

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

CALCULO DE PLANTA PARA PRODUCIR $50 \frac{T}{D}$ DE
SULFITO DE SODIO EN SOLUCION

T E S I S
QUE PARA OBTENER
EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA
JOSE FERNANDO ALCANTARA CARDENAS



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Tesis 1977
NO M-13
FECHA _____
PROC _____
S _____



QUIMICA

CON CARIÑO A MIS PADRES
QUE TODO LES DEBO.

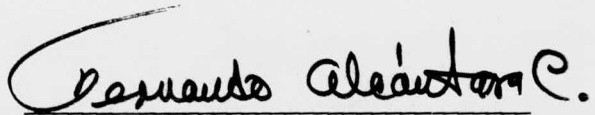
JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE

SEGUN EL TEMA

PRESIDENTE	<u>JESUS VALDES FELIX</u>
VOCAL	<u>ANTONIO VALIENTE BARDERAS</u>
SECRETARIO	<u>JORGE MARTINEZ MONTES</u>
1er. SUPLENTE	<u>CLAUDIO AGUILAR MARTINEZ</u>
2o. SUPLENTE	<u>SERGIO FCO. LARIOS Y SANTILLAN</u>

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA : ALKA MEX, S. A.

SUSTENTANTE :


JOSE FERNANDO ALCANTARA C.

ASESOR DEL TEMA :


JESUS VALDES FELIX.

I N D I C E

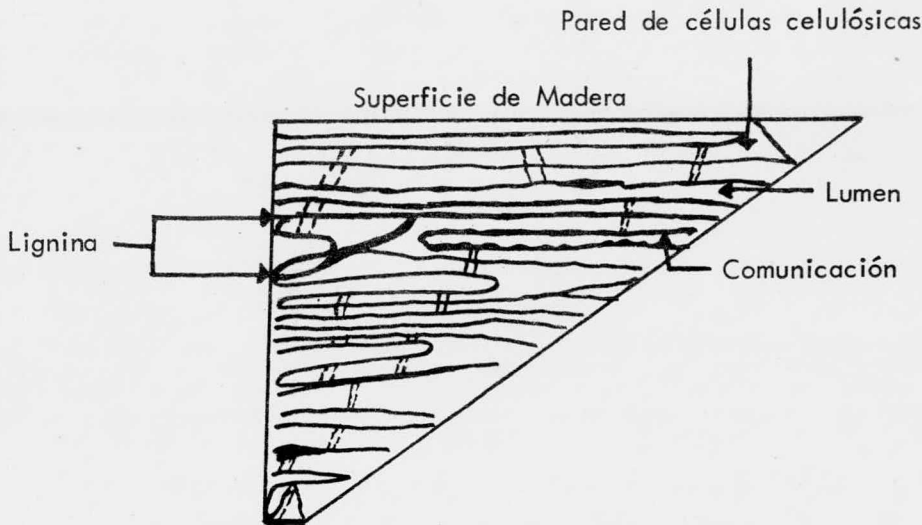
	Pág.
INTRODUCCION.....	1
DESCRIPCION DEL PROCESO	4
CALCULO DE LA PLANTA.....	10
INSTRUMENTACION	72
CONCLUSIONES.....	79
BIBLIOGRAFIA.....	80

"INTRODUCCION"

El desarrollo actual y la creciente demanda de celulosa para la fabricación de papel; ha motivado la búsqueda de técnicas más eficientes y económicas para la cocción de la madera o del bagazo de caña. La más reciente, consiste en tratarlos con una solución acuosa de sulfito de sodio-sosa; por lo que en el presente trabajo se desarrollará el diseño de una planta para producir sulfito de sodio.

La cocción consiste en la separación de las fibras de celulosa que están unidas por la lignina; la cual, se elimina, para crear las propiedades deseables en su tratamiento posterior; ésto, se logra solubilizando la capa de lignina que rodea la celulosa.

La lignina existe en gran parte en la capa media del tejido si tuado entre fibras adyacentes o células y en menor cantidad en la matriz celulósica.



Para eliminar la lignina, es necesario que los sitios de reacción sean alcanzados por los reactivos; la penetración está altamente influenciada por la densidad o estructura del bagazo o madera, así como por la presencia de resinas.

Una vez que los reactivos delignificantes llegan a las áreas de la lignina, las reacciones químicas asociadas con el proceso de delignificación proceden dando como producto lignina y derivados de hemicelulosa.

Anteriormente solo se empleaba el método descubierto por Benjamín C. Tilghman en 1967, el cual consistía en usar un licor en la cocción formado por ácido sulfuroso, bisulfito y bióxido de azufre. Tal proceso puede llevarse a cabo únicamente con bióxido de azufre, siempre y cuando se usen elevadas temperaturas, altas concentraciones de reactivos además de requerir largos tiempos de reacción.

Los problemas que se presentan al usar éste licor son : bajos -- rendimientos cuando la madera contiene muchas resinas, y el requerimiento de largos tiempos de reacción.

Para mejorar el proceso de elaboración de la celulosa, en la actualidad se emplea un nuevo método que consiste en usar una mezcla de - sulfito de sodio-sosa con la cual se logra un ataque a la lignina más selectivo; obteniéndose mejores rendimientos y disminución en el tiempo de cocción y en los problemas de reacción por alto contenido de resinas.

Una de las reacciones que se llevan a cabo en la cocción es la adición de sulfito de sodio al doble enlace enólico en la molécula de lignina. Esto puede ser expresado de la siguiente forma :



El producto que resulta de la reacción es una molécula con un momento dipolar mayor que el de la lignina lo cual la hace soluble en -- agua y de fácil eliminación.

"DESCRIPCION DEL PROCESO"

Las materias primas que se emplean para producir el sulfito de sodio son : azufre, sosa, aire y agua.

El azufre es fundido en unos fosos de fusión, de donde es bombeado al horno de combustión y allí en presencia de aire (el cual es introducido con un ventilador) reacciona para formar el SO_2 . Los gases de combustión SO_2 , O_2 , N_2 y vapor de H_2O pasan a través de una caldera donde son enfriados y al ceder su calor genera vapor, el cual se utiliza para fundir el azufre, posteriormente éstos gases pasan a una torre de absorción empacada donde se lleva a cabo la absorción con reacción química para formar el sulfito de sodio en solución acuosa.

Los gases que no reaccionaron, principalmente N_2 , O_2 , H_2O (vapor) y SO_2 son expulsados a la atmósfera por la chimenea.

Debido a que la sosa comercial es obtenida a concentraciones de 50 ó 40 % en peso, tiene que ser diluída antes de ser introducida a la torre de absorción con el fin de no rebasar los límites de solubilidad del sulfito de sodio. Por tal razón, se tendrá un tanque de almacenamiento -

de sosa concentrada 40% y dos tanques más donde se hará la dilución de la misma; equipados con medidores de nivel, de tal forma que mientras -- uno de éstos está siendo usado, en el otro se estará preparando la solución a la concentración deseada.

Estos dos tanques contarán con distribuidores de aire comprimido para hacer la mezcla.

La solución de sulfito de sodio será bombeada a un tanque amortiguador y de allí a dos tanques de almacenamiento donde se verificará la concentración del licor; éstos tanques también contarán con medidores de nivel y agitadores para mezclar bien el producto.

FOSOS DE FUSION.-

El azufre será recibido a granel y almacenado en un lugar lo más cercano a los fosos de fusión, de donde pasará a éstos; los cuales es tarán divididos en cuatro secciones, dos de ellas se destinarán a fusión y las dos restantes a conservación del azufre fundido.

Los fosos de fusión descargarán a los fosos de conservación a un nivel superior, con el objeto de que por asentamiento se retenga una parte de las impurezas sólidas del azufre.

La fusión se realizará con vapor que circulará a través de serpentines previstos para éste objeto; los cuales, no obstante que ya se en-

cuentre fundido el azufre, mantendrán la temperatura de éste dentro de los límites debidos (130°C - 145°C).

El azufre pasa por derrame a los fosos de conservación, donde también por medio de vapor a través de serpentines, se mantiene fundido y aproximadamente a las mismas temperaturas.

El azufre fundido es enviado al horno de combustión mediante dos bombas de tipo vertical colocadas en la superficie de los fosos de conservación.

El flujo de azufre que es inyectado al horno es controlado mediante una válvula macho enchaquetada situada en una línea de recirculación de la bomba a los fosos de conservación.

Las paredes de los fosos se recubrirán de tabique antiácido para evitar la corrosión de las mismas por la formación de trazas de ácido sulfúrico en la superficie.

COMBUSTION DEL AZUFRE.-

El aire requerido para la combustión del azufre es succionado de la atmósfera a través de un filtro que impedirá la entrada de polvo y material extraño al sistema y será impulsado por medio de un ventilador centrífugo; el cual tendrá en su línea de succión una válvula que permitirá regular la cantidad de aire que entre al horno de combustión junto con el

medidor de orificio que se pondrá a la descarga de éste.

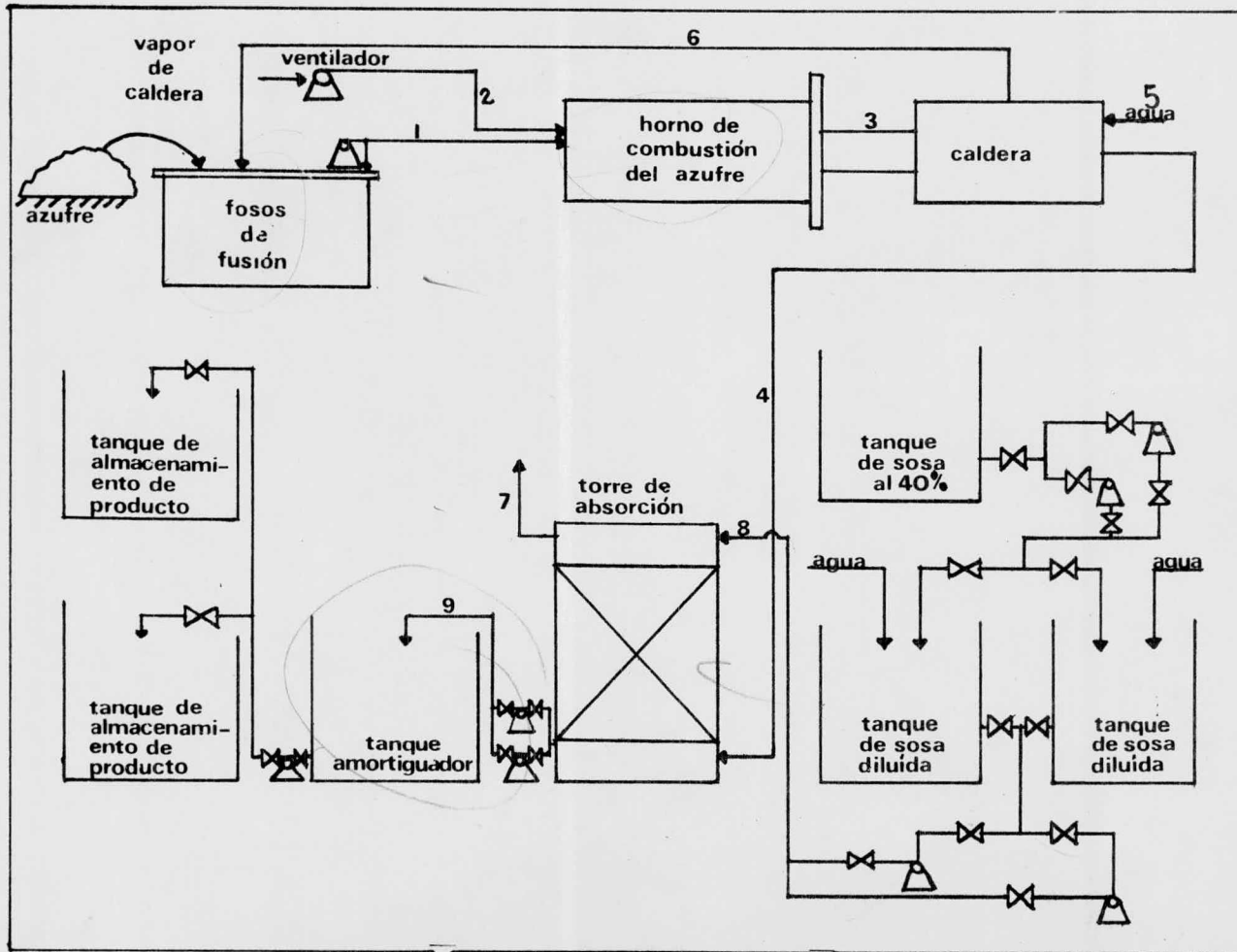
El azufre fundido será atomizado a través de un aspersor en el interior del horno de combustión de azufre, donde se quemará en presencia de aire para formar el SO_2 .

CALDERA.-

Los gases de combustión que salen del horno pasarán a través de una caldera de tubos de humo, donde serán enfriados antes de que entren a la torre de absorción.

TORRE DE ABSORCION.-

La formación de sulfito de sodio tendrá lugar en la torre de absorción donde la parte inferior entrará la corriente gaseosa y por la superior la solución de sosa a través de un juego de distribuidores instalados en la torre. En la parte superior de la torre se instalará un eliminador de arrastre.



No. DE LA CORRIENTE	TIPO DE FLUIDO	TEMP. °C.	DENSIDAD $\frac{g}{cm^3}$	Kg hr	Kg mol hr	% PESO	% MOL.
1	AZUFRE LIQUIDO	143	1.78	556.6	17.4	100	100
2	AIRE O ₂ N ₂	25	.00091	1168.8 3847.6	36.52 137.41	23.3 76.7	21 79
3	GAS SO ₂ O ₂ N ₂	950	.00036	1113.2 612.2 3847.6	17.4 19.13 137.41	19.97 10.98 69.05	10 11 79
4	GAS SO ₂ O ₂ N ₂	200	.000708	1113.2 612.2 3847.6	17.4 19.13 137.41	19.9 10.9 69.2	10 11 79
5	AGUA LIQUIDA	85	1	1663.91	92.43	100	100
6	AGUA VAPOR	163	.003	1663.91	92.43	100	100
7	GAS SO ₂ O ₂ N ₂	60	.0008	55.66 611.99 3847.65	.869 19.12 137.41	1.23 13.55 85.22	.55 12.15 87.3
8	SOSA NaOH al. 14.75% H ₂ O	40	1.161	2103.9 12156.3	52.59 675.3	14.75 85.25	7.22 92.78
9	PRODUC TO. Na ₂ SO ₃ NaOH 60 H ₂ O		1.176	2083.3 781.2 12453.8	16.53 19.53 691.87	13.6 5.1 81.3	2.27 2.68 95.05

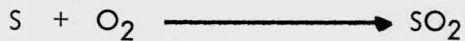
160
"CALCULO DE LA PLANTA"

Una planta procesadora de bagazo de caña en operación que -- produce $70 \frac{T}{D}$ de celulosa; consume aproximadamente $15 \frac{T}{D}$ de sulfito y debido a la creciente demanda de celulosa al sulfito se diseñará una -- planta que puede abastecer a tres plantas de la misma capacidad por tal razón se calculará para que produzca $50 \frac{T}{D}$ de sulfito.

BALANCE DE MATERIA.-



Reacciones que se llevan a cabo :



Pesos Moleculares

Azufre	(S)	32
Oxígeno	(O)	16
Sodio	(Na)	23
Hidrógeno	(H)	1

Cálculo del azufre quemado :

$$\frac{32 \text{ azufre}}{126 \text{ sulfito de sodio}} \left(50 \frac{T}{D} \text{ sulfito de sodio} \right) = 12.69 \frac{T}{D} \text{ azufre}$$

La absorción del SO_2 varía entre 95-98 % (éste último valor - ha sido determinado experimentalmente en planta similar) por lo tanto el azufre quemado es el siguiente :

$$\frac{12.69}{.95} = 13.358 \frac{T}{D}$$

$$13.358 \frac{T}{D} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{t \text{ Ton}} \times \frac{D}{24 \text{ hr}} = 556.6 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

La temperatura a la que se trabajará el horno de combustión se rá de 950°C aproximadamente; para determinar la concentración de SO_2 - tal que nos dé la temperatura deseada del horno, la cual está restringida - por el porciento de aire en exceso, se harán los balances de materia y -- energía correspondientes a diferentes porcentos de aire en exceso y se gra - ficarán los valores obtenidos de temperatura de flama vs % en mol de - SO_2 (gráfica # 5) y el % en mol de SO_2 vs % de aire en exceso (grá - fica # 3).

Con la gráfica # 5 se verá el % en mol de SO_2 correspondiente a la temperatura de 950°C fijada; y en la gráfica # 3 se encontrará el % de aire en exceso correspondiente a tal % en mol de SO_2 .

Para fines prácticos se toma la composición del aire como sigue:

	% mol
Oxígeno (O ₂)	21
Nitrógeno (N ₂)	79

y cuyo porciento en peso es el siguiente :

Base 1 gmol de aire.

$$\text{O}_2 \quad .21 \text{ gmol} \times 32 \frac{\text{g}}{\text{gmol}} = 6.72 \text{ g}$$

$$\text{N}_2 \quad .79 \text{ gmol} \times 28 \frac{\text{g}}{\text{gmol}} = \frac{22.12 \text{ g}}{\cancel{28.84 \text{ g}}}$$

28.84 ?

$$\frac{6.72}{28.84} \times 100 = 23.3 \%$$

$$\frac{22.12}{28.84} \times 100 = 76.7 \%$$

	% en peso
Oxígeno (O ₂)	23.3
Nitrógeno (N ₂)	76.7

$$\frac{\text{Masa N}_2}{\text{Masa O}_2} = \frac{76.7}{23.3} = 3.292$$

Para un 50% en exceso de aire tenemos lo siguiente :

ENTRADAS TOTALES

SALIDAS TOTALES

	$\frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}}$		$\frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}}$	% mol
S	556.6	17.4	SO ₂	1113.2	17.4	14
O ₂	834.9	26.1	O ₂	278.3	8.7	7
N ₂	2748.5	98.2	N ₂	2748.5	98.2	79

$$\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \text{ oxígeno} + \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \text{ nitrógeno} = \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \text{ aire} = 3583.4 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

Cálculo de los $\frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$ de aire estándar requeridos, o sea a 1.002 atm y 15.5°C.

De la ecuación de los gases ideales :

$$PV = \frac{w}{PM} RT$$

$$V = \frac{3583.4 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times .082 \frac{\text{atm m}^3}{\text{Kg mol } ^\circ\text{K}} \times 288.5 ^\circ\text{K}}{29 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg mol}} \times 1.002 \text{ atm}} = 2917.35 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

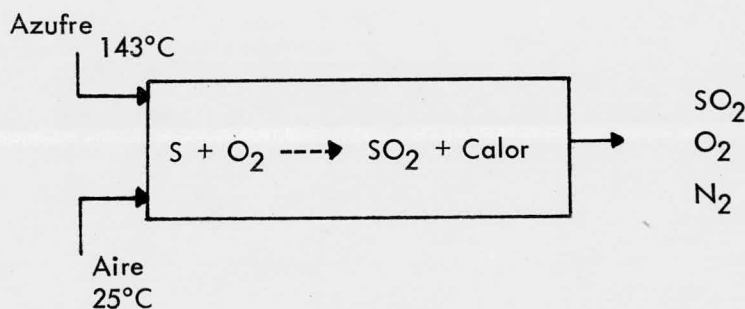
Balance de energía en el horno :

La entalpia de los reactivos es igual a la entalpia de los productos más la entalpia de la reacción que se lleva a cabo.

$$\sum \Delta H_{\text{reactivos}} = \sum \Delta H_{\text{productos}} + \Delta H^{\circ}_f 25$$

$$\sum \Delta H_{\text{productos}} = \sum \Delta H_{\text{reactivos}} - \Delta H^{\circ}_f 25$$

Debido a que existe una transformación continua del azufre róm_bico al monoclinico y viceversa, con puntos de fusión de 112.8 °C y -- 119 °C respectivamente, para evaluar la temperatura de flama se conside-- rará 116°C como la temperatura de fusión del azufre y la temperatura de inyección del mismo de 143 °C.



1.- Cálculo de la entalpia de los reactivos :

AZUFRE.- Primero se le dá un calor sensible de 25 °C a la temperatura de fusión (116°C), después el calor latente para fundirlo y finalmente se dá otro calor sensible de sobre-- calentamiento de 116°C a la temperatura de inyección al horno (143°C).

Los calores específicos vienen dados por las siguientes ecuacio--

nes, siendo T la temperatura promedio :

$$\bar{C}_p \text{ fase s\u00f3lida} = 4.38 + .0044 T \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol } ^\circ\text{C}} \quad T = ^\circ\text{K}$$

$$\lambda \text{ fusi\u00f3n} = 300 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol}}$$

$$\bar{C}_p \text{ fase l\u00edquida} = 5.76 + .016 T \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol } ^\circ\text{C}} \quad T = ^\circ\text{C}$$

Temperatura de referencia = 25°C

a.) Calor sensible fase s\u00f3lida :

$$q_1 = n \bar{C}_p \Delta T$$

$$C_p = 4.38 + .004 \left(\frac{298 + 389}{2} \right) = 5.89 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol } ^\circ\text{C}}$$

$$\Delta T = 116 - 25 = 91 ^\circ\text{C}$$

$$q_1 = 17.4 \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}} \times 5.89 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol } ^\circ\text{C}} \times 91 ^\circ\text{C} = 9\,326.2 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

b.) Calor latente de fusi\u00f3n :

$$q_2 = n \lambda$$

$$q_2 = 17.4 \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}} \times 300 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol}} = 5\,220 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

c.) Calor latente de sobrecalentamiento :

$$q_3 = n \bar{C}_p \Delta T$$

$$\bar{C}_p = 5.76 + .016 \left(\frac{116 + 143}{2} \right) = 7.83 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol } ^\circ\text{C}}$$

$$\Delta T = 143 - 116 = 27^{\circ}\text{C}$$

$$q_3 = 17.4 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \times 7.83 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg mol } ^{\circ}\text{C}} \times 27^{\circ}\text{C} = 3\,678.5 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$Q = q_1 + q_2 + q_3 = 18\,224.7 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

AIRE.- Como el aire se encuentra a 25°C , su entalpia es igual a cero debido a que la Temperatura de referencia es de 25°C .

Por lo tanto :

$$\sum \Delta H_{\text{reactivos}} = 18\,224 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

2.- Cálculo de la entalpia de la reacción :

$$\sum \Delta H_f^{25^{\circ}\text{C}} = \sum \Delta H_f^{\circ} \text{ productos} - \sum \Delta H_f^{\circ} \text{ reactivos}$$

$$\sum \Delta H_f^{\circ} \text{ productos} = \Delta H_f^{\circ} \text{SO}_2$$

$$\sum \Delta H_f^{\circ} \text{ reactivos} = \Delta H_f^{\circ} \text{azufre} + \Delta H_f^{\circ} \text{aire} = 0$$

$$\Delta H_f^{\circ} \text{SO}_2 = -70.96 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}}$$

$$\Delta H_f^{25^{\circ}\text{C}} = -70.96 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times 17\,400 \frac{\text{gmol}}{\text{hr}} = -1\,234\,704 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

3.- Cálculo de la Temperatura de flama :

$$\sum \Delta H_{\text{productos}} = 18\,224 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} - (-1\,234\,704 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}) = 1\,252\,928 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$\sum \Delta H_{\text{productos}} = 1\,252\,928 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \doteq 1\,253\,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$\sum \Delta H_{\text{productos}} = n \bar{C}_p \Delta T$$

Como la $\sum \Delta H_{\text{productos}}$ es función del C_p y éste a su vez de la temperatura, se suponen valores de la temperatura de flama y a ésta - temperatura supuesta se evalúa la entalpia de los productos, hasta checar - con el valor de $1\,253\,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$.

Primer tanteo.

Temperatura supuesta = 1100 °C

$\bar{C}_p \frac{\text{cal}}{\text{gmol} \cdot ^\circ\text{C}}$ (de 25°C a 1100°C)

SO₂ 12.28

O₂ 8.009

N₂ 7.574

$$\sum \Delta H_{\text{productos}} = \left(17.4 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \times 12.28 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol} \cdot ^\circ\text{C}} + 8.7 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \times 8.009 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol} \cdot ^\circ\text{C}} + 98.2 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \times 7.574 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol} \cdot ^\circ\text{C}} \right) (1100 - 25) = 1\,104\,151 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Segundo tanteo.

Temperatura supuesta = 1 200 °C

$$\bar{C}_P \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol } ^\circ\text{C}} \quad (\text{de } 25 \text{ } ^\circ\text{C a } 1 \text{ } 200 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$\text{SO}_2 \quad 12.39$$

$$\text{O}_2 \quad 8.068$$

$$\text{N}_2 \quad 7.635$$

$$\begin{aligned} \Sigma \Delta H_{\text{productos}} = & \left(17.4 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \times 12.39 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol } ^\circ\text{C}} + 8.7 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \times 8.068 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol } ^\circ\text{C}} + \right. \\ & \left. 98.2 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \times 7.635 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol } ^\circ\text{C}} \right) (1 \text{ } 200 - 25) = 1 \text{ } 212 \text{ } 053 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

Tercer tanteo.

Temperatura supuesta = 1 250 °C

$$\bar{C}_P \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol } ^\circ\text{C}} \quad (\text{de } 25 \text{ } ^\circ\text{C a } 1 \text{ } 250 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$\text{SO}_2 \quad 12.45$$

$$\text{O}_2 \quad 8.09$$

$$\text{N}_2 \quad 7.66$$

$$\begin{aligned} \Sigma \Delta H_{\text{productos}} = & \left(17.4 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \times 12.45 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol } ^\circ\text{C}} + 8.7 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \times 8.09 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol } ^\circ\text{C}} + \right. \\ & \left. 98.2 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \times 7.66 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol } ^\circ\text{C}} \right) (1 \text{ } 250 - 25) = 1 \text{ } 273 \text{ } 050 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

Para encontrar la temperatura correcta se grafican los tres puntos obtenidos. Gráfica # 1.

Por lo tanto cuando el exceso de aire es de el 50%, la temperatura de los gases es de 1234 °C; éstos mismos cálculos se hicieron para: 0, 25, 75, 100, 150, 175 % en exceso de aire, los resultados se encuentran resumidos en la gráfica # 2.

Gráfica # 3.-

Esta gráfica nos relaciona el porcentaje en mol de SO_2 con el porcentaje de aire en exceso, es decir que conociendo el porcentaje en mol de SO_2 al cual se está trabajando se puede saber el porcentaje de aire en exceso que se está introduciendo, ésta gráfica es útil para cualquier capacidad o sea para cualquier gasto de azufre.

La forma de determinar el porcentaje en mol de SO_2 se detallará posteriormente.

La gráfica # 4 relaciona los $\frac{\text{m}^3 \text{ estándar de aire}}{\text{hr}}$ con el porcentaje de aire en exceso, ésta gráfica solo es útil para las condiciones de diseño, es decir para la alimentación de azufre fijada.

La masa de aire introducida al horno podrá ser conocida debido a que se pondrá un medidor de orificio a la descarga del ventilador, así como un termómetro y un manómetro.

La gráfica # 5 relaciona la temperatura de los gases con el porcentaje en mol de SO_2 . Esta gráfica también es de uso general para cualquier capacidad a la que se esté trabajando la planta; y es bastante útil

porque conociendo la temperatura de los gases, la cual es fácilmente medible con un termopar se puede saber el porcentaje en mol de SO_2 . La función que las relaciona es la siguiente :

$$T = 79.29 \times \% \text{ mol} + 131$$

La gráfica # 6 también es de mucha utilidad y de igual forma - de uso general ya que relaciona la temperatura con el cociente de la masa de azufre y la masa de aire, también conociendo la temperatura de los gases y el flujo de aire que se tiene se puede determinar el flujo de azufre y con éste la capacidad. La función que las relaciona es la siguiente :

$$T = 7161 \times \frac{\text{masa de azufre}}{\text{masa de aire}} + 135$$

T (°C)

1300

1234

1200

1100

1000

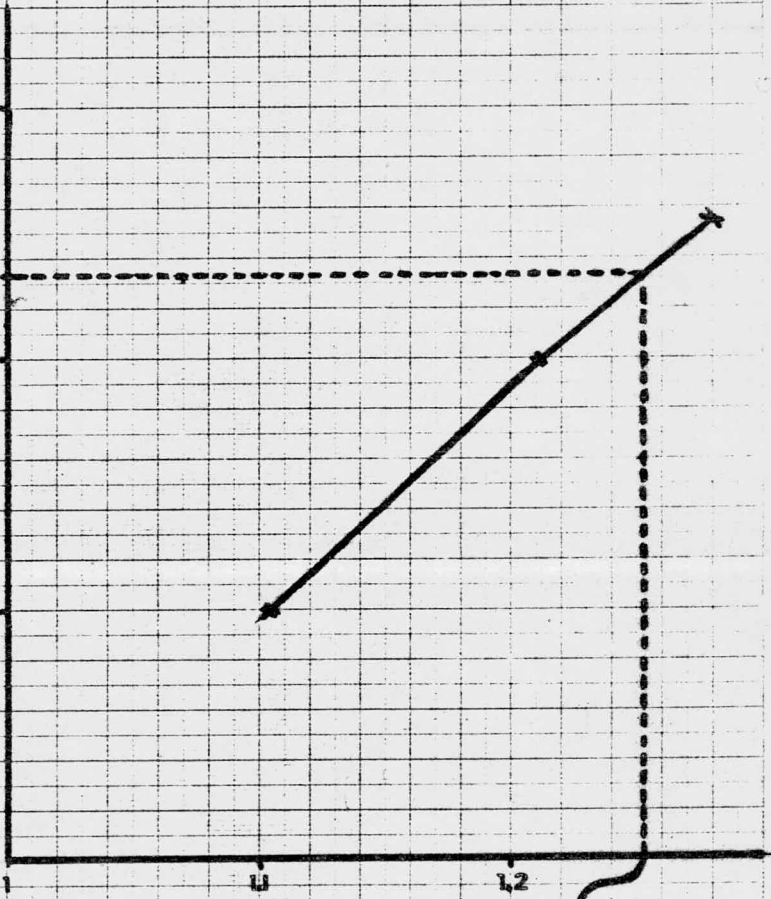
U

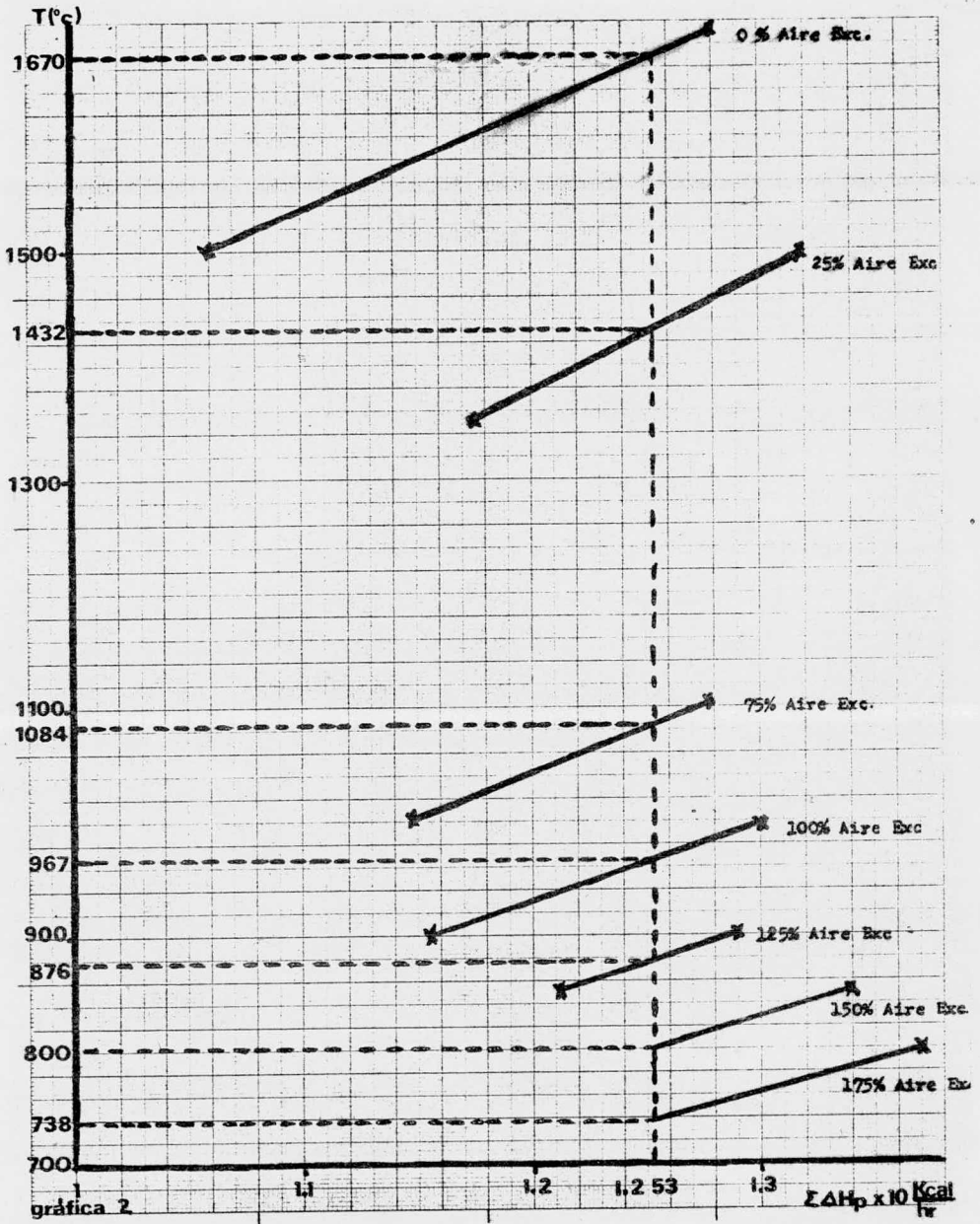
1.2

1.253

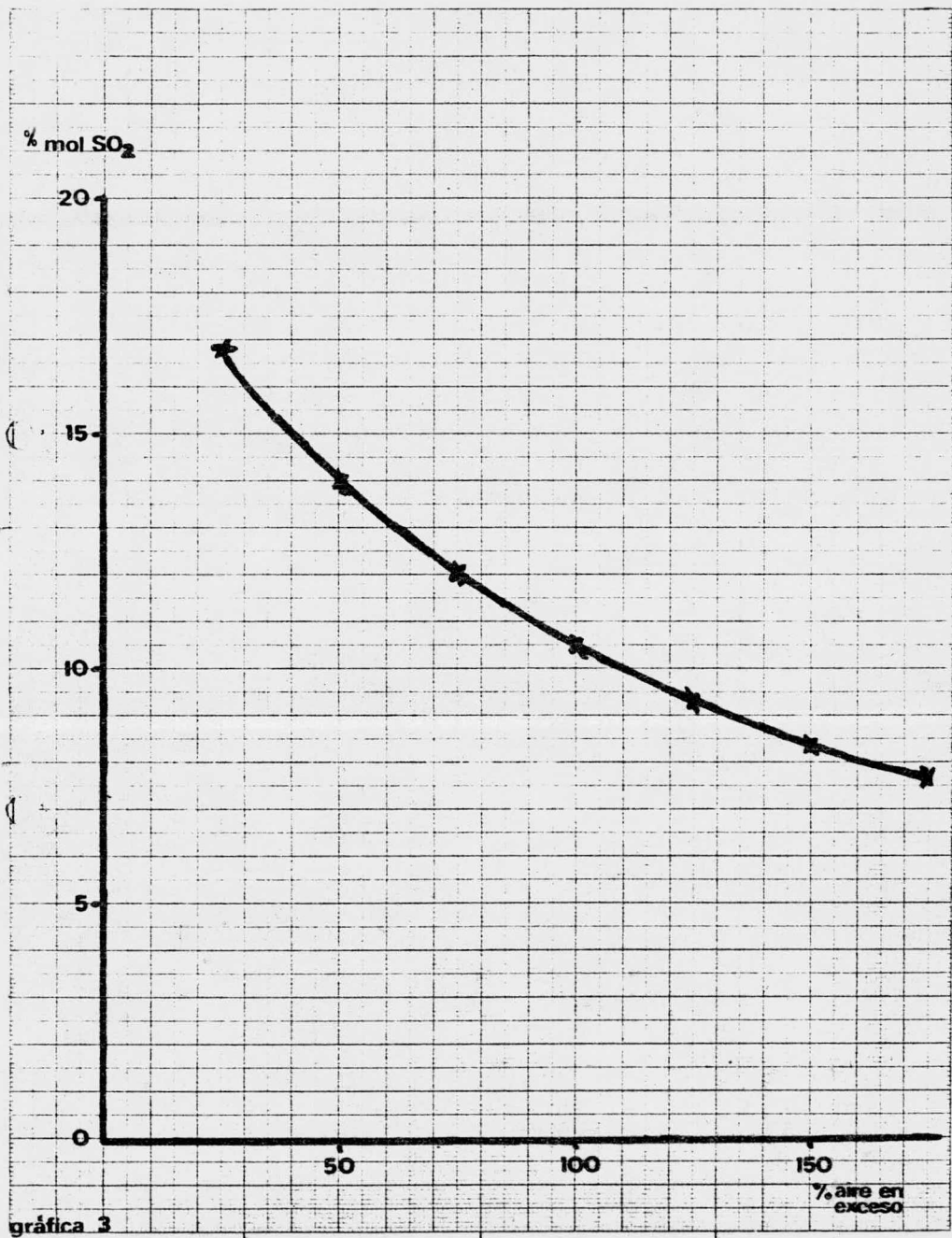
$\Sigma \Delta H_p \times 10^6 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$

gráfica I

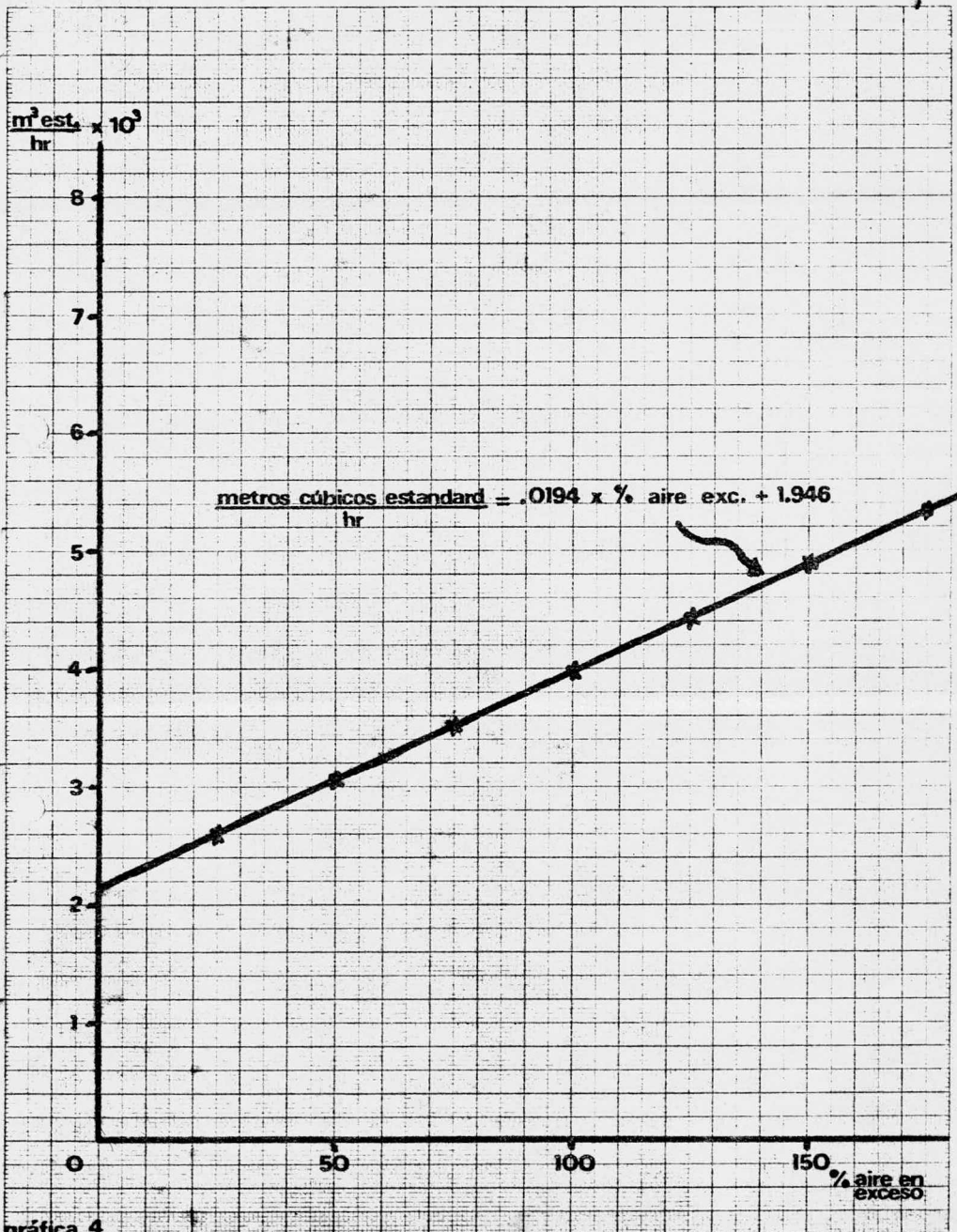




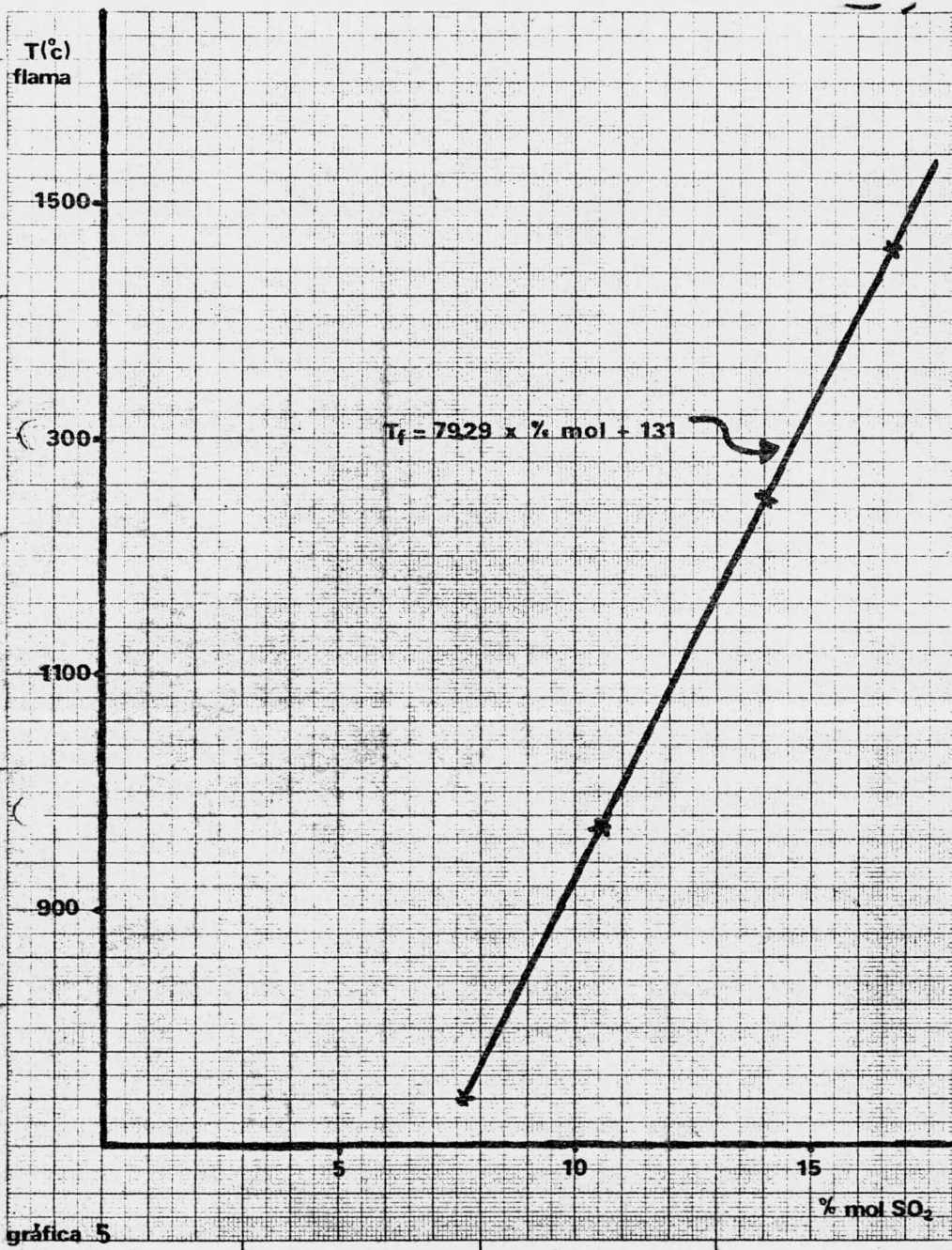
gráfica 2



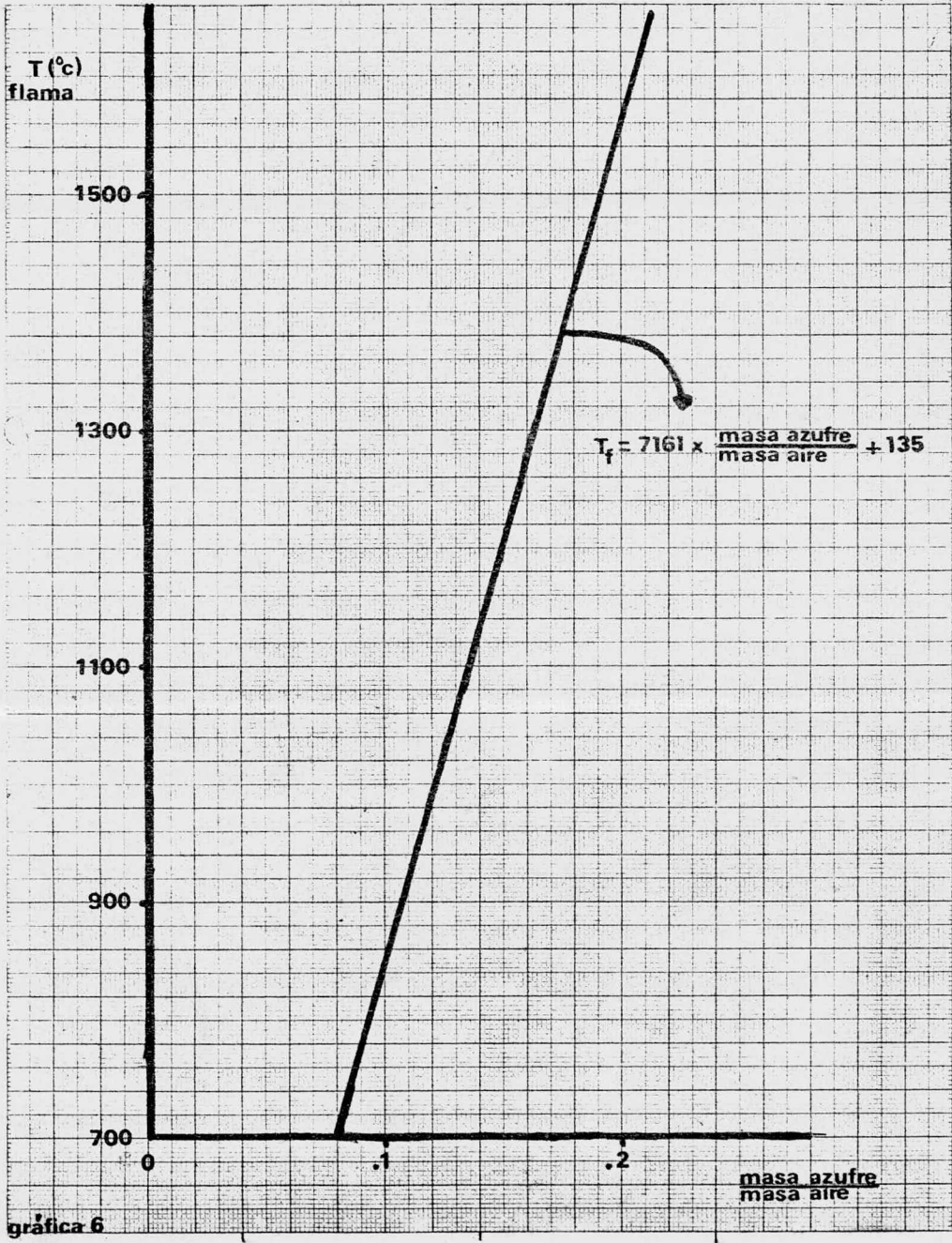
gráfica 3



gráfica 4



gráfica 5



gráfica 6

CALCULO DE LOS FOSOS DE FUSION.-

El volumen de los fosos se calculará de tal forma de poder almacenar en éstos el consumo de dos días de operación continua.

Tendrán 2m de profundidad y serán de sección transversal cuadrada. El volumen de azufre que se almacenará será de :

$$556.6 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times 48 \text{ hr} \times \frac{\text{Ton}}{1000 \text{ Kg}} = 26.717 \text{ Ton}$$

la densidad del azufre fundido a 143 °C es igual a 1.783 $\frac{\text{Ton}}{\text{m}^3}$

Por lo tanto :

$$V = \frac{26.717 \text{ Ton}}{1.783 \frac{\text{Ton}}{\text{m}^3}} = 14.98 \text{ m}^3$$

Su longitud será de :

$$V = A \times h = L^2 \times h$$

$$L = \left(\frac{V}{h} \right)^{1/2}$$

$$L = \left(\frac{14.98 \text{ m}^3}{2 \text{ m}^2} \right)^{1/2} = 2.74 \text{ m}$$

Cálculo de la longitud de serpentín requerida para la fusión.-

El vapor que se generará en la caldera será aproximadamente de $6 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$ manométricas, y se empleará tubo de 1.5 pulgadas cédula 80 para el serpentín.

Evaluación del coeficiente de transferencia de calor individual -

para el azufre.

Se considera convección libre para la cual el coeficiente de --
transferencia de calor viene dado por la siguiente ecuación :

$$h_c = 116 \left[\left(\frac{k_f^3 \rho_f^2 C_f \beta}{\mu_f} \right) \left(\frac{\Delta t}{d_o} \right) \right]^{.25}$$

donde :

$$k_f = \text{conductividad térmica} \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}}$$

$$\rho_f = \text{densidad} \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$C_f = \text{calor específico} \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}}$$

$$\beta = \text{coeficiente de expansión térmica } ^\circ\text{F}^{-1}$$

$$\mu_f = \text{viscosidad en centipoise}$$

$$\Delta t = \text{diferencia de temperaturas a través del tubo } ^\circ\text{F}$$

$$d_o = \text{diámetro externo del tubo en pulgadas}$$

Siendo los valores de las variables a la temperatura media en que existe -
convección ($\frac{116 \text{ } ^\circ\text{C} + 143 \text{ } ^\circ\text{C}}{2} = 130 \text{ } ^\circ\text{C}$) de :

$$\rho_f = 111.4 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\mu_f = 9.35 \text{ cp}$$

$$C_p = .245 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}}$$

$$k_f = .095 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F ft}}$$

$$\phi = .000223 \text{ } ^\circ\text{F}^{-1}$$

Por lo que :

$$h_c = 116 \left[\left(\frac{.095^3 \times 111.4^2 \times .245 \times .000223}{9.35} \right) \left(\frac{328 - 266}{1.9} \right) \right]^{.25}$$

$$h_c = 24.61 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$$

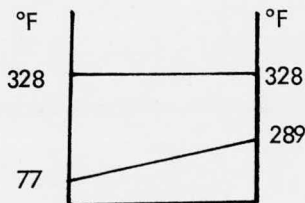
El coeficiente de transferencia de calor individual para el vapor se tomará de $1500 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$; por lo que el coeficiente total de transferencia de calor (U_c) será :

$$U_c = \frac{h_c h_v}{h_c + h_v}$$

$$U_c = \frac{24.61 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2} \times 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}}{24.61 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2} + 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}}$$

$$U_c = 24.21 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$$

Evaluación de la ΔT media logarítmica :



$$\Delta T_1 = 251 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 = 39 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{251 - 39}{\ln \frac{251}{39}} = 114.04 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Por lo tanto el área de transferencia de calor (A) será de :

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{ML}}$$

$$Q = 18\,224 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \times \frac{\text{BTU}}{.252 \text{ Kcal}} = 72\,317 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

(calculado anteriormente)

$$A = \frac{72\,317 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{24.21 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2} \times 114.04 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A = 26.2 \text{ ft}^2$$

Debido a que no se consideró el factor de incrustamiento (por no estar reportado), y de que no existe un contacto total entre el azufre y el serpentín, se dará un factor de seguridad en el área de transferencia de calor de un 70%. Por lo tanto; el área de transferencia de calor requerida será de :

$$A = 26.2 \times 1.7 = 44.54 \text{ ft}^2$$

Y la longitud de serpentín requerida será de :

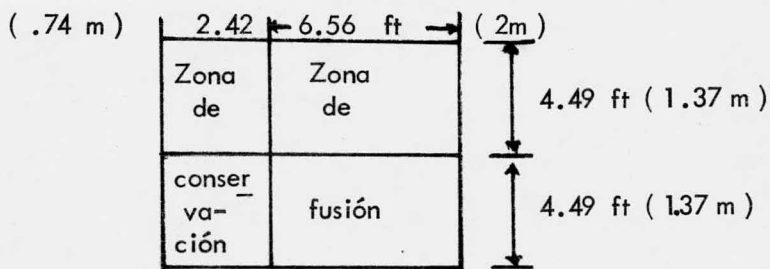
$$A = \pi D_{\text{ext}} L$$

$$L = \frac{A}{\pi D_{\text{ext}}} = \frac{44.54 \text{ ft}^2}{3.1416 \times 1.9 \text{ Inch} \times \frac{\text{ft}}{12 \text{ inch}}} = 89.54 \text{ ft}$$

También es necesario mencionar que parte del azufre al ser alimentado a los fosos, se funde por el solo hecho de ponerse en contacto con el azufre que ya se encuentra fundido.

Como se mencionó anteriormente, los fosos estarán divididos en cuatro secciones; dos para fusión y dos para conservación; la distribución del área se hará de la siguiente forma:

Vistos de planta.-



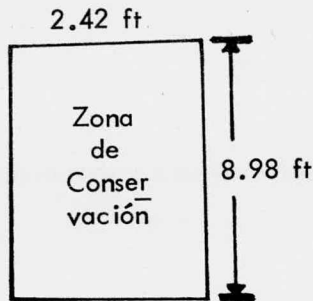
Por lo tanto cada compartimiento de fusión quedará con:

$$\frac{89.54 \text{ ft}}{2} = 44.77 \text{ ft de serpentín de 1.5 pulgadas}$$

El cálculo de la longitud de serpentín requerido en la zona de

conservación, se hará en base a las pérdidas de calir por radiación:

32



Las pérdidas de calor por radiación están dadas por la siguiente

ecuación :

$$Q = A \nabla \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

Donde :

Q = calor perdido por radiación $\frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$

A = área de radiación ft^2

∇ = constante empírica .173

T_1 = Temperatura de la zona radiante $^{\circ}\text{R}$

T_2 = Temperatura de la zona fría $^{\circ}\text{R}$

El área de radiación es igual a :

$$A = 2.42 \text{ ft} \times 8.98 \text{ ft} = 21.73 \text{ ft}^2$$

Por lo tanto :

$$Q = 21.73 \text{ ft}^2 \times .173 \left[\left(\frac{749}{100} \right)^4 - \left(\frac{537}{100} \right)^4 \right]$$

$$Q = 8732 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Este calor es el que tiene que ceder el vapor de la caldera para conservar el azufre fundido.

$$Q = U_c A \Delta T$$

El coeficiente total de transferencia de calor U_c es igual a :

$$U_c = 24.21 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2} \quad (\text{calculado anteriormente})$$

$$\Delta T = 328 - 289 = 39 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_c \Delta T} = \frac{8732 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{24.21 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2} \times 39 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A = 9.25 \text{ ft}^2$$

Debido a que no se considerará los factores de incrustamiento se dará un factor de seguridad en el área de transferencia de calor de 30%.

$$A = 1.3 \times 9.25 \text{ ft}^2 = 12.02 \text{ ft}^2$$

Y la longitud de serpentín requerida de 1.5 pulgadas, cédula 80

es :

$$A = \pi D_{\text{ext}} L$$

$$L = \frac{A}{\pi D_{\text{ext}}} = \frac{12.02 \text{ ft}^2}{3.1416 \times 1.9 \text{ inch} \times \frac{\text{ft}}{12} \text{ inch}}$$

$$L = 24 \text{ ft}$$

Por lo tanto cada compartimiento de conservación quedará con :

$$\frac{24 \text{ ft}}{2} = 12 \text{ ft de serpentín de 1.5 pulgadas}$$

CALCULO DE LAS DIMENSIONES DEL HORNO.-

Un horno quemador de azufre de forma cilíndrica horizontal que se encuentra en operación; que trabaja aproximadamente a 950 °C, quema 10 $\frac{\text{Ton de azufre}}{\text{Día}}$ = $\frac{.4166 \text{ Ton}}{\text{hr}}$; tiene las siguientes dimensiones :

$$\text{longitud (L)} = 8 \text{ m}$$

$$\text{diámetro interior (Di)} = 1.7 \text{ m}$$

$$\text{sección transversal (A)} = 2.268 \text{ m}^2$$

$$\text{volumen (V)} = 18.15 \text{ m}^3$$

$$\frac{\text{longitud}}{\text{sección transversal}} = \frac{L}{A} = 3.52 \text{ m}^{-1}$$

La relación de las toneladas por hr de azufre que quema al volumen del mismo, es de :

$$\frac{.4166 \frac{\text{Ton de azufre}}{\text{hr}}}{18.15 \text{ m}^3} = .0229 \frac{\text{Ton}}{\text{hr m}^3}$$

El horno que se desea calcular quemará $.5566 \frac{\text{Ton de azufre}}{\text{hr}}$ por lo que basándonos en la relación anterior, su volumen deberá ser :

$$V = \frac{.5566 \frac{\text{Ton de azufre}}{\text{hr}}}{.0229 \frac{\text{Ton}}{\text{hr m}^3}} = 24.305 \text{ m}^3$$

Se mantendrá la relación de longitud a sección transversal cons-

tante; por lo que el horno tendrá :

$$V = A \times L = A \times 3.52 \quad A = 3.52 \quad A^2$$

$$A = \left(\frac{V}{3.52} \right)^{1/2}$$

$$A = \left(\frac{24.305}{3.52} \right) = 2.628 \quad m^2$$

$$A = .785 \quad Di^2$$

$$Di = \left(\frac{A}{.785} \right)^{1/2}$$

$$Di = \left(\frac{2.628}{.785} \right)^{1/2} = 1.829 \quad m$$

Por lo tanto el horno tendrá las siguientes características :

Volumen = 24.305 m³

Diámetro interno = 1.829 m

Sección transversal = 2.628 m²

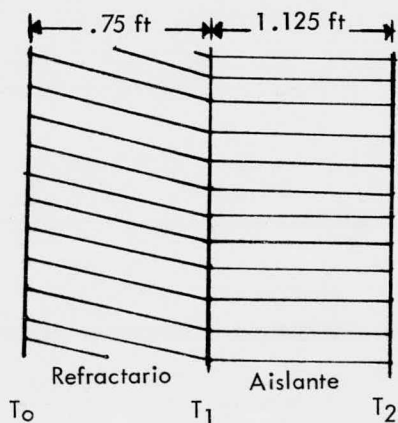
Longitud = 9.25 m

DETERMINACION DEL ESPESOR DEL AISLANTE PARA EL HORNO.

Debido a que no es posible determinar analíticamente el espesor del aislante requerido para mantener una temperatura determinada en la pared externa del horno. Se pondrán 5 tabiques de 4.5 pulg. de espesor - (2 refractarios y 3 aislantes).

Por experiencias en hornos que trabajan en condiciones similares la temperatura de la pared externa del horno varía de 70-130 °C, por lo cual se hará una gráfica que relacione las pérdidas de calor ($\frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2}$) a temperaturas de 60-150 °C. De tal forma que cuando estuviese en operación la planta, midiendo ésta temperatura se podrá conocer las pérdidas de calor.

Tal gráfica es de uso general a cualquier capacidad de la planta, siempre y cuando se esté trabajando en el horno a 950°C aproximadamente.



Las funciones que rigen la conducción de calor a través del tabi
que son las siguientes :

$$Q = \frac{A k \Delta T}{L}$$

$$\frac{Q}{A} = \frac{\Delta T k}{L}$$

$$\frac{(T_o - T_1) \bar{k}_1}{L_1} = \frac{(T_1 - T_2) \bar{k}_2}{L_2} = \frac{T_o - T_2}{\frac{L_1}{k_1} + \frac{L_2}{k_2}} = \frac{Q}{A} = q$$

$$T_o = 1742 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$L_1 = .75 \text{ pie}$$

$$L_2 = 1.125 \text{ pies}$$

Para cada T_1^* supuesta evaluaré la T_2 correspondiente por tan--
teos y las pérdidas de calor.

$T_1^*(^{\circ}\text{F})$	$T_{o1}(^{\circ}\text{F})$	$\bar{k}_{o1} \left(\frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^{\circ}\text{F ft}} \right)$	$\left(\frac{Q}{A} \right) \left(\frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2} \right)$	$T_2^*(^{\circ}\text{F})$	$T_{i2}(^{\circ}\text{F})$	$\bar{k}_{i2} \left(\frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^{\circ}\text{F ft}} \right)$	$\left(\frac{Q}{A} \right) \left(\frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2} \right)$
1440	1591	.303	122	220	830	.115	125
				230	835	.115	123
				255	845	.116	122

Estos mismos cálculos se repetirán para T_1 de 1420, 1430, 1460,
los cuales se encuentran resumidos en la gráfica # 7.

$q = \frac{BTU}{hr ft^2}$

125

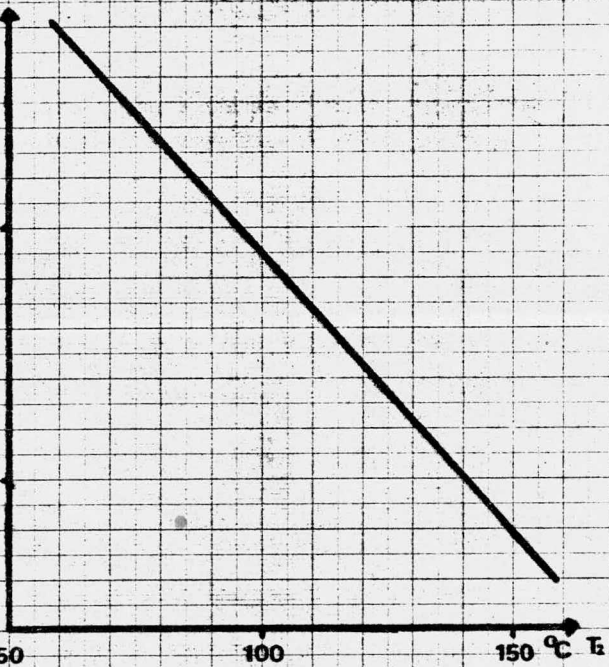
120

117
50

100

150 °C E

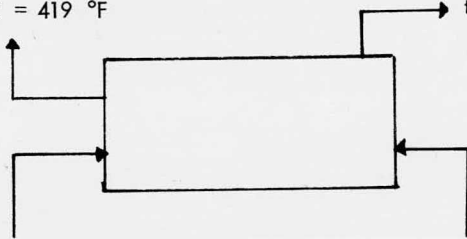
gráfica 7



CALCULO DE LA CALDERA.-

Los gases de combustión pasarán a través de una caldera de tubos de humo, donde serán enfriados de 950 °C a 215 °C; el agua de alimentación a la caldera en operación serán condensados que provienen de los fosos de fusión, por lo que se tomará la temperatura de ésta de 85°C, y como se mencionó anteriormente se generará vapor de $6 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$ manométricas.

$$T_2 = 215 \text{ °C} = 419 \text{ °F}$$



H₂O (vapor)

$$t_2 = 163 \text{ °C} = 328 \text{ °F}$$

$$P = 6 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} \text{ manométricas}$$

	$\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{lb mol}}{\text{hr}}$		$\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{lb mol}}{\text{hr}}$	% peso	% mol
H ₂ O	3665	203.65	SO ₂	2452	38.31	19.97	10
			O ₂	1348	42.12	10.98	11
			N ₂	8475	302.68	69.05	79
				12275	383.11	100.00	100

$$t_1 = 85 \text{ °C} = 185 \text{ °F}$$

$$T_1 = 950 \text{ °C} = 1742 \text{ °F}$$

$$\frac{T_1}{PM} = 32.04$$

Balance de calor :

$$q = (w \bar{C}_p \Delta T)_{\text{gas}} = w (\bar{C}_{\text{Pliq}} \Delta T + \lambda + C_{\text{Pvapor}} \Delta T) + pq$$

Cálculo del \bar{C}_p de la mezcla gaseosa de la temperatura promedio

$$\left(\frac{1742 \text{ }^\circ\text{F} + 419 \text{ }^\circ\text{F}}{2} = 1080 \text{ }^\circ\text{F} \right)$$

$$C_p \text{ a } 1080 \text{ }^\circ\text{F} \quad \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}}$$

$$\text{SO}_2 \quad .215$$

$$\text{O}_2 \quad .26 \quad \bar{C}_p = \sum X_i C_{p_i}$$

$$\text{N}_2 \quad .27$$

$$\bar{C}_p = .1 \times .215 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} + .11 \times .26 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} + .79 \times .27 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}}$$

$$\bar{C}_p = .2634 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}}$$

$$q = 12\,275 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times .2634 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} \times (1742 \text{ }^\circ\text{F} - 419 \text{ }^\circ\text{F})$$

$$q = 4\,477\,570 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor individual para

el gas :

$$h_{\text{io}} = .023 \left(\frac{D_i G}{\mu} \right)^{.8} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{.14}$$

donde :

D_i = diámetro interno del tubo

ft

G = velocidad másica

$\frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$

μ = viscosidad

$\frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$

k = conductividad térmica

$\frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}}$

C_p = capacidad calorífica

$\frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}}$

μ_w = viscosidad a la temperatura de la pared del tubo $\frac{\text{lb}}{\text{ft hr}}$

Se emplearán tubos de 3" cédula 80.

Como primera aproximación se supondrá que se usan 75 tubos.-

$$D_{\text{interno}} = 2.9" = .2416 \text{ ft}$$

$$D_{\text{externo}} = 3.5" = .2916 \text{ ft}$$

$$A = .785 D_i^2 = .785 \times \left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)^2 = .0458 \text{ ft}^2$$

$$G = \frac{w}{A} = \frac{\frac{12\,775 \text{ lb}}{\text{hr}}}{.0458 \text{ ft}^2} = 3\,573.5 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

Evaluación de la viscosidad y conductividad de la mezcla gaseosa

a la temperatura promedio (1080 °F)

$\mu_{(cp)}$ $k \left(\frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}} \right)$

SO₂

.03

.017

O₂

.0415

.038

N₂

.038

.037

$$\bar{\mu} = .1 \times .03 \text{ cp} + .11 \times .0415 \text{ cp} + .79 \times .038 \text{ cp} = .0375 \text{ cp}$$

$$\bar{K} = .1 \times .017 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}} + .11 \times .038 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}} + .79 \times .037 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}}$$

$$\bar{K} = .0351 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}}$$

Sustituyendo :

$$h_{io} = .023 \left(\frac{.2416 \text{ ft} \times 3573.5 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}}{.000375 \frac{\text{g}}{\text{cm seg}} \times \frac{\text{lb}}{454 \text{ g}} \times \frac{30.48 \text{ cm}}{\text{ft}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{\text{hr}}} \right)^{.8} \times$$

$$\left(\frac{.2634 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} \times .000375 \frac{\text{g}}{\text{cm seg}} \times \frac{\text{lb}}{454 \text{ g}} \times \frac{30.48 \text{ cm}}{\text{ft}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{\text{hr}}}{.0351 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}}} \right)^{.33} \left(\frac{.037}{\mu_w} \right)^{.14}$$

$$h_{io} = 30.81 \times \left(\frac{.0375}{\mu_w} \right)^{.14}$$

El coeficiente de transferencia de calor individual para el vapor se tomará de $1500 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$ y se corregirá por la relación de viscosidades.

La viscosidad del vapor a la temperatura media $\left(\frac{185 ^\circ\text{F} + 328 ^\circ\text{F}}{2} = 256 ^\circ\text{F} \right)$ es igual a .013 cp.

Por lo tanto :

$$h_v = 1500 \times \left(\frac{.013}{\mu_w} \right)^{.14}$$

donde :

μ_w = viscosidad del vapor a la temperatura de la pared del tubo

cp.

Para poder evaluar la temperatura de la pared del tubo, la cual está definida por las siguientes ecuaciones :

$$t_w = t + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_v} (T - t) \dots\dots\dots (1)$$

$$t_w = T - \frac{h_v}{h_{io} + h_v} (T - t) \dots\dots\dots (2)$$

Donde :

t_w = temperatura de la pared del tubo

t = temperatura media del fluido "frío" (vapor)

T = temperatura media del fluido caliente (gas)

Se usará un método de cálculo por tanteos, en el que se supone el valor de t_w a la cual se evaluarán las viscosidades del vapor y del gas; después se calcularán los valores de h_{io} y h_v ya corregidos, comprobándose posteriormente el valor de la t_w supuesta con cualquiera de las ecuaciones 1 ó 2. Si el valor calculado no concuerda con el valor supuesto, se volverá a suponer otro valor de t_w hasta checar.

$$t = \frac{185 \text{ }^\circ\text{F} + 328 \text{ }^\circ\text{F}}{2} = 256.5 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T = \frac{419 \text{ } ^\circ\text{F} + 1742 \text{ } ^\circ\text{F}}{2} = 1080.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Gas

$*t_w \text{ } ^\circ\text{F}$	$k_w \text{ cp}$	$\left(\frac{.0375}{k_w}\right)^{.14}$	$h_{io}=30.81 \left(\frac{.0375}{k_w}\right)^{.14} \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$	$t_w = t + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_v} (T-t)$
1000	.0353	1.009	31.08	275.8
500	.0267	1.048	32.29	274.7
281	.0221	1.076	33.15	274.5
<u>274</u>	<u>.0220</u>	<u>1.077</u>	<u>33.18</u>	<u>274.4</u>

Vapor

$*t_w \text{ } ^\circ\text{F}$	$k_w \text{ cp}$	$\left(\frac{.013}{k_w}\right)^{.14}$	$h_v=1500 \left(\frac{.013}{k_w}\right)^{.14} \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$	$t_w = T - \frac{h_v}{h_{io} + h_v} (T-t)$
1000	.0288	.8945	1341	275.8
500	.0183	.9530	1429	274.7
281	.0137	.9927	1489	274.5
<u>274</u>	<u>.0136</u>	<u>.9930</u>	<u>1489.5</u>	<u>274.4</u>

Por lo tanto los coeficientes de transferencia de calor individuales

les son :

$$h_{io} = 33.18 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$$

$$h_v = 1489.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$$

$$U_c = \frac{h_{io} h_v}{h_{io} + h_v}$$

$$U_c = \frac{33.18 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2} \times 1489.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}}{33.18 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2} + 1489.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}} = 32.45 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$$

Los coeficientes de incrustación son los siguientes :

$$R_{D_{\text{vapor}}} = .001$$

$$R_{D_{\text{gas}}} = .01$$

$$R_{D_{\text{total}}} = .011$$

Por lo que el coeficiente total de transferencia de calor de dise_

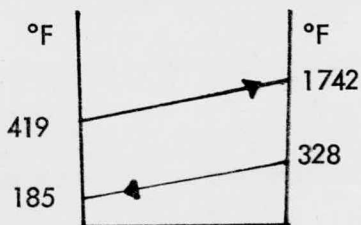
ño es :

$$U_D = \frac{U_c}{R_D U_c + 1}$$

$$U_D = \frac{32.45 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}}{.011 \times 32.45 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2} + 1}$$

$$U_D = 23.91 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$$

Cálculo de la ΔT_{ML}



$$\Delta T_1 = 234 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 = 1414 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{1414 \text{ } ^\circ\text{F} - 234 \text{ } ^\circ\text{F}}{\ln \frac{1414 \text{ } ^\circ\text{F}}{234 \text{ } ^\circ\text{F}}}$$

$$\Delta T_{ML} = 656.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El área de transferencia de calor requerida es :

$$Q = U_D A \Delta T_{ML}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{ML}}$$

$$A = \frac{4\,477\,570 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{23.91 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2} \times 656.8 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A = 285.12 \text{ ft}^2$$

$$A = n_t \pi D_{\text{ext}} L$$

$$L = \frac{A}{n_t \pi D_{\text{ext}}}$$

$$L = \frac{285.12 \text{ ft}^2}{75 \times 3.1416 \times .2916 \text{ ft}}$$

$$L = 4.149 \text{ ft}$$

Como resultan tubos muy cortos se volverá a calcular la longitud de los mismos; suponiendo en éste caso que se usarán sólo 50 tubos.

$$D_{\text{interior}} = 2.9 \text{ inch} = .2416 \text{ ft}$$

$$D_{\text{exterior}} = 3.5 \text{ inch} = .2916 \text{ ft}$$

$$A = .785 \times \left(2.9 \text{ inch} \times \frac{\text{ft}}{12 \text{ inch}} \right)^2$$

$$A = .0458 \text{ ft}^2$$

$$G = \frac{\frac{w}{n_f}}{A}$$

$$G = \frac{\frac{12 \ 275}{50} \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{.0458 \text{ ft}^2}$$

$$G = 5 \ 360.2 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$h_{io} = .023 \left(\frac{D_{\text{int}} G}{\mu} \right)^{.8} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{.14}$$

$$h_{io} = .023 \left(\frac{.2416 \text{ ft} \times 5360.2 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}}{.000375 \frac{\text{g}}{\text{cm seg}} \times \frac{\text{lb}}{454 \text{ g}} \times \frac{30.48 \text{ cm}}{\text{ft}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{\text{hr}}} \right)^{.8} \times$$

$$\left(\frac{.2634 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F}} \times .000375 \frac{\text{g}}{\text{cm seg}} \times \frac{\text{lb}}{454 \text{ g}} \times \frac{30.48 \text{ cm}}{\text{ft}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{\text{hr}}} \right)^{.33} \times$$

$$.0351 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}}$$

$$\left(\frac{.0375}{.022} \right)^{.14}$$

$$h_{io} = 45.92 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$$

$$h_v = 1489.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr } ^\circ\text{F ft}^2}$$

$$U_c = \frac{h_{io} h_v}{h_{io} + h_v}$$

$$U_c = \frac{45.92 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}} \times 1489.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}}}{45.92 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}} + 1489.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}}}$$

$$U_c = 44.54 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}}$$

$$R_{D_{\text{total}}} = .011$$

$$U_D = \frac{U_c}{R_D U_c + 1}$$

$$U_D = \frac{44.54 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}}}{.011 \times 44.54 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}} + 1}$$

$$U_D = 29.89 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}}$$

Por lo cual el área de transferencia de calor requerida será de :

$$Q = U_D A \Delta T_{ML}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{ML}}$$

$$A = \frac{4\,477\,570 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{29.89 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}} \times 656.8 \text{ °F}}$$

$$A = 228 \text{ ft}^2$$

$$A = n_t \pi D_{\text{ext}} L$$

$$L = \frac{A}{n_t \pi D_{\text{ext}}}$$

$$L = \frac{228 \text{ ft}^2}{50 \times 3.1416 \times .2916 \text{ ft}}$$

$$L = 4.977 \text{ ft} \quad (1.517 \text{ m})$$

La longitud de 4.977 ft por tubo es adecuado, por lo que la -- caldera tendrá 50 tubos de éste largo.

Con el fin de mejorar el coeficiente de transferencia de calor -- del gas; en el interior de los tubos se pondrán "guzanos" (helicoidales de cemento refractario) para tener una mayor velocidad del gas y por lo con-- siguiente una mejor transferencia de calor, y para poder controlar la tempe-- ratura de los gases a la salida de la caldera, ésta también contará con -- una mampara reguladora del flujo de gas que pase a través de los tubos de la caldera, de tal forma de que si ésta se encuentra totalmente abierta la temperatura de los gases de salida subirá debido a que una gran parte del-- flujo ha pasado sin haber sido enfriado en la caldera; y por lo contrario -- si se encuentra cerrada, la temperatura bajará porque todo el gas tiene -- que pasar a través de los tubos.

CALCULO DE LA TORRE DE ABSORCION.

En las fábricas de celulosa no se emplea el Na_2SO_3 únicamente mezclado con agua, sino que se le usa mezclado con sosa; con el fin de hacer más eficiente la etapa de cocción, y las concentraciones que se suelen usar son del siguiente orden :

$$\text{Na}_2\text{SO}_3 \quad 150-160 \text{ g/l}$$

Por lo tanto la torre de absorción será calculada de tal forma - que el licor producido lleve sosa libre, lo cual hace que la torre sea más económica, es decir más pequeña.

Por consiguiente se calculará de acuerdo con las siguientes condiciones :

$$\text{Na}_2\text{SO}_3 \quad 160 \text{ g/l}$$

$$\text{NaOH} \quad 60 \text{ g/l}$$

Eficiencia en la absorción 95%

Densidad del licro 21.7 °Bé.

Temperatura de entrada a la torre 200 °C

Presión 2 psig

Presión atmosférica 11.3 lb/pulg²

$$^{\circ}\text{Bé} = 145 - \frac{145}{dr}$$

$$d_r = 1.176 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

Cálculo del porcentaje en peso correspondiente a tal concentración del licor :

$$d = 1176 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$\% \text{ peso de Na}_2\text{SO}_3 \times 1176 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 160 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$\% \text{ peso de NaOH} \times 1176 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 60 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$\% \text{ peso de H}_2\text{O} \times 1176 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 956 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

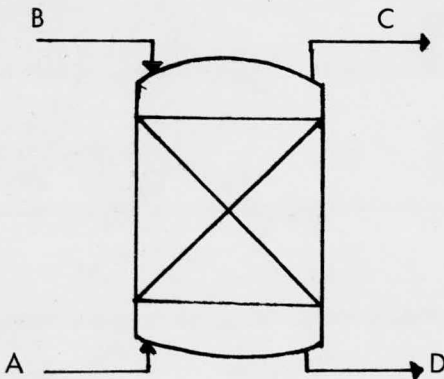
% peso

Na₂SO₃ 13.6

NaOH 5.1

H₂O 81.3

Balance de materiales en la torre .-



CORRIENTE A :

Como se especificó anteriormente la temperatura de operación - del horno va a ser de 950°C aproximadamente, lo cual se consigue trabajando a un 10 % mol de SO₂ aproximadamente (gráfica # 5). Y de la gráfica # 3 podemos ver que el % de aire en exceso requerido es de 110. Entonces para calcular la composición de la corriente A; se hará el balance de materia en el horno para tal exceso de aire.

ENTRADAS

	$\frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}}$
S	556.6	17.4
O ₂ teórico	556.6	17.4
O ₂ exceso	612.2	19.13
N ₂ teórico	1832.3	65.4
N ₂ exceso	2015.3	71.97

SALIDAS

	$\frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}}$
SO ₂	1113.2	17.4
O ₂ exceso	612.2	19.13
N ₂ teórico	1832.3	65.4
N ₂ exceso	2015.3	71.97

ENTRADAS TOTALES

	$\frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}}$
S	556.6	17.4
O ₂	1168.8	36.52
N ₂	$\frac{3847.6}{5573.0}$	137.41

SALIDAS TOTALES

	$\frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}}$	% mol
SO ₂	1113.2	17.4	10
O ₂	612.2	19.13	11
N ₂	$\frac{3847.6}{5573.0}$	137.41	79

CORRIENTE A

	$\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{lb mol}}{\text{hr}}$	% peso	% mol
SO ₂	2452	38.31	19.97	10
O ₂	1348	42.12	10.98	11
N ₂	$\frac{8475}{12275}$	$\frac{302.68}{383.11}$	$\frac{69.05}{100.00}$	$\frac{79}{100}$

$$\bar{P}_M = \frac{12275 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{383.11 \frac{\text{lb mol}}{\text{hr}}} = 32.04 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$$

CORRIENTE C :

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \text{SO}_2 = .05 \times 2452 = 122.6 \quad \left(\frac{\text{lb mol}}{\text{hr}} \right) \text{SO}_2 = 122.6 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{\text{lb mol}}{64 \text{ lb}} = 1.91$$

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \text{O}_2 = 1348 \quad \left(\frac{\text{lb mol}}{\text{hr}} \right) \text{O}_2 = 42.12$$

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \text{N}_2 = 8475 \quad \left(\frac{\text{lb mol}}{\text{hr}} \right) \text{N}_2 = 302.68$$

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{totales}} = 122.6 + 1348 + 8475 = 9945.6 \quad \left(\frac{\text{lb mol}}{\text{hr}} \right)_{\text{totales}} = 1.91 + 42.12 + 302.68 = 346.71$$

$$\% \text{ peso SO}_2 = \frac{122.6 \times 100}{9945.6} = 1.23 \quad \% \text{ mol SO}_2 = \frac{1.91 \times 100}{346.71} = .55$$

$$\% \text{ peso O}_2 = \frac{1348 \times 100}{9945.6} = 13.55 \quad \% \text{ mol O}_2 = \frac{42.12 \times 100}{346.71} = 12.15$$

$$\% \text{ peso N}_2 = \frac{8475 \times 100}{9945.6} = 85.22 \quad \% \text{ Mol N}_2 = \frac{302.68 \times 100}{346.71} = 87.3$$

CORRIENTE D :

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{Na}_2\text{SO}_3} = 50 \frac{\text{Ton}}{\text{día}} \text{Na}_2\text{SO}_3 \times \frac{1000 \text{ Kg}}{\text{Ton}} \times \frac{\text{lb}}{.454 \text{ Kg}} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ hr}} = 4588.8 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\left(\frac{\text{lb mol}}{\text{hr}} \right)_{\text{Na}_2\text{SO}_3} = 4588.8 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{\text{lb mol}}{126 \text{ lb}} = 36.42$$

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{totales}} = \frac{4588.6}{.136} = 33741 \quad \left(\frac{\text{lb mol}}{\text{hr}} \right)_{\text{totales}} = 36.42 + 43.02 + 1523.96 = 1603.4$$

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{NaOH}} = .051 \times 33741 = 1720.8$$

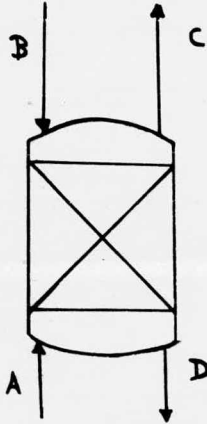
$$\left(\frac{\text{lb mol}}{\text{hr}} \right)_{\text{NaOH}} = 1720.8 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{\text{lb mol}}{40 \text{ lb}} = 43.02$$

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{H}_2\text{O}} = .813 \times 33741 = 27431.4$$

$$\left(\frac{\text{lb mol}}{\text{hr}} \right)_{\text{H}_2\text{O}} = 27431.4 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{\text{lb mol}}{18 \text{ lb}} = 1523.96$$

	$\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$	% peso	% mol		$\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$	% peso	% mol
NaOH	4634.3	115.85	14.75	7.22	SO ₂	122.6	1.91	1.23	.55
H ₂ O	$\frac{26776}{31410.3}$	$\frac{1487.5}{1603.35}$	$\frac{85.25}{100.00}$	$\frac{92.78}{100.00}$	O ₂	1348.0	42.12	13.55	12.15
					N ₂	$\frac{8475.0}{9945.6}$	$\frac{302.68}{346.71}$	$\frac{85.22}{100.00}$	$\frac{87.30}{100.00}$

$$d = 1.161 \frac{\text{g}}{\text{cm}} \times 62.3 = 72.33 \quad \text{B}$$



	$\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$	% peso	% mol		$\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$	$\frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$	% peso	% mol
SO ₂	2452	38.31	19.97	10	Na ₂ SO ₃	4588.8	36.42	13.6	2.27
O ₂	1348	42.12	10.98	11	NaOH	1720.8	43.02	5.1	2.68
N ₂	$\frac{8475}{12275}$	$\frac{302.68}{383.11}$	$\frac{69.05}{100.00}$	$\frac{79}{100}$	H ₂ O	$\frac{27431.4}{33741.0}$	$\frac{1523.96}{1603.4}$	$\frac{81.3}{100.0}$	$\frac{95.05}{100.00}$

$$\overline{PM} = 32.04$$

$$T = 200^\circ \text{C} = 392^\circ \text{F}$$

$$P = 2 \text{ psi} + 11.3 = 13.3$$

$$A + B = C + D = 43685.3 \text{ lb / hr}$$

$$\% \text{peso Na}_2\text{SO}_3 = \frac{4588.8 \times 100}{3374.1} = 13.6 \quad \% \text{mol Na}_2\text{SO}_3 = \frac{36.42 \times 100}{1603.4} = 2.27$$

$$\% \text{peso NaOH} = \frac{1720.8 \times 100}{3374.1} = 5.1 \quad \% \text{mol NaOH} = \frac{43.02 \times 100}{1603.4} = 2.68$$

$$\% \text{peso H}_2\text{O} = \frac{27431.4 \times 100}{3374.1} = 81.3 \quad \% \text{mol H}_2\text{O} = \frac{1523.96 \times 100}{1603.4} = 95.05$$

CORRIENTE B :

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{NaOH reacción}} = \frac{4588.8 \times 80}{126} = 2913.52$$

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{NaOH libre en D}} = 1720.8$$

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{NaOH total}} = 2913.52 + 1720.8 = 4634.3$$

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{H}_2\text{O reacción}} = \frac{4588.8 \times 18}{126} = 655.54$$

$$\left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{H}_2\text{O en B}} = \left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{H}_2\text{O en D}} - \left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right)_{\text{H}_2\text{O reacción}} = 26776$$

Cálculo del porciento de conversión de sosa a sulfito :

$$\% \text{ conversión} = \frac{\text{NaOH teórica}}{\text{NaOH alimentada}} = \frac{2973.52}{4634.32} = 62.87$$

Cálculo de la normalidad de la sosa empleada :

$$\% \text{ peso} = 14.75$$

$$d = 1.161$$

Base 1 litro de solución.

$$m = 1161 \text{ g}$$

$$m_{\text{sosa}} = .1475 \times 1165 = 171.83$$

$$N = \frac{171.83}{40} = 4.29$$

Fijo el diámetro de la torre en 3.5 pies, con anillos rashing de 1.5 pulgadas.

$$L' = G'_L = \frac{w}{A} = \frac{31410.3 \text{ lb/hr}}{.785 \times 3.5^2 \text{ ft}^2} = 3266.3 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$G' = G'_G = \frac{w}{A} = \frac{12275 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{.785 \times 3.5^2 \text{ ft}^2} = 1276.5 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2} = .3546 \frac{\text{lb}}{\text{seg ft}^2}$$

$$d_G = \frac{32.04}{359} \times \frac{13.3}{14.7} \times \frac{492}{852} = .0442 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\frac{G_L}{G_G} \left(\frac{d_G}{d_L} \right)^{.5} = \frac{3266.3}{1276.5} \times \left(\frac{.0442}{72.33} \right)^{.5} = .0632$$

$$C = \frac{G_G^2 \Psi^2 \mu^{.2}}{d_G} \left(\frac{a}{\xi^3} \right) = \frac{.3546^2 \times \left(\frac{1}{1.161} \right)^2 \times 6^{.2}}{.0442 \times 72.3 \times 32.2} (110) = .1426$$

donde :

$$\Psi = \frac{d \text{ H}_2\text{O}}{d_L}$$

μ = viscosidad del líquido en cp.

$\frac{a}{\xi^3}$ = factor del empaque.

$$C_{\text{en la inundación}} = .16$$

Por lo tanto el porciento de inundación al que trabajaría la torre sería de :

$$\frac{.1426}{.16} \times 100 = 89 \%$$

Debido a que el porciento de inundación es muy alto, modifiqué el diámetro de la torre a 4 pies.

Fijo el diámetro de la torre en 4 pies, con anillos rashing de 1.5 pulgadas.

$$L' = 2500.8 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$G' = 977.3 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2} = .2714 \frac{\text{lb}}{\text{seg ft}^2}$$

$$C = .0836$$

El porciento de inundación al que trabajará la torre sería de :

$$\frac{.0836}{.16} \times 100 = 52 \%$$

Este valor es adecuado para un buen funcionamiento de la torre, por lo cual éste será el diámetro de diseño.

$$K_{Ga} = 1.4 \frac{\text{lb mol}}{\text{hr ft}^3 \text{ atm}}$$

Este valor de K_{Ga} corresponde a las siguientes condiciones de operación :

62.87 % de conversión a Na_2SO_3

Normalidad del líquido de 4.29

$$G'_G \text{ de } 190 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

Presión de 14.7 lb/in^2

Temperatura del líquido de 77°F

$$G'_L \text{ de } 1600 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

Por lo tanto el valor de K_{Ga} deberá ser corregido a las condiciones de diseño :

a.- Factor de corrección por velocidad másica del líquido : aumenta -- con un aumento en un flujo del líquido a la potencia .28 de la relación de flujos.

$$f_a = \left(\frac{2500.8}{1600} \right)^{.28} = 1.133$$

b.- Factor de corrección por velocidad másica del gas : aumenta con el aumento del flujo del gas a la potencia de .15 de la relación de -- flujos.

$$f_b = \left(\frac{977.3}{190} \right)^{.15} = 1.277$$

c.- Factor de corrección por temperatura del líquido: aumenta con aumento en la temperatura a la sexta potencia de la relación de tempe

raturas absolutas.

$$f_c = \left(\frac{564}{537} \right)^6 = 1.325$$

d.- Factor de corrección por presión : aumenta con una disminución en la presión a la segunda potencia de la relación de presiones absolutas.

$$f_d = \left(\frac{14.7}{13.3} \right)^2 = 1.22$$

El valor de K_{Ga} corregido es igual a :

$$1.4 f_a f_b f_c f_d = 3.27$$

Cálculo del factor termodinámico medio logarítmico para el - -

SO₂.

$$\% \text{ mol a la entrada} = 10$$

$$\% \text{ mol a la salida} = .55$$

Como la relación molar es igual a la relación de presiones tenemos :

mos :

$$P_{ml} = \frac{.1 \times \frac{\frac{13.3 \text{ lb atm}}{\text{in}^2}}{14.7 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}} - .0055 \times \frac{13.3 \frac{\text{lb atm}}{\text{in}^2}}{14.7 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}}}{.1 \times \frac{13.3 \frac{\text{lb atm}}{\text{in}^2}}{14.7 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}} + .0055 \times \frac{13.3 \frac{\text{lb atm}}{\text{in}^2}}{14.7 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}}} = .0295 \text{ atm}$$

Esto quiere decir que entre mayor sea el gradiente de concentración la absorción es mejor.

La fracción de empaque mojado se considera de .85.

Por lo tanto la altura empacada es de :

$$Z = \frac{n}{K_{Ga} A \Delta P_{ml} f_a} = \frac{36.4 \frac{\text{lb mol}}{\text{hr}}}{3.27 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr ft}^3 \text{ atm}} \times 12.56 \text{ ft}^2 \times .0295 \text{ atm} \times .85} = 35.34 \text{ ft}$$

Se dará un 10% de tolerancia debido al tiempo que le tome al líquido en distribuirse bien en la parte superior de la torre, y en el plato redistribuidor.

Por lo tanto $Z = 1.1 \times 35.34 \text{ ft} = 39 \text{ ft}$

El volumen empacado será igual a :

$$.785 \times 4^2 \text{ ft} \times 39 \text{ ft} = 489.8 \text{ ft}^3 = 13.87 \text{ m}^3$$

Cálculo de la caída de presión de la torre :

$$\Delta P = 1.2 \frac{\text{inch} - \text{H}_2\text{O}}{\text{ft de empaque}} \times 39 \text{ ft de empaque} = 46.8 \text{ inch-H}_2\text{O} = 1.7 \text{ psi}$$

Como a la entrada de la torre de presión del gas es de 2 psig,

sí fluirá adecuadamente a través de la torre.

CALCULO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO.-

Sosa concentrada.

El volumen del tanque será tal que se pueda almacenar en éste el consumo de tres días en operación continua, aparte de que se asegure el suministro continuo de esta materia prima.

$$2103.97 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times 72 \text{ hr} = 151\,486 \text{ Kg}$$

$$20 \text{ }^\circ\text{C} \quad \rho = 1430 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

NaOH 40%

$$\frac{151\,486 \text{ Kg}}{.4} = 378\,715 \text{ Kg totales}$$

$$\rho = \frac{m}{V} ; V = \frac{m}{\rho} = \frac{378\,715 \text{ Kg}}{1430 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 264.831 \text{ m}^3$$

El tanque será vertical de forma cilíndrica de tal forma que la relación de diámetro a altura sea de 1. (Debido a que ésta relación nos da la mínima área de metal requerida)'

$$\frac{D}{h} = 1$$

$$D = h$$

$$V = Ah = .785 D^2 h$$

$$V = .785 (h)^2 h = .785 h^3$$

$$h = \left(\frac{264.83}{.785} \right)^{1/3}$$

$$h = 6.96 \text{ m}$$

Por lo tanto :

$$D = h = 6.96 \text{ m}$$

$$A = 38.02 \text{ m}^2$$

Sosa diluída.

Serán dos tanques los cuales se calcularán para que su contenido dure tres horas en operación continua.

$$2103.97 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times 3 \text{ hr} = 6311.91 \text{ Kg}$$

Como se determinó anteriormente la sosa se introducirá a 14.75

% en peso.

Por lo tanto :

$$\frac{6311.91 \text{ Kg}}{.1475} = 42792.61 \text{ Kg de sosa a } 14.75 \%$$

$$40 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \rho = 1151 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

NaOH a 14.75 %

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{42792.61 \text{ Kg}}{1151 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 37.178 \text{ m}^3$$

Estos tanques también serán verticales de forma cilíndrica, de

tal forma que tengan una relación de diámetro a altura de 1.

$$\frac{D}{h} = 1$$

$$V = .785 D^2 h = .785 (h)^2 h$$

$$V = .785 h^3$$

$$h = \left(\frac{37.178 \text{ m}^3}{.785} \right)^{1/3}$$

Por lo tanto :

$$D = 3.62 \text{ m}$$

$$A = 10.28 \text{ m}^2$$

Tanque amortiguador de producto.-

La producción pasará directamente a éste tanque amortiguador y de allí a los dos tanques de producción. El volumen de éste tanque será tal que se pueda almacenar la producción de tres horas. Será vertical y cilíndrico, con una relación de $\frac{D}{h} = 1$; la finalidad de éste tanque es poder hacer algún ajuste a los tanques de almacenamiento cuando se crea necesario.

$$15\,318.41 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times 3 \text{ hr} = 45\,955.2 \text{ Kg}$$

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{45955.2 \text{ Kg}}{1176 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 39.077 \text{ m}^3$$

$$V = .785 D^2 h = .785 (h)^2 h$$

$$V = .785 h^3$$

$$h = \left(\frac{39.077}{.785} \right)^{1/3}$$

$$h = 3.68 \text{ m}$$

Por lo que :

$$D = 3.68 \text{ m}$$

$$A = 10.63 \text{ m}^2$$

Tanques de almacenamiento de producto.

Estos dos tanques deben tener el volumen necesario para que se pueda almacenar en ambos la producción de dos días de operación continua. Serán de forma cilíndrica vertical; en los cuales la relación de diámetro a altura sea la unidad.

$$\frac{D}{h} = 1$$

Por lo tanto el volumen de cada uno de ellos será :

$$15318.41 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times 24 \text{ hr} = 367\,641.84 \text{ Kg}$$

$$\text{solución} = 1176 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{367641.84 \text{ Kg}}{1176 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 312.6 \text{ m}^3$$

$$V = .785 D^2 h = .785 (h)^2 h = .785 h^3$$

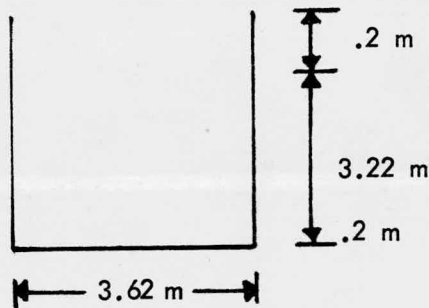
$$h = \left(\frac{312.6}{.785} \right)^{1/3}$$

$$h = 7.36 \text{ m}$$

$$D = 7.36 \text{ m}$$

$$A = 42.52 \text{ m}^2$$

SISTEMA DE DILUCION DE LA SOSA.-



Volumen útil :

$$V = 10.28 \text{ m}^2 \times 3.22 \text{ m} = 33.1 \text{ m}^3$$

$$\rho = \frac{m}{V}$$

$$14.75 \% \rho = 1151 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

NaOH

$$m = V \rho = 33.1 \text{ m}^3 \times 1151 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$m = 38098 \text{ Kg de NaOH al } 14.75 \%$$

$$\text{Kg sosa } 100\% = 38098 \text{ Kg} \times .1475 = 5619.4 \text{ Kg NaOH al } 100 \%$$

$$\text{Kg H}_2\text{O} = 38098 \text{ Kg} \times .8525 = 32478.5 \text{ Kg}$$

$$\frac{5619.4 \text{ Kg}}{.40} = 14048.5 \text{ Kg NaOH al } 40\%$$

$$\text{agua con la sosa al } 40\% = .6 \times 14048.5 \text{ Kg} = 8429.1 \text{ Kg}$$

$$\text{agua restante} = 32478.5 \text{ Kg} - 8429.1 \text{ Kg} = 24049.4 \text{ Kg}$$

$$\rho_{\text{NaOH al } 40\%} = 1430 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$V_{\text{NaOH al } 40\%} = \frac{m}{\rho} = \frac{14048.5 \text{ Kg}}{1430 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 9.824 \text{ m}^3$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{24049.4 \text{ Kg}}{1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 24.049 \text{ m}^3$$

$$h_{\text{NaOH } 40\%} = \frac{V}{A} = \frac{9.824 \text{ m}^3}{10.28 \text{ m}^2} = .95 \text{ m}$$

$$h_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{V}{A} = \frac{24.049 \text{ m}^3}{10.28 \text{ m}^2} = 2.34 \text{ m}$$

Por lo tanto para tener la sosa a la concentración deseada, se deberán poner :

.95 m de sosa al 40% y

2.34 m de agua.

ANALISIS DEL SO₂.-

Otra forma de conocer el % mol de SO₂ al que se está trabajando, es por medio de análisis, ya que como se mencionó anteriormente - éste puede ser conocido por medio de la temperatura de flama (gráfica -- # 5).

El método consiste en hacer reaccionar al SO₂ con I₂ de la forma siguiente :

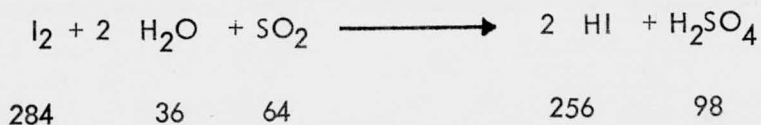
Se muestrea la corriente de gases de combustión burbujeándola - en un matraz que contiene 10 ml de I₂. 1N en 200 ml de agua aproximadamente, usando como indicador almidón.

El SO₂ reacciona con el I₂ formando ácido iodídrico y los inertes O₂, N₂, pasan a un recipiente de desfogue donde desalojan un volumen igual de agua.

La desaparición del color azul de la solución, indica que se ha introducido el SO₂ requerido para reducir todo el I₂.

A continuación se calculará el % mol de SO₂ para cuando el volumen desalojado es de 150 ml de agua.

Reacción que se lleva a cabo :



Cálculo de los gramos de I_2 que se hacen reaccionar :

$$\frac{12.7 \text{ g}}{1000 \text{ ml}} \times 10 \text{ ml} = .127 \text{ g}$$

Los gramos de SO_2 requeridos para reaccionar con los .127 g -

de I_2 son :

$$\frac{.127 \times 64}{284} = .032 \text{ g}$$

$$.032 \text{ g} \times \frac{1 \text{ gmol}}{32 \text{ g}} = .0005 \text{ gmol.}$$

Cálculo de los gramos de O_2 y N_2 que acompañan a los .032 -

g SO_2

$$V = .15 \text{ l}$$

$$P = 586 \text{ mmHg} \times \frac{1 \text{ atm}}{760 \text{ mmHg}} = .771 \text{ atm}$$

$$T = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$PV = n RT$$

$$n = \frac{PV}{RT} = \frac{.771 \text{ atm} \times .15 \text{ l}}{.082 \frac{\text{atm l}}{\text{g mol } ^\circ\text{K}} \times 298 \text{ }^\circ\text{K}}$$

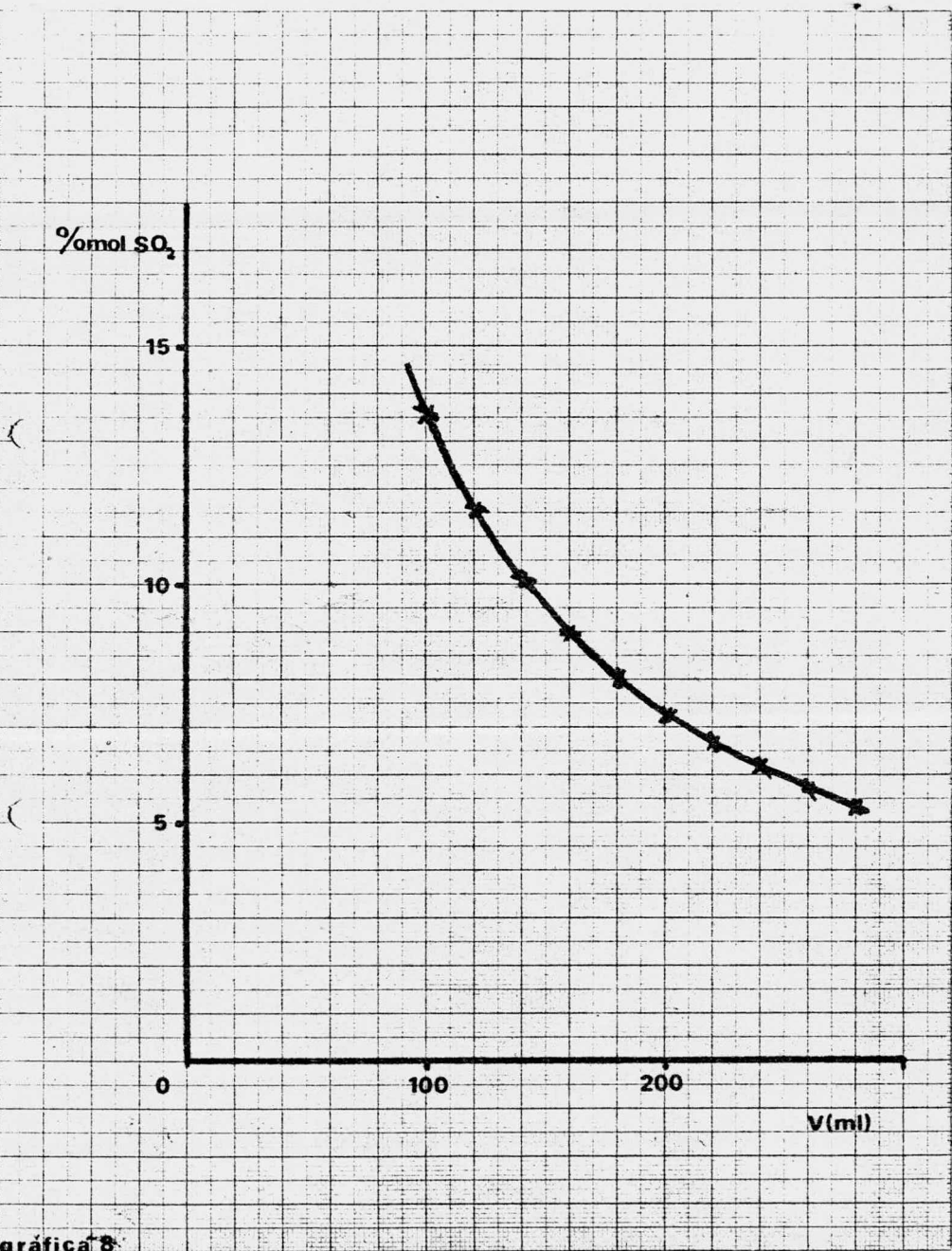
$$n = .004732 \text{ gmol}$$

$$n_{\text{totales}} = .0005 + .004732 = .005232$$

$$\% \text{ mol de } SO_2 = \frac{.0005}{.005232} \times 100 = 9.55$$

Estos mismos cálculos se hicieron para 100, 120, 140 ---- 280 ml

de agua desplazada; los resultados de los cuales se encuentran en la grá
fica # 8.



gráfica 8

" INSTRUMENTACION DE LA PLANTA "

Con el fin de tener una buena operación y un conocimiento preciso de la planta durante las 24 hrs del día, se pondrán los instrumentos - requeridos para determinar y registrar las variables más críticas en el proceso, y poder localizar con facilidad las fallas en la operación o en el equipo.

Medidores de Temperatura.-

Termopares.- Los termopares son los más simples y comunes de los sistemas para determinar temperaturas de proceso. Son útiles para indicación remota y lectura periódica. Su funcionamiento se basa en el principio descubierto por T.J. Seebeck en 1821, de que cuando se aplica calor a la unión de dos metales diferentes, se genera una fuerza electromotriz, la cual puede ser medida en la unión opuesta (fría) de los dos metales (conductores). Los conductores forman un circuito eléctrico y la corriente fluye como resultado de la fem generada. La corriente seguirá fluyendo en dicho circuito mientras la temperatura del lado calentado sea mayor que la del lado opuesto.

Los termopares presentan las siguientes ventajas :

- Son unidades pequeñas que se pueden montar fácilmente.
- Salida eléctrica adaptable a varios elementos de lectura y/o control.
- Alta velocidad de respuesta y amplio rango de medición, desde casi cero absoluto hasta 5000 °F.
- Bajo costo, buena exactitud y fácil calibración.
- Las distancias de transmisión pueden ser largas además de tener buena reproducibilidad.

Se usarán los termopares tipo J (Hierro-Constantano) y R (Platino-Platino 87%, Rodio 13%) debido a que soportan diferentes temperaturas de operación; el tipo J puede trabajar hasta temperaturas del orden de 750 °C y el R hasta 1500 °C.

Se emplearán los siguientes termopares :

- Uno tipo J a la descarga del ventilador.
- Tres tipo R en el horno (inicio, mitad final)
- Uno tipo J a la salida de la caldera.
- Uno tipo J en la parte inferior de la torre de absorción.

Los cuales estarán conectados a un indicador de puntos y éstos a su vez a un registrador.

- Un termómetro de bulbo a la inyección del azufre al horno.

Medidores de Presión.-

Manómetros.- Los manómetros se pueden clasificar como elementos de presión por balance de gravedad. Aunque generalmente se usan como elementos de laboratorio, encuentran aplicación en sistemas de proceso como elementos de presión diferencial o como medidores de presión hidrostática. Su rango de medición varía desde el vacío hasta aproximadamente 1000 mm Hg.

Los tubos Bourdón se encuentran entre el grupo de sensores de presión conocidos como elementos de deformación elástica.

Existen tres tipos de tubos Bourdón: tipo C, tipo helicoidal y tipo espiral.

El tipo Bourdón C se usa para rangos de 15 a 100 000 psig. Su exactitud varía de ± 0.1 a $\pm 5\%$. Se usa frecuentemente para indicación local así como para transmisión y control. Está formado de un arco de 250° . Cuando se le aplica una presión interna, el tubo tiende a ponerse recto, en movimiento no lineal, ya que cada incremento de presión no produce un movimiento correspondiente en el elemento, pero se obtiene una respuesta lineal mediante un sistema de piñón y cremallera.

El Bourdón espiral se usa generalmente para rangos de presión media, aunque se tienen elementos para rangos hasta 100 000 psig, presen

tando una exactitud de $\pm 0.5 \%$.

Este elemento se usa cuando el movimiento libre del tipo C no es suficiente. Debido a que se obtiene un gran movimiento, no es necesario, en muchos casos, de amplificación mecánica, obteniéndose una mayor exactitud.

El Bourdón helicoidal, es similar al elemento espiral pero en forma de hélice. Esto incrementa considerablemente el movimiento, produciendo una amplificación aún mayor que el elemento espiral.

Se usan para rangos de 80 a 100 000 psig, variando el número de espirales dependiendo del rango de presión, desde 3 a 16 o más. Su exactitud es de ± 0.5 a $\pm 1\%$ de la escala.

Se emplearán manómetros Bourdon tipo C :

Cuatro de $0-10 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$ en los fosos de fusión (uno en cada compartimiento)

Uno de $0-10 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$ en la caldera.

Se emplearán manómetros diferenciales en U :

Dos en el ventilador de $0-200 \text{ cm-H}_2\text{O}$ (en la succión y en la descarga).

Dos en el horno de $0-200 \text{ cm-H}_2\text{O}$ (en la entrada y en la salida)

Uno en la salida de la caldera de $0-200 \text{ cm H}_2\text{O}$.

Dos en la torre de absorción (parte inferior y superior).

Medidores de flujo.-

Se emplearán placas de orificio, las cuales están clasificadas dentro del grupo de medidores de flujo diferenciales cuyo principio de operación es el de que una restricción en la línea de un fluido produce una presión diferencial a través del elemento (restricción) que es proporcional a la velocidad de flujo. La proporcionalidad no es lineal sino es una relación de raíz cuadrada de la presión diferencial.

La exactitud de los medidores diferenciales es de cerca de $\pm 1/4$ a ± 2 %.

Tienen la ventaja de ser de bajo costo, disponibles en muchos materiales, y pueden ser empleados en un amplio rango de tamaños de tubería.

Las tomas de presión en las placas de orificio serán en las bridas, que son el tipo predominante y se localizarán a una pulgada tanto corriente arriba como corriente abajo.

Las tomas de presión irán dirigidas a un registrador de la caída de presión a través de la placa.

Se instalará :

Uno a la descarga del ventilador.

Uno en la inyección de sosa diluída a la torre de absorción.

Medidores de nivel.-

Los medidores de nivel pueden ser clasificados en dos grandes -- grupos : directos e inferenciales. Los medidores directos se usan para indi-- cación local. Los métodos inferenciales tienen poco tiempo de uso y son usados cuando se desea indicación, registro o control remoto.

Los medidores directos son medidores rectos, generalmente visua-- les. Los medidores de vidrio transparente o reflex son el método más am-- pliamente usado; los tubos de vidrio son conectados a los tanques y el -- fluído visible en el tubo revela el nivel interior del tanque.

Otros métodos directos incluyen cintas calibradas o flotadores va-- rillas sumergidas en los tanques y calibradas para leer directamente en las-- unidades deseadas, profundidad, volumen o peso.

Los medidores inferenciales o indirectos, dependen de que el ma-- terial tenga una propiedad física que pueda ser apropiadamente medida y relacionada con el nivel. Muchas propiedades físicas y eléctricas han si-- do usadas para éste propósito ya que producen señales de salida proporcio-- nales para transmisión remota.

Se usarán flotadores debido a su sencillez y fácil apreciación. - Se empleará como material de construcción del flotador PVC debido a que

su densidad es menor a $1 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$ y de que resiste la corrosión causada por la sosa y el sulfito de sodio.

Serán seis flotadores (uno en cada tanque).

Válvulas de seguridad.-

Las válvulas de seguridad son uno de los elementos de alivio de presión. La distinción entre las válvulas de alivio y de seguridad es que la válvula de alivio abre en proporción al incremento de presión sobre la presión establecida o de apertura, mientras que las válvulas de seguridad exhiben una apertura rápida total al exceder la presión establecida. Las válvulas de alivio se usan principalmente para servicios líquidos, mientras que las válvulas de seguridad se usan para servicios de gases o vapores.

Se colocarán dos válvulas de seguridad en la caldera calibradas a $8 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$.

"CONCLUSIONES"

De los cálculos realizados anteriormente se concluye que para producir 50 toneladas por día de sulfito de sodio, se requiere de una planta con las siguientes características :

- Un ventilador que proporcione al menos 4080 metros cúbicos- estándar por hora de aire.
- Unos fosos de fusión con 90 pies de serpentín de 1.5 pulgadas en la zona de fusión, y 24 pies de serpentín de 1.5 pulgadas en la zona de conservación, trabajando con vapor de $6 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$
- Un horno de combustión cilíndrico con :
 - Diámetro interno = 1.829 m
 - Longitud = 9.25 m
- Una caldera de tubos de humo, con 50 tubos de 3 pulgadas- cédula 80, de 5 pies de longitud por tubo.
- Una torre de absorción empacada con anillos rashing de 1.5 pulgadas, de 4 pies de diámetro interno y 39 pies de altura.



QUIMIO

"BIBLIOGRAFIA "

- 1.- Crane.- Flow of Fluids through Valves, Fittings and Pipe.- p. B-11, B-16, B-17, A-12, A-13.- (1969).
- 2.- D.Q. Kern.- Process Heat Transfer.- p. 6-15, 74-77, 102-108, - 214-218 ().
- 3.- E. Libby.- Pulp and Paper Science and Technology.- vol 1 (Pulp) p.- 240-251 (1962).
- 4.- E.E. Ludwig.- Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants.- vol 2.- p. 180-186 (1964).
- 5.- E. Ott.- Cellulose and Cellulose Derivatives.- p. 486-494 (1943).
- 6.- J.P. Casey.- Pulp and Paper, Chemistry and Chemical Technology- (Second Edition) vol. 1.- p. 128-131, 171-180 (1960).
- 7.- K. Britt.- Handbook of Pulp and Paper Technology.- p. 141-148, - 155-160 (1964).
- 8.- L. Clarke., R. L. Davidson.- Manual For Process Engineering Calculations.- Second Edition.- p. 222-225, 296-298, 309 (1962).

- 9.- O.A. Hougen., K.M. Watson., R.A. Ragatz.- Chemical Process - Principles.- vol 1.- Material and Energy Balances.- p. 253-258, - 272, 301, 311, 347, 348-351. (1943).

- 10.- R.H. Perry., C.H. Chilton.- Chemical Engineer's Handbook 5a. - Edition.- p. 3-22, 3-129, 3-130, 3-219, 3-220 (1973).