$

La entalpía absoluta que es la suma de la entalpía de formación y la entalpía sensible será ahora calculada

$$\sum_{\text{Productos}} N_i \left[ \Delta H_f 298^\circ\text{K} + (h_T - h_{298^\circ\text{K}}) \right]_i \quad \text{ec. 4-34}$$

Para los productos tendremos

$$\begin{aligned} \sum_{\text{Productos}} N_i H_i &= X \left[ \Delta H_f + (h_T - h_{298^\circ\text{K}}) \right]_S + Y \left[ \Delta H_f + (h_T - h_{298^\circ\text{K}}) \right]_{\text{SO}_2} \\ &+ Z \left[ \Delta H_f + (h_T - h_{298^\circ\text{K}}) \right]_{\text{O}_2} + 6,768 \left[ \Delta H_f + (h_T - h_{298^\circ\text{K}}) \right]_{\text{N}_2} \end{aligned} \quad \text{ec. 4-35}$$

Aplicando esta ecuación a cada uno de los compuestos obtendremos:

Para el Azufre

La entalpía de formación para el Azufre en estado gaseoso es de

$$\Delta H_f S_{\text{gas}} = 53,25 \quad \text{Kcal/gr-mol} \quad |14| \quad \text{tabla 4-1}$$

$$(h_T - h_{298})_{S_{\text{gas}}} = 20,107 \quad \text{Kcal/gr-mol} \quad \text{tabla 4-2} \quad |15|$$

así tenemos que

$$\begin{aligned} X | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_S &= X | 53,25 + 20,107 | \\ &= X | 73,357 | \text{ Kcal/g-mol.} \end{aligned}$$

Para el dióxido de Azufre

$$Y | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_{SO_2}$$

La entalpia de formación del dióxido de Azufre es

$$\Delta H_{f,SO_2} = - 70,96 \text{ Kcal/gr-mol } |14|$$

$$(h_T - h_{298}) = aT + \frac{1}{2} (b \times 10^{-3})T^2 + \frac{1}{3}(c \times 10^{-6})T^3 - \frac{d \times 10^5}{T} - A$$

ec. 4-36

de la tabla 4-1

Asimismo de la tabla 4-1 encontraremos los valores de los coeficientes a usarse en la ec. 4-36

así tenemos que

$$a = 11,4 \text{ cal/gr-mol}$$

$$b = 1,414 \text{ cal/gr-mol}$$

$$c = 0$$

$$d = 2,045 \text{ cal/gr-mol}$$

$$A = 4,148 \text{ Kcal/gr-mol}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación 4-36 y usando como temperatura 2.000°F que equivale a 1.366,66°K tenemos que

$$(h_T - h_{298}) = 11,4 \times 1.366,66 + \frac{1}{2} (1,414 \times 10^{-3}) 1.366,66^2$$

$$+ \frac{2,045 \times 10^{-5}}{1.366,66} - 4.148$$

$$\begin{aligned} (h_T - h_{298}) &= 15.580 + 1.319,86 + 149,63 - 4.148 \\ &= 12.900 \text{ cal/gr-mol} \end{aligned}$$

$$(h_T - h_{298}) = 12,9 \text{ Kcal/gr-mol} \quad \text{ec. 4-36 a}$$

Sustituyendo estos valores en

$$\begin{aligned} Y | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_{SO_2} &= Y (-70,96 + 12,9) \\ &= -Y(58,05) \text{ Kcal/gr-mol} \end{aligned}$$

y para el oxígeno

$$Z | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_{O_2}$$

La entalpía de formación del oxígeno por ser un elemento es igual a 0

$$\Delta H_{F_{O_2}} = 0$$

Por lo que  $(h_T - h_{298})$  aplicaremos la ecuación 4-36 y los valores de  $a$ ,  $b$ ,  $c$ ,  $d$  y  $A$  serán encontrados en la pág D-57 del manual de C R C de las tablas de propiedades termodinámicas de los elementos tabla 4-1

$$\begin{aligned} a &= 8,27 \text{ cal/gr-mol} \\ b &= 0,258 \text{ cal/gr-mol} \\ c &= 0 \\ d &= -1,877 \text{ cal/gr-mol} \\ A &= 3,007 \text{ Kcal/gr-mol} \end{aligned}$$

Aplicando los valores anteriores en la ecuación 4-36 nos da



$$\begin{aligned}
 (h_T - h_{298})_{O_2} &= 8,27 \times 1.366,66 + \frac{1}{2} (0,258 \times 10^{-3}) 1.366,66^2 \\
 &+ \frac{1,877 \times 10}{1.366,66} - 3.007 \\
 &= 11.302 + 209,44 + 137,34 - 3.007 \\
 &= 8.673 \text{ cal/gr-mol}
 \end{aligned}$$

$$(h_T - h_{298})_{O_2} = 8,673 \text{ Kcal/gr-mol} \quad \text{ec. 4-36 b}$$

por lo tanto

$$\begin{aligned}
 Z | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_{O_2} &= Z | 0 + 8,673 | \\
 &= Z ( 8,673 ) \text{ Kcal/gr-mol}
 \end{aligned}$$

Para el Nitrógeno

$$6,768 | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_{N_2}$$

La entalpia de formación del Nitrógeno es igual a 0 por ser un elemento

$$\Delta H_f_{N_2} = 0$$

$(h_T - h_{298})$  aplicaremos la ecuación 4-36 y los valores de a, b, c, d y A se podrán encontrar de la tabla 4-1

$$a = 5,76 \text{ cal/gr-mol}$$

$$b = 0,606 \text{ cal/gr-mol}$$

$$c = 0,13 \text{ cal/gr-mol}$$

$$d = 0$$

$$A = 2,044 \text{ Kcal/gr-mol}$$

Aplicando en la ecuación 4-36 nos queda

$$\begin{aligned}
 (h_T - h_{298})_{N_2} &= | 6,76 \times 1.366,66 + \frac{1}{2} (0,606 \times 10^{-3}) 1.366,66^2 \\
 &\quad + \frac{1}{3} (0,13 \times 10^{-6}) 1.366,66^3 - 2,044 | \\
 &= | 9.238,62 + 565,93 + 110,61 - 2.044 | \\
 &= ( 7,8711 ) \text{ Kcal/gr-mol} \quad \text{ec. 4-36 c}
 \end{aligned}$$

Reemplazando

$$\begin{aligned}
 6,768 | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) | &= 6,768 ( 0 + 7,8711 ) \\
 &= 53,27 \text{ Kcal/g-mol}
 \end{aligned}$$

Reemplazando en la ec. 4-35 los valores encontrados para los compuestos tendremos

$$\sum_{\text{Productos}} N_i H_i = X (73,357) - Y (58,05) + Z (8,673) + 53,27 \quad \text{4-37}$$

Para los reactantes la entalpia absoluta será:

$$\begin{aligned}
 \sum_{\text{Reactantes}} N_i H_i &= N_i | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_S + N_i | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_{O_2} \\
 &\quad + N_i | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_{N_2} \quad \text{ec. 4-38}
 \end{aligned}$$

y así para el Azufre tendremos

$$N_i | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_S = 1 | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |$$

$$\Delta H_f = 0$$

$$(h_T - h_{298}) = 1,251 \text{ Kcal/g-mol de la tabla 3-3} | 1 |$$

$$| \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_S = 1,251 \text{ Kcal/g-mol}$$

Para el oxígeno tendremos

$$N_i | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_{O_2} = 1,8 | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |$$

$$\Delta H_f_{O_2} = 0$$

$$(h_T - h_{298})_{O_2}$$

Aplicaremos la ecuación 4-36 y los valores de a, b, c, d y A serán tomadas de la tabla 4-1

$$a = 8,27 \text{ cal/g mol}$$

$$b = 0,258 \text{ cal/g-mol}$$

$$c = 0$$

$$d = 1,877 \text{ cal/g-mol}$$

$$A = 3,007 \text{ Kcal/g-mol}$$

Aplicando la ecuación 4-36 nos queda

$$(h_T - h_{298})_{O_2} = 8,27 \times 418 + \frac{1}{2} 0,258 \times 418^2 \times 10^{-3} + \frac{1,877 \times 10^5}{418}$$

$$- 3,007$$

$$= 3.456 + 22,5 + 449 - 3.007$$

$$= 920,5 \text{ cal/g-mol}$$

$$= 0,9205 \text{ Kcal/g-mol}$$

$$N_i | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_{O_2} = 1,8 | 0 + 0,9205 |$$

$$= 1,8 ( 0,9205 ) \text{ Kcal/gr-mol}$$

Finalmente para el Nitrógeno tendremos

$$N_i | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |_{O_2} = 6,768 | \Delta H_f + (h_T - h_{298}) |$$

$$\Delta H_f = 0$$

$(h_T - h_{298}) =$  Aplicaremos la ecuación 4-36, las constantes  $a, b, c, d, A,$  serán tomadas de las tablas 4-1 de donde

$$a = 6,76 \text{ cal/g-mol}$$

$$b = 0,606 \text{ cal/g-mol}$$

$$c = 0,13 \text{ cal/g-mol}$$

$$d = 0$$

$$A = 2,044 \text{ Kcal/g-mol}$$

Aplicando en la ec. 4-36 nos queda

$$\begin{aligned} (h_T - h_{298}) &= 6,76 \times 418 + \frac{1}{2} \times 0,606 \times 10^{-3} \times 418^2 + \frac{0,13}{3} \times 10^{-6} \\ &\quad \times 418^3 - 2,044 \\ &= 2.825 + 52,94 + 3,16 - 2.044 \\ &= 837,1 \text{ cal/g-mol} \\ &= 0,8371 \text{ Kcal/g-mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_i |\Delta H_f + (h_T - h_{298})| &= 6,768 | 0 + 08371 | \\ &= 6,768 | 0,8371 | \end{aligned}$$

La entalpía absoluta de los reactantes será entonces

$$\begin{aligned} \sum_{\text{React.}} N_i H_i &= 1 |1,251| + 1,8 |0,9205| + 6,768 |0,8371| \\ &= 1,251 + 1,6569 + 5,66 \\ &= 8,5679 \text{ Kcal/g-mol} \quad \text{ec. 4-39} \end{aligned}$$

La variación de entalpía absoluta de la reacción química será:

$$\text{Reemplazando los valores de } \sum_{\text{Produc.}} N_i H_i \text{ y } \sum_{\text{React.}} N_i H_i$$

en la ecuación 4-32 nos queda

$$\Delta H_T = X (73,357) - Y (58,05) + Z (8,673) + 53,27 - 8,5679$$

ec. 4-40

Reemplazando en esta ecuación las ecuaciones 4-21 y 4-22 nos queda:

$$\Delta H_T = X (73,357) - (1-X) (58,05) + (0,8 + X)(8,673) + 53,27 - 8,5679$$

$$\Delta H_T = 73,357 X + 58,05 X - 58,05 + 8,673 X + 6,9384 + 53,27 - 8,5679$$

$$= 140,08 X - 6,4095$$

$$\Delta H_T = 140,08 X - 6,4095 \quad \text{ec. 4-41}$$

Procedemos a continuación a calcular el cambio de entropía

$$\Delta S = \sum_{\text{Produc.}} N_i S_i - \sum_{\text{React.}} N_i S_i \quad \text{ec. 4-42}^{13}$$

$$S_i = \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \quad \text{ec. 4-43}^{13}$$

$$\frac{P_i}{P_0} = \frac{N_i}{N_m} \quad \text{ec. 4-44}$$

$$\begin{aligned} \sum_{\text{Produc.}} N_i S_i &= X (\phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0})_S + Y (\phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0})_{SO_2} \\ &+ Z (\phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0})_{O_2} + 6,768 (\phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0}) \quad \text{ec. 4-45} \end{aligned}$$

Aplicando estas ecuaciones a cada uno de los compuestos tendremos, para el Azufre

$$X \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_S \quad \text{ec. 4-46}$$

Si

$$\phi_{TS} = 33,66 \text{ cal/g-mol } X^\circ\text{K} \quad \text{Tabla 4-2 |15|}$$

$$\frac{P_S}{P_0} = \frac{N_S}{N_m}$$

$$N_S = X$$

$$N_m = X + 8,568$$

$$P_0 = \text{Presión en la cámara} = 1 \text{ atmósfera}$$

$$\frac{P_S}{P_0} = \frac{X}{X + 8,568}$$

$$\frac{P_S}{P_0} = \frac{X}{X + 8,568}$$

Entonces reemplazando estos valores en la ec. 4-46 tendremos

$$X \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_S = X \left( 33,66 - R \ln \frac{X}{X + 8,568} \right)$$

En donde

$$R = 1,98 \frac{\text{cal}}{\text{gr-mol } ^\circ\text{K}}$$

$$X \left( \phi_T - R \ln p_i \right)_S = X \left( 33,66 - 1,98 \ln \frac{X}{X + 8,568} \right) \text{ ec. 4-47}$$

Ahora la entropía del Dióxido de Azufre será calculada

$$Y \left( \phi_T - R \ln \frac{p_i}{p_0} \right)_{SO_2} \quad \text{ec. 4-48}$$

Si

$$\phi_T = a \ln T + (b \times 10^{-3}) T + \frac{1}{2} (c \times 10^{-6}) T^2 - \frac{1}{2(d \times 10^5)} - B$$

ec. 4-49<sup>|14|</sup>

Así mismo de la tabla 4-1 encontramos los valores de a, b, c, d y B para el dióxido de Azufre que aplicaremos en la ec. 4-49 y así

$$a = 11,4 \text{ cal/gr-mol}$$

$$b = 1,414 \text{ cal/gr-mol}$$

$$c = 0$$

$$d = -2,045 \text{ cal/gr-mol}$$

$$B = 7,12$$

Aplicando estos valores en la ec. 4-49 tendremos

$$\begin{aligned} \phi_T &= 11,4 \ln 1.366,66 + (1,414 \times 10^{-3}) 1.366,66 + \frac{1}{2} \frac{(2,045 \times 10^5)}{1,366,66} \\ &\quad - 7,12 \end{aligned}$$

$$\phi_T = 82,304 + 1,931 + 5,47 \times 10^{-2} - 7,12$$

$$\phi_T = 77,169 \text{ cal/gr-mol}$$

Ahora si calculamos

$$R \ln \frac{p_i}{P_0} \quad \text{si}$$

$$R = 1,98 \frac{\text{cal}}{\text{gr-mol} \cdot ^\circ\text{K}} \quad \text{y}$$

$$\frac{p_i}{P_0} = \frac{N_{\text{SO}_2}}{N_m} = \frac{y}{8,568 + X} \quad \text{entonces}$$

$$R \ln \frac{p_i}{P_0} = 1,98 \ln \frac{y}{8,568 + X} \quad \text{por lo tanto}$$

$$y \left( \phi_T - R \ln \frac{p_i}{P_0} \right)_{\text{SO}_2} = y \left( 77,169 - 1,98 \ln \frac{y}{8,568 + X} \right)$$

ec. 4-50

La entropía para el oxígeno será ahora

$$Z \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{O_2} \quad \text{ec. 4-51}$$

para calcular  $\phi_T$  aplicaremos la ec. 4-49 y de la tabla 4-1 los valores de las constantes serán

$$a = 8,27 \quad \text{cal/gr-mol}$$

$$b = 0,258 \quad \text{cal/gr-mol}$$

$$c = 0$$

$$d = 1,877 \quad \text{cal/gr-mol}$$

$$B = -0,750$$

Si aplicamos estos valores a la ec. 4-49 obtendremos

$$\phi_T = 8,27 \ln 1.366,66 + (0,258 \times 10^{-3}) 1.366,66 + \frac{1}{2} \frac{(1,877 \times 10^{-5})}{1.366,66} - 0,750$$

$$\phi_T = 8,27 \times 7,21 + 0,3524 + 0,05 + 0,75$$

$$\phi_T = 59,70 + 0,3524 + 0,05 + 0,75 \quad \text{por lo tanto}$$

$$\phi_T = 60,8524 \quad \text{cal/gr-mol } ^\circ\text{K}$$

para

$$\left( R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{O_2}$$

$$R = 1,98 \frac{\text{cal}}{\text{gr-mol-}^\circ\text{K}}$$

$$\frac{P_i}{P_0} = \frac{N_{O_2}}{N_m} = \frac{Z}{8,568 + X}$$

$$\left( R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{O_2} = 1,98 \ln \frac{Z}{8,568 + X} \quad \text{por lo que}$$

$$Z \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{O_2} = Z \left( 60,8524 - 1,98 \ln \frac{Z}{8,568 + X} \right)$$

ec. 4-52

La entropía para el Nitrógeno será calculada

$$6,768 \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{N_2} \quad \text{ec. 4-53}$$

para  $\phi_T$  aplicaremos la ecuación 4-49 en la que los valores de las constantes serán tomados de la tabla 4-1

$$a = 6,76 \quad \text{cal/gr-mol}$$

$$b = 0,606 \quad \text{cal/gr-mol}$$

$$c = 0,13 \quad \text{cal/gr-mol}$$

$$d = 0$$

$$B = 7,064$$

Aplicando estos valores en la ecuación 4-49 nos da

$$\begin{aligned} \phi_T &= 6,76 \ln 1.366,66 + (0,606 \times 10^{-3}) 1.366,66 \\ &\quad + \frac{1}{2} (0,13 \times 10^{-6}) 1.366,66^2 + 7,064 \end{aligned}$$

$$\phi_T = 6,76 \times 7,21 + 0,8227 + 0,122 + 7,064$$

$$\phi_T = 48,8 + 0,8227 + 0,122 + 7,064$$

$$\phi_T = 56,81 \quad \text{cal/gr-mol-}^\circ\text{K}$$

Ahora

$$\left( R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{N_2}$$

en la que

$$R = 1,98 \frac{\text{cal}}{\text{gr-mol-}^\circ\text{K}}$$

$$\frac{P_i}{P_0} = \frac{N_{N_2}}{N_m} = \frac{6,768}{8,568 + X}$$

$$\left( R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{N_2} = 1,98 \ln \frac{6,768}{8,568 + X}$$

$$R \ln \frac{P_i}{P_0} = 1,98 \ln \frac{6,768}{8,568 + X}$$

$$6,768 \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right) = 6,768 \left( 56,81 - 1,98 \ln \frac{6,768}{8,568 - X} \right)$$

ec. 4-54

Ahora estos valores servirán para calcular la entropía

$$\sum_{\text{Productos}} N_i S_i = X \left( 33,66 - 1,98 \ln \frac{X}{X + 8,568} \right)$$

$$+ Y \left( 77,169 - 1,98 \ln \frac{Y}{X + 8,568} \right)$$

$$+ Z \left( 60,8524 - 1,98 \ln \frac{Z}{X + 8,568} \right)$$

$$+ 6,768 \left( 56,81 - 1,98 \ln \frac{6,768}{X + 8,568} \right) \quad \text{ec. 4-55}$$

Así tenemos que reemplazando las ec. 4-21 y 4-22 en la ec. 4-55

tendremos

$$\sum_{\text{Productos}} N_i S_i = X \left( 33,66 - 1,98 \ln \frac{X}{X + 8,568} \right) + (1 - X)$$

$$\left( 77,169 - 1,98 \ln \frac{1 - X}{X + 8,568} \right) + (0,8 + X)$$

$$( 60,8524 - 1,98 \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} ) + 6,768$$

$$( 56,81 - 1,98 \ln \frac{6,768}{X + 8,568} ) \quad \text{ec. 4-56}$$

$$\begin{aligned} \sum_{\text{Productos}} N_i S_i &= 33,66 X - 1,98 X \ln \frac{X}{X + 8,568} + 77,169 \\ &- 1,98 \ln \frac{1 - X}{X + 8,568} - 77,169 X + 1,98 X \ln \frac{1 - X}{X + 8,568} \\ &+ 48,68 - 1,584 \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} + 60,85 X \\ &- 1,98 X \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} + 384,49 - 6,768 \\ &( 1,98 \ln \frac{6,768}{X + 8,568} ) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum_{\text{Productos}} N_i S_i &= 33,66 X - 77,169 X - 60,85 X + 77,169 + 48,68 \\ &+ 384,49 - 1,98 X ( \ln \frac{X}{X + 8,568} - \ln \frac{1 - X}{X + 8,568} \\ &+ \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} ) - 1,98 ( \ln \frac{1 - X}{X + 8,568} \\ &+ 0,8 \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} + 6,768 \ln \frac{6,768}{X + 8,568} ) \end{aligned}$$

por lo que la entropía absoluta para los productos será

$$\begin{aligned} \sum_{\text{Productos}} N_i S_i &= 17,341 X + 510,339 - 1,98 X ( \ln \frac{X}{X + 8,568} \\ &+ \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} ) - 1,98 ( \ln \frac{1 - X}{X + 8,568} \\ &+ 0,8 \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} + 6,768 \ln \frac{6,768}{X + 8,568} ) \quad \text{ec.4-57} \end{aligned}$$

Para la entropía absoluta de los reactantes tendremos

$$\sum_{\text{Reactantes}} N_i S_i = \sum N_i \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right) \quad \text{ec. 4-58}$$

$$\begin{aligned} \sum_{\text{Reactantes}} N_i S_i = & 1 \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_S + 1,8 \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{O_2} \\ & + 6,768 \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{N_2} \quad \text{ec. 4-59} \end{aligned}$$

La entropía del Azufre será

$$\left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_S \quad 4-60$$

$\phi_T =$  aplicando la ecuación 4-49 en la que los valores de las cons tantes serán evaluadas de la tabla 4-1 |14|.

$$\begin{aligned} a &= 5,4 \quad \text{cal/g-mol} \\ b &= 5,0 \quad \text{cal/g-mol} \\ c &= 0 \\ d &= 0 \\ B &= 24,02 \quad \text{cal/gr-mol } ^\circ\text{K} \end{aligned}$$

por lo que

$$\phi_{T_{418^\circ}} = 5,4 \ln 418 + 5 \times 10^{-3} \times 418 - 24,02$$

$$\phi_T = 10,66 \quad \text{cal/gr-mol-}^\circ\text{K}$$

Ahora si

$$R \ln \frac{P_i}{P_0}$$

en la que

$$R = 1,98 \frac{\text{cal}}{\text{gr-mol-}^\circ\text{K}}$$

$$\left( \frac{P_i}{P_0} \right)_S = \frac{N_s}{N_m} = \frac{1}{9,568}$$

Si

$$\begin{aligned} \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_S &= 10,66 - \left( 1,98 \ln \frac{1}{9,568} \right) \\ &= 10,66 - |1,98 ( - 2,258 )| \\ &= 10,66 + 4,485 \end{aligned}$$

entonces

$$\left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_S = 15,145 \text{ cal/gr-mol } ^\circ\text{K} \quad \text{ec. 4-61}$$

Para la entropía del oxígeno tendremos nuevamente

$$1,8 \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{O_2} \quad \text{ec. 4-62}$$

$\phi_T$  = De la ecuación 4-49 en la que las constantes serán evaluadas de la tabla 4-1

$$a = 8,27 \text{ cal/gr-mol}$$

$$b = 0,258 \text{ cal/gr-mol}$$

$$c = 0$$

$$d = -1,877 \text{ cal/gr-mol}$$

$$B = -0,75 \text{ cal/gr-mol } ^\circ\text{K}$$

Aplicando esto a la ecuación 4-49 obtendremos :

$$\begin{aligned}\phi_T &= 8,27 \ln 418 + 0,258 \times 10^{-3} \times 418 + \frac{1,877 \times 10}{418} + 0,75 \\ &= 49,1 + 0,107 + 0,537 + 0,750\end{aligned}$$

$$\phi_T = 51,30 \text{ cal/gr-mol } ^\circ\text{K}$$

Ahora

$$R \ln \frac{P_i}{P_0}$$

En la que

$$R = 1,98 \frac{\text{cal}}{\text{g-mol } ^\circ\text{K}}$$

Si

$$\ln \frac{P_i}{P_0} = \ln \frac{N_i}{N_m} = \ln \frac{1,8}{9,568}$$

$$R \ln \frac{P_i}{P_0} = 1,98 \ln \frac{1,8}{9,568}$$

$$\begin{aligned}R \ln \frac{P_i}{P_0} &= 1,98 \ln \frac{1,8}{9,568} \\ &= 1,98 ( - 1,67 ) \\ &= - 3,317\end{aligned}$$

Por lo tanto

$$\begin{aligned}1,8 \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{O_2} &= 1,8 ( 51,3 + 3,317 ) \\ &= 1,8 ( 54,617 ) \quad \text{ec. 4-63}\end{aligned}$$

Para el Nitrógeno tendremos

$$6,768 \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{N_2} \quad \text{ec. 4-64}$$

$\phi_T =$  Aplicaremos la ecuación 4-49 en la que los valores de las constantes serán evaluadas de la tabla 4-1

$$a = 6,76 \text{ cal/g-mol}$$

$$b = 0,606 \text{ cal/g-mol}$$

$$c = 0,13 \text{ cal/g-mol}$$

$$d = 0$$

$$B = 7,064 \text{ cal/g-mol-}^\circ\text{K}$$

Aplicamos estos valores a la ecuación 4-49 entonces

$$\phi_T = 6,76 \ln 418 + 0,606 \times 10^{-3} \times 418 + \frac{1}{2} \times 0,13 \times 10^{-6}$$

$$\times 418^2 + 7,064$$

$$= 40,79 + 0,253 + 0,011 + 7,064$$

$$\phi_T = 48,118$$

Ahora

$$R \ln \frac{P_i}{P_0}$$

en la que

$$R = 1,98 \frac{\text{cal}}{\text{g-mol } ^\circ\text{K}}$$

Si

$$\ln \frac{P_i}{P_0} = \ln \frac{N_{N_2}}{N_m}$$

$$= \ln \frac{6,768}{9,568}$$

entonces

$$\begin{aligned} R \ln \frac{P_i}{P_0} &= 1,98 \ln \frac{6,768}{9,568} \\ &= -0,6875 \end{aligned}$$

Por lo tanto

$$6,768 \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{N_2} = 6,768 (48,118 + 0,6875)$$

$$6,768 \left( \phi_T - R \ln \frac{P_i}{P_0} \right)_{N_2} = 6,768 (48,8) \text{ ec. 4-64}$$

Ahora en la entropía de los reactantes será igual a

$$\sum_{\text{Reactantes}} N_i S_i = 1 (15,145) + 1,8 (54,617) + 6,768 (48,8)$$

$$\sum_{\text{Reactantes}} N_i S_i = 443,77 \frac{\text{cal}}{\text{gr-mol} \cdot ^\circ\text{K}} \text{ ec. 4-65}$$

Finalmente si

$$\Delta S = \sum_{\text{Productos}} N_i S_i - \sum_{\text{Reactantes}} N_i S_i$$

y aplicando las ec. 4-57 y 4-65 tendremos que

$$\begin{aligned} \Delta S &= 17,341 X + 510,339 - 1,98 X \left( \ln \frac{X}{X + 8,568} - \ln X + \frac{1-X}{8,568} \right. \\ &\quad \left. + \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} \right) - 1,98 \left( \ln \frac{1-X}{X + 8,568} + 0,8 \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} \right. \\ &\quad \left. + 6,768 \ln \frac{6,768}{X + 8,568} \right) - 443,77 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta S = & 17,341 X + 66,569 - 1,98 X \left( \ln \frac{X}{X + 8,568} - \ln \frac{1 - X}{X + 8,568} \right. \\ & + \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} - 1,98 \left( \ln \frac{1 - X}{X + 8,568} + 0,8 \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} \right. \\ & \left. \left. + 6,768 \ln \frac{6,768}{X + 8,568} \right) \right) \quad \text{ec. 4-66} \end{aligned}$$

Aplicaremos ahora los valores encontrados de  $\Delta H$  ec. 4-41 y  $\Delta S$  ec. 4-66 en la ecuación 4-31

$$\begin{aligned} \Delta G_T = & 140,08 X - 6,4095 - \frac{T}{1.000} \left( 17,341 X + 66,569 \right. \\ & - 1,98 X \left( \ln \frac{X}{X + 8,568} - \ln \frac{1 - X}{X + 8,568} + \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} \right. \\ & - 1,98 \left( \ln \frac{1 - X}{X + 8,568} + 0,8 \ln \frac{0,8 + X}{X + 8,568} + 6,768 \right. \\ & \left. \left. \left. \ln \frac{6,768}{X + 8,568} \right) \right) \right) \quad \text{ec. 4-67} \end{aligned}$$

Si este valor lo usamos ec. 4-67 en la ecuación 4-30 y esta ecuación la igualamos con la ecuación 4-29 a podremos calcular el valor de  $X$  para lo cual

$$e^{-\frac{\Delta G_T}{RT}} = \frac{(1 - X)(X + 8,568)}{X(0,8 + X)^{0,8}} \quad \text{ec. 4-68}$$

debido a la magnitud de las ecuaciones tantearemos mejor con diferentes valores para  $X$  y veremos que valores de  $K_p$  obtendremos para

$$X = 0$$

$$\Delta G_T = -6,4095 - \frac{1.366,66}{1.000} \left\{ 66,569 - 1,98 \left( \ln \frac{1}{8,568} + 0,8 \ln \frac{0,8}{8,568} + 6,768 \ln \frac{6,768}{8,568} \right) \right\}$$

$$\Delta G_T = -6,4095 - 1,366 \left\{ 66,569 - 1,98(-2,148 - 1,89 - 1,59) \right\}$$

$$\Delta G_T = -6,4095 - 106,17$$

$$\Delta G_T = -112,58 \text{ Kcal/gr-mol}$$

Aplicando este valor en la ecuación 4-30 tendremos

$$K_p = e^{-\frac{-112,58 \text{ Kcal/gr-mol}}{\frac{1,98 \text{ cal/gr-mol} \cdot ^\circ\text{K} \times 1.366,66 \text{ } ^\circ\text{K}}{1.000 \text{ cal/Kcal}}}}$$

$$K_p = e^{\frac{112,58}{1,98 \times 1,366}}$$

$$K_p = e^{41,6}$$

$$K_p = 1,17 \times 10^{18} \quad \text{ec. 4-69}$$

para  $x = 0,01$

$$\begin{aligned} \Delta G_T &= (140,08 \times 0,01) - 6,4095 - \frac{1.366,66}{1.000} \left| 17,34 \times 0,01 \right. \\ &\quad \left. + 66,569 - 1,98 \times 0,01 \left( \ln \frac{0,01}{8,578} - \ln \frac{0,99}{8,578} + \ln \frac{0,81}{8,578} \right) \right. \\ &\quad \left. - 1,98 \left( \ln \frac{0,99}{8,578} + 0,8 \ln \frac{0,81}{8,578} + 6,768 \ln \frac{6,768}{8,578} \right) \right| \end{aligned}$$

$$\Delta G_T = 1,4 - 6,4095 - 1,366 \left| 0,17 + 66,569 - 0,0198 (-6,75 \right.$$

$$+ 2,15 - 2,35 ) - 1,98 ( - 2,15 - 1,88 - 1,6 ) |$$

$$\Delta G_T = - 5 - 1,366 | 0,17 + 66,569 + 0,13 + 11,14$$

$$\Delta G_T = - 5 - 106,57 = 111,57$$

$$\Delta G_T = 111,57 \text{ Kcal/gr-mol}$$

Aplicando este valor en la ecuación 4-30 tendremos

$$K_p = e^{-\frac{- 111,57}{1,98 \times 1.366,66 \times 1.000}}$$

$$K_p = e^{\frac{111,57}{1,98 \times 1.366,66}}$$

$$K_p = e^{41,23}$$

$$K_p = 8,05 \times 10^{17} \quad \text{ec. 4-70}$$

Con los mismos valores de  $X = 0$  y  $X = 0,01$  aplicaremos la ecuación 4-29 a y tendremos para  $X = 0$

$$K_p = \frac{(1 - X)(X + 8,568)}{X(0,8 + X)^{0,8}} \quad \text{ec. 4-29 a}$$

$$K_p = \frac{(1 - 0)(0 + 8,568)}{0(0,8 + 0)^{0,8}}$$

$$K_p = \infty \quad \text{ec. 4-71}$$

Para  $X = 0,01$

aplicando la ecuación 4-29 a tendremos

$$K_p = \frac{(1-0,01)(0,01+8,568)}{0,01(0,8+0,01)^{0,8}}$$

$$K_p = \frac{0,99 \times 8,578}{0,01(0,81)^{0,8}}$$

$$K_p = \frac{8,492}{0,0084} = 1.005$$

$$K_p = 1.005 \quad \text{ec. 4-72}$$

y así para  $X = 0,0$  y  $X = 0,01$  veremos que  $K_p$  de la ecuación productos reacción tendrá valores que van entre  $\infty$  y 1.005; así mismo ve-

mos que para valores de  $X = 0,0$  y  $X = 0,01$  en la ecuación

$$K_p = e^{-\frac{\Delta G_T}{Rt}} \quad \text{los valores de } K_p \text{ será para } X = 0 \quad K_p = 1,17 \times 10^{18}$$

y para  $X = 0,01$   $K_p = 8,05 \times 10^{17}$  por lo que el valor de  $X$  deberá estar entre 0,0 y 0,01 por lo que asumiremos el valor de  $K_p = 1,17 \times 10^{18}$  y trabajaremos con el para obtener el valor de  $X$ .

En la ecuación 4-29 a por lo tanto

$$1,17 \times 10^{18} = \frac{(1-X)(X+8,568)}{X(0,8+X)} \quad \text{ec. 4-73}$$

si consideramos que  $X$  es tan pequeño que no influirá en los términos  $(1-X)$ ,  $(X+8,568)$  y  $(0,8+X)$  la ec. 4-73 nos queda entonces

$$1,17 \times 10^{18} = \frac{1 \times 8,568}{X(0,8)^{0,8}}$$

así tenemos que



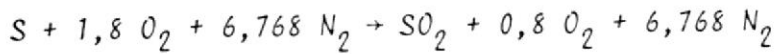
$$1,17 \times 10^{18} X = \frac{8,568}{0,8365}$$

$$1,17 \times 10^{18} X = 10,24$$

de donde

$$X = 8,75 \times 10^{18} \quad \text{ec. 4-74}$$

como vemos la cantidad de azufre que queda sin combustionarse es tan pequeño que se puede considerar como una combustión completa y la ecuación de la reacción química quedará entonces como



Ahora calcularemos el calor producido por la reacción

$$Q = \sum_{\text{Prod.}} N_i | \Delta H_{6298^\circ} + (h_T - h_{298^\circ}) |_i -$$

$$\sum_{\text{React}} N_i | \Delta H_{6298^\circ} - (h_T - h_{298^\circ}) |_i \quad \text{ec. 4-75}$$

Como

$$\sum_{\text{Prod.}} N_i | \Delta H_{6298^\circ} + (h_T - h_{298^\circ}) |_i \quad \text{ec. 4-76}$$

tendremos

para el  $SO_2$

$$\Delta H_{6298} = 70,96 \text{ Kcal/gr-mol} \quad \text{tabla 4-1}$$

$$(h_T - h_{298}) = 12,90 \text{ Kcal/gr-mol} \quad \text{ec. 4-36 a}$$

para  $O_2$

$$\Delta H_{6298} = 0$$

$$(h_T - h_{298}) = 8,673 \text{ Kcal/gr-mol ec. 4-36 b}$$

y para el  $N_2$

$$\Delta H_{6298} = 0$$

$$(h_T - h_{298})_{N_2} = 7,871 \text{ Kcal/gr-mol ec. 4-36 c}$$

por lo que

$$\sum_{\text{Produc.}} N_i | \Delta H_{6298} + (h_T - h_{298}) |_i =$$

$$= 1 (-70,96 + 12,90) + 0,8 (0 + 8,673) + 6,768 (0 + 7,8711)$$

$$= -58,06 + 6,9384 + 53,2716$$

$$\sum_{\text{Prod.}} N_i \Delta H_{6298} + (h_T - h_{298}) |_i = 2,15 \text{ Kcal}$$

ec. 4-76 a

ahora calcularemos el valor de la entalpía de los reactantes

$$\sum_{\text{React.}} N_i | \Delta H_{6298} + (h_T - h_{298}) |_i = 8,5679 \text{ Kcal/gr-mol}$$

Valor obtenido en la ec. 4-39

$$Q = \sum_{\text{Prod.}} N_i H_i - \sum_{\text{React.}} N_i H_i \quad \text{ec. 4-77}$$

será igual a

$$Q = 2,15 - 8,5679$$

$$Q = -6,4179 \text{ Kcal/gr-mol} \quad \text{ec. 4-77 a}$$

#### 4. b-2 Capacidad de la Cámara de Combustión

La capacidad de la Cámara de Combustión deberá ser de 24 pies<sup>3</sup> por tonelada carta de azufre quemado por día según dato presentado por E. H. Conroy Jr. y H. E. Johstone <sup>[9]</sup>

La cantidad de azufre que se quemará por día es de 36 Tons, cortas por lo tanto la Cámara de combustión tendrá

$$24 \frac{\text{pies}^3}{\text{Ton. de S por día}} \times 36 \text{ Ton. de S por día} = 864 \text{ pie}^3$$

$$\text{Capacidad de la Cámara} = 864 \text{ pie}^3 \quad \text{ec. 4-78}$$

Escogeremos una Cámara que tenga las siguientes dimensiones 8 pies x 8 pies x 13,5 pies que serán las dimensiones que usaremos para calcular la temperatura de la pared de la Cámara para calcular el espesor del refractario.

Para calcular esta temperatura usaremos la ecuación 4-79 <sup>[16]</sup> donde

$$Q = \sigma (T_g^4 - T_c^4) A_c \quad CF + h_c A_i (T_g - T_c) \quad \text{ec. 4-79}$$

en la que

$$F_{CF} = \frac{1}{\frac{1}{F_{CF}} + \frac{1}{\epsilon_c} - 1} \quad \text{ec. 4-80}$$

$$F_{CF} = \epsilon_F \left[ 1 + \frac{A_R/A_c}{1 + \frac{\epsilon_F}{1 - \epsilon_F}} \right] \cdot \frac{1}{F_{RC}} \quad \text{ec. 4-81}$$

donde

$$\sigma = \text{constante de Stefan - Boltzman} = 0,1714 \times 10^{-8} \text{ BTU/ pie}^2 -$$

hora- $(^{\circ}\text{R})^4$

$T_F$  = Temperatura de la llama = 2.460  $^{\circ}\text{R}$

$T_g$  = Temperatura del gas = 1.216  $^{\circ}\text{K}$

$T_c$  = Temperatura de la pared

$A_c$  = Area de la pared

$F_{CF}$  = Factor de forma para tener en cuenta el intercambio de su superficies grises.

$h_c$  = coeficiente de convección

$A_{c'}$  = Area del sumidero excluyendo las superficies frías

$\bar{F}_{CF}$  = Factor geométrico adimensional para tener en cuenta la radiación neta entre superficies negras, que incluye el efecto de las superficies refractarias.

$F_{RC}$  = Factor de forma geométrica adimensional para tener en cuenta el intercambio directo entre dos superficies.

$\epsilon_F$  = emisividad de la llama

$\epsilon_c$  = emisividad del sumidero

Si  $T_F$  es igual a 1.366,66  $^{\circ}\text{K}$  = 2.460  $^{\circ}\text{R}$  que es el dato que hemos escogido por ser más eficiente en la generación de  $\text{SO}_2$  de acuerdo a R.G. Arklie, A Crawley y A.R. Leger <sup>[12]</sup>.

Calcularemos ahora los valores necesarios para aplicarlos en la ecuación 4-79.

El área lateral será igual a

$$A_c = 2 \text{ caras} \times 8 \text{ pies} \times 8 \text{ pies} + 4 \text{ caras} \text{ de } 8 \text{ pies} \times 13,5 \text{ pies}$$

$$A_c = 560 \text{ pies}^2$$

Para calcular la emisividad de la llama  $\epsilon_F$  se puede usar la figura 4-2 del apéndice B<sup>[17]</sup>.

Para la aplicación de esta figura debemos conocer

$P$  = presión parcial del  $SO_2$  en atm.

$L$  = Longitud efectiva en metros

$T_g$  = temperatura del gas en °K

Si

$$P_{SO_2} = \frac{N_{SO_2}}{N_m} \times P \quad \text{ec. 4-82}$$

en donde

$$N_{SO_2} = 1 \text{ mol}$$

$$N_m = 1 + 0,8 + 6,768 = 8,568 \text{ moles}$$

$P = 1 \text{ atm.}$  que es el dato que hemos asumido en el cálculo

Entonces

$$P_{SO_2} = \frac{1}{8,568} \times 1 \quad \text{por lo que}$$

$$P_{SO_2} = 0,116 \text{ atm.}$$

L se puede calcular usando la tabla 4-3 <sup>|17|</sup>.

Consideraremos la cámara de combustión como un cubo y encontraremos que la dimensión característica es

X = arista del cubo aproximado = 8 pies y el factor es igual a 2/3 por lo que con estos datos podemos calcular L en metros

$$L = X \times \text{Factor} \quad \text{ec. 4-83}$$

$$L = 8 \text{ pies} \times 0,3048 \frac{\text{metro}}{\text{pie}} \times \frac{2}{3}$$

$$L = 1,6256 \text{ metros}$$

entonces usando los valores de  $P_{SO_2}$  y L obtenemos

$$\begin{aligned} P_{SO_2} \times L &= 0,116 \text{ atm.} \times 1,6256 \text{ metros} \\ &= 0,1885 \text{ metros-atm} \end{aligned}$$

El otro parámetro necesario será la temperatura del gas la misma que debe ser considerada en 150 °C menos que la temperatura de la llama entonces <sup>|17|</sup>

$$T_g = T_F - 150 \text{ °C}$$

$$T_g = 1.093 \text{ °C} - 150 \text{ °C} = 943 \text{ °C} = 1.216 \text{ °K}$$

Con estos datos de  $P_{SO_2} \times L$  y  $T_g$  el valor de  $\epsilon_F$  será:

de la figura 4-2 del apéndice B

$$\epsilon_F = 0,19 \quad \text{ec. 4-84}$$

ahora  $F_{RC}$  se puede calcular de la figura 4-3 del apéndice B como sigue

$$\text{Razón} = \frac{\text{lado más pequeño}}{\text{distancia entre planos}} = \frac{8 \text{ pies}}{8 \text{ pies}} = 1$$

$$\text{Razón} = 1$$

con esta razón de la curva 2 de la figura 4-3 encontraremos

$$F_{RC} = 0,2 \quad \text{ec. 4-85}$$

Conocidos ya  $\epsilon_F$  y  $F_{CF}$  podemos calcular

$$\bar{F}_{CF} = \epsilon_F \left( 1 + \frac{\frac{A_R}{A_C}}{1 + \frac{\epsilon_F}{1 + \epsilon_F} \cdot \frac{1}{F_{RC}}} \right) \quad \text{ec. 4-81}$$

Si

$$A_R = A_C$$

$$\begin{aligned} \bar{F}_{CF} &= 0,19 \left( 1 + \frac{1}{1 + \frac{0,19}{1-0,19} \cdot \frac{1}{0,2}} \right) \\ &= 0,19 \left( 1 + \frac{1}{1 + \frac{0,19}{0,81 \times 0,2}} \right) \\ &= 0,19 \left( 1 + \frac{1}{1 + 1,172} \right) \\ &= 0,19 \left( 1 + \frac{1}{2,172} \right) \\ &= 0,19 ( 1 + 0,46 ) \end{aligned}$$

$$= 0,19 ( 1,46 ) = 0,277$$

$$\bar{F}_{CF} = 0,277$$

y  $F_{CF}$  entonces será igual a

$$F_{CF} = \frac{1}{\frac{1}{\bar{F}_{CF}} + \frac{1}{\epsilon_C} - 1} \quad \text{ec. 4-80}$$

donde  $\epsilon_C = 0,75$  tomado de la tabla 4-4 del apéndice A<sup>[18]</sup>

Entonces

$$F_{CF} = \frac{1}{\frac{1}{0,277} + \frac{1}{0,75} - 1} =$$

$$F_{CF} = \frac{1}{3,61 + 1,33 - 1} = \frac{1}{3,94}$$

$$F_{CF} = 0,253$$

Ahora

$h_c$  = coeficiente de transferencia de calor por convección

$$h_c = Nu \frac{k}{L} \quad \text{ec. 4-86 [18]}$$

donde

$$Nu = 0,036 Pr^{1/3} ( Re^{0.8} - 23.200 ) \quad \text{ec. 4-87 [18]}$$

también

$$Re = \frac{V \rho L}{\mu}$$

en donde



$$V = 718 \text{ pies/Seg.}$$

$$L = 13,5 \text{ pies}$$

$$\rho = 0,05569 \text{ lbs/pie}^3$$

$$T = 710,82 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\mu = 1,542 \times 10^{-5} \frac{\text{lbm}}{\text{pie-Sg.}} \quad \text{tabla 4-5 |18|}$$

por lo que

$$Re = \frac{718 \text{ pies/Sg.} \times 0,05569 \text{ lbs/pie}^3 \times 13,5 \text{ pies}}{1,542 \times 10^{-5} \frac{\text{lbm}}{\text{Pie-Seg.}}}$$

$$Re = 3,5 \times 10^7$$

también

$$P_n = 0,714 \quad \text{de la tabla 4-5 |18|}$$

entonces

$$Nu = 0,036 (0,714)^{1/3} | (3,5 \times 10^7)^{0,8} - 23.200 | \quad \text{CIB-EST-01}$$

$$Nu = 0,036 \times 0,893 (1,08 \times 10^6 - 23.200)$$

$$Nu = 0,036 \times 0,893 \times 1,06 \times 10^6$$

$$Nu = 3,40 \times 10^4$$

Si

$$k = 0,01854 \text{ BTU/hora-pie-}^\circ\text{F} \quad \text{tabla 4-5 |18|}$$

luego

$$h_c = Nu \frac{k}{L}$$

$$h_c = \frac{3,4 \times 10^4 \times 0,01854 \text{ BTU/hora} - \text{pie} - ^\circ\text{F}}{13,5 \text{ pie}}$$

$$h_c = 46,69 \frac{\text{BTU}}{\text{hora} - \text{pie}^2 - ^\circ\text{F}} \quad \text{ec. 4-88}$$

Si

$A_c'$  =  $A_c$  - Area del ducto de salida de los gases y si el ducto tiene 2 pies de diámetro

$$A_c' = 560 - \frac{2^2 \times \pi}{4}$$

$$A_c' = 560 - 3,14 = 556,86 \text{ pies}^2 \quad \text{ec. 4-89}$$

Si  $Q = 6,4179 \text{ Kcal/gr-mol} \quad \text{ec. 4-77 a}$

entonces

$$Q = 6,4179 \text{ Kcal/gr-mol} \times \frac{1 \text{ mol}}{32 \text{ gr}} \times \frac{1.000 \text{ gr}}{\text{Kg}} \times \frac{1 \text{ Kg}}{2,2 \text{ lbs}}$$

$$Q = 91,16 \frac{\text{Kcal}}{\text{lb}}$$

$$Q = 91,16 \frac{\text{Kcal}}{\text{lb}} \times 3.000 \frac{\text{lbs}}{\text{hora}} \times 3,9683 \frac{\text{BTU}}{\text{Kcal}}$$

$$Q = 1,08529 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}} \quad \text{ec. 4-77 b}$$

con

$$T_g = 2.190 ^\circ\text{R}$$

$$Q = \sigma (T_g^4 - T_c^4) A_c \quad CF + h_c A_c' (T_g - T_c)$$

$$1,08529 \times 10^6 = 0,1714 \times 10^{-8} (2.190^4 - T_c) \times 560 \times 0,253$$

$$+ 46,69 \times 556,86 (2.190 - T_c) \text{ ec. } 4-90$$

En la que calcularemos  $T_c$  por tanteo

$$1,08529 \times 10^6 = 2.428 \times 10^{-7} (2,30 \times 10^{13} - T_c) + 25.999,7 (2.190 - T_c)$$

para  $T_c = 2.000$

$$1,08529 \times 10^6 = 2.428 \times 10^{-7} (2,3 \times 10^{13} - 2.000) +$$

$$25.999,7 (2.190 - 2.000)$$

$$= 1,7 \times 10^6 + 4.993 \times 10^6$$

$$= 6,693 \times 10^6$$

para  $T_c = 2.100$

$$1,08529 \times 10^6 = 2.428 \times 10^{-7} (2,3 \times 10^{13} - 2.100^4) + 25.999,7$$

$$(2.190 - 2.100)$$

$$= 8,63 \times 10^5 + 2,33 \times 10^6$$

$$= 3,2 \times 10^6$$

para  $T_c = 2.150$

$$1,08529 \times 10^6 = 2,428 \times 10^{-7} (2,3 \times 10^{13} - 2.150^4) + 2.999,7$$

$$(2.190 - 2.150)$$

$$= 3,96 \times 10^5 + 1.039 \times 10^6$$

$$= 1.435 \times 10^6$$

para  $T_c = 2.155$



$$\begin{aligned}
 1,08529 \times 10^6 &= 2,428 \times 10^{-7} ( 2,3 \times 10^{13} - 2.155^4 ) + 25.999,7 \\
 &\quad ( 2.190 - 2.155 ) \\
 &= 3,48 \times 10^5 + 9,099 \times 10^5 \\
 &= 1,25 \times 10^6
 \end{aligned}$$

$$\text{para } T_c = 2.160$$

$$\begin{aligned}
 1,08529 \times 10^6 &= 2.428 \times 10^{-7} ( 2.3 \times 10^{13} - 2.160^4 ) + 25.999,7 \\
 &\quad ( 2.190 - 2.160 ) \\
 &= 2,988 \times 10^5 + 7,79 \times 10^5 \\
 &= 1,079 \times 10^6
 \end{aligned}$$

Como estos dos valores son aproximados entonces asumiremos como resultado el valor de 2.160 °R para la temperatura de la pared.

## 4.c. CALCULO DEL AISLAMIENTO

Para el cálculo del aislamiento usaremos la recomendación de los científicos R. G. Arklie, A. Crawley y A. R. Leger <sup>|12|</sup> del Sulphite-Subcommittee en su estudio sobre factores de operación relativo a la vida del aislamiento y carcasa de las cámaras de combustión.

El sistema es como sigue, primero la carcasa de acero será cubierta con una capa de asbesto de 1/16 de pulg.

El recubrimiento de las paredes consistirá de 4 1/2 pulg. de ladrillo aislante seguido de 9 pulg. de ladrillo refractario con un contenido aproximado de 60 % de alumina.

La pared final estará construída de 11,5 pulg. de ladrillo refractario más 2 1/2 pulg. de ladrillo aislante.

Arcilla refractaria de alumina es usada para ligar los ladrillos refractarios y cemento aislante es usado para ligar los ladrillos aislantes.

Si asumimos que las pérdidas de calor a través de las paredes debe de estar entre un 2 y 10% <sup>|4|</sup>.

Entonces un valor entre estos límites asumiremos como factor de pérdida que será el 6 % tomando en cuenta que nuestro objetivo es el producir un gas y no hacer rendir este gas como fuente de calor.

Partiendo de lo anterior podemos calcular la cantidad de calor que

podemos perder por las paredes y será:

Calor liberado por generación de  $SO_2 = 1'085.290$  BTU/hora

Factor de pérdida = 6 %

Calor perdido por las paredes =  $1'085.290 \times \frac{6}{100}$

$$= 65.117,4 \text{ BTU/hora}$$

El área de transferencia de calor será el área lateral de la cámara menos el área del ducto de salida, menos el área que ocupa el quemador. Por lo tanto asumiremos un área igual a:

$$A = 560 - \frac{2^2 \times \pi}{4} - 0,16 = 560 - 3,14 - 0,16$$

$$A = 556,7 \text{ pies}^2$$

$$\text{Si } Q = \frac{\Delta T}{R} \quad |4| \quad \text{ec. 4-91}$$

$$\text{y } R = \frac{L}{k A} \quad \text{ec. 4-92}$$



en donde

$L$  = espesor de la pared del refractario en pies

$k$  = conductividad térmica en BTU/hora - pie<sup>2</sup> °F/pie

$A$  = Área de las paredes en pie<sup>2</sup>

y con  $T_c = 1.700$  °F y  $T_o = 140$  °F

entonces

$$\frac{1}{R} = \frac{65.117,4 \text{ BTU/hora}}{(1.700 - 140)^\circ\text{F}} = 41,74 \text{ BTU/hora }^\circ\text{F}$$

$$\text{Si } \frac{1}{R} = 41,74$$

$$R = \frac{1}{41,74} = 0,02395 \frac{\text{hora} - ^\circ\text{F}}{\text{BTU}} \text{ ec. 4-93}$$

que es la resistencia que debe tener el refractario para conseguir la temperatura de  $140^\circ\text{F}$  que deseamos obtener en el exterior.

Calcularemos ahora la cantidad de calor que perdemos con el refractario propuesto por Arklie, Crawley y Leger por los métodos convencionales

Si el asbesto

$$L_1 = 1/16 \text{ pulg.}$$

$$k_1 = 0,096 \text{ BTU/hora} - \text{pie} - ^\circ\text{F}$$

Si el ladrillo aislante

$$L_2 = 4,5 \text{ pulg.}$$

$$k_2 = 0,113 \text{ BTU/hora} - \text{pie} - ^\circ\text{F}$$

Si el ladrillo refractario

$$L_3 = 9 \text{ pulg.}$$

$$k_3 = 0,63 \text{ BTU/hora} - \text{pie} - ^\circ\text{F}$$

Entonces si el área



$$A = 496 \text{ pies} = \text{área de las paredes laterales más el área de la pared frontal}$$

$$R = R_1 + R_2 + R_3$$

$$R = \frac{L_1}{k_1 A} + \frac{L_2}{k_2 A} + \frac{L_3}{k_3 A}$$

$$R = \frac{\frac{1}{16} \times \frac{1}{12}}{0,096 \times 496} + \frac{4,5 \times \frac{1}{12}}{0,113 \times 496} + \frac{9 \times \frac{1}{12}}{0,63 \times 496}$$

$$R = 1,09 \times 10^{-4} + 6,69 \times 10^{-3} + 2,4 \times 10^{-3} = 0,009199$$

$$Q = \frac{\Delta T}{R} \quad \text{ec. 4-91}$$

$$Q = \frac{(1.700 - 140) \text{ } ^\circ\text{F}}{0,009199 \frac{\text{hora } ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}} = 169.583,65 \text{ BTU/hora}$$

que es el calor perdido por las paredes laterales y la pared frontal, para la pared del fondo tendremos:

Para las paredes laterales y la pared frontal.

$$Q = \frac{\Delta T}{R} \quad \text{ec. 4-91}$$

en la que

$$R = \frac{\frac{1}{16} \times \frac{1}{12}}{0,096 \times 64} + \frac{\frac{2,5}{12}}{0,113 \times 64} + \frac{\frac{11,5}{12}}{0,63 \times 64}$$

$$R = 8,47 \times 10^{-4} + 2,88 \times 10^{-2} + 2.376 \times 10^{-2}$$

$$R = 5,34 \times 10^{-2} \quad \text{luego}$$

$$Q = \frac{1.700 - 140}{5,34 \times 10^{-2}} = 29.200,87 \text{ BTU/hora}$$

Sumados estos dos flujos de calor nos da que el flujo perdido por las paredes será igual a

$$Q_T = 169.583,65 + 29.200,87$$

$$Q = 198.784,52 \text{ BTU/hora}$$

Este valor es superior al flujo de calor ( 65.117,4 BTU/hora ) que deseamos se pierda por las paredes.

Por lo tanto calcularemos una nueva cantidad de refractario que nos de la resistencia de  $0,02895 \frac{\text{hora } ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}$  obtenido de la ecuación 4-93

El refractario escogido será

1. Una capa de asbesto en plancha
2. Una capa de ladrillo refractario aislante de caolin.
3. Una capa de ladrillo refractario con 62 % de alumina.

La conductividad térmica para el asbesto será

$$k_1 = 0,096 \text{ BTU/hora} - \text{pie}^2 - (^\circ\text{F}/\text{pie}) \quad \text{tabla 4-6 } |4|.$$

La del ladrillo refractario

$$k_2 = 0,113 \text{ BTU/hora} - \text{pie}^2 - (^\circ\text{F}/\text{pie}) \text{ a } 1.400 \text{ } ^\circ\text{F}$$

tabla 4-5 |4|.

y la del ladrillo con 62 % de alumina

$$k_3 = 0,625 \text{ BTU/hora} - \text{pie}^2 - ( \text{°F/pie} ) \text{ a } 1.700 \text{ °F}$$

tabla 4-5 |4|.

Entonces el dato de la resistencia térmica del refractario del tipo 2 está dado a 1.400 °F por lo que calcularemos el valor del espesor necesario para bajar la temperatura hasta 1.400 °F con el refractario del tipo 3.

$$Q = 65.117,4 \text{ BTU/hora}$$

$$\Delta T = ( 1.700 - 1.400 ) \text{ °F} = 300 \text{ °F}$$

$$k_3 = 0,625 \text{ BTU/hora} - \text{pie}^2 - ( \text{°F/pie} )$$

$$A = 556 \text{ pies}^2$$

$$\frac{Q}{\Delta T} = \frac{K A}{L} \quad \text{ec. 4-94}$$

por lo que

$$L = \frac{k A \Delta T}{Q}$$

$$L = \frac{0,625 \frac{\text{BTU}}{\text{hora-pie-°F}} \times 556,7 \text{ pie}^2 \times 300 \text{ °F}}{65.117,4 \text{ BTU/hora}}$$

$$L = 1,6 \text{ pies}$$

Calcularemos ahora el espesor que debe tener el refractario de cao-

lin para obtener una temperatura de 200 °F que es la temperatura a la cual aplicaremos el asbesto. Entonces

$$\frac{Q}{\Delta T} = \frac{KA}{L}$$

donde

$$L = \frac{kA \Delta T}{Q}$$

Si

$$Q = 65.117,4 \text{ BTU/hora}$$

$$\Delta T = 1.400 - 200 = 1.200 \text{ °F}$$

$$k_2 = 0,113 \text{ BTU/hora} \cdot \text{pie}^2 \cdot (\text{°F/pie})$$

$$A = 556,7 \text{ pies}^2$$

Entonces

$$L = \frac{0,113 \frac{\text{BTU}}{\text{hora} \cdot \text{pie} \cdot \text{°F}} \times 556,7 \text{ pie}^2 \times 1.200 \text{ °F}}{65.117,4 \text{ BTU/hora}}$$

$$L = 1,159 \text{ pie}$$

Calcularemos finalmente el espesor de la capa de asbesto

$$Q = 65.117,4 \text{ BTU/hora}$$

$$k = 0,096 \text{ BTU/hora} \cdot \text{pie}^2 \cdot (\text{°F/pie})$$

$$\Delta T = 200 - 140 = 60 \text{ °F}$$

$$A = 556,7 \text{ pie}^2$$

$$L = \frac{k A \Delta T}{Q}$$

$$L = \frac{0,096 \text{ BTU/hora-pie}^2 \cdot (\text{°F/pie}) \times 556,7 \text{ pie} \times 60 \text{ °F}}{65.117,4 \text{ BTU/hora}}$$

$$L = 0,049 \text{ pies}$$

Con esto obtenemos el valor total del aislamiento de la cámara cuyo espesor será de

$$1,6 + 1,16 + 0,049 = 2,782 \text{ pies}$$

Espesor total del aislamiento = 2,782 pies

## 4.d. CALCULO DEL EQUIPO ADICIONAL

## 4.d-1 Cálculo de la Bomba

Calcularemos la bomba que nos servirá para alimentar el azufre líquido al quemador de la cámara de combustión.

La bomba será vertical y estará instalada en el tanque derretidor como se muestra en el gráfico 3-1

Si conocemos la velocidad de salida igual a 27,9 pies/Seg. podemos calcular el diámetro del tubo por lo que

$$V_S = 27,90 \text{ pies/Seg.}$$

Si

$$A = \frac{W}{V} \quad \text{ec. 4-95}$$

Donde

$$W = 3.000 \text{ lbs/hora que asumiremos el doble para efectos de recirculación al tanque por lo que será igual a } 6.000 \text{ lbs/hora.}$$

$$V = 27,90 \text{ pies/Seg.}$$

Por lo tanto

$$A = \frac{6.000 \text{ lbs/hora} \times \frac{1 \text{ hora}}{3.600 \text{ Seg.}} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{111,27 \text{ lbs}}}{27,90 \text{ pies/Seg.}}$$

$$A = 5,36 \times 10^{-4} \text{ pies}^2$$

Por lo que

$$d = \sqrt{\frac{4 A}{\pi}} \quad \text{ec. 4-96}$$

$$d = 0,0261 \text{ pies}$$

$$d = 0,313 \text{ pulg}$$

Si asumimos que la tubería de salida de la bomba es igual a 1 pulg. por lo que instalaremos en la línea una reducción en forma de tobera y que nos servirá para aumentar la velocidad a la entrada del quemador para alcanzar los 27,9 pies/Seg.

$$V_2 A_2 = V_S A_S \quad \text{ec. 4-97}$$

Así tenemos

$$V_2 \times \frac{\pi d_2^2}{4} = V_S = \frac{\pi d_S^2}{4}$$

$$V_2 d_2^2 = V_S d_S^2$$

$$V_2 = \frac{V_S d_S}{d_2^2} \quad \text{ec. 4-98}$$



por lo tanto aplicando la ecuación 4-98 tenemos

$$V_2 = \frac{27,9 \times 0,313^2}{(1 \text{ ''})^2} = 2,73 \text{ pies/Seg.}$$

$$V_2 = 2,73 \text{ pies/Seg.}$$

Si consideramos ahora que la instalación tendrá

- 4 codos
- 1 válvula de compuerta
- 1 válvula de globo
- 1 filtro Kelly
- 50 pies de tubería

por lo que procederemos a calcular las pérdidas por fricción que existen en la instalación para lo cual procederemos a calcular el número de Reynolds.

$$Re = \frac{V d \rho}{\mu} \quad \text{ec. 4-99}$$

donde

$$V = 2,73 \text{ pies/Seg.}$$

$$d = 1''$$

$$\rho = 111,23 \text{ lbs/pie}^3$$

$$\mu = 0,00483 \frac{\text{lbs}}{\text{pie} \cdot \text{Seg.}}$$

Por lo tanto aplicando la ec. 4-99

$$Re = \frac{2,73 \text{ pies/Sg.} \times 1'' \times \frac{1 \text{ pie}}{12 \text{ pulg}} \times 111,27 \text{ lbs/pie}^3}{0,00483 \frac{\text{lbs}}{\text{pie} \cdot \text{Seg.}}}$$

$$Re = 5.240,97$$

Calcularemos ahora las pérdidas en los 50 pies de tubería.

$$H = f \frac{L}{d} \frac{V^2}{2g} \quad \text{ec. 4-100}$$

donde

$H$  = pérdidas en pies

$f$  = coeficiente de rozamiento

$L$  = Longitud de la tubería en pies = 50 pies

$d$  = diámetro de la tubería en pies =  $\frac{1}{12}$  pies

$V$  = Velocidad = 2,73 pies/Seg.

$g$  = aceleración de la gravedad = 32,2 pies/Seg.<sup>2</sup>

Calcularemos  $f$  utilizando el diagrama de Moody <sup>|19|</sup> para lo cual calcularemos primero la rugosidad relativa  $\frac{\epsilon}{d}$  ec. 4-101

donde

$\epsilon$  = 0,0046 cm.

$d$  = 2,54 cm = 1 pulg.

por lo tanto

$$\frac{\epsilon}{d} = \frac{0,0046}{2,54}$$

$$\frac{\epsilon}{d} = 0,0018 \quad \text{ec. 4-101 a}$$

Aplicando la ec. 4-101 a en el diagrama de Moody <sup>|19|</sup> y  $Re = 5.240,97$

encontramos que

$$f = 0,04$$

aplicando este valor de  $f = 0,04$  en la ecuación 4-100 tenemos que

$$H = 0,04 \frac{50 \text{ pies}}{\frac{1}{12} \text{ pies}} \times \frac{2,73^2 \frac{\text{pies}^2}{\text{Seg}^2}}{2 \times 32,2 \frac{\text{pies}}{\text{Seg}^2}}$$

$$H = 2,77 \text{ pies}$$

Pérdidas por la entrada

El coeficiente de pérdidas por entrada  $K$  es igual a  $0,10$  <sup>|20|</sup> por lo que las pérdidas serán

$$H = K \frac{v^2}{2g} \quad \text{ec. 4-102}$$

por lo que aplicando la ec. 4-102 tendremos

$$H = 0,1 \times \frac{2,73^2 \text{ pies/Seg.}}{2 \times 32,2 \text{ pies/Seg}^2}$$

$$H = 0,011 \text{ pies}$$

pérdidas por los codos

$$K = 0,9 \quad \text{tabla 4-7} \quad |19|$$

aplicando la ecuación 4-102 tendremos

$$H = 4 \times 0,9 \times \frac{2,73^2}{2 \times 32,2}$$

$$H = 0,416 \text{ pies}$$

para la válvula de compuerta

$$K = 0,19 \quad \text{tabla 4-7 } |19|$$

aplicando la ecuación 4-102 tendremos

$$H = 0,19 \times \frac{2,73^2}{2 \times 32,2}$$

$$H = 0,021 \text{ pies}$$

pérdidas para la válvula de globo

$$K = 10 \quad \text{tabla 4-7}$$

aplicando la ec. 4-102 tendremos

$$H = 10 \times \frac{2,73^2}{2 \times 32,2}$$

$$H = 1,15 \text{ pies}$$

pérdidas para el filtro

Para encontrar el valor de K usaremos la siguiente ecuación

$$K = (0,675 \text{ a } 1,575) \left( \frac{A}{A_c} \right)^2 \quad \text{ec. 4-103 } |20|$$

A = área del total del filtro

$A_c$  = área neta ( únicamente las perforaciones de la malla )

$A_c$  = 450 pies<sup>2</sup>

$$A = 1,5 \text{ Ac aproximadamente} = 675$$

$$K = 1,575 \times \frac{675^2}{450}$$

$$K = 1,575 \times (1,5)^2$$

$$K = 3,54$$

por lo tanto aplicando la ec. 4-102 tendremos

$$H = 3,54 \times \frac{2,73^2}{2 \times 32,2}$$

$$H = 0,41 \text{ pies}$$

por lo tanto el H total para la instalación será

$$H_L = 2,77 + 0,011 + 0,416 + 0,021 + 1,15 + 0,41$$

$$H_L = 4,778 \text{ pies}$$

Ahora si aplicamos la ecuación

$$Z_1 = \frac{p_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2g} + H_p = Z_2 + \frac{p_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2g} + H_L \quad \text{ec. 4-104 [21]}$$

$$Z_1 = 2 \text{ pies}$$

$$\frac{p_1}{\gamma} = 0$$

$$\frac{V_1^2}{2g} = 0$$

$$H_p = \text{potencia}$$

$$z_2 = 10 \text{ pies}$$

$$\frac{p_2}{\gamma} = 50 \text{ lbs/pulg}^2 = 7.200 \text{ lbs/pie}^2$$

$$v_2 = 2,73 \text{ pies/Seg.}$$

$$2 \text{ pies} + 0 + 0 + H_p = 10 + \frac{7.200}{111,27} + \frac{2,73^2}{2 \times 32,2} + 4,778$$

$$H_p = 10 - 2 + 64,70 + 0,11 + 4,778$$

$$H_p = 77,59 \text{ pies}$$

$$H_{p \text{ Hidráulicos}} = \frac{W \times \text{pérdidas}}{33.000} \quad \text{ec. 4-105 } |22|$$

donde

$$W = \text{flujo en lbs/minuto} = 100 \text{ lbs/minuto}$$

$$\text{pérdidas} = 77,59 \text{ pies}$$

Aplicando la ecuación 4-105 tendremos

$$H_p \text{ hidráulicos} = \frac{100 \times 77,59}{33.000}$$

$$H_p \text{ hidráulicos} = 0,235$$

Si asumimos una eficiencia de la bomba de 70 % tendremos que

$$H_p = \frac{H_p \text{ hidráulicos}}{\eta}$$

$$H_p = \frac{0,235}{0,70} = 0,335$$

Por lo que la potencia de la bomba deberá ser de 0,5 Hp

Ç A P I T U L O      5

A N A L I S I S    E C O N O M I C O



En este capítulo estudiaremos el problema económico del proyecto; para lo cual se plantea los siguientes aspectos:

- 1.- Presupuesto general del Equipo
- 2.- Costo de Instalación
- 3.- Costo de Mantenimiento

#### 1. Costo del Equipo

En lo referente al costo del Equipo tendremos

- Mecanismo de alimentación de Azufre Sólido al derretidor S/. 288.000,00
- Derretidor de Azufre incluyendo: aislamiento; tapa dividida en Segmentos para cubrir el derretidor; Serpentes de calentamiento, 2'195.320,00
- Tubería completa y material para aislarla 338.700,00
- Bomba vertical para alimentar el Azufre dentro del quemador 335.800,00
- Cámara de Combustión incluyendo 2 quemadores (uno de ellos para Standby) y todo el sistema de aislamiento 2'155.940,00
- 1 caldero 2'154.060,00
- 1 Equipo para alimentación de agua de caldero 385.975,00
- Todo el set de tuberías de aire y gas para la corrección del sistema a la planta de

Acido Sulfúrico incluyendo aislamiento y compensadores	S/. 858.930,00
- 1 Set de instrumentación que incluye lo siguiente:	495.900,00
1 medidor de flujo para aire	
1 medidor de flujo para agua de alimentación	
1 medidor de nivel para el derretidor	
termómetro para gas	
medidor de presión de aire y Azufre, etc.	

Lo que nos da un total de S/. 9'208.625,00

## 2. Costo de Instalación

Asumiremos que el costo de instalación será aproximadamente en 20 % del total del costo del equipo

$$9'208.625 \times \frac{20}{100} = 1'841.725,00$$

## 3. Costo de Mantenimiento

Se traerán repuestos para Stock por valor del 10% del total del equipo

920.862,50

y el costo del mantenimiento anual más incremento del personal como un 8%

736.690,00

---

S/. 1'657.552,50

Costo Total del Proyecto

Equipo

S/. 9'208.625,00

Instalación	S/. 1'841.725,00
Mantenimiento y Repuestos	S/. <u>1'657.552,50</u>
	S/. 12'707.902,50

Este valor fue utilizado en el estudio de factibilidad.



C A P I T U L O    6  
C O N C L U S I O N E S  
Y  
R E C O M E N D A C I O N E S



El cálculo de este proyecto nos permitirá concluir que se puede construir un nuevo sistema de producción de  $SO_2$  para la planta de Acido Sulfúrico lo que le da una seguridad al proceso de producción del complejo planta de Acido Sulfúrico - Planta de Fertilizantes, pues puede alternar el uso de concentrado de Azufre ( 45-50 % ) con Azufre refinado en la mina de Shucos-Tixán y además puede utilizar como alternativa el uso de Azufre refinado de importación en caso de que surgieren problemas de tipo técnico o laboral en la mina. Pudiéndolo cotizar en el mercado exterior a S/. 1.700,00 la tonelada CIF Guayaquil que aunque es un poco más caro no lo es tanto comparado con el precio de S/. 1.645,17 valor del producido en Shucos.

Esto daría un aumento del precio en la producción de Acido Sulfúrico S/. 56.216,40 mensuales que se podría pagar comparado con el valor de lo que se perdería solo con el valor de la mano de obra no utilizada.

Además el proyecto se podrá financiar solo en un plazo de 10 años con las economías que podrá hacerse al usar el nuevo equipo como se lo explica en el capítulo II de Factibilidad.

El producir Azufre refinado en la mina aumentará la fuerza laboral en la planta de Shucos-Tixán abriendo nuevas plazas de trabajo que beneficiará indudablemente a la región.

Con la producción de vapor usando como fuente de calor el Azufre



líquido nos da un ahorro de combustible que es un elemento que se trata de ahorrar en todas las partes del mundo.

El espacio disponible para almacenar materia prima en Fertisa también se duplicaría por lo que se podría tener más stock en el mismo espacio

Con todo lo expuestos anteriormente podemos llegar a concluir que la necesidad de dotar a Fertisa de un sistema alternativo de producción de  $SO_2$  es factible hacerlo. Pudiendo recomendar que se incluya en el presupuesto del año 1.978 para que se construya durante este año y pueda entrar a funcionar en el año 1.979.

Cabe hacer notar que los datos económicos expuestos en este proyecto fueron hechos en el año 1.977 y puede tener una pequeña variación que podría influir en el costo total del proyecto.

A P E N D I C E



## A P E N D I C E    A

## TABLAS

3-1	DENSIDAD DEL AZUFRE LIQUIDO	pág. 121
3-2	CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE AISLANTES Y ALGUNOS MA- TERIALES DE CONSTRUCCION.	122
3-3	CALORES ESPECIFICOS DEL AZUFRE	123
3-4	ENTALPIA DEL AZUFRE	124
3-5	DIMENSIONES DE TUBERIA DE ACERO	125
3-6	CONSTANTES FISICAS DEL AZUFRE	126
3-7	FACTOR DEL TAMANO DE LOS TERRONES PARA DETERMINAR EL TAMANO DEL TRANSPORTADOR.	127
4-1	PROPIEDADES TERMODINAMICAS DE LOS ELEMENTOS Y OXIDOS	128
4-2	CALOR ESPECIFICO Y ENTROPIA PARA AZUFRE GASEOSO EN EQUILIBRIO	135
4-3	LONGITUDES DEL HAZ PARA LA RADIACION EMITIDA POR UN GAS	136
4-4	EMISIVIDADES DE VARIAS SUPERFICIES	137
4-5	PROPIEDADES FISICAS DE GASES, LIQUIDOS Y METALES LI- QUIDOS.	138
4-6	CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE AISLANTES Y ALGUNOS MA- TERIALES DE CONSTRUCCION.	139
4-7	COEFICIENTE DE PERDIDA K PARA DIVERSAS TRANSICIO- NES DE TUBERIA	143

TABLA 3-1

## DENSIDADES DEL AZUFRE LIQUIDO

TEMP. C	DENSIDAD g/cm	lbs/ Ft <sup>3</sup>
125	1,7988	112,29
130	1,7947	112,03
140	1,7865	111,52
150	1,7784	111,02



## T A B L A 3-2

TABLA 2. CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE AISLANTES Y ALGUNOS MATERIALES DE CONSTRUCCION\*

$$k = \text{Btu}/(\text{h})(\text{pie}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{pie})$$

Material	Densidad aparente $\rho$ , lb/pie <sup>3</sup> a temperatura ambiente	°F	k
Aerogel, sílica, opacificada .....	8.5	248	0.013
Algodón en rama .....	5	86	0.024
Aluminio, hojas, 7 cavidades por 2.5 plg .....	0.2	100	0.025
Asbesto-cemento, láminas .....	120	68	0.43
Asbesto, hojas .....	55.5	124	0.096
Asbesto, pizarra .....	112	32	0.087
Asbesto .....	112	140	0.114
	29.3	-328	0.043
	29.3	32	0.090
	36	32	0.087
	36	212	0.111
	36	392	0.120
	36	752	0.199
	43.5	-328	0.090
	43.5	32	0.135
Asfalto .....	132	68	0.43
Aserrín .....	12	70	0.03
Aserrín .....			0.033-0.05
Arena, seca .....	94.6	68	0.19
Azufre, monoclínico .....		212	0.09-0.097
Rómbico .....		70	0.16
Batista, barnizada .....		100	0.09
Calcio, carbonato, natural .....	162	86	1.3
Mármol blanco .....			1.7
Yeso .....	96		0.4
Calcio, sulfato (4H <sub>2</sub> O), artificial ...	84.6	104	0.22
Yeso, artificial .....	132	167	0.43
Construcción .....	77.9	77	0.25
Calderas, incrustaciones, (Ref. 364)			
Calisa (15.3 vol. % H <sub>2</sub> O) .....	103	75	0.54
Carbón, gas .....		32-212	2.0
Carbón vegetal, escamas .....	11.9	176	0.043
	15	176	0.051
Cartón, corrugado .....			0.037
Celuloide .....	87.3	86	0.12
Cemento Portland (véase Concreto) ..		194	0.17
Ceniza de madera .....		32-212	0.041
Clinker, granulado .....		32-1 292	0.27

T A B L A 3-3  
CALORES ESPECIFICOS DEL AZUFRE

Temperature		<i>calor especifica</i> Heat Capacity	
(°C)	(°F)	(cal per g-atom per degree or Btu per lb-atom per degree)	(cal per g per degree or Btu per lb per degree)
30	86.0	5.4426	0.16973
40	104.0	5.4981	0.17146
50	122.0	5.5518	0.17314
60	140.0	5.6041	0.17477
70	158.0	5.6548	0.17635
80	176.0	5.7035	0.17787
90	194.0	5.7508	0.17934
95.39	203.70	5.7756	0.18012
95.39	203.70	5.9101	0.1843
100	212.0	5.776	0.1801
101	213.8	5.733	0.1788
101	213.8	5.9529	0.18565
110	230	6.0145	0.18757
115.207	239.373	6.0501	0.18868
115.207	239.373	7.5752	0.23624
120	248	7.6404	0.23827
130	266	7.7720	0.24328
140	284	7.9319	0.24736
150	302	8.2307	0.25668
160	320	11.76	0.3568
170	338	10.655	0.33229
180	356	10.142	0.31627
190	374	9.8177	0.30617
200	392	9.5586	0.29818
210	410	9.3511	0.29162
220	428	9.1770	0.28619
230	446	9.0310	0.28164
240	464	8.9039	0.27767
250	482	8.7849	0.27396
260	500	8.6834	0.27080
270	518	8.5895	0.26787
280	536	8.5035	0.26519
290	554	8.4249	0.26274
300	572	8.3537	0.26052
310	590	8.2895	0.25851
320	608	8.2319	0.25672
330	626	8.1801	0.25510
340	644	8.1337	0.25366
350	662	8.0919	0.25235
360	680	8.0535	0.25115
370	698	8.0176	0.25005
380	716	7.9830	0.24895
390	734	7.9483	0.24787
400	752	7.9123	0.24675
410	770	7.8731	0.24553
420	788	7.8294	0.24416
430	806	7.7792	0.24260
440	824	7.7207	0.24077
444.60	832.28	7.6906	0.23984



## T A B L A 3-4

## ENTALPIA DEL AZUFRE SOBRE 25° C.

Temperature		ENTALPIA Enthalpy			
(°C)	(°F)	(cal per g-atom)	(cal per g)	(Btu per lb-atom)	(Btu per lb)
30	86.0	27.14	0.8454	48.85	1.524
40	104.0	21.64	2.552	147.3	4.324
50	122.0	137.1	4.276	246.8	7.697
60	140.0	192.9	6.016	347.2	10.65
70	158.0	249.15	7.7702	448.49	13.987
80	176.0	305.97	9.5419	550.75	17.175
90	194.0	363.23	11.323	653.81	20.390
95.39	203.70	394.31	12.297	709.76	22.135
95.39	203.70	490.27	15.239	882.49	27.520
100	212.0	517.24	16.130	931.03	29.034
101	213.8	523.00	16.310	941.40	29.558
101	213.8	523.38	16.322	942.08	29.397
110	230	577.23	18.001	1039.0	32.402
115.207	239.373	608.64	18.981	1095.6	34.166
115.207	239.373	1019.0	31.778	1834.2	57.200
120	248	1055.4	32.913	1899.7	59.243
130	266	1132.5	35.313	2038.5	63.572
140	284	1211.0	37.766	2179.8	67.979
150	302	1291.5	40.276	2324.7	72.497
160	320	1365.2	43.198	2493.4	77.756
170	338	1496.7	46.676	2694.1	84.017
180	356	1600.4	49.910	2880.7	89.838
190	374	1700.1	53.019	3060.2	95.434
200	392	1796.9	56.038	3234.4	100.87
210	410	1891.5	58.938	3404.7	106.18
220	428	1984.1	61.876	3571.3	111.33
230	446	2075.1	64.743	3735.2	116.48
240	464	2164.8	67.511	3895.7	121.52
250	482	2253.2	70.268	4059.5	126.48
260	500	2340.6	72.973	4213.1	131.39
270	518	2426.9	75.636	4366.9	136.25
280	536	2513.4	78.251	4522.3	141.05
290	554	2597.0	80.939	4674.6	145.78
300	572	2680.8	83.603	4825.4	150.49
310	590	2764.0	86.197	4975.2	155.15
320	608	2846.6	88.773	5123.9	159.79
330	626	2928.8	91.337	5271.8	164.41
340	644	3010.3	93.878	5418.5	168.93
350	662	3091.5	96.410	5564.7	173.54
360	680	3172.2	98.927	5710.0	178.07
370	698	3252.5	101.43	5854.5	182.53
380	716	3332.5	103.93	5998.5	187.07
390	734	3412.1	106.41	6141.8	191.54
400	752	3491.4	108.88	6284.5	195.93
410	770	3570.4	111.35	6426.7	200.43
420	788	3648.8	113.79	6567.8	204.82
430	806	3726.9	116.23	6706.4	209.21
440	824	3804.3	118.64	6847.7	213.55
444.60	832.28	3839.9	119.75	6911.8	215.55



## T A B L A 3-5

TABLA 11. DIMENSIONES DE TUBERIA DE ACERO (IPS)

Tamaño nominal del tubo, IPS plg	DE, plg	Cédula No.	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lineal, pies <sup>2</sup> /pie		Peso por pie lineal, lb de acero
					Exterior	Interior	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.101	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
2	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
3	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
18	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
22	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
	24.0	20	23.25	425	6.263	6.09	94.7

\* Comúnmente conocido como estándar.

† Comúnmente conocido como extragrueso.

‡ Aproximadamente.



TABLA II. Constantes físicas del azufre

	Idéal	Natura
Temperatura de congelación de la fase sólida, °C.:		
Rómbico, $S_R$	112.8	116.
Monoclínico, $S_M$	119.3	114.5
Nacarado, $S_N$	106.8	105.1
Punto de ebullición, °C. (22)		444.6
Densidad de la fase sólida a 20° C., g/ml:		
Rómbico		2.07
Monoclínico		1.96
Amorfo		1.92
Densidad del líquido, g/ml, a:		
125° C.		1.7988
130° C.		1.7947
140° C.		1.7865
150° C.		1.7784
Densidad del vapor a 444.6° C. y 1 atm., g/litro		3.64
$n_D^{110}$		1.929
Presión de vapor ( $P = \text{mm Hg}$ , $T = \text{°K}$ ):		
Rómbico (20-80° C.) (7)	$\log P = 11.664 - 5166/T$	
Monoclínico (96-116° C.) (17)	$\log P = 11.364 - 5082/T$	
Líquido (120-325° C.) (22)	$\log P = 14.7 - 0.0062238T - 5405.1/T$	
(325-550° C.)	$\log P = 7.43287 - 3268.2/T$	
Tensión superficial, dinas/cm, a (5):		
120° C.		60.83
150° C.		57.67
Vol. atómico, ml:		
Rómbico		15.5
Monoclínico		16.4
Temp. crit., °C.		1040
Pres. crit., atm.		116
Vol. crit., ml/g.		2.48
Calor específico, cal./mol/°K.:		
Rómbico (24.9-95.5° C.)	$C_p = 3.58 + 6.24 \times 10^{-3}T$	
Monoclínico (-4.5-118.9° C.)	$C_p = 3.56 + 6.96 \times 10^{-3}T$	
Líquido ( $S_R$ ) (118.9-44.9° C.)	$C_p = 5.4 + 5 \times 10^{-3}T$	
Gas ( $S$ ) (25-1 727° C.)	$C_p = 5.43 - 0.26 \times 10^{-3}T - 0.27 \times 10^{-5}T^2$	
Gas ( $S_2$ ) (25-1 727° C.)	$C_p = 8.54 + 0.28 \times 10^{-3}T - 0.79 \times 10^{-5}T^2$	
Calor de transformación (de rómbico a monoclínico) a 95.5° C., cal./gramo		2.687
Calor de fusión, cal./gramo, a:		
112.8° C. ( $S$ rómbico $\rightarrow S_R$ líquido)		11.9
118.9° C. ( $S$ monoclínico $\rightarrow S_M$ líquido)		9.2
Dilatación térmica lineal del azufre rómbico a:		
0-13° C.		$4.567 \times 10^{-3}$
13-50° C.		$7.433 \times 10^{-4}$
50-78° C.		$8.633 \times 10^{-3}$
78-97° C.		$20.67 \times 10^{-4}$
97-110° C.		$103.2 \times 10^{-3}$
Calor latente de vaporización, cal./gramo a (22):		
200° C.	$L^*$	$L^b$
300° C.	73.7	—
400° C.	69.1	—
420° C.	68.4	66.4
440° C.	68.7	66.0
460° C.	69.3	65.6
460° C.	70.0	65.2
Resistividad eléctrica, ohmios (cm <sup>2</sup> )/cm a (11):		
20° C.		$1.9 \times 10^9$
110° C.		$4.8 \times 10^9$
440° C.		$8.3 \times 10^6$
Susceptibilidad magnética, unidades c.g.s. (11):		
Rómbico a 18° C.		$0.49 \times 10^6$
Monoclínico a 112° C.		$0.49 \times 10^6$
Líquido a 220° C.		$0.49 \times 10^6$
Potencial en el electrodo patrón, S/S <sup>2+</sup> (11)		0.5 v. (aprox.)

\* Incluido el calor de disociación para  $S_2$  presente en el vapor.\* Menos el calor de disociación para  $S_2$  presente en el vapor.

## T A B L A 3-7

FACTOR DEL TAMAÑO DE LOS TERRONES PARA DETERMINAR EL TAMAÑO DEL  
TRANSPORTADOR

El tamaño de los terrones es un factor para determinar el tamaño de un transportador. El tamaño máximo de los terrones que puede manejar un transportador helicoidal es como sigue:

Diámetro de la hélice, pulg. . . . .	4	6	9	10	12	14	16	18	20
Tamaño medio del 20-25% de los terrones, pulg. . . . .	1/2	3/4	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2	3	3	3 1/2
Tamaño medio de todos los terrones, pulg. . . . .	1/4	1/2	3/4	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2	2

Potencia necesaria. Es conveniente averiguar la potencia que se necesita enviando al fabricante una muestra del material. La cantidad aproximada de energía puede determinarse por medio de la fórmula:

$$\text{caballos métricos} = \frac{CLWF}{4500}$$

## T A B L A 4-1

## PROPIEDADES TERMODINAMICAS DE LOS ELEMENTOS Y OXIDOS

Thermodynamic calculations over a wide range of temperatures are normally made with the aid of algebraic equations representing the characteristic properties of the substances being considered. The necessary integrations and differentiations, or other mathematical manipulations, are then most easily effected.

The most convenient starting point in making such calculations for a given substance is the heat capacity at constant pressure. From this quantity and a knowledge of the properties of any phase transitions, the other thermodynamic properties may be computed by the well known equations given in standard texts on thermodynamics.

Users of the following equations and tables are cautioned that the units for  $a$ ,  $b$ ,  $c$ , and  $d$  are cal/g mole, whereas those for  $A$  are Kcal/g mole. The necessary adjustment must be made when the data are substituted into the equations.

Empirical heat capacity equations are generally of the form of a power series with the absolute temperature  $T$  as the independent variable:

$$C_p = a' + (b' \times 10^{-3})T + (c' \times 10^{-6})T^2$$

or

$$C_p = a'' + (b'' \times 10^{-3})T + \frac{d \times 10^4}{T^2}$$

Since both forms are used in the ensuing, let

$$(1) \quad C_p = a + (b \times 10^{-3})T + (c \times 10^{-6})T^2 + \frac{d \times 10^4}{T^2}$$

The constants  $a$ ,  $b$ ,  $c$ , and  $d$  are to be determined either experimentally or by some theoretical or semi-empirical approach.

The heat content or enthalpy  $H$  is determined from the heat capacity by a simple integration over the range of temperatures for which (1) is applicable. Thus, if 298° K is taken as a reference temperature,

$$(2) \quad \begin{aligned} H_T - H_{298} &= \int_{298}^T C_p dT \\ &= a(T - 298) + \frac{1}{2}(b \times 10^{-3})(T^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(c \times 10^{-6})(T^3 - 298^3) - (d \times 10^4) \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \\ &= aT + \frac{1}{2}(b \times 10^{-3})T^2 + \frac{1}{3}(c \times 10^{-6})T^3 - \frac{d \times 10^4}{T} - A, \end{aligned}$$

where all the constants on the right hand side of the equation have been incorporated in the term  $-A$ .

In general, the enthalpy is given by a sum of terms such as (2) for each phase of the substance involved in the temperature range considered plus terms which represent the heats of transitions:

$$H_T - H_{298} = \sum \int_{T_1}^{T_2} C_p dT + \sum \Delta H_{tr}$$

In a similar manner, the entropy  $S$  is obtained from (1) by performing the integration

$$(3) \quad \begin{aligned} S_T - S_{298} &= \int_{298}^T (C_p/T) dt \\ &= a \ln(T/298) + (b \times 10^{-3})(T - 298) + \frac{1}{2}(c \times 10^{-6})(T^2 - 298^2) - \frac{1}{2}(d \times 10^4) \left( \frac{1}{T^2} - \frac{1}{298^2} \right) \\ &= a \ln T + (b \times 10^{-3})T + \frac{1}{2}(c \times 10^{-6})T^2 - \left( \frac{1}{2} \frac{d \times 10^4}{T^2} \right) - B' \end{aligned}$$

or

$$(4) \quad S_T = 2.303a \log T + (b \times 10^{-3})T + \frac{1}{2}(c \times 10^{-6})T^2 - \frac{1}{2} \frac{d \times 10^4}{T^2} - B$$

where

$$(5) \quad B = B' - S_{298}$$

From the definition of free energy  $F$ :

$$F_T = H - TS$$

the quantity

$$F_T - H_{298} = (H_T - H_{298}) - TS_T$$

is obtained from (2) and (4):

$$(6) \quad F_T - H_{298} = -2.303aT \log T - \frac{1}{2}(b \times 10^{-3})T^2 - \frac{1}{6}(c \times 10^{-6})T^3 - \frac{1}{2} \frac{d \times 10^4}{T} + (B+a)T - A$$

and also the free energy function

$$(7) \quad \frac{F_T - H_{298}}{T} = -2.303a \log T - \frac{1}{2}(b \times 10^{-3})T - \frac{1}{6}(c \times 10^{-6})T^2 - \frac{1}{2} \frac{d \times 10^4}{T^2} + (B+a) - \frac{A}{T}$$

In the following two tables there has been collected values of the constants. The first column lists the element or the oxide. The second column gives the phase to which they are applicable. The third, fourth, and fifth columns specify the thermodynamic properties for the transition to the succeeding phase. In column 6, the value of the entropy at 298.15° K, the reference temperature, is given. The remaining columns, except for the last, give the values of the constants  $a$ ,  $b$ ,  $c$ ,  $d$ ,  $A$ , and  $B$  required in the thermodynamic equations.

All values throughout the table which represent estimates have been enclosed in parentheses.

The heat capacities at temperatures beyond the range of experimental determination were estimated by extrapolation. Where no experimental values were found, use of analogy with compounds of neighboring elements in the Periodic Table was employed.

## T A B L A 4-1

## PROPIEDADES TERMODINAMICAS DE LOS ELEMENTOS

CIB-ESPOL

Element	Phase	Temperature of Transition (°K)	Heat of Transition (kcal/g mole)	Entropy of Transition (e.u.)	Entropy at 298 (e.u.)	Element	cal/g mole a	cal/g mole b	cal/g mole c	cal/g mole d	A (kcal/g mole)	B (e.u.)
Ac	solid	(1090)	—	(2.3)	(13)	Ac	—	(3.0)	—	—	(1.743)	(18.7)
Ac	liquid	(2750)	—	(25)	—	—	—	—	—	—	(0.205)	(31.3)
Ag	solid	1234	2.865	2.313	10.20	Ag	5.09	1.02	—	0.36	1.488	19.21
Ag	liquid	2485	60.72	24.43	—	—	7.30	—	—	—	0.164	30.12
Al	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	(-66.34)	(-12.52)
Al	solid	931.7	2.57	2.76	6.769	Al	4.94	2.96	—	—	1.604	22.26
Al	liquid	2600	67.9	26	—	—	7.0	—	—	—	0.33	30.83
Am	solid	(1200)	(2.4)	(2.0)	(13)	Am	(4.9)	(4.4)	—	—	(1.657)	(16.2)
Am	liquid	2733	51.7	18.9	—	—	(8.5)	—	—	—	(0.409)	(34.5)
As	solid	883	31.74	35.1/4	8.4	As	5.17	2.34	—	—	1.046	21.8
Au	solid	1336.16	3.03	2.37	11.32	Au	6.14	-0.175	0.92	—	1.831	23.65
Au	liquid	2933	74.21	25.30	—	—	7.00	—	—	—	-0.631	26.99
B	solid	2313	(3.8)	(1.6)	1.42	B	1.54	4.40	—	—	0.655	8.67
B	liquid	2800	75	27	—	—	(6.0)	—	—	—	(-4.599)	(31.4)
Ba	solid, α	648	0.14	0.22	16	—	—	—	—	—	1.722	16.1
Ba	solid, β	977	1.83	1.87	—	—	—	—	—	—	1.582	15.9
Ba	liquid	1911	35.665	18.63	—	—	—	—	—	—	(0.843)	(25.3)
Be	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	(-39.65)	(-11.7)
Be	solid	1556	2.919	1.501	2.28	Be	5.07	1	—	-1.15	1.951	27.62
Be	liquid	—	—	—	—	—	5.27	—	—	—	-1.611	25.68
Bi	solid	544.2	2.63	4.83	13.6	Bi	5.38	2.60	—	—	1.720	17.8
Bi	liquid	1900	41.1	21.6	—	—	7.60	—	—	—	-0.087	25.6
C	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	(-46.19)	(-15.9)
Ca	solid	—	—	—	1.3609	C	4.10	1.02	—	-2.10	1.972	23.484
Ca	solid, α	723	0.24	0.33	9.95	Ca	5.24	3.50	—	—	1.718	20.95
Ca	solid, β	1123	2.2	1.96	—	—	6.29	1.40	—	—	1.689	26.01
Ca	liquid	1755	38.6	22.0	—	—	7.4	—	—	—	-0.147	30.28
Cd	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	(-43.015)	(-9.88)
Cd	solid	594.1	1.46	2.46	12.3	Cd	5.31	2.94	—	—	1.714	18.8
Cd	liquid	1040	23.86	22.94	—	—	7.10	—	—	—	0.798	26.1
Ce	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	(-25.28)	(-11.7)
Ce	solid	1048	2.1	2.0	13.8	Ce	4.40	6.0	—	—	1.579	13.1
Ce	liquid	2800	73	26	—	—	5.76	0.27	—	-0.65	2.845	-2.929
Cl	gas	—	—	—	53.286	Cl <sub>2</sub>	4.72	4.30	—	—	1.598	21.4
Co	solid, α	723	0.005	0.007	6.8	Co	4.72	4.30	—	—	0.974	13.1
Co	solid, β	1398	0.095	0.068	—	—	3.30	5.86	—	—	3.961	50.5
Co	solid, γ	1766	2.7	2.1	—	—	9.60	—	—	—	-2.034	38.7
Co	liquid	3370	93	28	—	—	8.30	—	—	—	1.848	25.75
Cr	solid	2173	3.5	1.6	5.68	Cr	5.35	2.36	—	-0.44	1.556	50.13
Cr	liquid	2495	72.97	29.25	—	—	9.40	—	—	—	(-82.47)	(-13.8)
Cs	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	2.212	22.5
Cs	solid	301.9	0.50	1.7	19.8	Cs	7.42	—	—	—	1.887	24.1
Cs	liquid	963	16.32	17.0	—	—	8.00	—	—	—	(-17.35)	(-13.6)
Cu	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	1.680	23.30
Cu	solid	1356.2	3.11	2.29	7.97	Cu	5.41	1.50	—	—	0.024	34.05
Cu	liquid	2868	72.8	25.4	—	—	7.50	—	—	—	2.760	-0.76
F <sub>2</sub>	gas	—	—	—	48.58	F <sub>2</sub>	8.29	0.44	—	-0.80	1.176	14.59
Fe	solid, α	1033	0.410	0.397	6.491	Fe	3.37	7.10	—	0.43	4.281	55.66
Fe	solid, β	1180	0.217	0.184	—	—	10.40	—	—	—	0.396	19.76
Fe	solid, γ	1673	0.15	0.084	—	—	4.85	3.00	—	—	4.382	55.11
Fe	solid, δ	1808	3.86	2.14	—	—	10.30	—	—	—	-0.021	50.73
Fe	liquid	3008	84.62	28.1	—	—	10.00	—	—	—	1.710	21.01
Ga	solid	302.94	1.335	4.407	9.82	Ga	5.237	3.33	—	—	(0.648)	(23.64)
Ga	liquid	2700	—	—	—	—	(6.645)	—	—	—	1.764	23.8
Ge	solid	1232	8.3	6.7	10.1	Ge	5.90	1.13	—	—	1.764	(25.7)
Ge	liquid	2980	68	23	—	—	(7.3)	—	—	—	(-5.668)	(-11.7)
H <sub>2</sub>	gas	—	—	—	31.211	H <sub>2</sub>	6.62	0.81	—	—	2.010	6.75
Hf	solid	(2600)	(6.0)	(2.3)	13.1	Hf	(6.00)	(0.52)	—	—	(1.812)	(21.2)
Hg	liquid	629.73	13.985	22.208	18.46	Hg	6.61	—	—	—	1.971	19.20
Hg	gas	—	—	—	—	—	4.969	—	—	—	-13.048	-13.54
In	solid	430	0.775	1.80	13.88	In	5.81	2.50	—	—	1.844	19.97
In	liquid	2440	53.8	22.0	—	—	7.50	—	—	—	1.564	27.34
Ir	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	(-58.42)	(-14.46)
Ir	solid	2727	6.6	2.4	8.7	Ir	5.56	1.42	—	—	1.721	23.4
K	solid	336.4	0.5575	1.657	15.2	K	13.264	19.405	—	—	1.258	-1.86
K	liquid	1052	18.88	17.95	—	—	8.8825	-4.565	2.9369	—	1.923	32.55
La	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	(-19.689)	(-9.46)
La	solid	1153	(2.3)	(2.0)	13.7	La	6.17	1.60	—	—	1.911	21.9
La	liquid	3000	80	27	—	—	(7.3)	—	—	—	(-0.15)	(26.0)
Li	solid	459	0.69	1.5	6.70	Li	3.05	8.60	—	—	1.292	12.92
Li	liquid	1640	32.48	19.81	—	—	7.0	—	—	—	1.509	32.00
Mg	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	(-34.30)	(-2.84)
Mg	solid	923	2.2	2.4	7.77	Mg	5.33	2.45	—	-0.103	1.733	23.59
Mg	liquid	1393	31.5	22.6	—	—	(8.0)	—	—	—	0.942	36.97
Mn	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	(-34.78)	(-7.60)
Mn	solid, α	1000	0.535	0.535	7.59	Mn	5.70	3.38	—	-0.37	1.974	26.11
Mn	solid, β	1374	0.545	0.397	—	—	8.33	0.66	—	—	2.672	41.02
Mn	solid, γ	1410	0.430	0.305	—	—	10.70	—	—	—	4.760	56.84
Mn	solid, δ	1517	3.5	2.31	—	—	11.30	—	—	—	5.176	60.88
Mn	liquid	2368	53.7	22.7	—	—	11.00	—	—	—	1.221	56.38
Mo	gas	—	—	—	—	—	6.26	—	—	—	(-63.704)	(-3.13)
Mo	solid	2883	(5.8)	(2.0)	6.83	Mo	5.48	1.30	—	—	1.692	24.78
N <sub>2</sub>	gas	—	—	—	—	—	6.76	0.606	0.13	—	2.044	-7.064
Na	solid	371	0.63	1.7	12.31	Na	5.657	3.252	0.5785	—	1.836	20.92
Na	liquid	1187	23.4	20.1	—	—	8.954	-4.577	2.540	—	1.924	36.0
Nb	gas	—	—	—	—	—	(4.97)	—	—	—	(-24.40)	(-8.7)
Nb	solid	2760	(5.8)	(2.1)	8.3	Nb	5.66	0.96	—	—	1.730	24.24
Nd	solid	1297	(2.55)	(1.97)	13.0	Nd	5.61	5.34	—	—	1.910	19.7
Nd	liquid	(2750)	(61)	(22)	—	—	(9.1)	—	—	—	-0.606	35.8
Ni	solid, α	626	0.092	0.15	7.137	Ni	4.06	7.04	—	—	1.523	18.095
Ni	solid, β	1728	4.21	2.44	—	—	6.06	1.80	—	—	1.619	27.18
Ni	liquid	3110	80.48	29.0	—	—	9.20	—	—	—	0.251	45.47

TABLA 4-1

## PROPIEDADES TERMODINAMICAS DE LOS ELEMENTOS

Element	Phase	Temperature of Transition (°K)	Heat of Transition (kcal/g mole)	Entropy of Transition (e.u.)	Entropy at 298°K (e.u.)	Element	cal/g mole a	cal/g mole b	cal/g mole c	cal/g mole d	A (kcal/g mole)	B (e.u.)
Np	solid	913	(2.3)	(2.5)	(14)	Np	(5.3)	(3.4)	—	—	(1.731)	(17.9)
	liquid	(2525)	(55)	(22)	—		(9.0)	—	—	—	(1.392)	(37.5)
Os	gas	—	—	—	49.003	Os	8.27	0.258	—	-1.877	3.007	-0.750
	solid	2970	(6.4)	(2.2)	7.8		5.69	0.88	—	—	-1.736	21.9
Pa	solid, white	317.4	0.601	1.89	42.4	Pa	13.62	28.72	—	—	5.338	43.8
	liquid	553	11.9	21.5	—		19.23	0.51	—	-2.98	6.035	66.7
Pa	gas	(1825)	(4.0)	(2.2)	(13.5)	Pa	(19.5)	(-0.4)	(1.3)	—	(-6.32)	(46.1)
	liquid	(4500)	(115)	(26)	—		(5.2)	(4.0)	—	—	(1.728)	(17.3)
Pb	solid	600.6	1.141	1.900	15.49	Pb	(8.0)	—	—	—	(-3.823)	(28.8)
	liquid	2023	42.5	21.0	—		5.64	2.30	—	—	1.784	17.33
Pd	gas	—	—	—	—	Pd	7.75	-0.73	—	—	1.362	27.11
	solid	1828	4.12	2.25	8.0		(4.97)	—	—	—	(-45.25)	(-13.6)
Po	liquid	3440	89	26	—	Po	5.80	1.38	—	—	1.791	21.6
	solid	525	(2.4)	(4.6)	13		(9.0)	—	—	—	(1.215)	(43.8)
Pr	liquid	(1235)	(24.6)	(19.9)	—	Pr	(5.2)	(3.2)	—	—	(1.693)	(17.6)
	gas	—	—	—	—		(9.8)	—	—	—	(0.847)	(37.2)
Pt	solid	1205	(2.5)	(2.1)	(13.5)	Pt	(1.97)	—	—	—	(-28.73)	(-13.5)
	liquid	3563	—	—	—		(5.0)	(4.6)	—	—	(1.705)	(16.4)
Pu	solid	2042.5	5.2	2.5	10.0	Pu	(8.0)	—	—	—	(-0.519)	(30.0)
	liquid	4100	122	29.8	—		(9.0)	1.34	—	0.10	1.737	23.0
Ra	solid	913	(2.26)	(2.48)	(13.0)	Ra	(5.2)	(3.6)	—	—	(0.406)	(42.6)
	liquid	—	—	—	—		(8.0)	—	—	—	(1.710)	(17.7)
Rb	gas	1233	(2.3)	(1.9)	(17)	Rb	(5.8)	(1.2)	—	—	(0.506)	(31.0)
	liquid	(1700)	(35)	(21)	—		(8.0)	—	—	—	(1.783)	(16.4)
Rh	solid	312.0	0.525	1.68	16.6	Rh	(8.0)	—	—	—	(1.284)	(28.6)
	liquid	952	18.11	19.0	—		(4.97)	—	—	—	(-38.87)	(-14.5)
Ru	gas	—	—	—	—	Ru	3.27	13.1	—	—	1.557	5.9
	solid	3440	(7.9)	(2.3)	(8.89)		7.85	—	—	—	1.814	26.5
S	solid	—	—	—	—	S	(4.97)	—	—	—	(-19.04)	(-12.3)
	liquid	—	—	—	—		(5.85)	(0.8)	—	—	(1.780)	(24.7)
Sb	solid	2240	(5.2)	(2.3)	7.6	Sb	5.40	2.49	—	—	1.707	23.8
	liquid	4150	127	30.7	—		(9.0)	—	—	—	(-0.923)	(44.4)
Sc	solid, α	1308	0.034	0.026	6.9	Sc	5.25	1.50	—	—	1.632	23.5
	solid, β	1473	0	0	—		7.20	—	—	—	2.867	35.5
Se	solid, γ	1773	0.23	0.13	—	Se	7.20	—	—	—	2.867	35.5
	solid, δ	2700	(6.1)	(2.3)	—		7.50	—	—	—	3.169	37.6
Si	solid, α	368.6	0.088	0.24	7.62	Si	3.58	6.24	—	—	1.345	14.64
	solid, β	392	0.293	0.747	—		3.56	6.95	—	—	1.298	14.54
Sm	liquid	1717.76	2.5	3.5	—	Sm	5.4	5.0	—	—	1.576	24.02
	gas	—	—	—	—		(4.25)	(0.15)	—	(-1.0)	(-2.859)	(0.57)
Sn	solid (α,β,γ)	903.7	4.8	5.3	10.5	Sn	5.51	1.74	—	—	1.720	21.4
	liquid	1713	46.665	27.3	—		7.50	—	—	—	-1.992	28.1
Sr	gas	—	—	—	—	Sr	4.47	—	—	—	-53.876	-21.7
	solid	—	—	—	—		(5.13)	(3.0)	—	—	1.663	21.1
Ta	solid	1670	(4.0)	(2.4)	(9.0)	Ta	(7.50)	—	—	—	(-2.563)	31.3
	liquid	3000	80	27	—		3.30	8.80	—	—	1.375	11.28
Tb	solid	490.6	1.25	2.55	10.144	Tb	7.0	—	—	—	0.881	27.34
	liquid	1000	14.27	14.27	—		5.70	1.02	—	—	2.100	28.88
Te	solid	1653	11.1	6.60	4.50	Te	7.4	—	—	—	-7.646	33.17
	liquid	2750	71	26	—		(6.7)	(3.4)	—	—	(2.149)	(24.2)
Th	solid	2750	71	26	—	Th	(9.0)	—	—	—	(-2.296)	(33.4)
	liquid	1623	3.7	2.3	(15)		4.42	6.30	—	—	1.598	14.8
Ti	solid (α,β)	(2800)	(70)	(25)	—	Ti	7.30	—	—	—	0.559	26.2
	liquid	505.1	1.69	3.35	12.3		(4.97)	—	—	—	(-60.21)	(-14.3)
Tl	gas	2473	(55)	(22)	—	Tl	(5.60)	(1.37)	—	—	(1.731)	(19.3)
	solid	—	—	—	—		(7.7)	—	—	—	(0.976)	(30.4)
U	solid	1043	2.2	2.1	13.0	U	(4.97)	—	—	—	(-37.16)	(-10.2)
	liquid	1657	33.61	20.28	—		5.82	0.78	—	—	1.770	23.4
V	gas	—	—	—	—	V	(5.6)	(2.0)	—	—	(1.759)	(24.5)
	solid	3250	7.5	2.3	9.9		(1.1)	—	—	—	(3.459)	(59.4)
W	liquid	(2400)	(5.5)	(2.3)	(8.0)	W	4.58	5.25	—	—	1.599	15.78
	solid, α	(3800)	(120)	(32)	—		4.58	5.25	—	—	1.469	15.57
Y	solid, β	621	0.13	0.21	11.88	Y	9.0	—	—	—	-0.988	34.96
	liquid	723	4.28	5.92	—		4.47	—	—	—	-19.048	-6.47
Zn	gas	1360	11.9	8.75	—	Zn	8.2	-0.77	2.04	-0.10	2.591	33.64
	solid	—	—	—	—		(8.0)	—	—	—	(-7.602)	(26.84)
Zr	solid, α	2173	(4.6)	(2.1)	12.76	Zr	5.25	2.52	—	—	1.677	23.33
	solid, β	4500	(130)	(29)	—		7.50	—	—	—	1.645	35.46
Zr	solid, γ	1155	0.950	0.822	7.334	Zr	(7.8)	—	—	—	(-2.355)	(35.45)
	liquid	2000	(4.6)	(2.3)	—		5.26	3.46	—	—	1.722	15.6
Zr	solid, α	3550	(101)	(28)	—	Zr	7.30	—	—	—	2.230	26.4
	solid, β	508.3	0.082	0.16	15.4		7.50	—	—	—	1.315	25.9
Zr	liquid	576.8	1.03	1.79	—	Zr	(4.97)	—	—	—	(-41.88)	(-15.4)
	gas	1730	38.81	22.4	—		3.25	8.15	—	0.80	1.063	8.47
Zr	solid, α	938	0.665	0.709	12.02	Zr	10.28	—	—	—	3.493	48.27
	solid, β	1049	1.165	1.111	—		9.12	—	—	—	1.110	39.09
Zr	solid, γ	1405	(3.0)	(2.1)	—	Zr	(8.99)	—	—	—	(-2.073)	36.01
	liquid	3590	—	—	—		5.57	0.97	—	—	1.704	24.97
Zr	solid	2003	(4.0)	(2.0)	7.05	Zr	(8.6)	—	—	—	1.827	44.06
	liquid	3890	—	—	—		5.74	0.76	—	—	1.745	24.9
Zr	solid	3650	8.42	2.3	8.0	Zr	(5.6)	(2.2)	—	—	(1.767)	(21.6)
	liquid	1750	(4.0)	(2.3)	(11)		(7.5)	—	—	—	(-2.277)	(29.6)
Zr	solid	3500	(90)	(26)	—	Zr	5.35	2.40	—	—	1.702	21.25
	liquid	692.7	1.595	2.303	9.95		7.50	—	—	—	1.020	31.35
Zr	gas	1180	27.43	23.24	—	Zr	(4.97)	—	—	—	(-29.407)	(-9.81)
	solid, α	—	—	—	—		6.83	1.12	—	-0.87	2.378	30.45
Zr	solid, β	1135	0.920	0.811	9.29	Zr	7.27	—	—	—	1.159	31.43
	liquid	2125	(4.9)	(2.3)	—		(8.0)	—	—	—	(-2.190)	(34.7)

T A B L A 4-1

## PROPIEDADES TERMODINAMICAS DE LOS OXIDOS

Oxide	Phase	Temperature of Transition (°K)	Heat of Transition kcal/mole	Entropy of Transition (e.u.)	Entropy at 298°K (e.u.)	Oxide	Temp. a	cal/g mole b	cal/g mole c	cal/g mole d	A (kcal/mole)	B (e.u.)	
Ac <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	(2250)	(20)	(8.9)	(36.5)	Ac <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(20.0)	(20.4)	—	—	(6.870)	(80.9)	
	liquid	—	—	—	—		(40)	—	—	—	(-19.767)	(180.5)	
Ag <sub>2</sub> O	solid	dec. 460	—	—	29.09	Ag <sub>2</sub> O	13.26	7.04	—	—	4.266	48.56	
Ag <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	solid	dec.	—	—	(20.4)	Ag <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	(16.4)	(12.2)	—	—	(5.432)	(70.7)	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	2300	26	11	12.186	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	26.12	4.388	—	-7.269	10.422	142.03	
	liquid	dec.	—	—	—		(33)	—	—	—	(-11.655)	(174.1)	
Am <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	(2225)	(17)	(7.6)	(37)	Am <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(20.0)	(15.6)	—	—	(6.657)	(81.6)	
	liquid	(3400)	(85)	(25)	—		(35.5)	—	—	—	(-7.706)	(181.8)	
AmO <sub>2</sub>	solid	dec.	—	—	(20)	AmO <sub>2</sub>	(14.0)	(6.8)	—	—	(4.477)	(61.8)	
As <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid, α	503	4.1	8.2	25.6	As <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	8.57	38.6	—	—	4.656	36.6	
	solid, β	586	4.4	7.5	—		8.37	48.6	—	—	0.556	28.4	
	liquid	730	7.15	9.79	—		(39)	—	—	—	(5.760)	(187.6)	
	gas	—	—	—	—		(21.5)	—	—	—	(-14.164)	(62.5)	
As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	solid	(1200)	(9.0)	(7.5)	(13)	As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(8.5)	(9.4)	—	—	(2.952)	(38.2)	
	liquid	(dec.)	—	—	—		(21)	—	—	—	(2.184)	(108.0)	
As <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	dec. >1100	—	—	25.2	As <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(11.5)	(16.4)	—	-5.4	(11.813)	(159.9)	
Au <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	dec.	—	—	30	Au <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(23.5)	(1.5)	—	—	(7.220)	(105.3)	
Bi <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	723	5.27	7.29	12.91	Bi <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	8.73	25.40	—	-1.31	4.171	45.04	
	liquid	2520	(55)	(22)	—		30.50	—	—	—	7.822	161.59	
	solid	(880)	(5.2)	(5.9)	(23.5)	Bi <sub>2</sub> O	(20.0)	(2.2)	—	—	(6.061)	(91.1)	
	liquid	(1040)	(20)	(19)	—		(22)	—	—	—	(1.769)	(96.8)	
	gas	—	—	—	—		(15)	—	—	—	(-25.51)	(29.0)	
BaO	solid	2196	13.8	6.28	16.8	BaO	12.74	1.040	—	-1.984	4.510	57.2	
	liquid	3000	(62)	(21)	—		(13.9)	—	—	—	(-9.341)	(57.5)	
BaO <sub>2</sub>	solid	723	(5.7)	(7.9)	(18.5)	BaO <sub>2</sub>	(13.6)	(2.0)	—	—	(4.144)	(59.6)	
	liquid	dec. 1110	—	—	—		(21)	—	—	—	(3.241)	(99.0)	
BeO	solid	dec.	—	—	3.37	BeO	8.69	3.65	—	-3.13	3.893	48.99	
BiO	solid	(1175)	(3.7)	(3.1)	(15)	BiO	(9.7)	(3.0)	—	—	(3.025)	(41.2)	
	liquid	(1920)	(54)	(28)	—		(14)	—	—	—	(2.306)	(64.9)	
	gas	—	—	—	—		(8.9)	—	—	—	(-61.40)	(-1.8)	
Bi <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	1000	6.8	6.2	36.2	Bi <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	23.27	11.05	—	—	7.429	99.7	
	liquid	(dec.)	—	—	—		(35.7)	—	—	—	(7.614)	(168.3)	
CO	gas	—	—	—	47.30	CO	6.60	1.2	—	—	2.021	-9.34	
CO <sub>2</sub>	gas	—	—	—	51.06	CO <sub>2</sub>	7.70	5.7	-0.83	—	2.490	-5.64	
CaO	solid	2860	(18)	(6.3)	9.5	CaO	10.00	4.84	—	-1.08	3.559	49.5	
CdO	solid	dec.	—	—	13.1	CdO	9.65	2.08	—	—	2.970	42.5	
Ce <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	1960	(20)	(10)	(33.5)	Ce <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(33.0)	(9.0)	—	—	(7.258)	(106.2)	
	liquid	(3500)	(80)	(23)	—		(37)	—	—	—	(-2.591)	(178.5)	
CeO <sub>2</sub>	solid	3000	(19)	(6.3)	17.7	CeO <sub>2</sub>	15.0	2.5	—	—	4.579	58.5	
CoO	solid	2078	(12)	(5.8)	10.5	CoO	(9.8)	(2.2)	—	—	(3.020)	(44.0)	
	liquid	(2900)	(61)	(21)	—		(15.5)	—	—	—	(-1.886)	(79.2)	
Co <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	solid	dec., 1240	—	—	(35.3)	Co <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	(29.5)	(17.0)	—	—	(9.551)	(137.6)	
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	2538	(25)	(10)	19.4	Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	28.53	2.20	—	-3.730	9.837	145.9	
CrO <sub>2</sub>	solid	dec. 700	—	—	(11.5)	CrO <sub>2</sub>	(16.1)	(3.0)	—	—	(5.946)	(82.8)	
CrO <sub>3</sub>	solid	460	(6.1)	(13)	(17.5)	CrO <sub>3</sub>	(18.1)	(4.0)	—	—	(6.245)	(87.9)	
	liquid	(1000)	(25)	(25)	—		(27)	—	—	—	(3.381)	(127.0)	
	gas	—	—	—	—		(20)	—	—	—	(-28.62)	(53.6)	
Cs <sub>2</sub> O	solid	763	(4.58)	(6.0)	(23)	Cs <sub>2</sub> O	(16.5)	(5.4)	—	—	(5.160)	(72.6)	
	liquid	dec.	—	—	—		(22)	—	—	—	(3.205)	(99.0)	
Cs <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	solid	867	(5.5)	(6.3)	(40)	Cs <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	(21.4)	(11.4)	—	—	(6.887)	(85.3)	
	liquid	dec.	—	—	—		(29.5)	—	—	—	(4.125)	(123.8)	
Cs <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	775	(7.75)	(10)	(47)	Cs <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(24.0)	(22.6)	—	—	(8.160)	(96.5)	
	liquid	dec.	—	—	—		(35)	—	—	—	(2.145)	(142.2)	
Cu <sub>2</sub> O	solid	1503	13.4	8.92	22.44	Cu <sub>2</sub> O	(13.4)	(8.6)	—	—	(4.378)	(54.9)	
	liquid	dec.	—	—	—		(21.5)	—	—	—	(3.721)	(96.0)	
CuO	solid	1609	(8.9)	(5.5)	10.4	CuO	14.34	6.2	—	—	4.551	61.1	
	liquid	dec.	—	—	—		(22)	—	—	—	(-4.339)	(98.91)	
FeO	solid	1641	7.5	4.6	12.9	FeO	9.27	4.80	—	—	(2.977)	(43.8)	
	liquid	(2700)	(55)	(20)	—		(14.5)	—	—	—	(-3.721)	(69.2)	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid, α	300	(0)	(0)	35.0	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	12.38	1.62	—	-0.38	3.826	58.3	
	solid, β	dec.	—	—	—		(14.5)	—	—	—	(-2.309)	(66.7)	
Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	solid, α	950	0.16	0.17	21.5	Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	21.88	48.20	—	—	8.666	104.0	
	solid, β	1050	0	0	—		48.00	—	—	—	12.652	238.3	
	solid, γ	dec.	—	—	—		23.49	18.6	—	-3.55	9.021	119.9	
Ga <sub>2</sub> O	solid	(925)	(8.5)	(9.2)	(22.5)	Ga <sub>2</sub> O	36.00	—	—	—	11.979	187.6	
	liquid	(1000)	(20)	(20)	—		31.71	1.8	—	—	8.467	159.7	
Ga <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	gas	—	—	—	—		(13.8)	(8.6)	—	—	(4.497)	(58.7)	
	solid	2013	(22)	(11)	20.23	Ga <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(21.5)	—	—	—	(-0.559)	(94.1)	
	liquid	(2000)	(75)	(26)	—		(14)	—	—	—	(-28.06)	(22.3)	
GeO	solid	983	(50)	(51)	(12.5)	GeO	11.77	25.2	—	—	(4.630)	(54.35)	
	gas	—	—	—	—		(35.5)	—	—	—	(-20.66)	(173.2)	
GeO <sub>2</sub>	solid (α,β)	1389	10.5	7.56	(12.5)	GeO <sub>2</sub>	(10.4)	(2.6)	—	—	(-0.5)	(3.384)	(47.8)
	liquid	(2625)	(61)	(23)	—		(8.2)	(0.4)	—	—	(-49.67)	(-20.2)	
H <sub>2</sub> O	liquid	373.16	9.770	26.18	16.716	H <sub>2</sub> O	11.2	7.17	—	—	(3.658)	(53.5)	
	gas	—	—	—	—		(21.7)	—	—	—	(1.149)	(111.9)	
HfO <sub>2</sub>	solid	3063	(17)	(5.6)	14.18	HfO <sub>2</sub>	18.03	—	—	—	5.376	86.01	
Hg <sub>2</sub> O	solid	dec.	—	—	(30)	Hg <sub>2</sub> O	7.17	2.56	-0.08	—	-8.290	-3.56	
HgO	solid	dec.	—	—	16.839	HgO	17.39	2.08	-3.48	—	6.445	87.48	
	gas	—	—	—	—		(15.6)	(28)	—	—	(4.776)	(59.7)	
	liquid	—	—	—	—		(8.5)	(7.0)	—	—	(2.846)	(33.7)	
In <sub>2</sub> O	solid	(600)	(4.5)	(7.5)	(28)	In <sub>2</sub> O	(14.7)	(7.8)	—	—	(4.730)	(58.1)	
	liquid	(800)	(16)	(20)	—		(22)	—	—	—	(3.206)	(92.6)	
	gas	—	—	—	—		(15)	—	—	—	(-18.39)	(25.8)	
InO	solid	(1325)	(4.0)	(3.0)	(14.5)	InO	(10.0)	(3.2)	—	—	(3.124)	(43.4)	
	liquid	(2000)	(60)	(30)	—		(14)	—	—	—	(1.615)	(64.9)	
	gas	—	—	—	—		(9.0)	—	—	—	(-68.38)	(-3.1)	
In <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	(2000)	(20)	(10)	30.1	In <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(22.6)	(6.0)	—	—	(7.005)	(100.5)	
	liquid	(3600)	(85)	(24)	—		(35)	—	—	—	(-0.195)	(172.8)	

TABLA 4-1

## PROPIEDADES TERMODINAMICAS DE LOS OXIDOS

Oxide	Phase	Temperature of Transition (°K)	Heat of Transition kcal/mole	Entropy of Transition (e.u.)	Entropy at 298°K (e.u.)	Oxido	cal/g mole	cal/g mole	cal/g mole	cal/g mole	A (kcal/mole)	B (e.u.)
Ir <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	(1450)	(10)	(8)	(26.5)						(7.140)	(102.0)
	liquid	(2250)	(50)	(2)							(0.706)	(170.3)
IrO <sub>2</sub>	gas	dec. 1373	—	—	(15.0)	IrO <sub>2</sub>	5.10	15.20	—	—	(-57.73)	(54.8)
	solid	(980)	(6.8)	(9)	(23)	KrO	(15.9)	(6.4)	—	—	3.410	40.9
K <sub>2</sub> O	solid	dec.	—	—	—	KrO <sub>2</sub>	(22)	—	—	—	(5.025)	(69.5)
	liquid	761	(7.0)	(9.2)	(27)	KrO <sub>3</sub>	(29.8)	(5.4)	—	—	(1.100)	(98.3)
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	solid	(1800)	(45)	(25)	—	K <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	(29)	—	—	—	(6.412)	(94.1)
	liquid	—	—	—	—	K <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	(20)	—	—	—	(4.127)	(134.2)
K <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	gas	703	(6.1)	(8.7)	(33.5)	K <sub>2</sub> O <sub>6</sub>	(19.1)	(23.2)	—	—	(-57.07)	(41.7)
	liquid	(975)	(25)	(26)	—	K <sub>2</sub> O <sub>8</sub>	(35.5)	—	—	—	(6.750)	(82.2)
KO <sub>2</sub>	gas	653	(4.9)	(7.5)	27.9	KO <sub>2</sub>	(20)	(5.0)	—	—	(6.417)	(164.7)
	liquid	dec.	—	—	—	KO <sub>3</sub>	(20)	(12.0)	—	—	(-31.29)	(37.3)
La <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	2550	(18)	(7)	(30.5)	La <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	28.86	3.076	—	-3.275	9.810	(130.7)
	liquid	2000	(14)	(7)	(9.0)	La <sub>2</sub> O	(11.4)	(5.4)	—	—	(3.639)	(57.5)
Li <sub>2</sub> O	solid	2000	(56)	(22)	—	Li <sub>2</sub> O	(21)	—	—	—	(-1.961)	(112.7)
	liquid	dec. 470	—	—	(1)	Li <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	(21)	(5.4)	—	—	(5.369)	(82.0)
Li <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	solid	3075	18.5	5.8	6.4	Mg	—	—	—	-2.087	3.991	57.0
	liquid	dec. 361	—	—	(20.5)	MgO <sub>2</sub>	—	—	—	—	(3.714)	(49.2)
MgO	solid	2058	13.0	6.32	14.27	MnO	11.11	1.91	—	-0.88	3.689	50.10
	liquid	dec.	—	—	—	Mn <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(13.5)	—	—	—	(-8.543)	(58.02)
Mn <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid, α	1445	4.07	3.44	35.5	Mn <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	34.04	10.82	—	-2.20	11.312	166.3
	solid, β	1803	(33)	(18)	—	Mn <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	50.20	—	—	—	17.376	260.4
Mn <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	liquid	(2990)	(75)	(26)	—	Mn <sub>2</sub> O <sub>6</sub>	(49)	—	—	—	(-17.86)	(233.4)
	gas	dec. 1620	—	—	26.4	Mn <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	24.73	8.38	—	-3.23	8.829	118.8
Mn <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	solid	dec. 1120	—	—	12.7	Mn <sub>2</sub> O <sub>8</sub>	16.60	2.44	—	-3.88	6.359	84.8
	liquid	(2200)	(16)	(7.3)	(14.5)	Mn <sub>2</sub> O <sub>9</sub>	(16.2)	(3.0)	—	(-3.0)	(5.073)	(80.4)
MoO <sub>3</sub>	solid	dec. 2250	—	—	—	MoO <sub>3</sub>	(23)	—	—	—	(-2.463)	(118.4)
	liquid	1098	12.54	11.74	18.68	MoO <sub>4</sub>	13.6	13.5	—	—	4.655	62.83
Na <sub>2</sub> O	gas	1530	33	22	—	Na <sub>2</sub> O	(28.4)	—	—	—	(0.222)	(139.88)
	liquid	—	—	—	—	Na <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	(18.1)	—	—	—	(-48.54)	(42.8)
Na <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	solid	1193	(7.1)	(6.0)	52.58	N <sub>2</sub> O	10.92	2.06	—	-2.04	4.032	11.40
	liquid	dec. 919	—	—	17.4	Na <sub>2</sub> O	15.70	5.40	—	—	4.921	73.7
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	solid	—	—	—	22.6	Na <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	(22)	(3.8)	—	—	(1.494)	(105.9)
	liquid	(825)	(6.2)	(7.5)	27.7	Na <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(20.2)	—	—	—	(6.192)	(93.6)
Nb <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	solid	(1300)	(28)	(22)	—	Na <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	(16.2)	(3.6)	—	—	(4.990)	(65.7)
	liquid	—	—	—	—	Na <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(23)	—	—	—	(3.175)	(100.9)
NiO	gas	(2650)	(16)	(6.0)	(12)	NbO	(15)	—	—	—	(-35.22)	(22.0)
	solid	(2275)	(16)	(7.0)	(12.7)	NbO <sub>2</sub>	(9.6)	(4.4)	—	—	(3.058)	(44.0)
NbO <sub>2</sub>	solid	(3800)	(85)	(22)	—	NbO <sub>3</sub>	(17.1)	(1.6)	—	(-2.8)	(6.109)	(84.6)
	liquid	—	—	—	—	NbO <sub>4</sub>	(24)	—	—	—	(1.033)	(127.2)
Nb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	1733	(28)	(16)	32.8	Nb <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	21.88	28.2	—	—	7.776	100.3
	liquid	(3200)	(80)	(25)	(35.3)	Nb <sub>2</sub> O <sub>6</sub>	(44.2)	—	—	—	(-24.09)	(201.6)
Nd <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	2545	(22)	(8.8)	9.22	Nd <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	28.99	5.760	—	(-4.159)	10.295	(133.9)
	liquid	2230	(12.1)	(5.43)	—	NiO	13.69	0.83	—	-2.915	5.097	70.67
NiO	solid	dec.	—	—	19.19	NiO <sub>2</sub>	(14.3)	—	—	—	(-7.861)	(67.91)
	liquid	(2600)	(15)	(5.7)	(17.7)	Ni <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(17.7)	(3.2)	—	(-2.6)	(6.292)	(84.08)
Ni <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	dec. 800-900°K	—	—	(43)	Ni <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	(32.4)	(12.6)	—	—	(10.22)	(145.4)
	liquid	dec. 923	—	—	(14.5)	Ni <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(11.5)	(6.0)	—	—	(3.696)	(52.8)
OsO <sub>2</sub>	solid	813.3	3.41	10.9	34.7	OsO <sub>3</sub>	(16.4)	(23.1)	—	(-2.4)	(6.726)	(67.0)
	liquid	403	9.45	23.4	—	OsO <sub>4</sub>	(33)	—	—	—	(6.612)	(143.0)
OsO <sub>4</sub>	gas	—	—	—	—	OsO <sub>5</sub>	16.46	8.60	—	-4.6	(-7.644)	(25.3)
	liquid	448.5	4.5	10	(34)	OsO <sub>6</sub>	(34.5)	—	—	—	(10.287)	(162.6)
P <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	(350)	(2.7)	(7.7)	(11.5)	PO <sub>2</sub>	(15)	(10)	—	—	(-1.953)	(38.0)
	liquid	(dec)	—	—	—	PO <sub>3</sub>	(11.3)	(5.0)	—	—	(3.591)	(54.4)
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	solid	631	8.8	13.9	33.5	P <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	(20)	—	—	—	(3.640)	(95.9)
	liquid	—	—	—	—	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	8.375	5.40	—	—	4.897	30.3
Pa <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	gas	(2560)	(20)	(7.8)	(17.8)	Pa <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	36.80	—	—	—	3.284	165.6
	solid	(2050)	(26)	(13)	(37.5)	Pa <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(14.4)	(2.6)	—	—	(4.409)	(65.0)
PbO	solid, red	(3350)	(95)	(28)	—	Pa <sub>2</sub> O <sub>6</sub>	(24.4)	(11.4)	—	—	(8.975)	(127.7)
	solid, yellow	702	(0.4)	(0.5)	16.2	PbO	(48)	—	—	—	(-0.800)	(241.1)
Pb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	1159	2.8	2.4	—	PbO <sub>2</sub>	10.60	4.00	—	—	3.338	45.4
	liquid	1745	51	29	—	Pb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	9.05	6.40	—	—	2.454	36.4
Pb <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	gas	—	—	—	—	Pb <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	(14.6)	—	—	—	1.788	65.7
	solid	dec.	—	—	50.5	Pb <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(8.1)	(0.4)	—	—	(-59.94)	(-11.0)
PbO <sub>2</sub>	solid	dec.	—	—	18.3	Pb <sub>2</sub> O <sub>6</sub>	(31.1)	(17.6)	—	—	(10.055)	(132.0)
	liquid	dec. 1150	—	—	(9.1)	PbO	12.7	7.80	—	—	4.133	56.4
PoO <sub>2</sub>	solid	(825)	(5.5)	(6.7)	—	PdO	3.30	14.2	—	—	1.615	(12.9)
	liquid	(dec.)	—	—	(17)	PoO <sub>2</sub>	(14.3)	(5.6)	—	—	(4.513)	(66.1)
Pr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	(2200)	(22)	(10)	(35.5)	Pr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(29.0)	(4.0)	—	(-4.0)	(3.460)	(106.5)
	liquid	(4000)	(90)	(23)	—	Pr <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	(36)	—	—	—	(10.166)	(133.2)
Pr <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	solid	dec. 700	—	—	(17)	Pr <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(17.6)	(3.4)	—	(-2.8)	(6.338)	(85.9)
	liquid	dec. 780	—	—	(13.5)	PtO	(9.0)	(6.4)	—	—	(2.968)	(39.7)
PtO	solid	(dec.)	—	—	(41)	Pt <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(30.8)	(17.4)	—	—	(9.957)	(139.7)
	liquid	723	(4.6)	(6.4)	(16.5)	Pt <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	(11.1)	(0.6)	—	—	(3.736)	(49.6)
PuO	solid	dec. 750	(7.2)	(5.6)	(20)	PuO	(21)	—	—	—	(3.785)	(101.5)
	liquid	(1290)	(47)	(20)	—	Pu <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(12.0)	(2.4)	—	—	(3.685)	(49.1)
Pu <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	gas	(1880)	(16)	(8.5)	(38)	Pu <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	(14.5)	—	—	—	(-2.287)	(58.3)
	solid	(3250)	(75)	(23)	—	Pu <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(8.9)	—	—	—	(-62.307)	(-5.3)
Pu <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	solid	(2400)	(15)	(6.2)	(19.7)	Pu <sub>2</sub> O <sub>6</sub>	(21.2)	(18.2)	—	—	(7.130)	(88.2)
	liquid	(3500)	(90)	(26)	—	Pu <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	(40)	—	—	—	(-5.691)	(187.2)
RaO	solid	(>2500)	(5.7)	(6.3)	(17)	RaO	(10.5)	(2.0)	—	—	(3.220)	(43.4)
	liquid	(910)	(7.3)	(8.7)	(27.5)	Rb <sub>2</sub> O	(15.4)	(5.8)	—	—	(4.850)	(62.5)
Rb <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	solid	dec.	—	—	—	Rb <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	(22)	—	—	—	(2.754)	(95.9)
	liquid	843	(7.3)	(8.7)	(27.5)	Rb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(20.9)	(8.0)	—	—	(6.587)	(94.0)
Rb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	(dec.)	—	—	—	Rb <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	(29)	—	—	—	(3.273)	(133.2)
	liquid	762	(7.6)	(10)	(32.5)	Rb <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(20.5)	(13.0)	—	—	(6.690)	(88.2)
Rb <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	solid	dec.	—	—	—	Rb <sub>2</sub> O <sub>6</sub>	(34)	—	—	—	(5.603)	(157.8)
	liquid	685	(4.1)	(6.0)	(21.5)	Rb <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	(13.8)	(6.4)	—	—	(4.399)	(59.0)
ReO <sub>3</sub>	solid	dec.	—	—	—	ReO <sub>3</sub>	(21)	—	—	—	(3.720)	(95.7)
	liquid	(1475)	(12)	(8.1)	(15)	ReO <sub>4</sub>	(10.8)	(9.8)	—	—	(3.656)	(49.5)

T A B L A 4-1

## PROPIEDADES TERMODINAMICAS DE LOS OXIDOS

Oxide	Phase	Temperature of Transition (°K)	Heat of Transition kcal/mole	Entropy of Transition (e.u.)	Entropy at 298°K (e.u.)	Oxide	cal/g mole a	cal/g mole b	cal/g mole c	cal/g mole d	A (kcal/mole)	B (e.u.)
ReO <sub>3</sub>	liquid	(3250)	(80)	(25)	—	ReO <sub>3</sub>	(24.5)	—	—	—	(1.204)	(127.0)
ReO <sub>3</sub>	solid	433	5.2	12	19.8	ReO <sub>3</sub>	(15.0)	(5.8)	—	—	(5.625)	(84.5)
ReO <sub>3</sub>	liquid	—	—	—	—	ReO <sub>3</sub>	29	—	—	—	(4.644)	(136.8)
ReO <sub>3</sub>	dec.	—	—	—	—	ReO <sub>3</sub>	—	—	—	—	(14.127)	(200.3)
ReO <sub>3</sub>	solid	569	15.8	27.8	44	ReO <sub>3</sub>	(41.8)	(14.8)	—	(-3.0)	(9.203)	(114.7)
ReO <sub>3</sub>	liquid	635.5	17.7	27.9	—	ReO <sub>3</sub>	(65.7)	—	—	—	(-25.97)	(109.3)
ReO <sub>3</sub>	gas	—	—	—	—	ReO <sub>3</sub>	(35.2)	—	—	—	(7.531)	(91.8)
ReO <sub>3</sub>	solid	420	(4.2)	(10)	(34.5)	ReO <sub>3</sub>	(21.4)	(10.8)	—	(-2.0)	(6.775)	(145.7)
ReO <sub>3</sub>	liquid	(460)	(9.3)	(20)	—	ReO <sub>3</sub>	(33)	—	—	—	(-8.118)	(39.6)
ReO <sub>3</sub>	gas	—	—	—	—	ReO <sub>3</sub>	(16.5)	(8.6)	—	(-5.0)	4.936	(65.3)
Rb <sub>2</sub> O	solid	dec. 1400	—	—	(25.5)	Rb <sub>2</sub> O	15.59	6.47	—	—	(3.179)	(45.7)
RhO	solid	dec. 1394	—	—	(12)	RhO	(9.84)	(5.53)	—	—	6.794	(99.2)
Rh <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	dec. 1388	—	—	(23)	Rh <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	20.73	13.80	—	—	3.666	(54.2)
RuO <sub>2</sub>	solid	dec. 1400	—	—	(12.5)	RuO <sub>2</sub>	(11.4)	(5.0)	—	—	(5.963)	(81.5)
RuO <sub>2</sub>	solid	300	(3.2)	(11)	(32.5)	RuO <sub>2</sub>	(29)	—	—	—	(6.663)	(144.9)
RuO <sub>2</sub>	liquid	—	—	—	—	RuO <sub>2</sub>	(33)	—	—	—	4.148	7.12
SO <sub>2</sub>	gas	—	—	—	59.40	SO <sub>2</sub>	11.4	1.414	—	-2.045	0.455	84.5
Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	928	14.74	15.88	29.4	Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	19.10	17.1	—	—	(0.035)	(168.2)
Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	liquid	1698	8.92	5.25	—	Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(36)	—	—	—	(-34.70)	(49.9)
Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	gas	—	—	—	—	Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	—	—	—	—	3.725	51.6
Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	—	—	—	15.2	Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	11.30	8.1	—	—	(7.723)	(104.8)
Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	dec.	—	—	—	29.9	Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(22.4)	(23.6)	—	—	7.159	108.9
Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	—	—	—	(9.3)	Sb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	23.17	5.64	—	—	(2.852)	(42.0)
SeO <sub>2</sub>	solid	(2500)	(7.6)	(5.5)	(11)	SeO <sub>2</sub>	(9.1)	(3.8)	—	—	(0.490)	(77.5)
SeO	solid	(1375)	(4.5)	(22)	—	SeO	(15.5)	—	—	—	(-58.54)	(0.7)
SeO	liquid	(2075)	—	—	—	SeO	8.20	0.50	—	-0.80	(4.150)	(59.9)
SeO <sub>2</sub>	gas	—	—	—	(15)	SeO <sub>2</sub>	(12.8)	(6.1)	—	(-0.2)	(-20.45)	(26.4)
SeO <sub>2</sub>	solid	603	(24.5)	(40.6)	(6.5)	SeO <sub>2</sub>	(14.5)	—	—	—	(2.253)	(35.8)
SiO	solid	(2550)	(12)	(4.7)	(6.5)	SiO	(7.3)	(2.4)	—	—	4.615	57.83
SiO <sub>2</sub>	solid, β	856	0.15	0.18	10.06	SiO <sub>2</sub>	11.22	8.20	—	-2.70	4.602	73.67
SiO <sub>2</sub>	solid, α	1883	2.04	1.08	—	SiO <sub>2</sub>	14.41	1.94	—	—	(9.649)	(111.08)
SiO <sub>2</sub>	liquid	dec. 2250	—	—	—	SiO <sub>2</sub>	(20)	—	—	—	(8.033)	(173.2)
Sm <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	(2150)	(20)	(9.3)	(36.5)	Sm <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(25.9)	(7.0)	—	—	(-6.431)	(166.3)
Sm <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	liquid	(3800)	(80)	(21)	—	Sm <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(36)	—	—	—	2.964	41.1
SnO	solid	(1315)	(6.4)	(4.9)	13.5	SnO	9.40	3.62	—	—	(0.141)	(65.1)
SnO	liquid	(1800)	(60)	(33)	—	SnO	(14.5)	—	—	—	(-69.76)	(-6.4)
SnO <sub>2</sub>	gas	—	—	—	—	SnO <sub>2</sub>	(9.0)	—	—	—	7.193	91.7
SnO <sub>2</sub>	solid	1898	(11.39)	(5.95)	12.5	SnO <sub>2</sub>	17.66	2.40	—	-5.16	(0.304)	(117.7)
SnO <sub>2</sub>	liquid	(3200)	(75)	(23)	—	SnO <sub>2</sub>	(22.5)	—	—	—	4.335	58.7
SrO	solid	2703	16.7	6.2	13.0	SrO	12.34	1.120	—	-1.806	(6.115)	(83.3)
SrO	solid	dec. 488	—	—	(14.8)	SrO	(16.8)	(2.2)	—	(-3.0)	9.151	135.2
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	solid	2150	(16)	(7.4)	34.2	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	29.2	10.0	—	—	(6.158)	(235.1)
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	liquid	—	—	—	—	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(46)	—	—	—	(3.510)	(48.6)
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	solid	(2460)	(18)	(7.5)	(13.5)	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(10.4)	(9.2)	—	—	(-5.946)	(132.7)
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	liquid	(4000)	(105)	(26)	—	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(25)	—	—	—	(6.686)	(93.7)
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	dec.	<1200	—	—	(19.5)	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(19.4)	(5.2)	—	(-2.0)	(13.29)	(187.2)
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	solid	392.7	(11)	(28)	(42.5)	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(39.1)	(18.6)	—	(-2.4)	(10.02)	(299.8)
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	liquid	583.8	(14)	(24)	—	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(64)	—	—	—	(-21.98)	(43.8)
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	gas	—	—	—	—	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(25)	(28)	—	—	(2.840)	(37.8)
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	solid	(1020)	(7.1)	(7.0)	(13)	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(8.6)	(6.2)	—	—	(-0.448)	(72.3)
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	liquid	(1775)	(50)	(28)	—	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(15.5)	—	—	—	(-62.16)	(-5.2)
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	gas	—	—	—	—	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(8.9)	—	—	—	4.435	63.97
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	solid	1006	3.2	3.2	16.99	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	13.85	6.87	—	—	(3.940)	(96.4)
Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	liquid	dec.	—	—	—	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	(20)	—	—	—	(3.386)	(47.4)
TbO	solid	(2150)	(13)	(6.0)	(16)	TbO	(11.0)	(2.4)	—	—	(-6.561)	(66.9)
TbO	liquid	(3250)	(65)	(20)	—	TbO	(15)	—	—	—	6.721	80.03
Tb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	3225	(18)	(5.6)	15.59	Tb <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	16.45	2.346	—	-2.124	3.935	54.03
TiO	solid, α	1264	0.82	0.65	8.31	TiO	10.57	3.60	—	-1.86	4.108	61.71
Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid, α	dec. 2010	—	—	—	Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	11.85	3.00	—	—	4.559	38.78
Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid, β	473	0.215	0.455	18.83	Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	7.31	53.52	—	—	13.605	184.48
Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid, β	2400	(24)	(10)	—	Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	34.68	1.30	—	-10.20	(-7.796)	(193.2)
Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	liquid	3300	—	—	—	Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(37.5)	—	—	—	11.887	179.98
Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid, α	450	2.24	4.98	30.92	Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	35.47	29.50	—	—	10.230	202.80
Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid, β	(2450)	(50)	(20)	—	Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	41.60	8.00	—	—	(-18.701)	(306.4)
Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	liquid	(3600)	(85)	(24)	—	Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(60)	—	—	—	6.829	92.92
Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	2128	(16)	(7.5)	12.01	Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	17.97	0.28	—	-4.35	(-2.610)	(111.08)
Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	liquid	dec. 3200	—	—	—	Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(21.4)	—	—	—	(5.078)	(68.2)
Ti <sub>2</sub> O	solid	573	(5.0)	(8.7)	23.8	Ti <sub>2</sub> O	(15.8)	(6.0)	—	(-0.3)	(2.651)	(96.0)
Ti <sub>2</sub> O	liquid	773	(17)	(22)	—	Ti <sub>2</sub> O	(22.1)	—	—	—	(-20.94)	(18.0)
Ti <sub>2</sub> O	gas	—	—	—	—	Ti <sub>2</sub> O	(13.7)	—	—	—	(7.080)	(99.0)
Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	990	(12.4)	(13)	(33.5)	Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(23.0)	(5.0)	—	—	(4.604)	(167.8)
Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	liquid	(dec)	—	—	—	Ti <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(35.5)	—	—	—	(3.249)	(45.0)
UO	solid	(2750)	(14)	(5.1)	(16)	UO	(10.6)	(2.0)	—	—	7.124	93.37
UO <sub>2</sub>	solid	3000	—	—	18.63	UO <sub>2</sub>	19.20	1.62	—	-3.957	(23.37)	(312.7)
U <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	dec.	—	—	(66)	U <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(65)	(7.5)	—	(-10.9)	2.973	104.72
UO <sub>2</sub>	solid	dec. 925	—	—	23.57	UO <sub>2</sub>	22.09	2.54	—	—	3.869	56.4
VO	solid	(2350)	(15)	(6.4)	9.3	VO	11.32	1.61	—	-1.26	(-8.157)	(70.9)
VO	liquid	(3100)	(70)	(21)	—	VO	(14.5)	—	—	—	10.780	148.12
V <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	2240	(24)	(11)	23.58	V <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	29.35	4.76	—	-5.42	(-6.028)	(193.4)
V <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	dec. 3300	—	—	—	V <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(38)	—	—	—	(12.07)	(182.1)
V <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	liquid	(2100)	(42)	(20)	(32)	V <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(36)	(30)	—	—	(-54.72)	(249.1)
V <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	dec.	(dec.)	—	—	—	V <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(55.6)	—	—	—	4.460	72.92
VO <sub>2</sub>	solid, α	315	1.02	2.96	12.32	VO <sub>2</sub>	14.96	—	—	—	5.650	89.09
VO <sub>2</sub>	solid, β	1818	13.60	7.48	—	VO <sub>2</sub>	17.85	1.70	—	-3.94	2.962	135.87
V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	solid	dec. 3300	—	—	—	V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	25.50	—	—	—	18.136	240.2
V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	solid	943	15.56	16.50	313	V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	46.54	-3.90	—	-13.22	2.122	220.1
V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	liquid	(2625)	(63)	(27)	—	V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	45.00	—	—	—	(-73.90)	(149.6)
WO <sub>2</sub>	gas	—	—	—	—	WO <sub>2</sub>	(40)	—	—	—	(6.772)	(88.8)
WO <sub>2</sub>	solid	(1543)	(11.5)	(7.45)	(15)	WO <sub>2</sub>	(17.6)	(4.2)	—	(-4.0)	(-0.112)	(121.8)
WO <sub>2</sub>	liquid	dec. 2125	—	—	—	WO <sub>2</sub>	(24)	—	—	—	5.511	81.15
WO <sub>2</sub>	solid	1743	(17)	(9.8)	19.90	WO <sub>2</sub>	17.33	7.74	—	—	(-1.162)	(152.5)
WO <sub>2</sub>	liquid	(2100)	(43)	(20)	—	WO <sub>2</sub>	(30)	—	—	—	(-69.36)	(40.2)
Y <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	gas	—	—	—	—	Y <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(18)	—	—	—	(8.846)	(122.3)
Y <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	solid	(2500)	(25)	(10)	(29.5)	Y <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	(26.0)	(8.2)	—	(-2.2)	4.277	57.88
ZnO	solid	dec.	—	—	10.4	ZnO	11.71	1.22	—	-2.18	6.168	85.21
ZrO <sub>2</sub>	solid, α	1478	1.420	0.961	12.03	ZrO <sub>2</sub>	16.64	1.80	—	-3.36	4.270	89.96
ZrO <sub>2</sub>	solid, β	2950	20.8	7.0	—	ZrO <sub>2</sub>	17.80	—	—	—	—	—

T A B L A 4-1

VALORES DE LAS PROPIEDADES TERMODINAMICAS QUIMICAS

Substance	State	$\Delta H_f^\circ$	$\Delta F_f^\circ$	Log <sub>10</sub> Kf	S <sup>o</sup>	Substance	State	$\Delta H_f^\circ$	$\Delta F_f^\circ$	Log <sub>10</sub> Kf	S <sup>o</sup>
							ESTADO				
<b>Sodium</b>						<b>Astronitium</b>					
Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	c	-417.4	.....	.....	.....	SrO	c	-141.1	-133.8	98.07	13.0
Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O	c	-560.2	.....	.....	.....	SrO <sub>2</sub>	c	-157.6	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	c	-913.3	.....	.....	.....	SrO <sub>2</sub> ·8H <sub>2</sub> O	c	-722.6	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> ·12H <sub>2</sub> O	c	-1266.4	.....	.....	.....	Sr(OH) <sub>2</sub>	c	-229.3	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> PO <sub>3</sub>	c	-460	.....	.....	.....	Sr(OH) <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	aq	-210.29	-208.2	152.61	-14.4
Na <sub>2</sub> PO <sub>3</sub> ·12H <sub>2</sub> O	c	-1309.0	.....	.....	.....	Sr(OH) <sub>2</sub> ·8H <sub>2</sub> O	c	-302.3	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> NH <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> ·4H <sub>2</sub> O	c	-682.7	.....	.....	.....	Sr <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	c	-801.2	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> H <sub>2</sub> P <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	c	-602.7	.....	.....	.....	Sr <sub>2</sub> P <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	c	-987.3	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> H <sub>2</sub> P <sub>2</sub> O <sub>7</sub> ·O·H <sub>2</sub> O	c	-670.6	.....	.....	.....	Sr <sub>2</sub> HP <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	c	-431.7	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> H <sub>2</sub> P <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	c	-603.4	.....	.....	.....	Sr <sub>2</sub> H <sub>2</sub> P <sub>2</sub> O <sub>7</sub> ·H <sub>2</sub> O	c	-819.4	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> H <sub>2</sub> P <sub>2</sub> O <sub>7</sub> ·6H <sub>2</sub> O	c	-1085.5	.....	.....	.....	SrS	g	19	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> HP <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	c	-711.4	.....	.....	.....	SrSO <sub>4</sub>	c	-108.1	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> HP <sub>2</sub> O <sub>7</sub> ·H <sub>2</sub> O	c	-785.2	.....	.....	.....		c	-345.3	-318.9	233.75	29.1
Na <sub>2</sub> HP <sub>2</sub> O <sub>7</sub> ·6H <sub>2</sub> O	c	-1135.7	.....	.....	.....		aq	-347.38	-310.3	227.45	-8.3
Na <sub>2</sub> P <sub>2</sub> O <sub>7</sub>	c	-760.8	.....	.....	.....	<b>Sulfur Azufre</b>					
Na <sub>2</sub> P <sub>2</sub> O <sub>7</sub> ·10H <sub>2</sub> O	c	-1468.2	.....	.....	.....	S	g	53.25	43.57	-31.9362	40.095
Na <sub>2</sub> PbO <sub>4</sub>	c	-205	.....	.....	.....	S (rhb)	c	0.00	0.00	0.000	7.42
Na <sub>2</sub> PtCl <sub>6</sub>	c	-273.6	.....	.....	.....	S (mon)	c	0.071	0.023	-0.017	7.78
Na <sub>2</sub> PtCl <sub>6</sub> ·2H <sub>2</sub> O	c	-418.5	.....	.....	.....	S <sub>2</sub> Br <sub>2</sub>	lq	-3.6	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> PtCl <sub>6</sub> ·6H <sub>2</sub> O	c	-702.5	.....	.....	.....	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	lq	-14.4	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> S	c	-89.2	.....	.....	.....	S <sub>2</sub> Cl <sub>4</sub>	lq	-24.0	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> S·4H <sub>2</sub> O	c	-416.9	.....	.....	.....	SOCl <sub>2</sub>	lq	-49.2	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> S·5H <sub>2</sub> O	c	-452.7	.....	.....	.....	SO <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	lq	-93.0	-75	173.7	69.5
Na <sub>2</sub> S·6H <sub>2</sub> O	c	-736.7	.....	.....	.....	SF <sub>6</sub>	g	-262	-237	173.7	69.5
Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub>	c	-98.4	.....	.....	.....	H <sub>2</sub> S	g	-4.815	-7.892	5.785	49.15
Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	c	-260.6	-239.5	175.65	34.9	H <sub>2</sub> S·6H <sub>2</sub> O	aq	-9.4	-6.54	4.797	29.2
Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub> ·7H <sub>2</sub> O	c	-753.4	.....	.....	.....	SO <sub>2</sub>	c	-431.2	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	c	-330.90	-302.78	221.934	35.73	SO <sub>3</sub>	g	-70.96	-71.79	52.621	59.40
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ·10H <sub>2</sub> O	aq	-1033.48	-870.93	638.380	141.7	SO <sub>3</sub> (l)	lq	-94.45	-68.52	64.884	61.24
NaHSO <sub>4</sub>	c	-269.2	.....	.....	.....	S <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	c	-104.67	.....	.....	.....
NaHSO <sub>4</sub> ·H <sub>2</sub> O	c	-339.2	.....	.....	.....	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	aq, 200	-194.3	-128.64	.....	.....
Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	c	-267.0	.....	.....	.....		aq, 500	-147.17	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>4</sub> ·5H <sub>2</sub> O	c (I)	-621.89	.....	.....	.....		aq, 1000	-147.59	.....	.....	.....
	c (II)	-620.60	.....	.....	.....		aq, 8000	-148.73	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	c	-349.1	.....	.....	.....	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	lq	-193.91	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ·2H <sub>2</sub> O	c	-342.5	.....	.....	.....	S <sup>2-</sup>	aq	-216.90	-177.34	129.99	4.1
Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ·3H <sub>2</sub> O	c	-623.0	.....	.....	.....	SO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	aq	10	20	-14.660	5.3
Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ·2H <sub>2</sub> O	c	-550.0	.....	.....	.....	SO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	aq	-149.2	-118.8	87.08	10.4
Na <sub>2</sub> Se	c	-63.0	.....	.....	.....	S <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	aq	-216.90	-177.34	129.99	4.1
Na <sub>2</sub> Se·4H <sub>2</sub> O	c	-398.2	.....	.....	.....	S <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>-</sup>	aq	-184	-127.2	93.24	29
Na <sub>2</sub> Se·9H <sub>2</sub> O	c	-709.1	.....	.....	.....	HS <sup>-</sup>	aq	-4.22	3.01	-2.206	14.6
Na <sub>2</sub> Se·16H <sub>2</sub> O	c	-1199.4	.....	.....	.....	HSeO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	aq	-150.09	-126.03	92.378	31.64
NaHS <sub>2</sub>	c	-27.8	.....	.....	.....	HSeO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	aq	-211.70	-179.94	181.893	30.32
Na <sub>2</sub> SeO <sub>4</sub>	c	-258	.....	.....	.....	<b>Tantalum</b>					
Na <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>	c	-363	-341	249.9	27.2	Ta	g	185	175	-128.3	44.24
Na <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub> ·5H <sub>2</sub> O	c	-720.0	.....	.....	.....	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	c	0.00	0.00	0.000	9.9
Na <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub> ·9H <sub>2</sub> O	c	-1002.0	.....	.....	.....	Ta <sub>2</sub> N	c	-58.2	.....	.....	.....
Na <sub>2</sub> SiF <sub>6</sub>	c	-677	.....	.....	.....	Ta <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	c	-499.9	-470.6	344.94	34.2
Na <sub>2</sub> SnO <sub>4</sub>	aq, 1200	-455.5	.....	.....	.....	<b>Technetium</b>					
Na <sub>2</sub> UO <sub>4</sub>	c	-501	.....	.....	.....	Tc	c	0.00	0.00	0.000	9
Na <sub>2</sub> U <sub>2</sub> O <sub>7</sub> ·14H <sub>2</sub> O	c	-850	.....	.....	.....	<b>Tellurium</b>					
Na <sub>2</sub> VO <sub>4</sub>	c	-420	.....	.....	.....	Te	g	47.6	38.1	-27.93	43.64
Na <sub>2</sub> WO <sub>4</sub>	c	-395	.....	.....	.....		c	0.00	0.00	0.000	11.88
Na <sub>2</sub> ZnO <sub>2</sub>	c	-188	.....	.....	.....		(am. ppt)	2.7	.....	.....	.....
<b>Strontium</b>						Te <sub>2</sub>	g	41.0	29.0	-21.26	61.07
Sr	g	39.2	26.3	-19.28	39.33	TeBr <sub>4</sub>	g	-49.8	.....	.....	.....
Sr <sup>2+</sup>	aq	0.00	0.00	0.000	13.0	TeCl <sub>4</sub>	c	-77.2	.....	.....	.....
Sr <sub>2</sub> (AsO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub>	c	-130.38	-133.2	97.49	-9.4	TeF <sub>6</sub>	g	-315	-292	214.0	80.67
SrBr <sub>2</sub>	c	-800.7	.....	.....	.....	H <sub>2</sub> Te	g	36.9	33.1	-24.26	56
SrBr <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	aq	-171.1	.....	.....	.....	TeO <sub>2</sub>	c	-77.69	-64.60	47.353	16.99
SrBr <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O	c	-185.2	-182.1	133.48	29.2	H <sub>2</sub> TeO <sub>3</sub>	c	-144.7	.....	.....	.....
SrCO <sub>3</sub>	c	-246.2	.....	.....	.....	H <sub>2</sub> TeO <sub>4</sub>	aq	-166.7	.....	.....	.....
Sr(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	aq	-604.4	.....	.....	.....	H <sub>2</sub> TeO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O	c	-306.6	-245.3	179.80	47
Sr(C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> O <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	c	-291.2	-271.9	199.30	23.2	<b>Terbium</b>					
Sr(C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> O <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	c	-460.7	-413.8	303.31	36.0	Tb	g	87	0.00	0.000	.....
Sr(C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> O <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> ·4H <sub>2</sub> O	c	-356.7	.....	.....	.....	Tb <sup>3+</sup>	c	0.00	0.00	0.000	.....
Sr(C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> O <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O	c	-362.7	-311.8	.....	.....	TbCl <sub>3</sub>	aq	-166.4	-163.9	120.14	.....
Sr(C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> O <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> ·14H <sub>2</sub> O	c	-391.2	.....	.....	.....	TbCl <sub>3</sub>	c (β)	-241.6	.....	.....	.....
SrC <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	aq	-327.4	-294.3	215.72	3	Tb(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	aq	-288.5	-259.9	189.04	.....
SrC <sub>2</sub> O <sub>4</sub> ·H <sub>2</sub> O	c	.....	360.8	264.46	.....	Tb(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ·8H <sub>2</sub> O	c	-987.5	-859.8	630.22	.....
SrC <sub>2</sub> O <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O	c	-504.2	.....	.....	.....	Tb <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	c	-1328.2	.....	973.55	.....
Sr(CN) <sub>2</sub> ·4H <sub>2</sub> O	c	-335.2	.....	.....	.....	<b>Thallium</b>					
SrCl <sub>2</sub>	c	-198.0	-186.7	136.85	28	Tl	g	44.5	36.2	-26.53	43.33
SrCl <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	c	-210.43	-195.7	143.45	16.9	Tl <sup>+</sup>	c	0.00	0.00	0.000	15.4
SrCl <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O	c	-271.7	.....	.....	.....	Tl <sup>3+</sup>	aq	1.38	-7.755	5.68	30.4
SrCl <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O	c	-627.1	.....	.....	.....	TlBr	aq	27.7	60.0	-36.65	-106
SrF <sub>2</sub>	c	-290.3	.....	.....	.....	TlBr	c	-5	-14	10.3	63.8
SrH <sub>2</sub>	g	52.4	45.8	-33.57	49.43	TlBr <sub>3</sub>	c	-41.2	-39.7	29.10	26.6
SrI <sub>2</sub>	c	-42.3	.....	.....	.....	TlBr <sub>3</sub> ·4H <sub>2</sub> O	c	-27.5	-32.3	23.68	49.7
SrI <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O	c	-135.5	.....	.....	.....	TlBrO <sub>3</sub>	c	-24.0	.....	.....	.....
SrI <sub>2</sub> ·12H <sub>2</sub> O	aq	-157.1	-157.7	115.59	42.9	TlCl	aq	-10.2	1.3	-0.953	68.6
SrI <sub>2</sub> ·H <sub>2</sub> O	c	-212.2	.....	.....	.....	TlCl	g	-16	-22	16.1	61.1
SrI <sub>2</sub> ·2H <sub>2</sub> O	c	-282.8	.....	.....	.....	TlCl	c	-48.99	-44.19	32.391	25.9
SrI <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O	c	-571.2	.....	.....	.....	TlCl	aq	-38.64	-39.105	28.663	43.6
Sr(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	c	48.9	.....	.....	.....	TlCl <sub>3</sub>	c	-83.9	.....	.....	.....
Sr(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O	c	-93.4	.....	.....	.....	TlCl <sub>3</sub> ·4H <sub>2</sub> O	c	-367.7	.....	.....	.....
Sr(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> ·12H <sub>2</sub> O	c	-179.3	.....	.....	.....	TlF	g	-33	.....	.....	.....
Sr(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> ·4H <sub>2</sub> O	c	-233.25	.....	.....	.....	TlF	g	-48	42	-30.8	51.39
Sr(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O	aq	-229.02	-185.8	136.19	60.06	TlH	c (II)	-29.7	-29.7	21.77	29.4
Sr(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> ·14H <sub>2</sub> O	c	-514.5	.....	.....	.....	TlI	aq	-12.0	-19.9	14.89	56.6

## T A B L A 4-2

## CALOR ESPECIFICO Y ENTROPIA PARA AZUFRE GASEOSO EN EQUILIBRIO

TABLE VII. HEAT CONTENT AND ENTROPY CALCULATIONS FOR GASEOUS EQUILIBRIUM SULFUR,  $S_E$ , PER GRAM ATOM (32.06 GRAMS)

$T$ , ° K.	Av. $C_p^a$ , Cal.	$H_T^o - H_{298}^o$ , Cal.	$S_T^o$ , E.U.	$T$ , ° K.	Av. $C_p^a$ , Cal.	$H_T^o - H_{298}^o$ , Cal.	$S_T^o$ , E.U.
717.8		5.939	18.48	990	41.00	16.375	30.26
720	7.50	5.955	18.50	1000	36.50	16.740	30.63
730	7.95	6.035	18.61	1010	32.00	17.060	30.94
740	8.50	6.120	18.73	1020	28.00	17.340	31.22
750	10.30	6.223	18.87	1030	24.70	17.587	31.40
760	11.80	6.341	19.02	1040	21.60	17.803	31.67
770	13.60	6.477	19.20	1050	18.60	17.999	31.86
780	15.60	6.633	19.40	1060	16.40	18.163	32.01
790	18.00	6.813	19.63	1070	14.30	18.306	32.15
800	20.60	7.019	19.89	1080	12.50	18.341	32.26
810	23.60	7.255	20.18	1090	11.20	18.543	32.37
820	26.90	7.524	20.51	1100	10.30	18.646	32.46
830	30.50	7.829	20.88	1110	9.40	18.740	32.54
840	34.00	8.169	21.29	1120	8.50	18.825	32.62
850	38.10	8.550	21.74	1130	7.70	18.902	32.69
860	42.20	8.972	22.24	1140	7.20	18.974	32.75
870	46.40	9.436	22.77	1150	6.70	19.041	32.81
880	50.80	9.944	23.35	1160	6.30	19.104	32.87
890	55.10	10.495	23.98	1170	6.00	19.164	32.92
900	59.30	11.088	24.64	1180	5.70	19.221	32.97
910	64.00	11.728	25.34	1190	5.50	19.276	33.01
920	67.00	12.398	26.08	1200	5.20	19.328	33.05
930	67.80	13.076	26.81	1250	5.00	19.378	33.26
940	67.60	13.752	27.53	1300	4.70	19.813	33.44
950	64.40	14.396	28.21	1350	4.45	20.036	33.61
960	58.00	14.976	28.82	1400	4.46	20.259	33.77
970	52.40	15.500	29.37	1450	4.46	20.482	33.93
980	46.50	15.965	29.84	1500	4.47	20.705	34.08

<sup>a</sup> Average heat capacity from indicated temperature to the temperature immediately below.

TABLA 4-3

TABLA 4-2. LONGITUDES DEL HAZ PARA LA RADIACIÓN EMITIDA POR UN GAS

Forma	Dimensión característica $X$	Factor por el que hay que multiplicar $X$ para obtener la longitud media $L$ del haz	
		Cuando $P_0L = 0$	Para valores medios de $P_0L$
Esfera	Diámetro	2/3	0,60
Cilindro infinito	Diámetro	1	0,90
Cilindro semi-infinito, radiando al centro de su base	Diámetro	.....	0,90
Cilindro circular recto, de altura = diámetro, radiando al centro de su base	Diámetro	.....	0,77
El mismo, radiando a toda la superficie	Diámetro	2/3	0,60
Cilindro infinito, cuya sección recta es medio círculo, radiando sobre la cara plana	Radio	.....	1,26
Paralelepípedos rectangulares:			
1 : 1 : 1 (cubo)	Arista	2/3	Ver tabla 4-3
1 : 1 : 4, radiando a la cara $1 \times 4$	Arista más corta	0,90	
radiando a la cara $1 \times 1$		0,86	
radiando a todas las caras		0,89	
1 : 2 : 6, radiando a la cara $2 \times 6$	Arista más corta	1,18	
radiando a la cara $1 \times 6$		1,24	
radiando a la cara $1 \times 2$		1,18	
radiando a todas las caras		1,20	
1 : $\infty$ : $\infty$ (planos paralelos)	Distancia entre planos	2	
Espacio exterior de un haz infinito de tubos con sus centros formando triángulos equiláteros; diámetro de tubo = espacio libre	Espacio libre	3,4	
Idem, pero con diámetro de tubo = la mitad del espacio libre	Espacio libre	4,45	3,8
Idem, pero con los centros de los tubos formando cuadrados; diámetro = espacio libre	Espacio libre	4,1	3,5

T A B L A 4-4

## EMISIVIDADES DE VARIAS SUPERFICIES

MATERIAL	LONGITUD DE ONDA Y TEMPERATURA PROMEDIO				
	9.3 $\mu$ 100° F	5.4 $\mu$ 500° F	3.6 $\mu$ 1,000° F	1.8 $\mu$ 2,500° F	0.6 $\mu$ Solar
Ladrillo					
Rojo .....	0.93	.....	.....	.....	0.7
Refractario .....	0.9	.....	~0.7	~0.75	
De sílice .....	0.9	.....	~0.75	0.84	
Refractario de magnesita .....	0.9	.....	.....	~0.4	
Esmalte, blanco .....	0.9	.....	.....	.....	
Mármol, blanco .....	0.95	.....	0.93	.....	0.47
Papel, blanco .....	0.95	.....	0.82	0.25	0.28
Yeso .....	0.91	.....	.....	.....	
Techo de tejamanil .....	0.93	.....	.....	.....	
Acero esmaltado, blanco .....	.....	.....	.....	0.65	0.47
Asbesto-cemento, rojo .....	.....	.....	.....	0.67	0.66
Pinturas					
Laca aluminizada .....	0.65	0.65	.....	.....	.....
Pinturas lechosas .....	0.95	0.88	0.70	0.42	0.35
Laca, negra .....	0.96	0.98	.....	.....	.....
Pintura de negro de humo .....	0.96	0.97	.....	0.97	0.97
Pintura roja .....	0.96	.....	.....	.....	0.74
Pintura amarilla .....	0.95	.....	0.5	.....	0.30
Pinturas de aceite (todos colores) .....	~0.94	~0.9	.....	.....	.....
Oxido de zinc, blanco (ZnO) .....	0.95	.....	0.91	.....	0.18
Otros					
Hielo .....	~0.97 $\frac{1}{2}$	.....	.....	.....	.....
Agua .....	~0.96	.....	.....	.....	.....
Carbón					
T-Carbón, 0.9% cenizas .....	0.82	0.80	0.79	.....	.....
Filamento .....	~0.72	.....	.....	0.53	.....
Madera .....	~0.93	.....	.....	.....	.....
Vidrio .....	0.90	.....	.....	.....	(Bajo)

TABLA 4-5

PROPIEDADES FÍSICAS DE GASES, LÍQUIDOS Y METALES LÍQUIDOS  
(Todas las propiedades de los gases son a la presión atmosférica)

GASES									
$T$ (°F)	$\rho$ (lb <sub>m</sub> /pic <sup>3</sup> )	$c_p$ (Btu/ lb <sub>m</sub> °F)	$\mu \times 10^3$ (lb <sub>m</sub> / pic seg)	$\nu \times 10^3$ (pic <sup>2</sup> / seg)	$k$ (Btu/ hr pic °F)	$Pr$	$\alpha$ (pic <sup>2</sup> /hr)	$\beta \times 10^3$ (1/°F)	$\frac{c_p \rho^2}{k}$ (1/°F pic <sup>3</sup> )
Aire									
0	0.086	0.239	1.110	0.130	0.0133	0.73	0.646	2.18	$4.2 \times 10^6$
32	0.081	0.240	1.165	0.145	0.0140	0.72	0.720	2.03	3.16
100	0.071	0.240	1.285	0.180	0.0154	0.72	0.905	1.79	1.78
200	0.060	0.241	1.440	0.239	0.0174	0.72	1.20	1.52	0.850
300	0.052	0.243	1.610	0.306	0.0193	0.71	1.53	1.32	0.444
400	0.046	0.245	1.750	0.378	0.0212	0.689	1.83	1.16	0.258
500	0.0412	0.247	1.890	0.455	0.0231	0.683	2.27	1.04	0.159
600	0.0373	0.250	2.000	0.540	0.0250	0.685	2.68	0.943	0.103
700	0.0341	0.253	2.14	0.625	0.0268	0.690	3.10	0.862	$70.4 \times 10^3$
800	0.0314	0.256	2.25	0.717	0.0286	0.697	3.56	0.794	49.8
900	0.0291	0.259	2.35	0.815	0.0303	0.705	4.02	0.735	36.0
1000	0.0271	0.262	2.47	0.917	0.0319	0.713	4.50	0.685	26.5
1500	0.0202	0.276	3.00	1.47	0.0460	0.739	7.19	0.510	7.45
2000	0.0161	0.286	3.45	2.14	0.0471	0.753	10.2	0.406	2.84
2500	0.0133	0.292	3.69	2.80	0.051	0.763	13.1	0.338	1.41
3000	0.0114	0.297	3.86	3.39	0.054	0.765	16.0	0.289	0.815
Vapor de agua									
212	0.0372	0.451	0.870	0.234	0.0145	0.96	0.834	1.49	$0.877 \times 10^6$
300	0.0328	0.456	1.000	0.303	0.0171	0.95	1.14	1.32	0.459
400	0.0288	0.462	1.130	0.375	0.0200	0.94	1.50	1.16	0.243
500	0.0258	0.470	1.265	0.450	0.0228	0.94	1.88	1.04	0.139
600	0.0233	0.477	1.420	0.610	0.0257	0.94	2.31	0.943	$82 \times 10^3$
700	0.0213	0.485	1.555	0.725	0.0288	0.93	2.79	0.862	52.1
800	0.0196	0.494	1.700	0.855	0.0321	0.92	3.32	0.794	34.0
900	0.0181	0.50	1.810	0.987	0.0355	0.91	3.93	0.735	23.6
1000	0.0169	0.51	1.920	1.13	0.0388	0.91	4.50	0.685	17.1
1200	0.0149	0.53	2.14	1.44	0.0457	0.88	5.80	0.608	9.4
1400	0.0133	0.55	2.36	1.78	0.053	0.87	7.25	0.537	5.49
1600	0.0120	0.56	2.58	2.14	0.061	0.87	9.07	0.485	3.38
1800	0.0109	0.58	2.81	2.58	0.068	0.87	10.8	0.442	2.14
2000	0.0100	0.60	3.03	3.03	0.076	0.86	12.7	0.400	1.43
2500	0.0083	0.64	3.58	4.30	0.096	0.86	18.1	0.338	0.603
3000	0.0071	0.67	4.00	5.75	0.114	0.86	24.0	0.289	0.293
Oxígeno									
0	0.0955	0.2185	1.215	0.127	0.0131	0.73	0.627	2.18	$4.33 \times 10^6$
100	0.0785	0.2200	1.420	0.181	0.0150	0.71	0.820	1.79	1.76
200	0.0666	0.2228	1.610	0.242	0.0179	0.722	1.20	1.52	0.84
400	0.0511	0.2305	1.955	0.382	0.0228	0.719	1.94	1.16	0.256
600	0.0415	0.2390	2.25	0.545	0.0277	0.704	2.79	0.943	0.103
800	0.0349	0.2465	2.53	0.725	0.0324	0.695	3.76	0.794	$48.5 \times 10^3$
1000	0.0301	0.2528	2.78	0.924	0.0366	0.690	4.80	0.685	25.8
1500	0.0224	0.2635	3.32	1.480	0.0465	0.677	7.83	0.510	7.50

## T A B L A 4-6

TABLA 2. CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE AISLANTES Y ALGUNOS MATERIALES DE CONSTRUCCION\*

$$k = \text{Btu}/(\text{h})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F}/\text{pie})$$

Material	Densidad aparente $\rho$ , lb/pie <sup>3</sup> a temperatura ambiente	°F	k
Aerogel, sílica, opacificada .....	8.5	248	0.013
Algodón en rama .....	5	86	0.024
Aluminio, hojas, 7 cavidades por 2.5 plg .....	0.2	100	0.025
Asbesto-cemento, láminas .....	120	68	0.43
Asbesto, hojas .....	55.5	124	0.096
Asbesto, pizarra .....	112	32	0.087
Asbesto .....	112	140	0.114
	29.3	-328	0.043
	29.3	32	0.090
	36	32	0.087
	36	212	0.111
	36	392	0.120
	36	752	0.129
	43.5	-328	0.090
	43.5	32	0.135
Asfalto .....	132	68	0.43
Aserrín .....	12	70	0.03
Aserrín .....			0.033-0.05
Aserrín .....	94.6	68	0.19
Arena, seca .....		212	0.09-0.097
Azufre, monoclínico .....		70	0.16
Rómbico .....		100	0.09
Batista, barnizada .....		86	1.3
Calcio, carbonato, natural .....	162		1.7
Mármol blanco .....			0.4
Yeso .....	96		0.22
Calcio, sulfato (4H <sub>2</sub> O), artificial ..	84.6	104	0.43
Yeso, artificial .....	132	167	0.25
Construcción .....	77.9	77	
Calderas, incrustaciones, (Ref. 364)		75	0.54
Calisa (15.3 vol. % H <sub>2</sub> O) .....	103	32-212	2.0
Carbón, gas .....		176	0.043
Carbón vegetal, escamas .....	11.9	176	0.051
	15		0.037
Cartón, corrugado .....		86	0.12
Celuloide .....	87.3	194	0.17
Cemento Portland (véase Concreto) ..		32-212	0.041
Ceniza de madera .....		32-1292	0.27
Clinker, granulado .....			

## T A B L A 4-6

TABLA 2. CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE AISLANTES Y ALGUNOS MATERIALES DE CONSTRUCCION \* (Continúa)

Subtítulos			
Coque, petróleo .....	.....	212	3.4
		932	2.9
Coque, pulverizado .....	.....	32-212	0.11
Concreto, cinder .....	.....	.....	0.20
1:4 seco .....	.....	.....	0.44
Piedra .....	.....	.....	0.54
Corcho, placa .....	10	86	0.025
Corcho, molido .....	9.4	86	0.025
Regranulado .....	8.1	86	0.026
Cuero, suela .....	62.4	.....	0.092
Diatomácea, tierra, polvo, gruesa .....	20.0	100	0.036
	20.0	1 600	0.082
Fina .....	17.2	399	0.040
	17.2	1 600	0.074
Aislante de tubería .....	26.0	399	0.051
	26.0	1 600	0.088
4 partes calcinada y 1 parte cemento, vaciada y calcinada .....	61.8	399	0.16
	61.8	1 600	0.23
Dolomita .....	167	122	1.0
Ebonita .....	.....	.....	0.10
Esmalte, silicato .....	38	.....	0.5-0.75
Escoria, alto horno .....	.....	75-261	0.064
Escoria, lana .....	12	86	0.022
Fibra aislante, placa .....	14.8	70	0.028
Fibra, roja .....	80.5	68	0.27
Con adhesivos, horneada .....	.....	68-207	0.097
Fieltro, lana .....	20.0	.....	0.03
Fieltro, pelo, perpendicular a las fibras	17	86	0.021
Gas, carbón .....	.....	32-212	2.0
Grafito, denso, comercial .....	.....	32	86.7
Pulverizado, a través 100 mallas ..	30	104	0.104
Granito .....	.....	.....	1.0-2.3
Grava .....	140	104	1.06
Hielo .....	57.5	32	1.3
Hule, duro .....	74.8	32	0.087
Para .....	.....	70	0.109
Blando .....	.....	70	0.075-0.092
Infusorios, tierra (véase tierra Diatomácea) .....	.....	.....	.....
Incrustaciones (Ref. 364) .....	.....	.....	.....
Капок .....	0.88	68	0.020
Lana, animal .....	6.9	86	0.021

## T A B L A 4-6

TABLA 2. CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE AISLANTES Y ALGUNOS MATERIALES DE CONSTRUCCION • (Continúa)

Subtítulos			
Lana, mineral .....	9.4	86	0.0225
Lava .....	.....	.....	0.49
Lino .....	.....	86	0.05
Ladrillos			
Alúmina (92-99% $Al_2O_3$ por peso) fundida .....	.....	801	1.8
Alúmina (64-65% $Al_2O_3$ por peso) (Véase también Ladrillos, arcilla re- fractaria) .....	115 115	2 399 1 472	2.7 0.62 ✓
Ladrillo para construcción .....	.....	68	0.63 0.4
Ladrillo al cromo (32% $Cr_2O_3$ por peso) .....	200 200 260	392 1 202 2 399	0.67 0.85 1.0
Tierra diatomácea, natural, perpen- dicular al estrato .....	27.7 27.7	399 1 600	0.051 0.077
Diatomácea, natural, paralelo al es- trato .....	27.7 27.7	399 1 600	0.081 0.106
Tierra diatomácea, moldeado y calci- cinado .....	38 38	399 1 600	0.14 0.18
Tierra diatomácea y arcilla, moldea- do y calcinado .....	42.3 42.3	399 1 600	0.14 0.19
Tierra diatomácea, alto quemado, poroso .....	37 37	392 1 832	0.13 0.34
Arcilla refractaria, Missouri .....	.....	392 1 112 1 832 2 552	0.58 0.85 0.95 1.02
Ladrillo aislante, caolin .....	27 27	932 2 102	0.15 ✓ 0.26
Ladrillo refractario aislante, caolin	19 19	392 1 402	0.050 ✓ 0.113
Magnesita (86.8% $MgO$ , 6.3% $Fe_2O_3$ , 3% $CaO$ , 2.6% $SiO_2$ por peso) .....	158 158 158	399 1 202 2 192	2.2 1.6 1.1

## T A B L A 4-6

TABLA 2. CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE AISLANTES Y ALGUNOS MATERIALES DE CONSTRUCCION \* (Continúa)

Subtítulos			
Ladrillo de carburo de silicio, recristalizado .....	129	1 112	10.7
	129	1 472	9.2
	129	1 832	8.0
	129	2 192	7.0
	129	2 552	6.3
Magnesia, pulverizada .....	49.7	117	0.35
Magnesia, carbonato ligero .....	19	70	0.04
Magnesio, óxido, comprimido .....	49.9	68	0.32
Madera, fibra cruzada .....			
Balsa .....	7.8	86	0.025-0.03
Olmo .....	51.5*	59	0.12
Maple .....	44.7	122	0.11
Pino, blanco .....	34.0	59	0.087
Teca .....	40.0	59	0.10
Abeto .....	28.1	140	0.062
Madera, paralelo a la fibra .....			
Pino .....	34.4	70	0.20
Mármol .....			1.2-1.7
Mica, perpendicular a los planos .....		122	0.25
Negro de humo .....	10	104	0.038
Nieve .....	34.7	32	0.27
Piedra pómez .....		70-151	0.14
Pizarra .....		201	0.86
Papel .....			0.075
Papel tapiz, tipo aislante .....	14.8	70	0.028
Papel tapiz, cartoncillo .....	43	86	0.04
Parafina .....		32	0.14
Plásticos piroxilina .....			0.075
Porcelana .....		392	0.88
Seda .....	6.3		0.026
Barnizada .....		100	0.096
Vidrio .....			0.2-0.73
Tipo boro-silicato .....	139	66-167	0.63
Vidrio a la soda .....			0.3-0.44
Vidrio de ventana .....			0.3-0.61
Viruta de madera .....	8.8	86	0.034
Yeso, moldeado y seco .....	78	68	0.25

## TABLA 4-7

TABLA 4-3. COEFICIENTES DE PÉRDIDA  $K$  PARA DIVERSAS TRANSICIONES DE TUBERÍA

	$K$
Válvula esférica (totalmente abierta).....	10,0
Válvula de ángulo (totalmente abierta).....	5,0
Válvula de seguridad (totalmente abierta)...	2,5
Válvula de compuerta (totalmente abierta)...	0,19
Codo de retroceso.....	2,2
Empalme en T normal.....	1,8
Codo a 90° normal.....	0,9
Codo a 90° de radio medio.....	0,75
Codo a 90° de radio grande.....	0,60

CID

## A P E N D I C E B

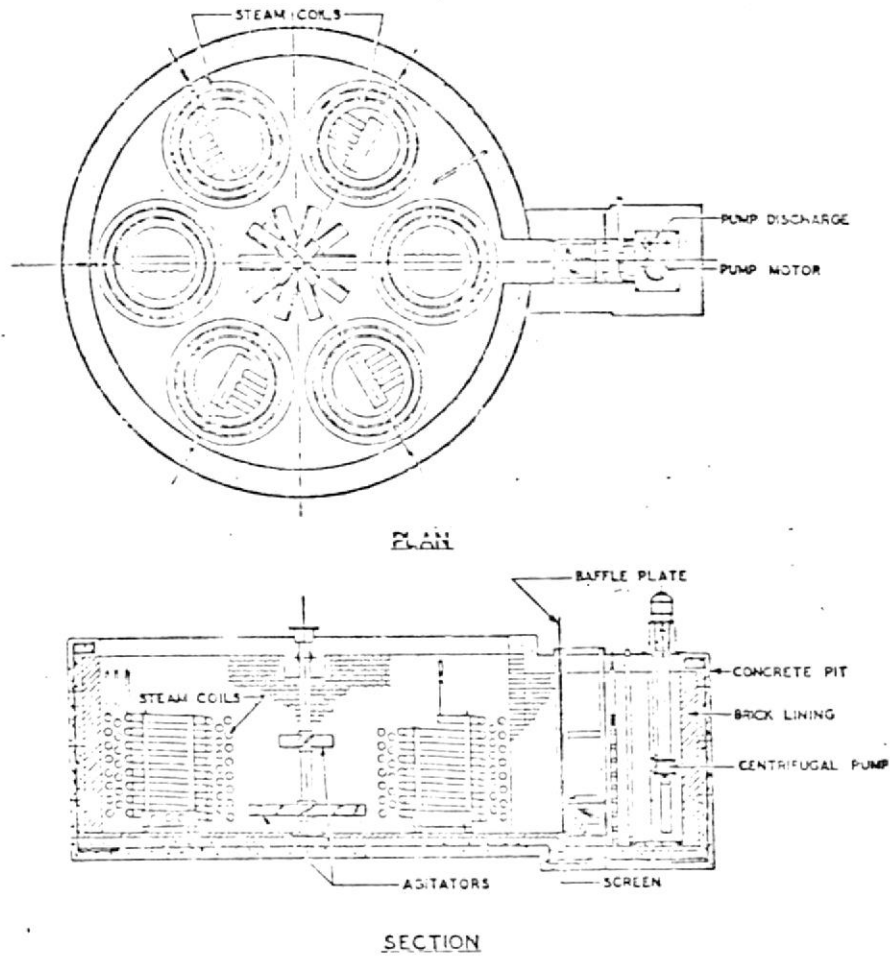
## FIGURAS

3-1	DERRETIDOR	pág. 145
3-2	VISCOSIDAD DEL AZUFRE	" 146
3-2 a	VISCOSIDAD DEL AZUFRE	" 147
3-3	CORRELACION PARA PALETAS PLANAS	" 148
3-4	GRAFICAS DE VELOCIDAD Y CAPACIDAD PARA TRANSPORTADORES HELICOIDALES	" 149
3-5	FACTORES DE FRICCIÓN PARA LADO DE TUBO	" 150
3-6	COMPARACION DE IMPELERS	" 151
3-7	VISCOSIDAD DE GASES	" 152
4-1	EQUILIBRIO ENTRE LA TEMPERATURA DE LA LLAMA DEL AZUFRE QUEMADO Y EL PESO MOLECULAR DEL GAS RESULTANTE	" 154
4-2	EMISIVIDAD DEL ANHIDRIDO SULFUROSO	" 155
4-3	FACTOR ANGULAR DE VISION $F_v$ y FACTOR DE INTERCAMBIO $F$ PARA DISCOS CUADRADOS Y RECTANGULOS PARALELOS Y OPUESTOS	" 156



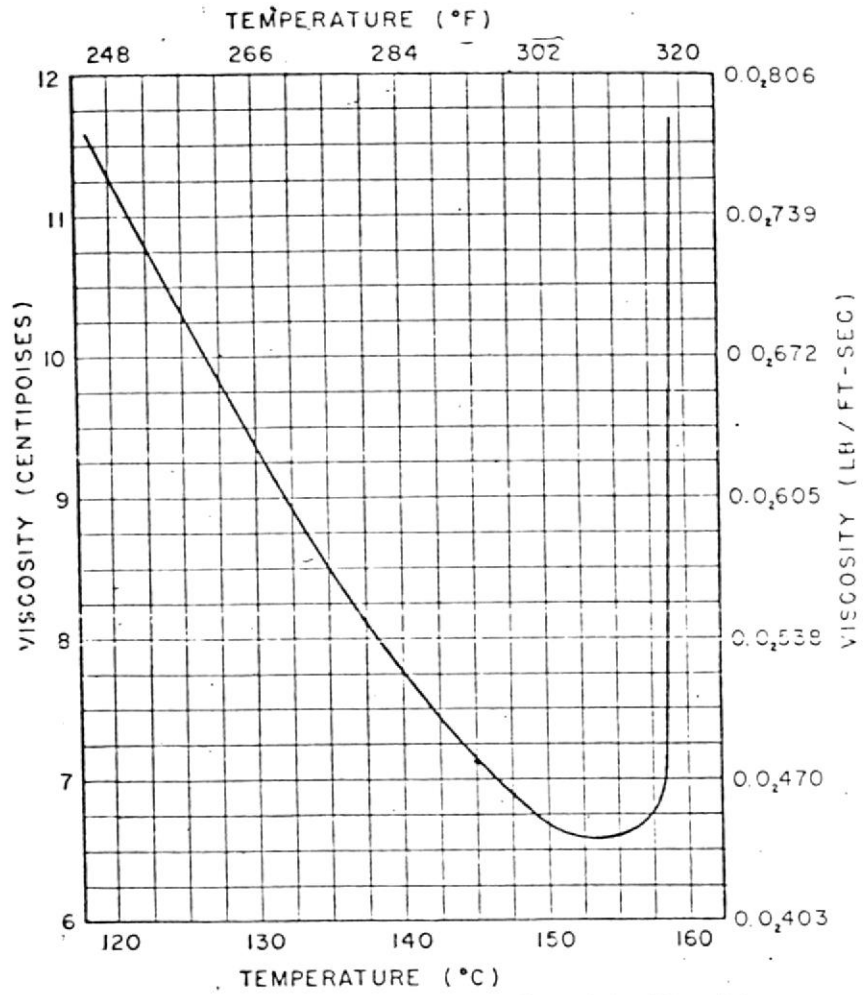
OTV

FIGURA 3-1  
DERRETIDOR



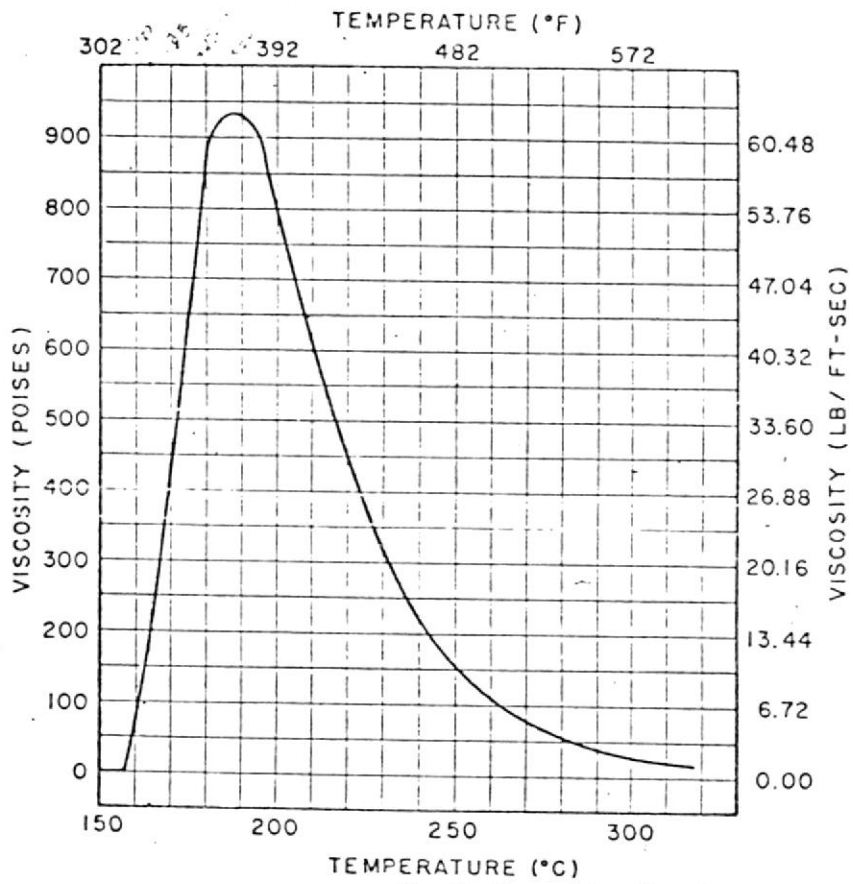
CH

F I G U R A 3-2  
 VISCOCIDAD DEL AZUFRE



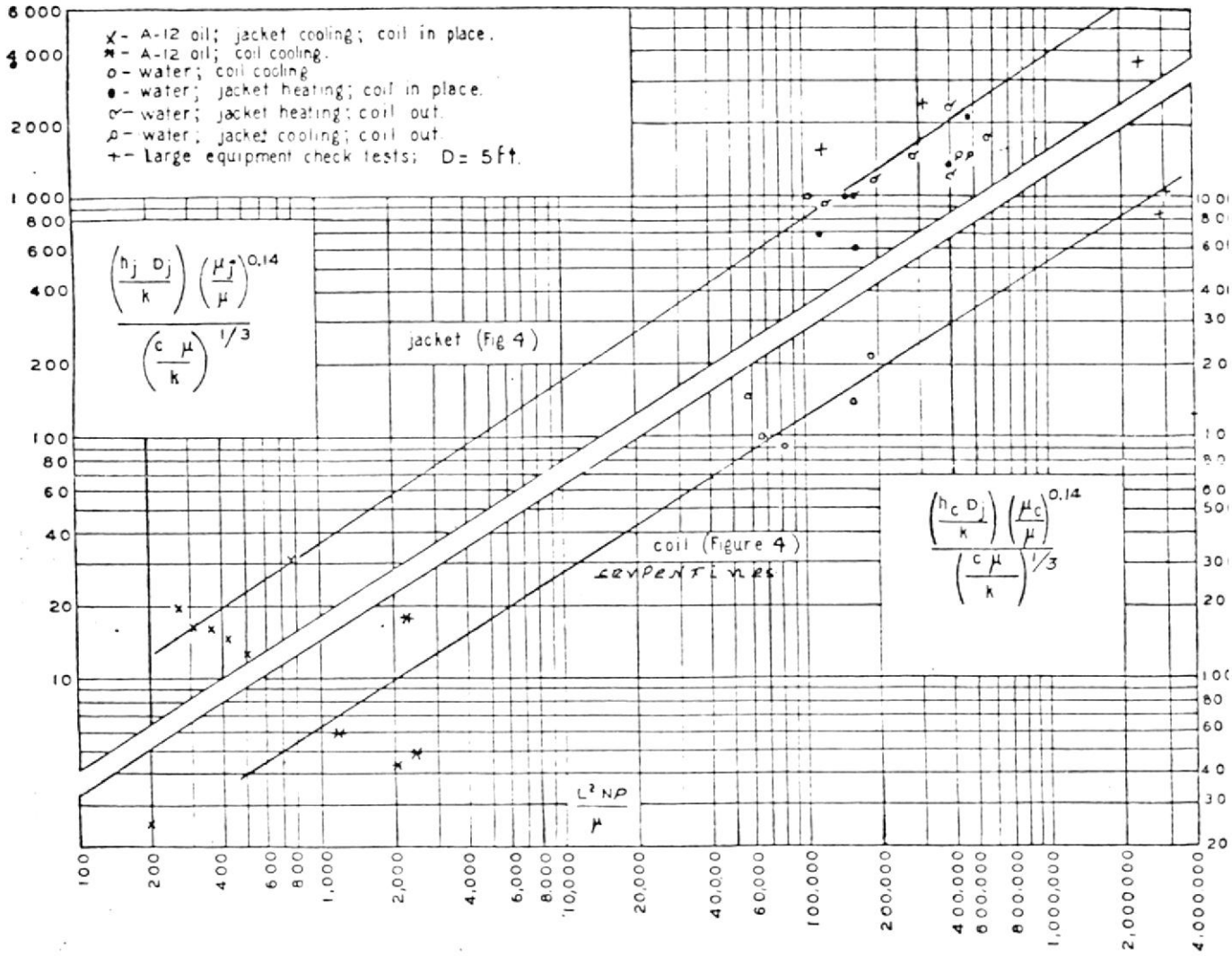
CIB

FIGURA 3 - 2 A  
VISCOCIDAD DEL AZUFRE



CIB

FIGURA 3-3  
CORRELACION PARA PALETAS PLANAS



## FIGURA 3-4

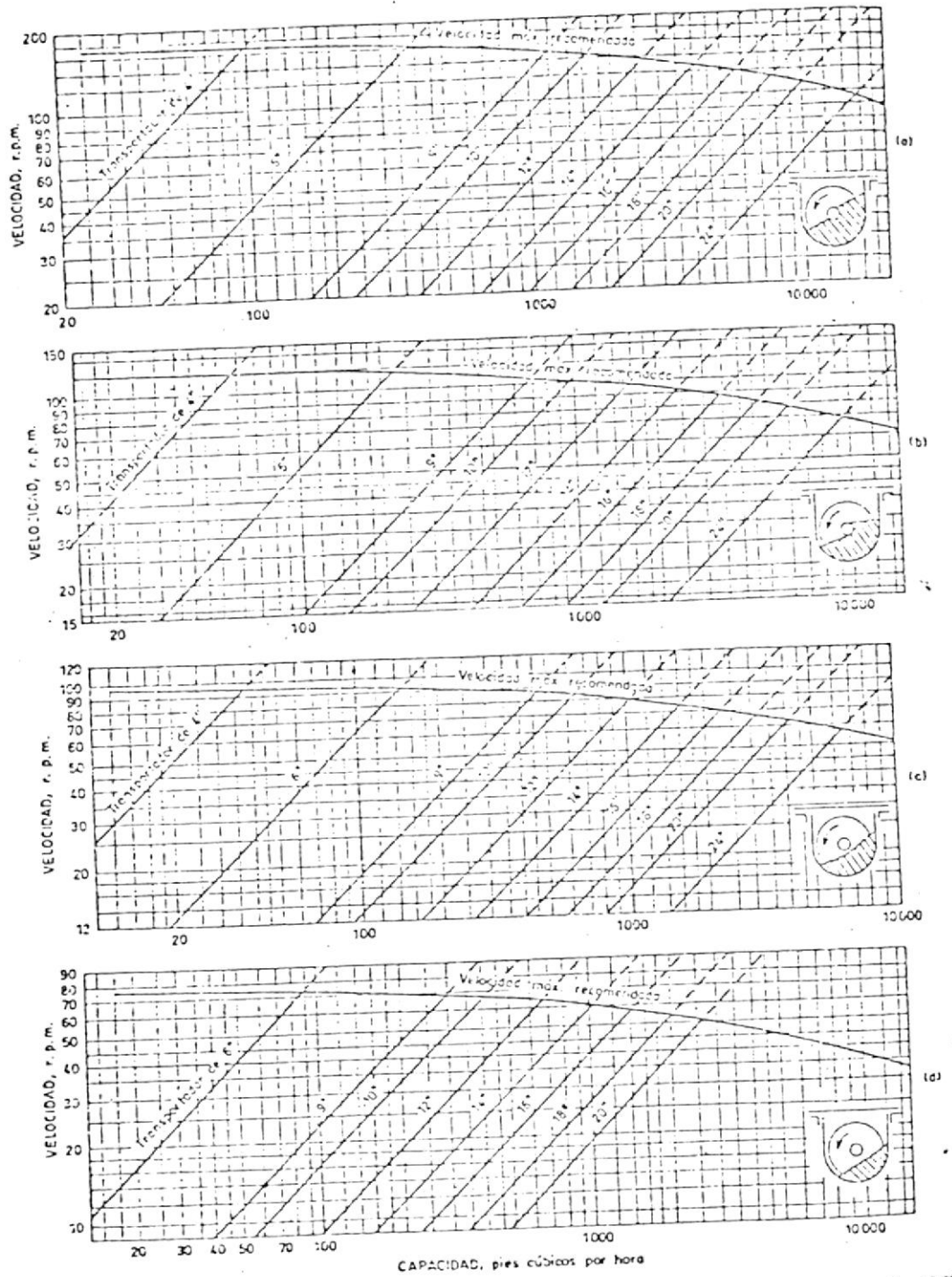


Fig. 1. Gráficas de velocidad y capacidad para transportadores helicoidales; a) cargando 45% de la sección transversal del tornillo; b) cargando 38%; c) cargando 31%; d) cargando 25% (2).

FIGURA 3-5

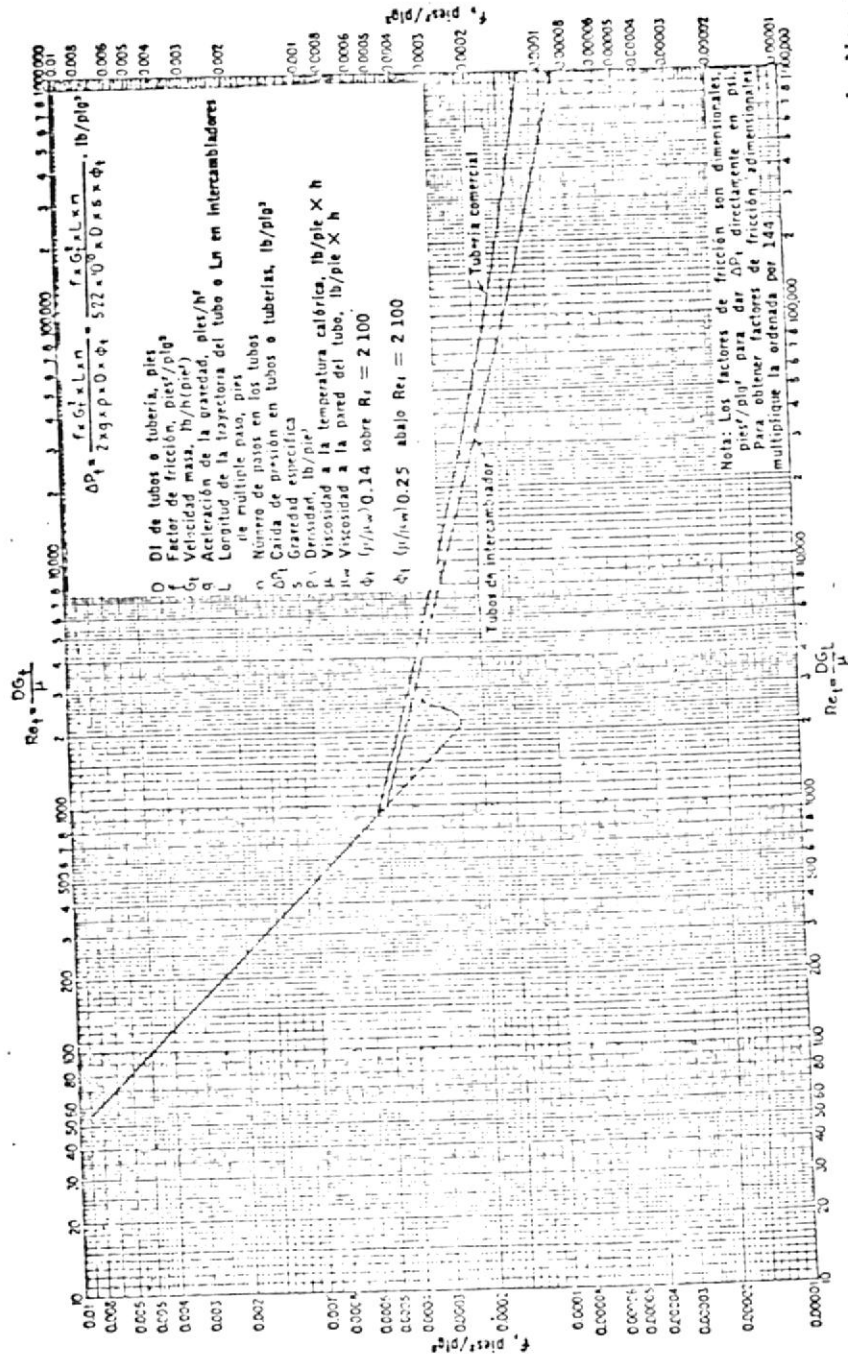
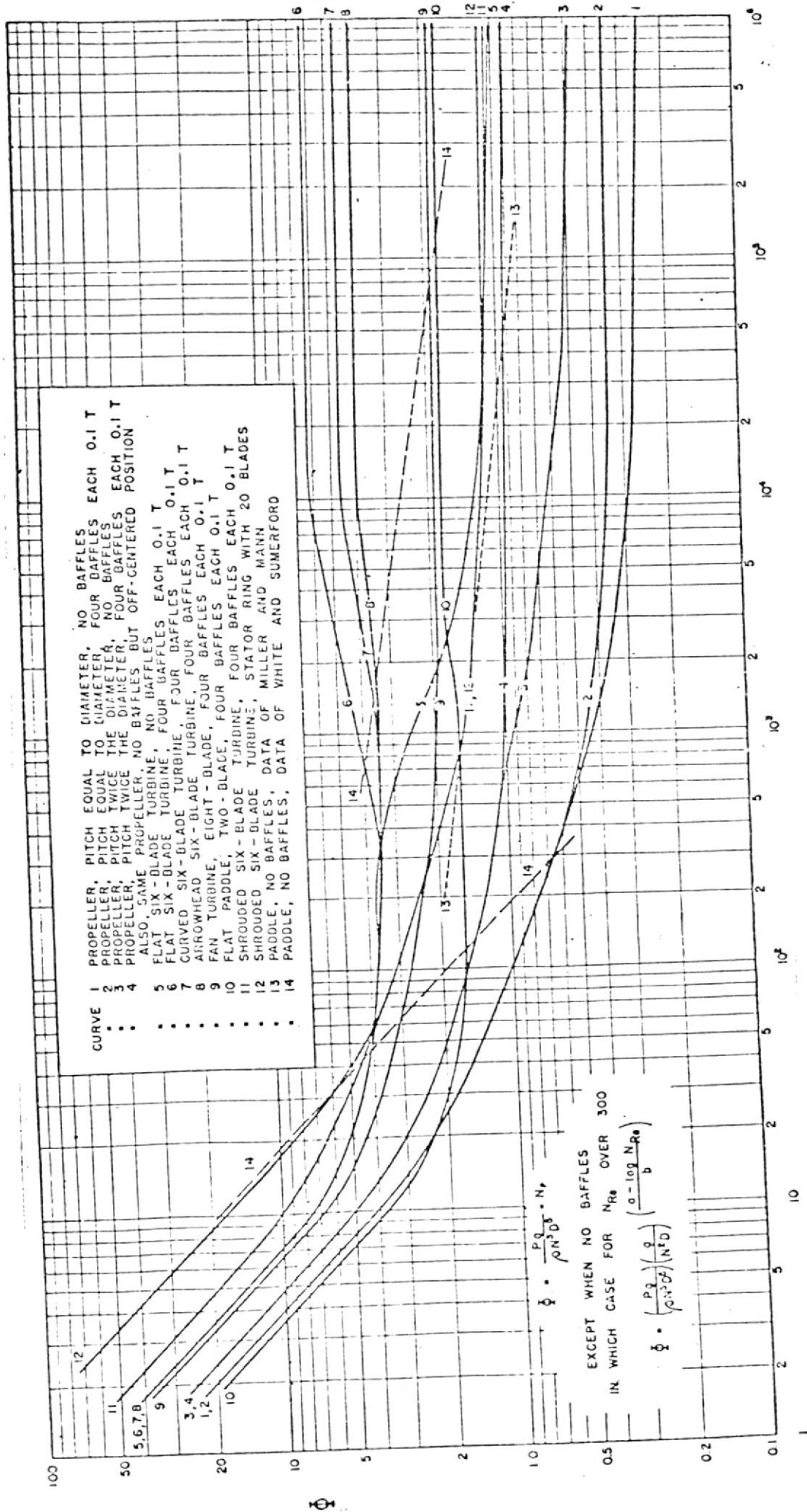


Fig. 26. Factores de fricción, para lado de tubo. (Standards Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York, 1949)



- CURVE
- 1 PROPELLER, PITCH EQUAL TO DIAMETER, NO BAFFLES EACH 0.1 T
  - 2 PROPELLER, PITCH EQUAL TO DIAMETER, FOUR BAFFLES EACH 0.1 T
  - 3 PROPELLER, PITCH TWICE THE DIAMETER, FOUR BAFFLES EACH 0.1 T
  - 4 PROPELLER, PITCH TWICE THE DIAMETER, FOUR BAFFLES EACH 0.1 T BUT OFF-CENTERED POSITION
  - 5 ALSO, SAME PROPELLER, NO BAFFLES BUT OFF-CENTERED POSITION
  - 6 FLAT SIX-BLADE TURBINE, NO BAFFLES EACH 0.1 T
  - 7 FLAT SIX-BLADE TURBINE, FOUR BAFFLES EACH 0.1 T
  - 8 CURVED SIX-BLADE TURBINE, FOUR BAFFLES EACH 0.1 T
  - 9 AIRWHEEL SIX-BLADE TURBINE, FOUR BAFFLES EACH 0.1 T
  - 10 FAN TURBINE, EIGHT-BLADE, FOUR BAFFLES EACH 0.1 T
  - 11 FLAT PADDLE, TWO-BLADE, FOUR BAFFLES EACH 0.1 T
  - 12 SHROUDED SIX-BLADE TURBINE, FOUR BAFFLES EACH 0.1 T
  - 13 SHROUDED SIX-BLADE TURBINE, STATOR RING WITH 20 BLADES
  - 14 PADDLE, NO BAFFLES, DATA OF MILLER AND SUMERFORD

EXCEPT WHEN NO BAFFLES IN WHICH CASE FOR  $N_{Re}$  OVER 300

$$\phi = \frac{P_g}{\rho N^3 D^5} \cdot N_r$$

$$\phi = \left( \frac{P_g}{\rho N^3 D^5} \right) \left( \frac{a - \log N_{Re}}{b} \right)$$

NUMERO DE REYNOLDS  $\frac{D^2 N \rho}{\mu}$

- D Diámetro del impeler
- N Velocidad rotacional del impeler
- $\rho$  Densidad del líquido
- $\mu$  Viscosidad del líquido
- P Poder lbs-pie/seg.
- g Constante gravitacional
- T Diámetro del tanque
- $N_p$  Número de poder
- $N_{Re}$  Número de Reynold

FIGURA 3-6

Comparación de Impelers

## FIGURA 3-7

VISCOSIDADES DE GASES\*  
Para usarse como Coordenadas con la Fig. 15

Gas	X	Y
Acetato de Etilo .....	8.5	13.2
Acetona .....	8.9	13.0
Acetileno .....	9.8	14.9
Acido Acético .....	7.7	14.3
Agua .....	8.0	16.0
Aire .....	11.0	20.0
Alcohol Etilico .....	9.2	14.2
Alcohol Metilico .....	8.5	15.6
Alcohol Propilico .....	8.4	13.4
Amoniaco .....	8.4	16.0
Argón .....	10.5	22.4
Benceno .....	8.5	13.2
Bromo .....	8.9	19.2
Buteno .....	9.2	13.7
Butileno .....	8.9	13.0
Bióxido de Azufre .....	9.6	17.0
Bióxido de Carbono .....	9.5	18.7
Bisulfuro de Carbono .....	8.0	16.0
Bromuro de Hidrógeno .....	8.8	20.9
Cianógeno .....	9.2	15.2
Ciclohexano .....	9.2	12.0
Cianuro de Hidrógeno .....	9.8	14.9
Cloro .....	9.0	18.4
Cloroformo .....	8.9	15.7
Cloruro de Etilo .....	8.5	15.6
Cloruro de Hidrógeno .....	8.8	18.7
Cloruro de Nitrosilo .....	8.0	17.6
Etano .....	9.1	14.5
Eter Etilico .....	8.9	13.9
Etileno .....	9.5	15.1
Flúor .....	7.5	23.8
Freon 11 .....	10.6	15.1
Freon 12 .....	11.1	16.0
Freon 21 .....	10.8	15.3
Freon 22 .....	10.1	17.0
Freon 113 .....	11.3	14.0
Helio .....	10.9	20.5
Hexano .....	8.6	11.8
Hidrógeno .....	11.2	12.4
3H <sub>2</sub> + 1N <sub>2</sub> .....	11.2	17.2
Yodo .....	9.0	18.4
Yoduro de Hidrógeno .....	9.0	21.3
Mercurio .....	5.3	22.9
Metano .....	9.9	15.5
Monóxido de Carbono .....	11.0	20.0
Nitrógeno .....	10.6	20.0
Oxido Nítrico .....	10.9	20.5
Oxido Nitroso .....	8.8	19.0
Oxígeno .....	11.0	21.3
Pentano .....	7.0	12.8
Propano .....	9.7	12.9
Propileno .....	9.0	13.8
Sulfuro de Hidrógeno .....	8.6	18.0
Tolueno .....	8.6	12.4
2, 3, 3-Trimetilbutano .....	9.5	10.5
Xenón .....	9.3	23.0

\* De Perry, J. H., "Chemical Engineers' Handbook" 3d ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York 1950.

## FIGURA 3-7

930

PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

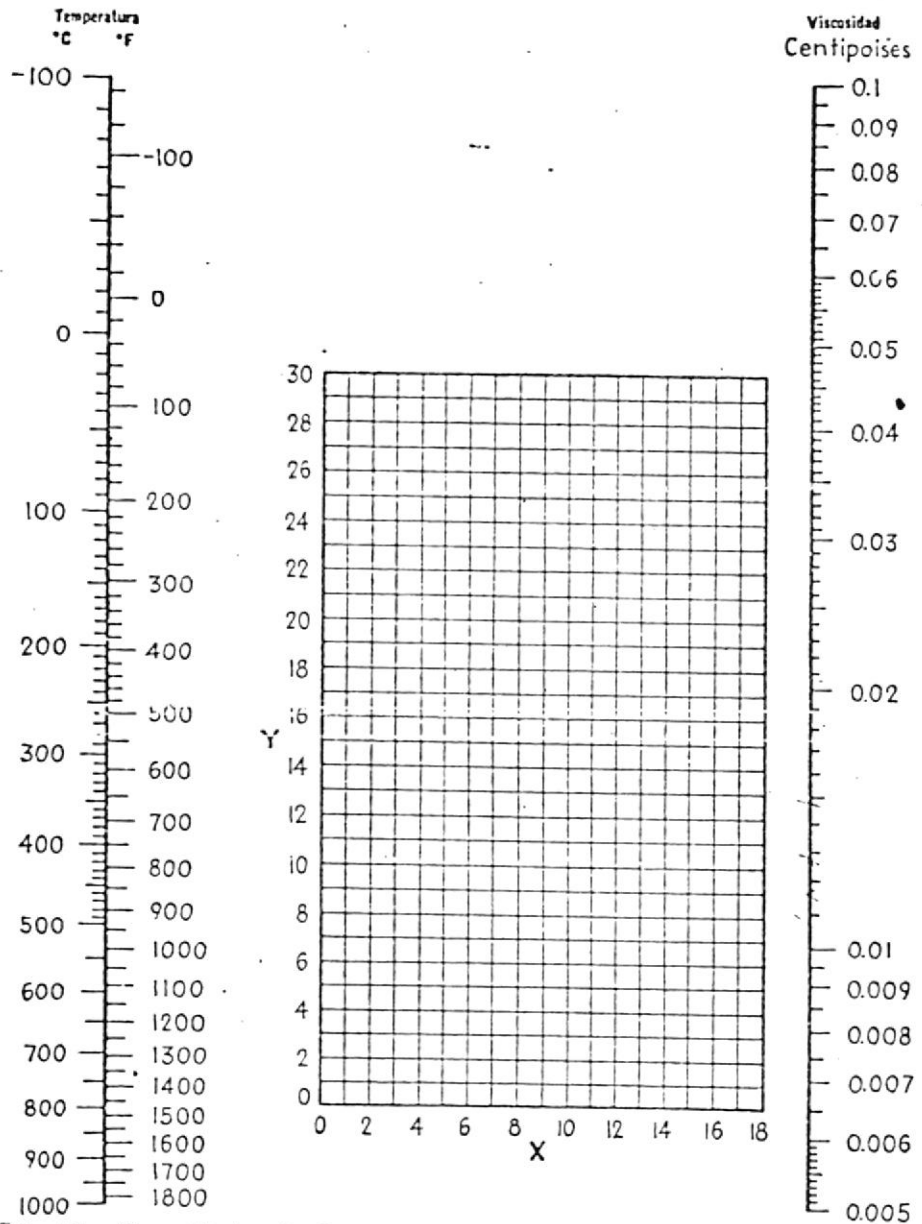


FIG. 15. Viscosidades de Gases. (Perry, "Chemical Engineers' Handbook", 3d ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950)

FIGURA 4-1

EQUILIBRIO ENTRE LA TEMPERATURA DE LA LLAMA DEL AZUFRE QUEMADO  
Y EL PESO MOLECULAR DEL GAS RESULTANTE

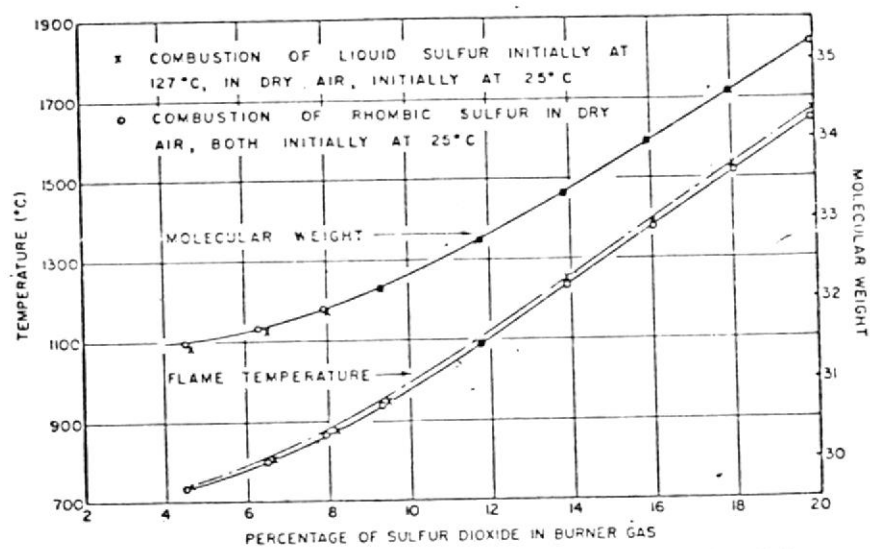
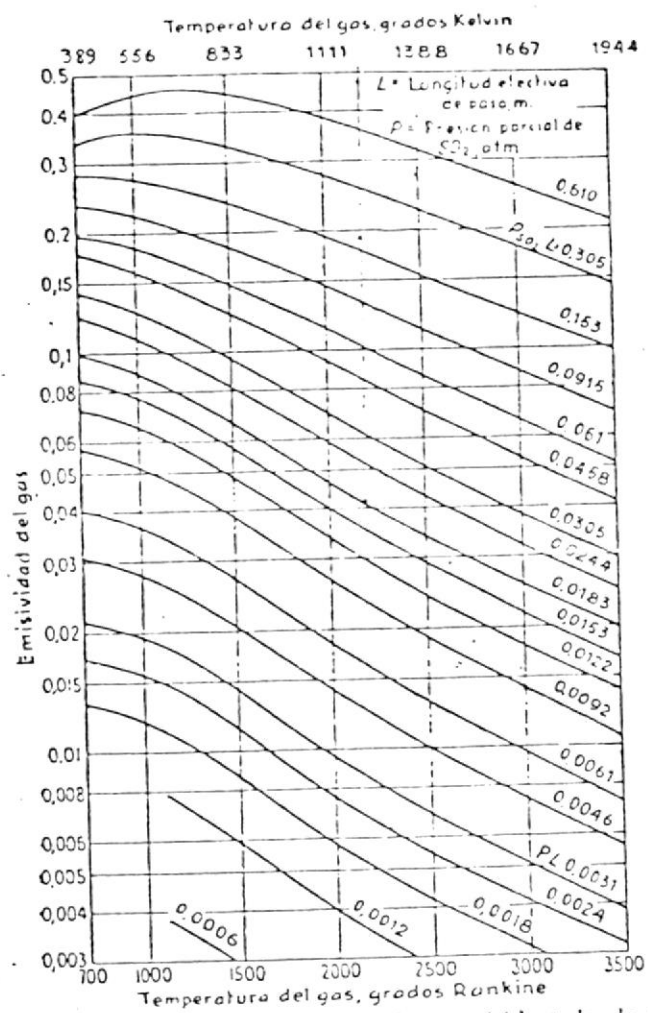


FIGURA 4-2

FIG. 4-21. Emisividad del anhídrido sulfuroso. (Adaptado de Guerrieri<sup>2</sup>).

## FIGURA 4-3

72

## TRANSMISION DE CALOR

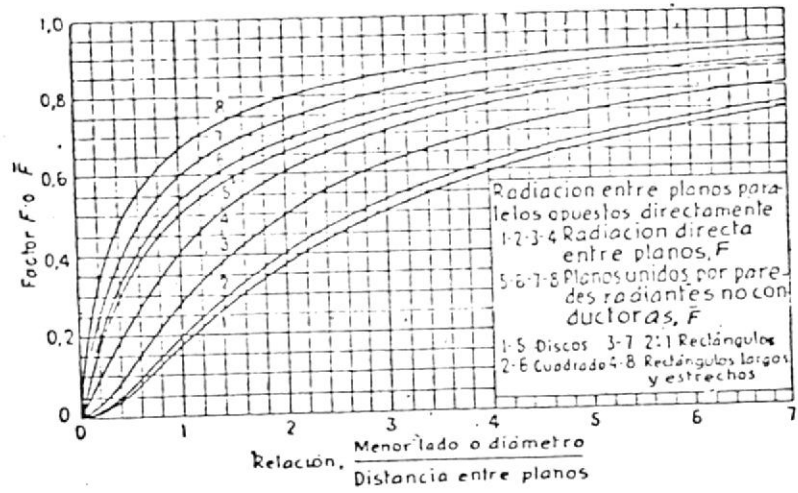
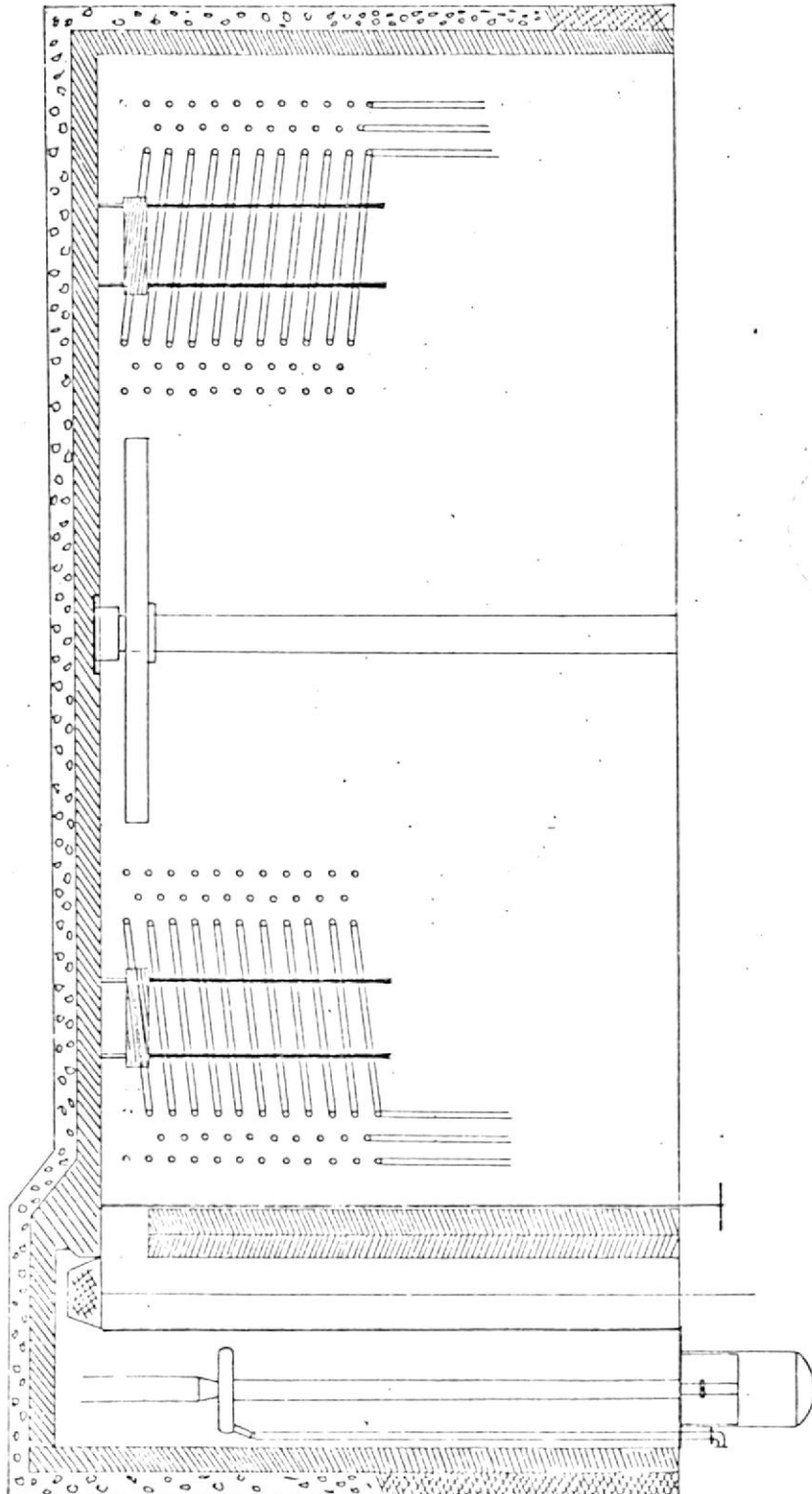


FIG. 4-11. Factor angular de visión  $F$  y factor de intercambio  $F$  para discos, cuadrados y rectángulos, paralelos y opuestos.

## A P E N D I C E C

## G R A F I C O S

3-1	DERRETIDOR	Pág. 158
3-2	DISTRIBUCION DE SERPENTINES	" 159
4-1	QUEMADOR VENTURI	" 160



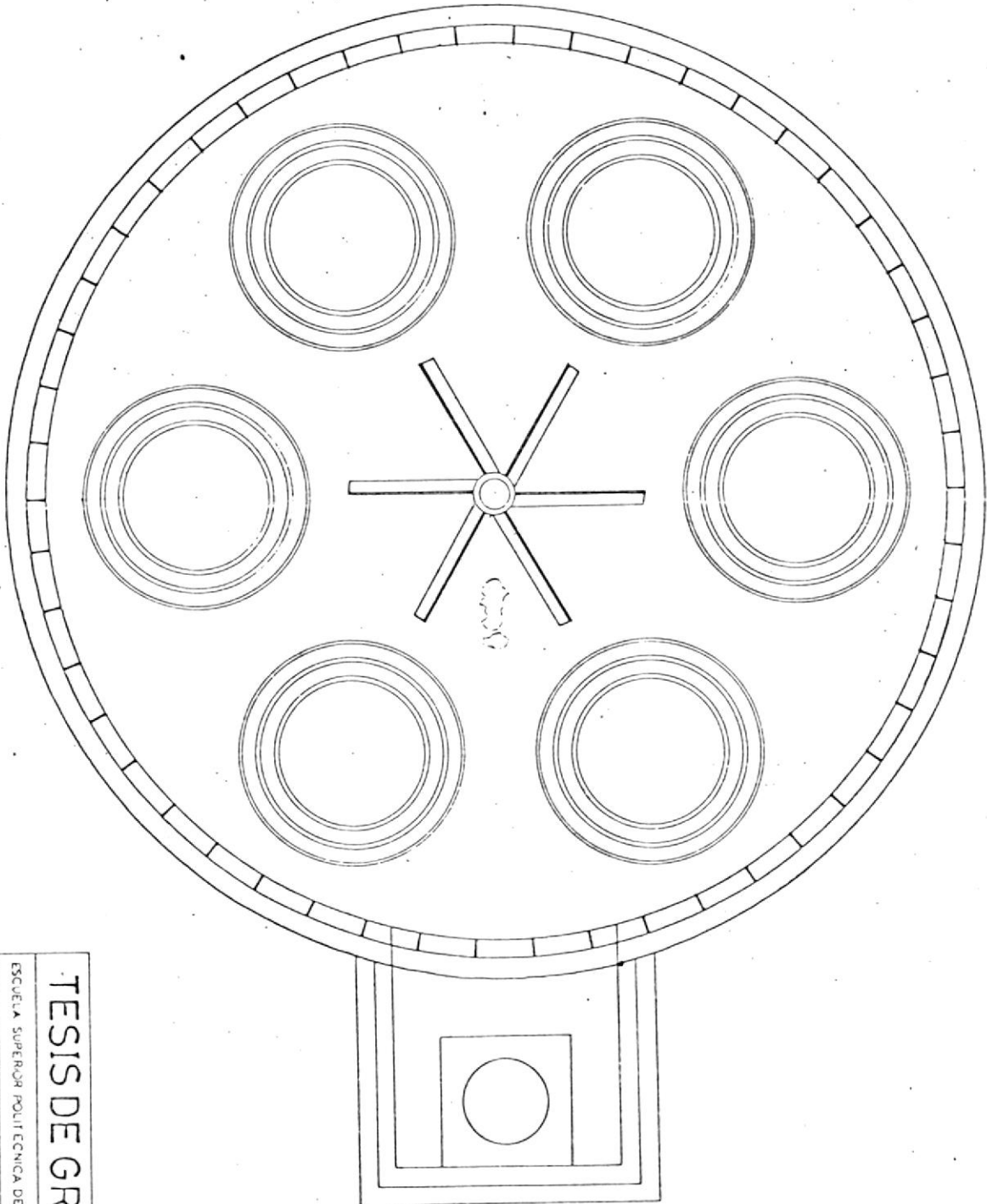
# TESIS DE GRADO

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

GRÁFICO 3-1 DERRETTIDOR

Preparado JORGE LEÓN H. ENERO 1978

Aprobado ING. G. ASPIAZU S.



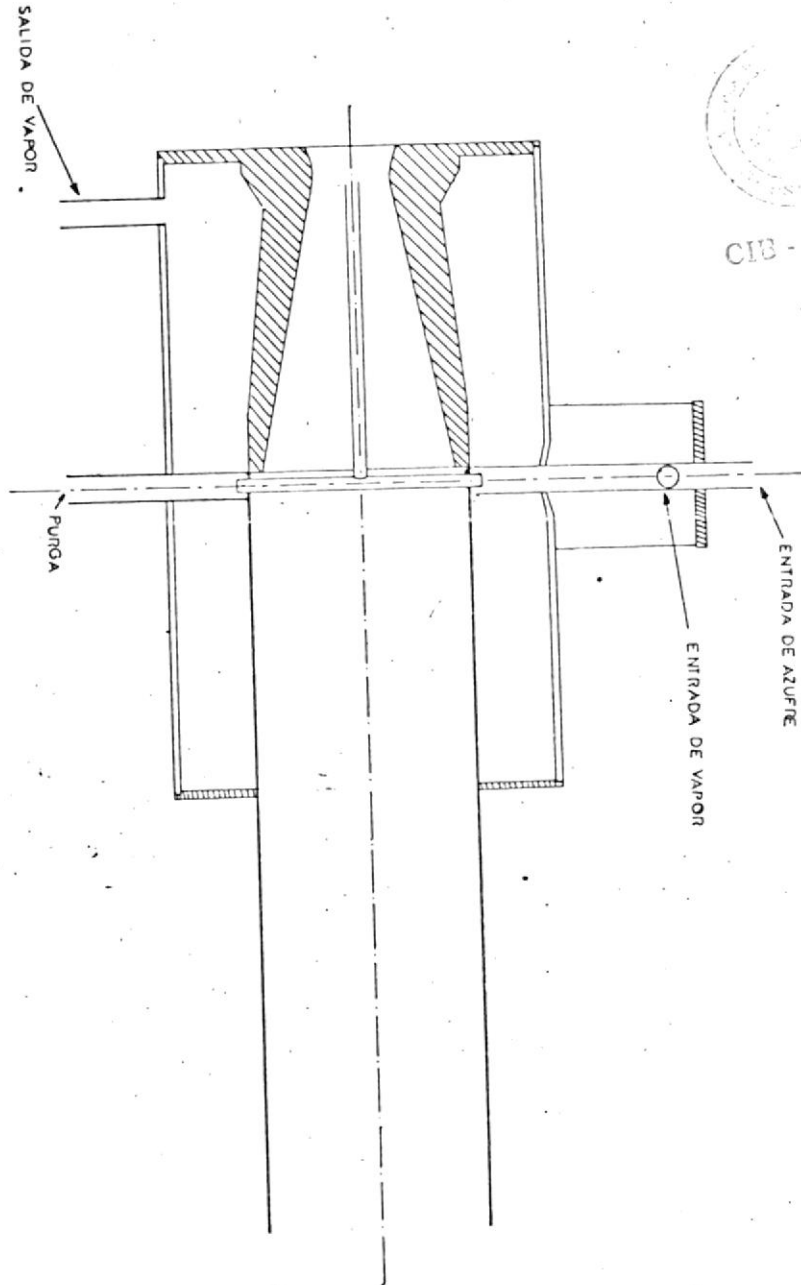
# TESIS DE GRADO

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

DISTRIBUCION DE SERPENTINES

Preparado POR JORGE LEON H.

ENERO 1978



# TESIS DE GRADO

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

GRUPO 4-1 QUBINADOR VENTURI

Preparado JORGE LEÓN H. ENERO 1978

Aprobado Ing. G. ASPIAZU S.

## SIMBOLOGIA

$A$	=	Constante (Kcal/gr-mol); Area de transferencia; Area de entrada al quemador; Area transversal del tubo (pie <sup>2</sup> )
$A_2$	=	Area de salida del quemador (pie <sup>2</sup> )
$A_c$	=	Area de las paredes (pie <sup>2</sup> )
$A_c'$	=	Area del sumidero excluyendo las superficies frías (pie <sup>2</sup> )
$A_R$	=	Area de radiación (pie <sup>2</sup> )
$a$	=	Constante (cal/gr-mol)
$B$	=	Constante (cal/gr-mol °K)
$b$	=	Constante (cal/gr-mol °K)
$C$	=	Capacidad del transportador (M <sup>3</sup> /minuto)
$C_0$	=	Velocidad del sonido (pie/Seg)
CV	=	Potencia en caballos vapor
$c$	=	Constante (cal/gr-mol); Calor específico (BTU/lb)
$D$	=	Diámetro del tanque
$D_0$	=	Diámetro de 1 gota (micrones)
$d$	=	Constante (cal/gr-mol); Diámetro del tubo (pie)
$d_t$	=	Diámetro de la garganta del quemador (pulg)
$F$	=	Coefficiente de material
$F_{CF}$	=	Factor de forma
$\bar{F}_{CF}$	=	Factor geométrico dimensional
$F_{RC}$	=	Factor de forma geométrico
$f$	=	Factor de fricción
$G$	=	Velocidad de masa $\frac{\text{lbs}}{\text{hora-pie}^2}$
$G_T^\circ$	=	Función de Gibbs



- $g$  = Aceleración de la gravedad (pie/Seg)  
 $g_c$  = Constante gravitacional ( $\frac{\text{lbm-pie}}{\text{lbs}_f\text{-Seg}^2}$ )  
 $H$  = Pérdidas por fricción (pie)  
 $H_f$  = Entalpia de formación (Kcal/gr-mol)  
 $H_L$  = Pérdida total por fricción (pie)  
 $H_T$  = Entalpia absoluta (Kcal/gr-mol)  
 $h$  = altura del tanque (pie)  
 $h_1, h_2$  = Entalpia del Azufre (BTU/lb)  
 $h_c$  = Coeficiente de transferencia de calor por convección (BTU/hora-pie<sup>2</sup>-°F)  
 $h_{oi}$  = Coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro interior (BTU/hora-pie<sup>2</sup>-°F)  
 $h_T$  = Entalpia en (Kcal/gr-mol)  
 $K$  = Relación de calores específicos; Coeficiente de Pérdidas por fricción  
 $K_p$  = Constante de equilibrio  
 $k$  = Conductividad térmica (BTU/hora-pie<sup>2</sup>-°F/pie)  
 $L$  = Longitud de las paletas (pie); Longitud del transportador (metros); Longitud de la tubería (pie); Longitud efectiva (metros); Espesor del refractario (pie).  
 $L'$  = Longitud del Serpentin (pie)  
 $M$  = Número de Mach  
 $N$  = Velocidad del agitador (RPH) o (RPS)  
 $N_m$  = Número de moles de la reacción  
 $Nu$  = Número de Nussett



CIB-100-1

- $P$  = Potencia ( $H_p$ ); Presión (Atm)  
 $P_B$  = Presión de la cámara (lbs/pulg<sup>2</sup>)  
 $P_r$  = Número de Prandtl  
 $P_i$  = Presión parcial (atm)  
 $P_o$  = Presión de la cámara (atm)  
 $p_o$  = Presión para las condiciones de estancamiento (lbs/pulg<sup>2</sup>)  
 $Q$  = Flujo de calor (BTU/hora); Calor producido por la reacción (Kcal/gr-mol); Flujo de Azufre líquido (lbs/hora)  
 $Q_A$  = Relación volumétrica del Azufre líquido (pie<sup>3</sup>/Sg)  
 $Q_L$  = Relación volumétrica del aire (pie<sup>3</sup>/Sg)  
 $R$  = Constante universal de los gases ( $\frac{\text{lbs}_f \cdot \text{pie}}{\text{lbs}_m \cdot ^\circ R}$ );  
 Resistencia térmica ( $\frac{\text{hora} \cdot ^\circ F}{\text{BTU}}$ )  
 $R_d$  = Factor de incrustación  
 $Re$  = Número de Reynolds  
 $Re_j$  = Número de Reynolds modificado  
 $r$  = Radio del Serpentin (pie)  
 $T$  = Temperatura ( $^\circ K$ )  
 $T_c$  = Temperatura de la pared ( $^\circ R$ )  
 $T_F$  = Temperatura de la llama ( $^\circ R$ )  
 $T_g$  = Temperatura del gas ( $^\circ R$ )  
 $T_o$  = Temperatura para las condiciones de estancamiento ( $^\circ R$ )  
 $T_2$  = Temperatura de salida ( $^\circ R$ )  
 $U_c$  = Coeficiente total limpio (BTU/hora-pie<sup>2</sup>- $^\circ F$ )  
 $U_D$  = Coeficiente total de diseño (BTU/hora-pie<sup>2</sup>- $^\circ F$ )  
 $u$  = Velocidad relativa del gas con respecto al líquido (pie/Sg)



- $V$  = Volúmen del tanque ( $\text{pie}^3$ ); Velocidad ( $\text{pie/Sg}$ )  
 $V_S$  = Velocidad a la salida del quemador ( $\text{pie/Seg}$ )  
 $V_2$  = Velocidad de entrada del Azufre líquido al quemador ( $\text{pie/Sg}$ )  
 $v$  = Volúmen específico ( $\text{pie}^3/\text{lb}$ )  
 $w$  = Flujo de vapor ( $\text{lbs/hora}$ ); Flujo de Azufre líquido ( $\text{pie/Seg}$ ); Flujo de aire ( $\text{lbs/seg}$ )  
 $w'$  = Densidad del Azufre sólido ( $\text{Kg/M}^3$ )  
 $w_A$  = Flujo de Aire ( $\text{lbs/hora}$ )  
 $w_L$  = Flujo de Azufre líquido ( $\text{lbs/hora}$ )  
 $X$  = Arista (metros); Número de moles de Azufre  
 $Y$  = Número de moles de  $\text{SO}_2$   
 $Z$  = Número de moles de  $\text{O}_2$   
 $\gamma$  = Peso específico ( $\text{lbs/pie}^3$ )  
 $\Delta G_T^\circ$  = Variación de la función de Gibbs  
 $\Delta H_f$  = Variación de Entalpia de formación ( $\text{Kcal/gr-mol}$ )  
 $\Delta p$  = Caída de presión en los serpentines ( $\text{lbs/pie}^2$ )  
 $\Delta p'$  = Caída de presión para tuberías rectas  
 $\Delta S_T$  = Variación de entropía ( $\text{cal/gr-mol-}^\circ\text{K}$ )  
 $\Delta v$  = Diferencia entre los moles de la reacción y los moles de los reactantes.  
 $\epsilon$  = Altura de las rugosidades (cm)  
 $\epsilon_c$  = Emisividad del sumidero  
 $\epsilon_f$  = Emisividad de la llama  
 $\mu$  = Viscosidad a la temperatura promedio ( $\text{lbs/hora-pie}^2$ )  
 $\mu_c$  = Viscosidad a la temperatura de la superficie del serpentín



(lbs/hora-pie<sup>2</sup>)

$\rho$  = Densidad (lbs/pie<sup>3</sup>)

$\rho_0$  = Densidad a las condiciones de estancamiento (lbs/pie<sup>3</sup>)

$\sigma$  = Constante de Stefan-Boltzman (BTU/pie<sup>2</sup>-hora-°R<sup>4</sup>)

$\Phi$  = Factor de poder

$\phi$  = Variación de entropía (cal/gr-mol-°K)

## BIBLIOGRAFIA

- 1 - Werner W. Duecker, *The Manufacture of Sulfuric. Acid*, third printing Reinhold Publishing Corporation, New York 1.966.
- 2 - J. H. Chilton, J. B. Drew, y R. H. Jebens *Industrial and Engineering Chemistry*, pág. 510 - 515 Volúmen 36 N° 6, Junio de 1.944.
- 3 - B. A. Axelrad and L. A. Nelson Jr. *Industrial and Engineering Chemistry*, pág 1.212 - 1.215 Volúmen 42 N° 11 November 1.950.
- 4 - Donald Q. Kern. *Procesos de Transferencia de Calor*, Primera Edición en Español Compañía Editorial Continental, S.A., México, Décima impresión 1.976.
- 5 - Raymond E. Kirk y Donald F. Othmer *Enciclopedia de Tecnología Química*, Tomo II, Primera Edición en Español ; Unión Tipográfica Editorial Hispano-América- México 1.961.
- 6 - Joseph H. Keenan and Frederick G. Keyes *Thermodynamic Properties of Steam*, First Edition, John Wiley & Sons, Inc. New York, Enero 1.967
- 7 - Babcock & Wilcox, *Steam Thirty-Eight Edition* - 1.972
- 8 - J. H. Rushton, E. W. Costich, And H. J. Everett, *Chemical - Engineering Progress*, Part I, pág. 395-404, Volúmen 46 N° 8,

- August, 1.950. Part II pág. 467 - 476 Volúmen 46 N° 9 September 1.950.
- 9 - E. H. Conroy, Jr. and H. F. Johnstone *Industrial and Engineering Chemistry*, pág. 2.741 - 2.748 Volúmen 41 N° 12, December 1.949
- 10 - Ascher H. Shapiro *The Dynamics and Thermodynamics of Compressible Fluid Flow*. Volúmen I, The Ronald Press Company, New York 1.953.
- 11 - Joseph H. Keenan and Joseph Kaye, *Gas Tables*, John Wiley & Sons, Inc. New York Twelfth Printing, April 1.966
- 12 - R. G. Arklie, A. Crawley, A. R. Leger *Pulp and Paper Magazine of Canada*, pág. 108 - 115 September 1.951.
- 13 - Kenneth Wark *Thermodynamics Second Edition*, Mc. Graw - Hill Book Company, 1.966.
- 14 - Robert C. Weast, *Handbook of Chemistry and Physics*. 53<sup>rd</sup>. Edition, The Chemical Rubber Co. ( C.R.C.) 1.972 - 1.973
- 15 - D. R. Stull, *Industrial and Engineering Chemistry*, pág. 1.968-1.973 Volúmen 41 N° 9 Sept. 1.949.
- 16 - John H. Perry *Manual del Ingeniero Químico Tomo I Traducción de la Tercera Edición*, Unión Tipográfica Editorial Hispano - América 1.958

- 17 - William H. Mc. Adams *Transmisión de calor. Tercera Edición*  
Mc. Braw - Hill Book Company, Inc. 1.964
- 18 - Frank Kreith *Principles of Heat Transfer Third Edition* -  
IEP-A DUN - Donnelley Publisher 1.973.
- 19 - Víctor L. Streeter y *Mecánica de los Fluídos Segunda Edi -*  
*ción.* Mc Graw-Hill Book Company, Inc. 1.963
- 20 - Gilberto Sotelo Avila *Selección y Operación de Bombas de*  
*Agua y Sistemas de Bombeo IV Jornadas de Ingeniería Civil*  
1.977
- 21 - Russel W. Henke, *Introduction to Fluid Mechanics, Second*  
*Printing Addison - Wesley Publishing Company, 1.967*
- 22 - Harry L. Solberg, Orville C. Cromer Albert R. Spalding, -  
*Thermal Engineering John Wiley & Sons, Inc. 1.960*



