

7 E
104

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA



DISEÑO DE UNA COLUMNA DE OXIDACION
PARA TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS

TESIS DONADA POR
D. G. B. - UNAM

HERMINIO VERA ARENAS

INGENIERO QUÍMICO

1981



Universidad Nacional
Autónoma de México



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.

I N D I C E

	(PAG.)
I. - INTRODUCCION	3
II. - PARAMETROS QUE INTERVIENEN EN EL DISEÑO DE LA COLUMNA DE OXIDACION.	
Reacción de oxidación	6
Descripción del diagrama de flujo de Proceso	6
Descripción de la columna de oxidación	8
Funcionamiento y descripción de los mezcladores-distribuidores	9
Variables del Proceso	11
Efecto de la concentración de sulfuros	11
Efecto de la temperatura	12
Efecto de la Presión	14
Caída de Presión en el mezclador-distribuidor	15
Criterios de Beychok para el diseño de una columna de oxidación de sulfuros	15
Datos de Martín y Levanas para el funcionamiento de una columna de oxidación	17
Diagrama de flujo	

Fig. No. 1 Gráfica de Mezcladores-Distribuidores

Fig. No. 2 Gráfica de la concentración de sulfuros sobre el promedio de oxidación

III. - DISEÑO DE LA COLUMNA DE OXIDACION

Reacción de oxidación de sulfuros a tiosulfatos	19
Determinación del calor de reacción	19
Determinación del aire teórico requerido	20
Determinación de la cantidad de sulfuros por Unidad de volumen	21
Determinación del requerimiento teórico de aire por unidad de volumen	21
Características de la corriente que se va a tratar	22
Datos y bases de diseño	22
Cálculo de la cantidad de aire	23
Cálculo de la cantidad de sulfuros en la alimentación	24
Cálculo del volumen de la columna	25
Cálculo del área requerida	26
Cálculo del diámetro de la columna	26
Cálculo de la altura de la columna	27
Cálculo de la presión en la parte superior de la columna	27

	Cálculo de la temperatura en la parte superior de la columna	28
	Cálculo del calor de reacción	28
	Cálculo del calor intercambiado en la alimentación -producto	31
	Cálculo de la potencia del compresor para la alimentación de aire	35
	Cálculo de la temperatura de descarga	36
	Costo del compresor	37
IV. -	COSTO DE LA COLUMNA DE OXIDACION	40
V. -	CONCLUSIONES	42
	BIBLIOGRAFIA	44

CAPITULO I

INTRODUCCION

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

El desarrollo industrial alcanzado por la industria petrolera ha originado que los efluentes de la mayoría de las refinerías se depositen en ríos o lagos, contaminando de esta manera a las fuentes de abastecimiento de otras industrias o comunidades circunvecinas.

La contaminación de los ríos o lagos se debe principalmente a sustancias, orgánicas e inorgánicas que se encuentran en elevadas concentraciones, en los efluentes de las refinerías. A los efluentes con alto contenido de sulfuros, se les da el nombre de aguas amargas y tienen su origen en las plantas de refinación de petróleo, como consecuencia de la naturaleza del proceso.

Este problema de contaminación ha obligado a la industria petrolera, a investigar métodos efectivos y económicos, para dar un tratamiento a este tipo de efluentes.

El diseño de una columna de oxidación para el tratamiento de aguas amargas se llevó a cabo en el presente trabajo, cuyo objetivo principal es de evitar que los efluentes contaminen a los ríos o lagos de las ciudades donde se encuentran localizados estos centros de trabajo.

El método empleado, consiste principalmente en utilizar vapor y aire, a una temperatura elevada, teniendo lugar la oxidación de los sulfuros en la fase líquida y resultando la formación de tiosulfatos, los cuales son -

compuestos que no contaminan las fuentes de abastecimiento de agua.

La columna diseñada tiene en su interior cuatro cámaras, separadas cada una por un mezclador-distribuidor. La alimentación a la columna se hace por medio de un flujo concurrente de agua, vapor y aire, dirigido hacia la parte superior de la columna, evitando de esta manera la separación de sulfuro de hidrógeno no oxidado a la corriente residual de aire, como suele ocurrir en columnas de platos o empacadas que operan con flujos a contracorriente.

Estudios efectuados sobre la operación de esta unidad han mostrado que la oxidación es una función de la concentración de los sulfuros y que el porcentaje más elevado de la reacción ocurre a temperaturas elevadas.

CAPITULO II

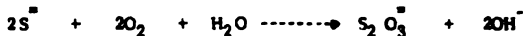
PARAMETROS QUE INTERVIENEN EN EL DISEÑO DE LA COLUMNA DE OXIDACION

PARAMETROS QUE INTERVIENEN EN EL DISEÑO DE LA COLUMNA DE OXIDACION

REACCION DE OXIDACION

La oxidación de aguas amargas es una reacción que se efectúa con oxígeno en solución y consiste básicamente en suministrar vapor y aire a una temperatura elevada, teniendo lugar la oxidación de los sulfuros en la fase líquida, dando como resultado la formación de tiosulfatos, principalmente.

La reacción involucrada en la oxidación de sulfuro de sodio, Na_2S , o sulfuro de amonio, $(\text{NH}_4)_2\text{S}$, a compuestos tiosulfatos, $(\text{S}_2\text{O}_3)^{2-}$, puede ser escrita en forma iónica, como :



y similarmente, la oxidación del sulfuro ácido de sodio, NaSH , o del sulfuro ácido de amonio, NH_4SH , a compuestos tiosulfatos, $(\text{S}_2\text{O}_3)^{2-}$, queda representada, de la siguiente manera :



Estas reacciones tienen la ventaja de reducir la demanda del oxígeno, sin que se libere sulfuro de hidrógeno.

DESCRIPCION DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

La columna de oxidación y el arreglo del equipo son mostrados en el

diagrama de flujo al final del capítulo.

La alimentación del agua es precalentada, intercambiando calor con el producto, uniéndose posteriormente en un sólo flujo con la mezcla de vapor-aire. La línea de alimentación del agua se encuentra a 40 ft. (12.20 m.) de la entrada de la columna y la mezcla de vapor-aire es introducida a esta línea a 6 in. (15.25 cm.) antes de entrar a la columna.

El flujo de aire es controlado por una válvula de globo y la temperatura, de la mezcla en el fondo de la columna se controla por medio de un registrador controlador de temperatura sobre el flujo de vapor. El flujo de ambas fases se dirige hacia la parte superior de la columna, el cual sale como producto hasta llegar a un intercambiador de calor, transfiriendo calor a la línea de alimentación del agua. El producto, llega a un separador gas-líquido en donde se recoge una cantidad de aceite que se encuentra en la interfase, trasladándolo a un tanque. La cantidad de agua procesada es enviada al drenaje por medio de una válvula, operada por un controlador de nivel de líquido y el gas es liberado, a través de una válvula reguladora de contrapresión al piloto de un horno cercano.

El gas sale normalmente libre de sulfuro de hidrógeno, conteniendo pequeñas cantidades de amoníaco, dióxido de carbono e hidrocarburos.

Como una precaución de seguridad contra la posibilidad de que se obtenga una mezcla explosiva durante la operación anormal de la columna se encuentra colocada una flama en la línea de salida del gas, y como una -

precaución adicional se inyecta vapor a esta línea.

DESCRIPCION DE LA COLUMNA DE OXIDACION

La columna de oxidación diseñada en el presente trabajo tiene un diámetro de 6 ft. (1.83 m.) y una altura de 50 ft. (15.24 m.), la cual está compartida por cuatro cámaras. La cámara del fondo de la columna tiene una altura de 20 ft. (6.09 m.) y las tres restantes de 10 ft. (3.05 m.) cada una. Un mezclador-distribuidor se encuentra colocado entre cada cámara con la finalidad de lograr un mejor contacto aire-agua y distribuir el flujo a través de la columna.

El uso de varias cámaras suministra la redispersión del aire que se transfiere al agua, mejorando de esta forma el contacto de la fase e incrementando la eficiencia, estableciéndose además, el grado de la reacción que es de primer orden con respecto a la concentración de sulfuros. La selección de las cámaras se llevó a cabo por la influencia de la presión del aire disponible y la caída de presión requerida por los mezcladores-distribuidores, para hacer posible la dispersión efectiva del aire.

La altura de la primer cámara es más grande que las otras debido a la suposición de que la distribución de las boquillas en el interior de la columna, suministra mejor el contacto de aire-agua que en los distribuidores.

La función principal de la columna, es de realizar la oxidación del ai

re con el sulfuro de la solución acuosa, teniendo lugar la reacción en la fase líquida y resultando la formación de compuestos tiosulfatos como producto.

FUNCIONAMIENTO Y DESCRIPCION DE LOS MEZCLADORES - DISTRIBUIDORES

A la entrada de la columna, se controla la proporción de flujo de aire y agua, existiendo una relación constante. Sin embargo, en una columna de multicámaras como ésta, se presenta el problema de recoger el gas y el líquido entre las cámaras a una relación constante. Esto se debe principalmente a la extensa agitación del flujo aire-agua que se lleva a cabo entre cada cámara, disminuyendo el contacto de aire-agua.

Para evitar que el contacto de aire y agua disminuya en el interior de la columna, se coloca un mezclador-distribuidor entre cada cámara, el cual emplea una abertura en la entrada y una cantidad de boquillas, que realizan en forma constante la recombinación del aire y agua.

La selección de boquillas que proporcionan el contacto del aire y agua está basada en la distribución de burbujas en un tanque experimental. El tamaño y número de boquillas fue seleccionado para producir un flujo espumoso en el interior del distribuidor, proyectando completamente las burbujas a través del ancho de la columna.

El diámetro de las boquillas de los tres primeros mezcladores-distribuidores, que se encuentran colocados en las cámaras, son equipados con

tubos de cédula 80 (diámetro interior = 0.546 in.) y las boquillas del mezclador-distribuidor que se encuentra en la cámara de la parte alta de la columna, está equipada con tubos de cédula 40 (diámetro = 0.622 in.), permitiendo de esta manera el incremento del volumen del gas y reduciendo la presión en este punto.

Los mezcladores-distribuidores están diseñados para operar con un promedio de aire de $900 \text{ ft}^3/\text{min.}$ a condiciones standard (sdc), siendo -- instalados en el interior de la columna con un diseño sobrepasado el cual puede realizar algún incremento en la alimentación de aire, sin llegar a -- una caída de presión excesiva. Resumiendo, el diseño de éstos considera tres aspectos fundamentales, los cuales son :

1. - Colectar y recombinar la mezcla de aire y agua
2. - Establecer un flujo espumoso dentro del distribuidor, dispersando el gas en forma de burbujas pequeñas
3. - Modo de redistribución del flujo

La representación gráfica de un mezclador-distribuidor es mostrada en la figure No. 1 al final del capítulo.

Los datos de operación de los mezcladores-distribuidores utilizados, en el diseño de la columna son los siguientes :

	Cámara 1 a 2 (cédula 80)	Cámara 3 a 4 (cédula 40)
Promedio de agua, Barriles Por día (BPD)	4500	4500
Promedio de aire de entrada, $\text{ft}^3/\text{min.}$ (sdc)	550	550
Cantidad de gas en los distribuidores en con_		

diciones de entrada, ft. ³ /min.	116	157
Cafda de presión en los distribuidores, lb/in ² (PSI)	6.1	5.5
Velocidad superficial en ft. /seg. del :		
gas en tubos de 3 in. de diámetro interior	39	53
agua en tubos de 3 in. de diámetro interior	6.0	6.0
gas en 24 boquillas de 0.5 in. de diámetro interior	49	52
agua en 24 boquillas de 0.5 in. de diámetro interior	7.5	5.8

VARIABLES DEL PROCESO

La determinación del efecto de las variables del proceso es un poco difícil, debido a las fluctuaciones en la composición de la alimentación. Sin embargo se pueden hacer algunas conclusiones pertinentes respecto al comportamiento del sistema.

EFFECTO DE LA CONCENTRACION DE SULFUROS

El efecto de la concentración de sulfuros sobre el promedio de oxidación, durante una prueba de operación, es presentado en la figura No. 2 al final del capítulo. El promedio de oxidación de sulfuros se efectúa contra la concentración de sulfuros en la alimentación y la cámara No.1, a diferentes concentraciones. Por consiguiente, se deduce que el promedio de oxida_

dación de sulfuros es proporcional a la concentración de sulfuros en la alimentación y la cámara No. 1, resultando una reacción de primer orden.

La correlación probada del promedio de oxidación con la concentración de sulfuros para la segunda cámara, muestra una apreciable dispersión de las concentraciones más bajas de sulfuros en su interior, indicando que la reacción sigue siendo de primer orden y que la eficiencia de la segunda cámara es más grande que la primera cámara. Esto se debe también a que la cantidad de sulfuros oxidados es apreciablemente mayor.

Un posible factor que contribuye aparentemente a la menor eficiencia de la primera cámara, es la altura, que es más grande que las demás cámaras, por lo cual la eficiencia de la columna disminuye con el incremento de la altura y el alto promedio de oxidación por la periferia de los mezcladores-distribuidores.

En torres empacadas y de platos, la reacción es aparentemente de orden cero, debido principalmente al incremento de transferencia de masa.

Una reacción de primer orden en este tipo de columnas indica las limitaciones de transferencia de masa que existen.

EFFECTO DE LA TEMPERATURA

De acuerdo a estudios efectuados por Martín y Levanas, para obtener una medida del funcionamiento de la columna, llevaron a cabo una serie de pruebas con condiciones de operación diferentes, las cuales pueden utili-

zarse para delinear el efecto de la temperatura.

Estos datos para el funcionamiento de una columna de oxidación se presentan en la tabla No. 1

Aunque la temperatura es diferente en los tres niveles, el promedio de la concentración de sulfuros en la alimentación disminuye progresivamente con el incremento de la temperatura.

Después de ajustarse el promedio de oxidación a los datos de una concentración común de sulfuros en la alimentación, sobre las bases de la relación antes mencionada, se nota alguna indicación provechosa del efecto de la temperatura en el rango de 185 a 203°F (85 a 95°C). Esta observación está de acuerdo a estudios más remotos, indicando que 200°F (93.3°C) es la temperatura de operación óptima para la primer cámara, y que el ascenso total de la temperatura desde el fondo de la columna hasta la parte superior es de 230 a 245°F (110 a 118.3°C), como un resultado del calor de la reacción (reacción exotérmica).

La reacción desprende una cantidad significativa de calor, la cual debe ser considerada en el diseño de la columna. El calor desprendido es disipado básicamente en tres caminos :

1. - Por el calentamiento de la solución
2. - Por el calentamiento del aire
3. - Por la vaporización del agua

Existen otros factores menores en el balance de calor de la columna de oxidación, tales como la vaporización de algunos hidrocarburos ligeros,

contenidos en la alimentación o el calor para la separación de algunos gases de la alimentación.

Cerca de 200 °F (93.3°C) la presión de vapor del agua, crea cada vez más una importante dilución de la fase gaseosa, reduciendo la presión parcial del oxígeno e incrementando el tiempo de residencia el volumen del vapor en el gasto del líquido.

Temperaturas más elevadas incrementan también la cantidad de sulfuro de hidrógeno que aparece en el vapor, por lo que tiene que ser reabsorbido, antes de la oxidación .

EFECTO DE LA PRESION

El incremento de la presión en la parte baja de la columna incrementa el promedio de oxidación de los sulfuros. Esta magnitud no es suficiente para justificar la compresión adicional del equipo, pero el efecto se tomó en cuenta para dar un límite razonable a la caída de presión, por lo cual los mezcladores-distribuidores están diseñados para que la pérdida de la caída de presión por la entrada de la columna no sea excesiva.

Es interesante hacer notar que la acción recíproca de varios factores, determina el efecto de un cambio en la presión total del sistema.

Los factores más importantes, son :

1. - Cambio en el área de transferencia interfacial, a causa de un cambio de las burbujas de aire, correspondiendo al cambio en el volu_

men del gas.

2. - Cambio en la caída de presión a través de los mezcladores-distribuidores, debido al cambio del volumen del gas.
3. - Variación en la presión parcial del oxígeno.

Altas temperaturas y bajas presiones en la parte superior de la columna, tienden a vaporizar alguna parte del agua, separando parte de los sulfuros. Para evitar esto, la presión de diseño en la parte superior es por lo menos de 25 a 40 PSIA más grande que la presión de vapor del agua.

CAIDA DE PRESION EN EL MEZCLADOR-DISTRIBUIDOR

La caída de presión de cada mezclador-distribuidor utilizado en el diseño de la columna es de 4 a 9 lb/in² (PSI), cubriendo el rango práctico de interés de diseño, con la más grande diferencia de presión preferida que existe dentro de las limitaciones de presión de trabajo disponible.

CRITERIOS DE BEYCHOK PARA EL DISEÑO DE UNA COLUMNA DE OXIDACION DE SULFUROS

	Valores de diseño
Temperatura en el fondo de la columna, °F	165 - 225
Presión en el fondo de la columna lb/in ² abs. (PSIA)	75 - 100
Requerimiento teórico de aire, (lb. /gal.) /1000 p.p.m. ° de S ^m	0.05 - 0.075

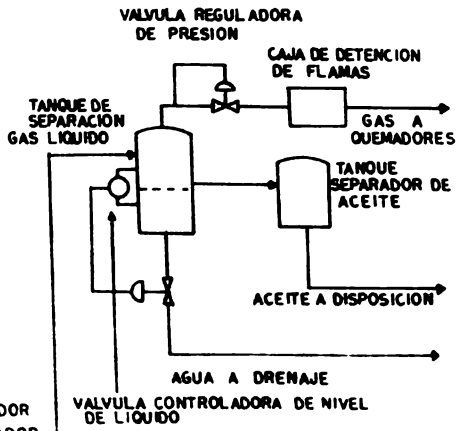
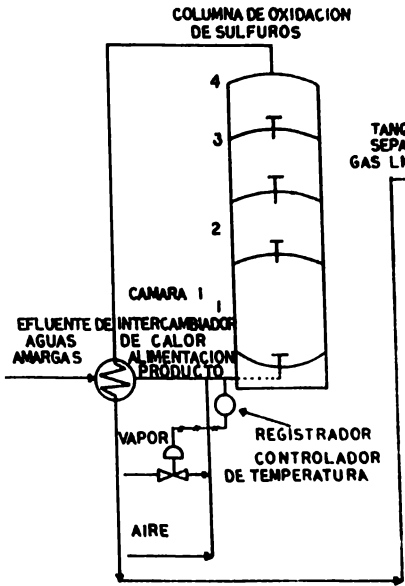
Relación de la cantidad de aire real a aire teórico	1.4 - 2.1
Velocidad superficial del aire, ft./seg. (condiciones en el fondo):	0.08 -0.10
Grado de oxidación de sulfuros, (lb./h)/ft. ³	0.35

Estos criterios de diseño son utilizados para flujos concurrentes.

* p.p.m. significa partes por millón, igual a mg./l.

Tabla No. 1 Datos de Martín y Levanas para el funcionamiento de una columna de oxidación.

	Temperatura baja operación	Temperatura normal operación	Temperatura alta operación
Temperatura, °F	185	203	230
Alimentación, Barriles por día (BPD)	4500	4500	4500
Aire, ft. ³ /min. (scf)	540	530	530
Presión, lb/in ² man. (PSIG) :			
Fondo de la torre	79	82	87
Alto de la torre	41	40	38
Relación de aire-agua (condiciones de entrada aprox.) ft ³ /ft ³	5.7	5.8	6.0
Cafón de presión, lb/in ² :			
Total en la columna (en lo alto)	46	49	50
Entre distribuidores	27	30	30
Concentración de sulfuros p.p.m. :			
Alimentación	5505	4813	4433
Cámara 1	826	495	471
Cámara 2	70	24	125
Cámara 3	0	0	4
Cámara 4	0	0	0
Sulfuros oxidados, ton/día	4.3	3.8	3.5
Oxidación de sulfuros, lb/hr. ft ³	0.35	0.37	0.37
Porcentaje de exceso de aire	54	76	91



F. Q.	TESIS PROFESIONAL
U N	DIAGRAMA DE FLUJO
A M	OXIDACION DE SULFUROS
1960	BENIGNO VERA ARENAS

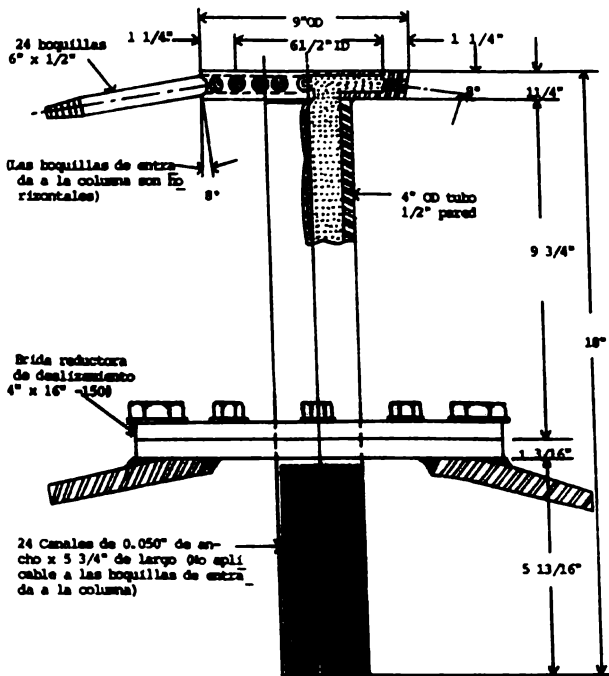


FIG. 1.- REPRESENTACION GRAFICA DE UN
 MECLADOR - DISTRIBUIDOR

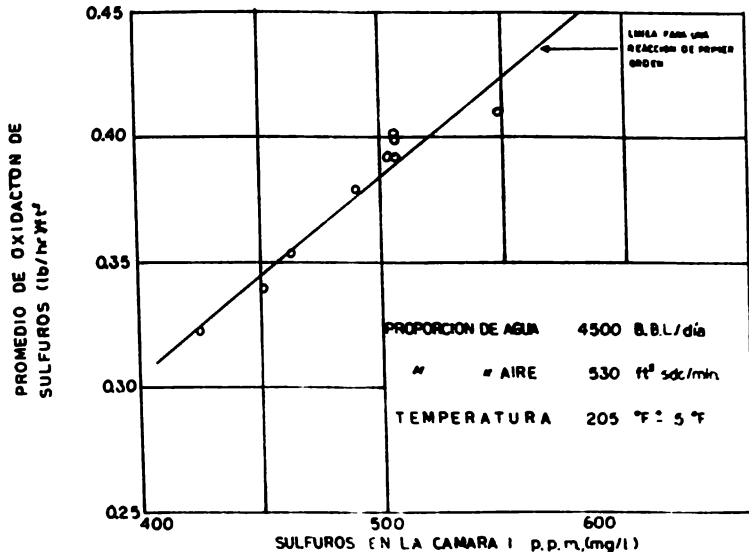


Fig- 2 EFECTO DE LA CONCENTRACION DE SULFUROS
 SOBRE EL PROMEDIO DE OXIDACION.

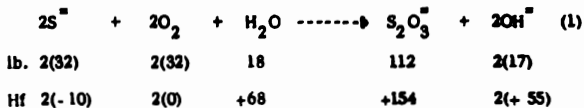
CAPITULO III

DISEÑO DE LA COLUMNA DE OXIDACION

DISEÑO DE LA COLUMNA DE OXIDACION

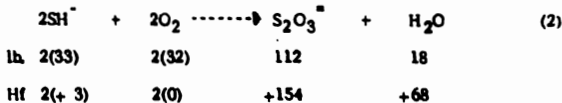
REACCION DE OXIDACION DE SULFUROS A TIOSULFATOS

La reacción involucrada en la oxidación de sulfuro de sodio, Na_2S , o sulfuro de amonio, $(\text{NH}_4)_2\text{S}$, al correspondiente compuesto tiosulfato, $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$, puede ser escrita en forma iónica como :



la reacción está representada con la combinación de los pesos expresados en libras (lb.), así como los calores de formación teóricos (Hf) expresados en Kcal./g. mol. El signo positivo indica calor desprendido y el negativo indica calor absorbido.

Por otro lado, la reacción involucrada en la oxidación de sulfuro ácido de sodio, NaSH , o sulfuro ácido de amonio, NH_4SH , al correspondiente compuesto tiosulfato, $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$, puede ser escrita también, como .



representada también con la combinación de los pesos y con los calores de formación teóricos.

DETERMINACION DEL CALOR DE REACCION

Para las dos reacciones, el calor de reacción teórico es :

Reacción No. 1

$$H_r = H_{\text{productos}} - H_{\text{reactivos}}$$

$$H_r = (154 + 110) - (-20 + 68) = 216$$

$$H_r = 216 \text{ Kcal./g. mol (reacción exotérmica)}$$

Reacción No. 2

$$H_r = (154 + 68) - 6 = 216$$

$$H_r = 216 \text{ Kcal./g. mol. (reacción exotérmica)}$$

se puede observar que el calor de reacción teórico para ambas reacciones es el mismo, e igual a 216 Kcal./g. mol. equivalente a 6100 B.t.u./lb. de S^m.

DETERMINACION DEL AIRE TEORICO REQUERIDO

Para las dos reacciones, el oxígeno teórico requerido es de una libra por una libra de sulfuros. Por consiguiente el aire teórico requerido es igual a :

Tomando como base 1 lb. mol de aire, se tiene :

Componente	% Moles	P. M.	Libras	% Peso
O ₂	21	32.0	6.72	23.17
N ₂	79	28.2	<u>22.28</u>	<u>76.83</u>
			29.00	100.00

* Incluye Ar, CO₂, Kr, Ne, Xe y es llamado nitrógeno atmosférico .

El peso molecular es de 28.2

$$\text{Cantidad de aire teórico requerido} = \frac{\text{lb. mol. de aire}}{0.2317 \text{ lb. de O}_2} \times 1 \text{ lb. de O}_2$$

$$\text{Cantidad de aire teórico requerido} = 4.316 \text{ lb. mol de aire/lb. de S}^{\text{m}}$$

DETERMINACION DE LA CANTIDAD DE SULFUROS POR UNIDAD DE VOLUMEN

Por conveniencia, un galón de solución de agua amarga conteniendo - 1000 p.p.m. de sulfuros, tendrá la siguiente masa :

$$1 \text{ p.p.m.} = 1 \text{ mg./L} \quad \text{y} \quad 1000 \text{ p.p.m.} = 1 \text{ g/L}$$

$$1000 \text{ p.p.m. de S}^{\text{m}} = 1 \text{ g. de S}^{\text{m}}/\text{L}$$

En un galón de solución se tendrán 3.785 g. de sulfuros, equivalente a 0.008337 libras de sulfuros.

DETERMINACION DEL REQUERIMIENTO TEORICO DE AIRE POR UNIDAD DE VOLUMEN.

El requerimiento teórico de aire se determina de la siguiente manera:

$$\text{Requerimiento teórico por unidad de volumen} = \frac{\text{Cantidad de aire teórico requerido}}{\text{Cantidad de S}^{\text{m}} \text{ por unidad de volumen}}$$

$$\text{Cantidad de aire teórico requerido} = 4.316 \text{ lb. de aire/lb. de S}^{\text{m}}$$

$$\text{Cantidad de sulfuros por unidad de volumen} = 0.008337 \text{ lb. de S}^{\text{m}}/\text{galón de solución.}$$

$$\text{Requerimiento teórico de aire} = \frac{4.316 \text{ lb. de aire}}{\text{lb. de S}^{\text{m}}} \times \frac{0.008337 \text{ lb. de S}^{\text{m}}}{1 \text{ galón de solución}}$$

Requerimiento teórico de aire = 0.036 lb. de aire/galón de solución de S^m .

CARACTERÍSTICAS DE LA CORRIENTE QUE SE VA A TRATAR.

Las características que presenta la corriente de agua que se alimenta a la columna, son :

Gasto	=	500 m ³ /día
Concentración de sulfuros	=	6930 - 9400 p.p.m. de S^m
Carbonato de sodio	=	10608 Kg./día
Sosa cáustica	=	2312 Kg./día
Fenoles	=	24 Kg./día

El diseño de la columna se llevará a cabo con la concentración de sulfuros más elevada, debido a que el promedio de oxidación es superior. Los compuestos de hidróxido de sodio, carbonato de sodio y fenoles no intervienen en forma significativa en el diseño de la columna, además de que son compuestos contenidos en el efluente final y que no contaminan en un grado muy elevado a las aguas en que se depositan.

DATOS Y BASES DE DISEÑO

Gasto en la alimentación, m ³ /día	500
Concentración de sulfuros en la alimentación, p.p.m.	9400
Temperatura en el fondo de la columna, °F	200.0

Presión en el fondo de la columna, PSIA	99.7
Grado de oxidación, (lb. de S ^m / h)ft. ³	0.36
Relación de la cantidad de aire real a la cantidad de aire teórico	2.0
Velocidad superficial del aire en el fondo de la columna, ft. /seg.	0.09
Caída de presión entre cada mezclador - distribuidor, lb/in ² (PSI)	6.0
Requerimiento teórico de aire, lb. de aire / Galón de solución de S ^m	0.036

CALCULO DE LA CANTIDAD DE AIRE

La cantidad de aire necesaria se determina mediante la siguiente -- ecuación :

$$\text{Cantidad de aire} = \frac{\text{Relación de aire real a aire teórico}}{\text{a aire teórico}} \times \text{Requerimiento teórico de aire}$$

en donde :

$$\text{Relación de aire real a aire teórico} = 2.0$$

$$\text{Requerimiento teórico de aire} = 0.036 \text{ lb. de aire/galón de solución de S}^m$$

$$\text{Cantidad de aire} = 2.0 \times 0.036 \text{ lb. de aire/galón de solución de S}^m$$

$$\underline{\text{Cantidad de aire} = 0.072 \text{ lb. de aire/galón de solución de S}^m}$$

Si el gasto de la alimentación es igual a 500 m³/día, equivale a - 91.74 gal. /min., la concentración de sulfuros en la alimentación igual a

9400 p.p.m. de S^{IV} y como se dijo anteriormente que un Galón de solución contiene 1000 p.p.m. de S^{IV} , por consiguiente la cantidad de aire necesaria para llevar a cabo la oxidación es :

$$\text{Cantidad de aire} = \frac{\text{Cantidad de aire}}{\text{Galón de solución}} \times \text{Gasto en la alimentación} \times \frac{\text{Concentración de sulfuros en la alimentación}}$$

$$\text{Cantidad de aire} = \frac{(0.072 \text{ lb. de aire/gal.})}{1000 \text{ p.p.m. de } S^{IV}} \times 91.74 \text{ gal./min} \times 9400 \text{ p.p.m. de } S^{IV}$$

$$\underline{\text{Cantidad de aire} = 62.10 \text{ lb./min} \text{ (28.20 Kg./min.)}}$$

A condiciones standard (sdc), de presión, volumen y temperatura, se tiene :

$$\text{Cantidad de aire} = 62.10 \text{ lb./min} \times \frac{1 \text{ lb. mol de aire}}{29 \text{ lb. de aire}} \times \frac{359 \text{ ft.}^3}{1 \text{ lb. mol de aire}}$$

$$\underline{\text{Cantidad de aire} = 768.76 \text{ ft.}^3/\text{min. (sdc.)}}$$

finalmente, la cantidad de aire expresada en $\text{ft}^3/\text{seg.}$ queda como :

$$\text{Cantidad de aire} = \frac{768.76 \text{ ft.}^3 \text{ (sdc.)}}{\text{min.}} \times \frac{460^\circ R + 200^\circ F}{460^\circ R + 60^\circ F} \times \frac{14.7 \text{ PSIA}}{99.7 \text{ PSI}} \times$$

$$\frac{1 \text{ min.}}{60 \text{ seg.}}$$

$$\underline{\text{Cantidad de aire} = 2.24 \text{ ft.}^3/\text{seg.} \text{ (0.0635 m}^3/\text{min.)}}$$

CALCULO DE LA CANTIDAD DE SULFUROS EN LA ALIMENTACION

La cantidad de sulfuros contenidos en la alimentación se determina por medio de la siguiente ecuación :

$$\text{Cantidad de sulfuros} = \frac{\text{Cantidad de S}^{\text{m}}/\text{gal.}}{1000 \text{ p.p.m. de S}^{\text{m}}} \times \text{gasto} \times \text{concentración de sulfuros}$$

en donde :

$$\text{Cantidad de S}^{\text{m}}/\text{gal. en } 1000 \text{ p.p.m. de S}^{\text{m}} = 0.008387 \text{ lb. de S}^{\text{m}} \text{ (0.0088 Kg. de S}^{\text{m}})$$

$$\text{Gasto} = 91.74 \text{ gal. /min.}$$

$$\text{Concentración de sulfuros en la alimentación} = 9400 \text{ p.p.m. de S}^{\text{m}}$$

$$\begin{aligned} \text{Cantidad de sulfuros} &= \frac{0.008387 \text{ lb. de S}^{\text{m}}/\text{gal.}}{1000 \text{ p.p.m. de S}^{\text{m}}} \times 91.74 \text{ gal. /min.} \times \\ &\quad \frac{9400 \text{ p.p.m. de S}^{\text{m}}}{1 \text{ h}} \end{aligned}$$

$$\underline{\underline{\text{Cantidad de sulfuros} = 431.37 \text{ lb. de S}^{\text{m}}/\text{h} \text{ (195.84 Kg. de S}^{\text{m}}/\text{h})}}$$

CALCULO DEL VOLUMEN DE LA COLUMNA

El volumen de la columna se determina por medio de la siguiente --
ecuación :

$$\text{Volumen de la columna} = \frac{\text{cantidad de sulfuros en la alimentación}}{\text{Grado de oxidación}}$$

en donde :

$$\text{Cantidad de sulfuros en la alimentación} = 431.37 \text{ lb. de S}^{\text{m}}/\text{h}$$

$$\text{Grado de oxidación} = 0.36 \text{ (lb. de S}^{\text{m}}/\text{h})/\text{ft.}^3$$

$$\text{Volumen de la columna} = \frac{431.37 \text{ lb. de S}^{\text{m}}/\text{h}}{0.36 \text{ (lb. de S}^{\text{m}}/\text{h})/\text{ft.}^3}$$

$$\underline{\underline{\text{Volumen de la columna} = 1198.25 \text{ ft.}^3 \text{ (33.93 m}^3\text{)}}}$$

CALCULO DEL AREA REQUERIDA

El área que se requiere para llevar a cabo la oxidación de los sulfuros a tiosulfatos, es determinada de la siguiente manera :

$$\text{Area requerida} = \frac{\text{Cantidad de aire}}{\text{Velocidad superficial del aire}}$$

en donde :

$$\text{Cantidad de aire} = 2.24 \text{ ft.}^3 / \text{seg.}$$

$$\text{Velocidad superficial del aire en el fondo de la columna} = 0.09 \text{ ft.} / \text{seg}$$

$$\text{Area requerida} = \frac{2.24 \text{ ft.}^3 / \text{seg.}}{0.09 \text{ ft.} / \text{seg.}}$$

$$\underline{\text{Area requerida} = 24.90 \text{ ft.}^2 \text{ (2.314 m.}^2\text{)}}$$

CALCULO DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA

El diámetro de la columna se determina en función del área requerida y de la superficie de un círculo, como se muestra a continuación :

$$\text{Superficie de un círculo} = (\text{Diámetro})^2 \times 0.7854$$

$$\text{Diámetro de la columna} = \sqrt{\frac{\text{Area requerida}}{0.7854}}$$

en donde :

$$\text{Area requerida} = 24.90 \text{ ft.}^2$$

$$\text{Diámetro de la columna} = \sqrt{\frac{24.90 \text{ ft.}^2}{0.7854}}$$

$$\underline{\text{Diámetro de la columna} = 5.63 \text{ ft. (1.716 m.)}}$$

CALCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA

La altura de la columna se determina en función del volumen y del área requerida, mediante la siguiente ecuación :

$$\text{Altura de la columna} = \frac{\text{Volumen}}{\text{Area}}$$

en donde :

$$\text{Volumen de la columna} = 1198.25 \text{ ft.}^3$$

$$\text{Area requerida} = 24.90 \text{ ft.}^2$$

$$\text{Altura de la columna} = \frac{1198.25 \text{ ft.}^3}{24.90 \text{ ft.}^2}$$

$$\underline{\text{Altura de la columna} = 48.12 \text{ ft. (14.67 m.)}}$$

Los cálculos efectuados en el diseño de la columna tienen como resultado un diámetro de 5.63 ft. y de altura 48.12 ft. Para la presente columna se utilizan cuatro mezcladores-distribuidores, colocados cada uno entre cada cámara. La caída de presión de cada mezclador-distribuidor es de 6 lb/in.² (PSI), de acuerdo a las condiciones de diseño.

CALCULO DE LA PRESION EN LA PARTE SUPERIOR DE LA COLUMNA

La presión en la parte superior de la columna se determina con la siguiente ecuación :

$$P = P_{\text{fondo}} - (\text{No. de Mez.} - \text{Dist.}) (\text{Caída de presión}) - \text{Altura (Sgr. H}_2\text{O)}$$

$$\times \frac{1 \text{ PSIA}}{2.307 \text{ ft.}}$$

en donde :

Presión en el fondo de la columna	=	99.7 PSIA
Caída de presión en cada mezclador-distribuidor	=	6.0 PSIA
Número de mezcladores -distribuidores	=	4
Altura de la columna	=	48.12 ft.
Gravedad específica del agua	=	0.96

1 PSIA = 2.307 ft. de columna de agua (factor de conversión)

$$P = 99.7 \text{ PSIA} - 4(6 \text{ PSIA}) - 48.12 \text{ ft.} (0.96) \times \frac{\text{PSIA}}{2.307 \text{ ft.}}$$

$$\underline{\text{Presión en la parte superior de la columna} = 55.7 \text{ lb/in.}^2 \text{ abs. (PSIA)}}$$

CALCULO DE LA TEMPERATURA EN LA PARTE SUPERIOR DE LA COLUMNA

La temperatura en la parte superior de la columna se determina por medio de ensayo y error, de una elevación de temperatura supuesta, ésta se calcula de la siguiente manera :

Prueba No. 1 . Tomar la elevación de la temperatura en la parte superior , igual a 30°F

en donde :

Temperatura en el fondo de la columna = 200 °F

Temperatura en la parte superior de la columna = 230 °F

CALCULO DEL CALOR DE REACCION

$$\text{Calor de reacción} = \text{calor de la solución} = \left[1 + \left(\frac{S}{8.33} \right) \right] \left(\frac{\Delta T}{p.p.m.} \right) 10^6$$

$$+ \text{Calor del aire} = (\text{Relación de aire}) \Delta T$$

$$+ \text{Calor de vaporización del agua} = 2520 \left(\frac{P}{\bar{T}} \right) (\text{Relación de aire} - 0.23)$$

en donde :

$$\Delta T = \text{Temperatura de la parte superior} - \text{Temperatura del fondo} = 230 - 200^{\circ}\text{F} = 30^{\circ}\text{F}$$

$$\bar{T} = \text{Presión en la parte superior de la columna} = 55.7 \text{ PSIA}$$

$$\text{p.p.m.} = \text{Concentración de sulfuros oxidados} = 9400 \text{ p.p.m. de } S^{\text{II}}$$

$$P = \text{Presión de vapor del agua a } 230^{\circ}\text{F} = 20.78 \text{ PSIA}$$

$$\text{Relación de aire} = \text{Relación de la cantidad de aire real a aire teórico} = 2.0$$

$$S = \text{inyección de vapor en lb./gal. de alimentación} = 0$$

$$\text{Calor de la solución} = (1 + 0) \left(\frac{230 - 200^{\circ}\text{F}}{9400 \text{ p.p.m. de } S^{\text{II}}} \right) 10^6$$

$$\underline{\text{Calor de solución} = 3191.4 \text{ B.t.u./lb. de } S^{\text{II}}}$$

$$\text{Calor del aire} = 2.0 (230^{\circ}\text{F} - 200^{\circ}\text{F}) = 60 \text{ B.t.u./lb. de } S^{\text{II}}$$

$$\underline{\text{Calor del aire} = 60 \text{ B.t.u./lb. de } S^{\text{II}}}$$

$$\text{Calor de vaporización del agua} = 2520 \left(\frac{20.78 \text{ PSIA}}{55.70 \text{ PSIA}} \right) (2.0 - 0.23)$$

$$\underline{\text{Calor de vaporización del agua} = 1664.04 \text{ B.t.u./lb. de } S^{\text{II}}}$$

$$\text{Calor de reacción total} = 3191.4 + 60 + 1664.04$$

$$\underline{\text{Calor de reacción total} = 4915.44 \text{ B.t.u./lb. de } S^{\text{II}}}$$

El calor de reacción total determinado en varias pruebas experimentales ha sido de 6500 B.t.u./lb. de S^{II} . El calor calculado anteriormente de 4915.44 B.t.u./lb. de S^{II} es un valor bastante separado al afectado en pruebas experimentales. Esto indica que el valor de la elevación de la

temperatura no es correcto, por lo que es necesario suponer otra elevación.

Prueba No. 2 . Tomar la elevación de la temperatura en la parte superior igual a 41°F

en donde :

Temperatura en el fondo de la columna = 200°F

Temperatura en la parte superior de la columna = 241°F

$$\text{Calor de solución} = (1 + 0) \left(\frac{241^{\circ}\text{F} - 200^{\circ}\text{F}}{9400 \text{ p.p.m. de S}^{\text{m}}} \right) 10^6$$

$$\underline{\text{Calor de solución} = 4361.70 \text{ B.t.u./lb. de S}^{\text{m}}}$$

$$\text{Calor del aire} = 2(241^{\circ}\text{F} - 200^{\circ}\text{F}) = 82 \text{ B.t.u./lb. de S}^{\text{m}}$$

$$\underline{\text{Calor del aire} = 82 \text{ B.t.u./lb. de S}^{\text{m}}}$$

$$\text{Calor de vaporización del agua} = 2520 \left(\frac{25.5 \text{ PSIA}}{55.7 \text{ PSIA}} \right) (2.0 - 0.23)$$

$$\underline{\text{Calor de vaporización del agua} = 2042 \text{ B.t.u./lb. de S}^{\text{m}}}$$

$$\text{Calor de reacción total} = 4361.7 + 82 + 2042$$

$$\underline{\text{Calor de reacción total} = 6485.71 \text{ B.t.u./lb. de S}^{\text{m}}}$$

El calor calculado anteriormente igual a 6485.71 B.t.u./lb. de S^m es un valor bastante aproximado al valor determinado experimentalmente de 6500 B.t.u./lb. de S^m, lo cual indica que la temperatura de elevación su-
puesta es correcta y aceptable en el diseño de la columna, cumpliendo ade-
más, con el criterio de diseño de que la presión en lo alto de la columna
debe ser por lo menos de 25 a 40 PSIA superior a la presión de vapor del
agua, ya que bajas presiones y temperaturas elevadas en la parte superior

de la columna ,tienden a vaporizar una cantidad de agua,resultando la se-
paración de sulfuros.

CALCULO DEL CALOR INTERCAMBIADO EN LA ALIMENTACION PRODUCTO

El calor intercambiado por el producto y la alimentación permite de-
terminar la cantidad de vapor que se necesita para calentar la alimenta-
ción del agua a la temperatura del fondo de la columna. Estos valores se
obtienen a continuación :

La cantidad de gas que sale de la columna se obtiene por medio de la
siguiente ecuación :

$$\text{Cantidad de gas} = \text{Gas de entrada} \left(\frac{\text{Gas de entrada}}{\text{Relación de aire real a aire teó-}} \right)$$

en donde :

Cantidad de aire que se alimenta a la columna = 768.76 ft.³/min. (sdc.)

Relación de la cantidad de aire real a la cantidad de aire teórico = 2.0

Factor de conversión = 0.23

$$\text{Cantidad de gas} = 768.76 \text{ ft.}^3/\text{min} - \left(\frac{768.76 \text{ ft.}^3/\text{min}}{2} \right) 0.23$$

$$\underline{\text{Cantidad de gas que sale de la columna} = 680.36 \text{ ft.}^3/\text{min. (sdc.)}}$$

El peso molecular aproximadamente del gas es igual a 29 lb. . por
consiguiente la cantidad de gas es igual a :

$$\text{Cantidad de gas} = 680.36 \frac{\text{ft}^3}{\text{mín.}} \times \frac{1 \text{ lb. mol de aire}}{359 \text{ ft}^3} \times \frac{29 \text{ lb. de aire}}{1 \text{ lb. mol de aire}} \times \frac{60 \text{ mín.}}{1 \text{ h.}}$$

Cantidad de gas que sale de la columna = 3298 lb./h (1497.3 Kg./h)

La cantidad de agua en la salida del gas se calcula bajo las siguientes condiciones :

Cantidad de gas que sale de la columna = 680.36 ft.³ /mín. (sdc.)

Presión en la parte superior de la columna = 55.7 PSIA

Presión de vapor del agua a 241°F = 25.5 PSIA

$$\text{Cantidad de agua} = \frac{25.5 \text{ PSIA}}{55.7 \text{ PSIA}} \times \frac{680.36 \text{ ft.}^3}{\text{mín.}} \times \frac{1 \text{ lb. mol de agua}}{359 \text{ ft.}^3 \text{ de agua}} \times \frac{18 \text{ lb. de agua}}{1 \text{ lb. mol de agua}} \times \frac{60 \text{ mín.}}{1 \text{ h}}$$

Cantidad de agua en la salida del gas = 937 lb./h (425.40 Kg./h)

La cantidad de agua que sale en el gas después de intercambiar calor se determina de la siguiente manera :

Suponiendo que la temperatura del producto después de intercambiar calor es igual a 200°F se tiene que :

Presión de vapor del agua a 200°F = 11.526 PSIA

Presión de salida del gas = 55.7 PSIA

$$\text{Cantidad de agua} = \frac{11.526 \text{ PSIA}}{55.7 \text{ PSIA}} \times \frac{680.36 \text{ ft.}^3}{\text{mín}} \times \frac{1 \text{ lb. mol de agua}}{359 \text{ ft.}^3 \text{ de agua}} \times \frac{18 \text{ lb. de agua}}{1 \text{ lb. mol de agua}} \times \frac{60 \text{ mín.}}{1 \text{ h}}$$

Cantidad de agua en la salida del gas = 424 lb./h (192.50 Kg./h)

La cantidad de calor transferido se obtiene por medio de la siguiente ecuación :

$$\text{Calor transferido} = (\text{GMA} - \text{CASI}) (\Delta T) C_p \text{ agua} \\ + (\text{CASC} - \text{CASI}) \lambda + (\text{CGSC}) (\Delta T) C_p \text{ aire}$$

en donde :

GMA = Gasto en la alimentación de agua = 45890 lb./h

CASI = Cantidad de agua que sale en el gas después de intercambiar calor = 424 lb./h

CASC = Cantidad de agua a la salida de la columna = 937 lb./h

CGSC = Cantidad de gas a la salida de la columna = 3298 lb./h

$\Delta T = T_2 - T_1 = 241^\circ\text{F} - 200^\circ\text{F} = 41^\circ\text{F}$

$C_p \text{ agua} = 1.0 \text{ B.t.u./lb.}^\circ\text{F}$

$C_p \text{ aire} = 0.25 \text{ B.t.u./lb.}^\circ\text{F}$

$\lambda = \text{Calor de vaporización del agua} = 945 \text{ B.t.u./lb.}$

$$\text{Calor transferido} = (45890 \text{ lb./h} - 424 \text{ lb./h}) (41^\circ\text{F}) (1.0 \text{ B.t.u./lb.}^\circ\text{F}) \\ + (937 \text{ lb./h} - 424 \text{ lb./h}) 945 \text{ B.t.u./lb.} \\ + (3298 \text{ lb./h}) (41^\circ\text{F}) (0.25 \text{ B.t.u./lb.}^\circ\text{F})$$

$$\underline{\text{Calor transferido} = 2382683 \text{ B.t.u./h}}$$

La temperatura de la alimentación a la salida del intercambiador de calor, se determina con la cantidad de calor transferido y el gasto de agua en la alimentación. Este valor se obtiene a continuación :

$$\text{Elevación de la temperatura en la alimentación} = \frac{\text{Calor transferido}}{\text{Gasto en la alimentación}}$$

en donde :

Calor transferido = 2382683 B.t.u./h

Gasto en la alimentación = 45890 lb./h

$$\text{Elevación de la temperatura} = \frac{2382683}{45890} = 51.92$$

$$\underline{\text{Elevación de la temperatura en la alimentación} = 51.92 \text{ } ^\circ\text{F} = 52^\circ\text{F}}$$

Por consiguiente, la temperatura de la alimentación a la salida del intercambiador de calor es igual a :

$$\text{Temperatura de la alimentación} = 100 \text{ } ^\circ\text{F} + 52^\circ\text{F} = 152 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\underline{\text{Temperatura de la alimentación} = 152^\circ\text{F}}$$

La comprobación de la temperatura del producto a la salida del intercambiador de calor, se efectúa de la siguiente manera :

$$\text{Calor total de la reacción} = (\text{Calor de la reacción}) (\text{Cantidad de sulfuros})$$

en donde :

$$\text{Calor de reacción total} = 6486 \text{ B.t.u./lb. de S}^{\text{m}}$$

$$\text{Cantidad de sulfuros en la alimentación} = 431.37 \text{ lb. de S}^{\text{m}}/\text{h}$$

$$\text{Calor total de la reacción} = 6486 \text{ B.t.u./lb. de S}^{\text{m}} \times 431.37 \text{ lb. de S}^{\text{m}}/\text{h}$$

$$\underline{\text{Calor total de la reacción} = 2801952 \text{ B.t.u./h}}$$

con este valor y el gasto de agua en la alimentación, se obtiene la suficiente temperatura de elevación en la alimentación y es igual a :

$$\text{Temperatura de elevación} = \frac{\text{Calor total de la reacción}}{\text{Gasto de la alimentación}}$$

$$\text{Temperatura de elevación} = \frac{2801952}{45890} = 61 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\underline{\text{La suficiente temperatura de elevación} = 61^\circ\text{F}}$$

La temperatura de la alimentación a la salida del intercambiador de calor es igual a :

$$\text{Temperatura de la alimentación} = 100^{\circ}\text{F} + 61^{\circ}\text{F} = 161^{\circ}\text{F}$$

$$\underline{\text{Temperatura de la alimentación} = 161^{\circ}\text{F}}$$

Por lo tanto, la temperatura supuesta del producto a la salida del intercambiador de calor es correcta, ya que se determina una temperatura, en la alimentación igual a 152°F , la cual es aceptable para el diseño, de esta columna.

Finalmente, la cantidad de vapor requerida para calentar el agua de la alimentación a 200°F , se determina de la siguiente forma :

$$\text{Cantidad de vapor} = (\text{GMA}) (\Delta T) \frac{C_p \text{ agua}}{\lambda}$$

en donde :

$$\text{GMA} = \text{Gasto de la alimentación de agua} = 45890 \text{ lb./h}$$

$$\Delta T = T_2 - T_1 = 200^{\circ}\text{F} - 152^{\circ}\text{F} = 48^{\circ}\text{F}$$

$$C_p \text{ agua} = 1.0 \text{ B.t.u./lb. }^{\circ}\text{F}$$

$$\lambda = \text{Calor de vaporización del agua} = 945 \text{ B.t.u./lb.}$$

$$\text{Cantidad de vapor} = (45890 \text{ lb./h}) (48^{\circ}\text{F}) \left(\frac{1.0 \text{ B.t.u./lb. }^{\circ}\text{F}}{945 \text{ B.t.u./lb.}} \right)$$

$$\underline{\text{Cantidad de vapor} = 2331 \text{ lb./h (1058.30 Kg/h)}}$$

CALCULO DE LA POTENCIA DEL COMPRESOR PARA LA ALIMENTACION

Considerando que el compresor utilizado para alimentar el aire a la columna trabaje a lo largo de una trayectoria policrónica y que se aproxi

me a la condición adiabática, la potencia del compresor se determina por medio de la siguiente fórmula :

$$\text{Potencia} = 0.00436 Q P_1 \left(\frac{K}{K-1} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right]$$

en donde :

$$Q = \text{flujo volumétrico} = 768.76 \text{ ft.}^3 / \text{min. (adc.)} = 134.40 \text{ ft.}^3 / \text{min.}$$

$$P_1 = \text{Presión de succión} = 14.7 \text{ PSIA (presión atmosférica)}$$

$$P_2 = \text{Presión de descarga} = 99.7 \text{ PSIA (Presión en el fondo de la columna)}$$

$$K = \text{Relación de calor específico a presión constante a un volumen constante} = C_v / C_p = 1.395$$

$$\text{Factor de conversión} = 0.00436$$

$$\text{Potencia} = 0.00436 (134.4 \text{ ft.}^3 / \text{min.}) (14.7 \text{ PSIA}) \left(\frac{1.395}{1.395 - 1} \right)$$

$$\left[\left(\frac{99.7 \text{ PSIA}}{14.7 \text{ PSIA}} \right)^{\frac{1.395 - 1}{1.395}} - 1 \right]$$

$$\underline{\text{Potencia} = 21.88 \text{ Hp}}$$

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE DESCARGA DE AIRE

La temperatura de descarga del aire se determina por medio de la siguiente relación :

$$\text{Temperatura de descarga} = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\left(\frac{K - 1}{K} \right)}$$

en donde :

T = Temperatura de succión = 77°F

P₁ = Presión de succión = 14.7 PSIA

P₂ = Presión de descarga = 99.7 PSIA

K = Relación de C_v / C_p = 1.395

$$\text{Temperatura de descarga} = 537^{\circ}\text{R} \left(\frac{99.7 \text{ PSIA}}{14.7 \text{ PSIA}} \right)^{\left(\frac{1.395 - 1}{1.395} \right)}$$

Temperatura de descarga = 463°F

COSTO DEL COMPRESOR

El costo del compresor está en función de la capacidad de flujo volumétrico que maneje. Este se determina por medio de la siguiente ecuación :

$$\text{Costo del compresor} = \text{Costo base} \times \frac{\text{Índice 1980}}{\text{Índice 1969}}$$

en donde :

Capacidad de flujo volumétrico = 134.40 ft.³/min.

Costo base = 7200.00 dólares = 165600.00 Pesos

Índice 1969 = indicador económico de 1969 = 31.40

Índice 1980 = indicador económico de 1980 = 135.50

$$\text{Costo del compresor} = 165600 \times \frac{135.50}{31.40}$$

$$\underline{\text{Costo del compresor} = 714612.00 \text{ Pesos}}$$

$$\text{Costo base del compresor instalado} = 326600.00 \text{ Pesos}$$

$$\text{Costo del compresor instalado} = 326600.00 \times \frac{135.50}{31.40}$$

$$\underline{\text{Costo del compresor instalado} = 1409378.00 \text{ Pesos}}$$

El costo base del compresor fue determinado de los estudios de costos de capital efectuados por K.M. Guthrie, el cual aparece al final en la información bibliográfica.

CAPTULO IV

**COSTO DE LA COLUMNA DE
OXIDACION**

COSTO DE LA COLUMNA DE OXIDACION

El costo de la columna de oxidación se determina en función del diámetro, altura y posición (vertical). La fórmula utilizada para llevar a cabo este cálculo, es la siguiente :

$$\text{Costo de la columna} = \text{Costo base} \times F_m \times F_p \times \frac{\text{Índice 1980}}{\text{Índice 1968}}$$

en donde :

- Costo base = 17600.00 Dólares = 404800.00 Pesos
- F_m = Factor de corrección para el material de la columna = 1.0 (Material de acero)
- F_p = Factor de corrección de presión de la columna = 1.05 (Para columnas de presión igual a 100 PSIA)
- Índice 1968 = Indicador económico de 1968 = 30.7
- Índice 1980 = Indicador económico de 1980 = 135.50

Para efectos de costo, se tomó un diámetro igual a 6 ft. y altura igual 50 ft.

$$\text{Costo de la columna} = 404800.00 \times 1.0 \times 1.05 \times \frac{135.50}{30.7}$$

$$\underline{\text{Costo de la columna} = 1' 875,991.00 \text{ Pesos}}$$

El costo base fue determinado como se dijo anteriormente en función del diámetro, la altura y la posición (vertical) de la columna, tomando como referencia los estudios de costos de capital efectuados por K. M. -- Guthrie, el cual aparece al final en la información bibliográfica .

CAPITULO V

CONCLUSIONES

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

Actualmente la industria petrolera ha registrado la mayor producción de petróleo en el país, por lo que se ha incrementado el procesamiento o refinación del petróleo en las refinarias ya establecidas y en otras nuevas que se encuentran en etapas de operación. Esto también traerá una mayor producción de aguas amargas originadas en las mismas plantas de refinación de petróleo, como consecuencia de la naturaleza del proceso.

El método actual que se utiliza para llevar a cabo el tratamiento de estas aguas, consiste en unir los efluentes en una sola corriente, dirigirla a una fosa de neutralización, en donde se adiciona amoníaco que reacciona con esta corriente ácida, hasta lograr un pH neutro.

Este tratamiento presenta varios inconvenientes puesto que las aguas descargan a presión atmosférica, originando una depresión en el sistema y manifestándose una sobresaturación de las aguas, teniendo como consecuencia el desprendimiento de ácido sulfúrico a la atmósfera.

Por las razones expuestas anteriormente se considera que el método actual de tratamiento contamina el ambiente, creándose la necesidad de buscar un método más adecuado para el tratamiento de las aguas amargas.

En el presente estudio se propone utilizar una columna de oxidación, para efectuar el tratamiento de efluentes que contienen una alta concentración de sulfuros, utilizando vapor y aire a una temperatura elevada, teniendo lugar la oxidación de los sulfuros en la fase líquida y resultando la for-

mación de tiosulfatos, los cuales son compuestos que no contaminan las fuentes de abastecimiento de agua, y obteniéndose también una corriente de gas libre de ácido sulfúrico, conteniendo pequeñas cantidades de amoníaco, dióxido de carbono e hidrocarburos, que se eliminan por medio de un quemador de gas.

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

- 1.- Manual on disposal of refinery wastes. Volume on liquid wastes
American Petroleum Institute, 1969.
- 2.- Air oxidation of sulfide in process waters and caustic solutions
A.G. Smith, Proc. API 36 (III) 313-317 (1956)
- 3.- Air oxidation of sulfide in process water
J.D. Martin and L.D. Levunas, Proc. API 42 (III) 392-398 (1962)
- 4.- Aqueous wastes from petroleum and petrochemical plants
Milton R. Beychok, 198-215
- 5.- Oxidation of waste waters
Canada Patent No. 601035
- 6.- Treating liquid with gas
United States Patent No. 2869844
- 7.- Dispersing gas in a confined liquid
United States Patent No. 2953306
- 8.- Basic Principles and calculations in chemical Engineering
David M. Himmelblau
- 9.- Operaciones básicas de Ingeniería Química (Volumen II)

Warven L. Mc. Cabe y Julián C. Smith

10. - Procesos de transferencia de calor
Donald Q. Kern
11. - Principios de operaciones Unitarias.
A.S. Foust, L.A. Wenzel, C.W. Clump, L. Maus y L.B. --
Andersen.
12. - Flow of Fluids
By the Engineering Division Crane
13. - Capital cost estimating
Guthrie, K.M. Chemical Engineering, Mc.Graw Hill Book, N
114-141 (March 24, 1969).
14. - Chemical Engineers Handbook
Robert H. Perry and Cecil H. Chilton. 5th Edition