

# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

---

FACULTAD DE QUIMICA

127  
y  
128.

## SELECCION DE UN DESULFURIZADOR

T E S I S

Que para obtener el titulo de:

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :

MANUEL GARCIA RAMOS MUSTIELES



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.

CLAS. Tesis  
ADQ. 1975  
FECHA  
PROC. M.C. 124



QUINUA

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE:

PRESIDENTE : Prof. Fernando Maldonado Mendoza  
V O C A L : Prof. Natalia de la Torre Aceves  
SECRETARIO : Prof. Humberto Larios Velarde  
1er. SUPLENTE : Prof. Federico Malpica Cárdenas  
2 o. SUPLENTE : Prof. Gildardo Acosta Ruiz

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

TUBOS DE ACERO DE MEXICO, S. A.  
Y BIBLIOTECA DE LA FACULTAD DE QUIMICA  
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

SUSTENTANTE : MANUEL GARCIA RAMOS MUSTIELES  
ASESOR DEL TEMA: M. EN C. NATALIA DE LA TORRE

A M I S P A D R E S

## I N D I C E

\*

	<u>PAG.</u>
INTRODUCCION	1
CAPITULO I PROCESOS MAS COMUNES DE DESULFURIZACION	3
CAPITULO II PRINCIPIOS DE ADSORCION	21
CAPITULO III PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	32
CAPITULO IV SOLUCION DE ALTERNATIVAS	38
CAPITULO V SELECCION DE LA ALTERNATIVA Y CONCLUSIONES	48
BIBLIOGRAFIA	53

## INTRODUCCION

En la actualidad, muchos procesos químicos utilizan gas amargo que presenta el inconveniente de contener compuestos de azufre, los cuales afectan las reacciones catalíticas a las cuales es sometido dicho gas.

Este estudio se enfoca a la resolución de un problema, dentro de un proceso en particular, como lo es el endulzamiento del gas, que forma parte del proceso de producción de hierro esponja.

La desulfurización se tiene que efectuar para que el gas dulce que entra posteriormente al horno reformador reaccione debidamente, pues el azufre envenena el catalizador que se utiliza en el reactor de reformación.

En el transcurso de la producción de hierro esponja en SIDERURGICA TAMSA, S. A., la etapa de desulfurización por el método de adsorción con carbón activado tiene cierta eficiencia que puede ser mejorada, por lo que el siguiente trabajo presenta la investigación realizada para incrementar la eficiencia de la desulfurización.

Se discute el fenómeno de adsorción, algunos métodos de endulzamiento que recomienda la literatura y que actualmente operan en forma industrial. Se proponen dos alternativas y se seleccio-

na el mejor proceso dentro de las posibilidades económicas, de proyección y equipo con el cual ya cuenta la planta.

En el momento, una vez propuesta una solución, la fábrica estará en condiciones de realizar las modificaciones pertinentes.

## C A P I T U L O I

### PROCESOS DE DESULFURIZACION MAS COMUNES

Los procesos de separación de ácido sulfhídrico y otros compuestos de azufre, de gases por oxidación por vía seca se clasifican:

- I.1.- Oxidación de azufre
- I.2.- Oxidación a óxidos de azufre
- I.3.- Oxidación con óxido de cinc

#### I.1.- OXIDACION A AZUFRE

Este tipo de separación se puede simbolizar (para el caso de ácido sulfhídrico) de la siguiente manera:

- 1)  $H_2S + 1/2O_2 = H_2O + S$
- 2)  $H_2S + 3/2 O_2 = H_2O + SO_2$
- 3)  $SO_2 + 1/2 O_2 = SO_3$
- 4)  $2H_2S + SO_2 = 2H_2O + 2S$

A temperatura ordinaria, las reacciones anteriores son muy lentas, por lo que es necesario efectuarlas a altas temperaturas y en presencia de un catalizador, obteniéndose, de esta manera, velocidades de reacción altas.

#### I.1.1.- Procesos de purificación de gases con óxidos de fierro

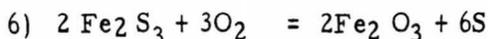
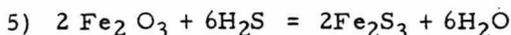
Este proceso de desulfurización es uno de los más antiguos. El ácido sulfhídrico se separa al poner en contacto la corriente

te de gas con partículas de óxido férrico hidratado ( $\alpha$ - $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$  ó  $\gamma$ - $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ ), formándose sulfuro férrico (1). Este último se regenera adicionando una corriente de aire o de oxígeno al gas que entra al separador, obteniéndose azufre elemental y óxido férrico que puede ser usado otra vez en la desulfurización. Este ciclo se puede efectuar varias veces hasta que el azufre elemental cubra un gran porcentaje de la superficie y de los poros de las partículas de óxido férrico; pues esto causa una baja en la actividad catalítica y un aumento excesivo en la caída de presión del lecho.

Este proceso tiene la ventaja que la regeneración se puede hacer "in situ"(\*), lo que implica un ahorro en descarga y carga de catalizador y además que el ciclo puede ser llevado a cabo muchas veces antes que las partículas de catalizador pierdan su actividad y sea necesario reponerlas. La purificación de gases por este proceso encuentra su mayor aplicación, cuando se desea obtener un gas casi libre de ácido sulfhídrico.

#### I.1.2.- Reacciones que se llevan a cabo

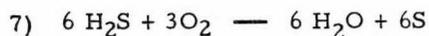
Las reacciones químicas básicas se pueden representar por las ecuaciones:



---

(\*) "in situ" es una expresión que significa: en el lugar donde se encuentra el equipo

Combinando las ecuaciones (5) y (6):



Las reacciones anteriores representan un mecanismo simplificado y, dependiendo de las condiciones de operación, puede haber un gran número de reacciones laterales. Las variables que afectan dicho mecanismo son la temperatura, contenido de humedad y el pH del lecho. El ciclo opera en forma satisfactoria a aproximadamente  $37.8^{\circ}\text{C}$  y en un medio alcalino que se puede obtener agregando hidróxido de sodio o carbonato de sodio debidamente dosificado.

Los criterios más importantes en la selección del catalizador adecuado son la capacidad y la actividad del mismo. Teóricamente 1 kg. de óxido férrico adsorbe 0.638 kg. de ácido sulfhídrico cuando es transformado totalmente en sulfuro de hierro.

Cuando el proceso se lleva a cabo sin la adición de oxígeno, esta capacidad de adsorción no se puede obtener. En general, se considera que el 50% de la capacidad de adsorción teórica se puede obtener durante los primeros ciclos, bajando progresivamente con los posteriores. Si la regeneración se hace simultáneamente con el ciclo, se pueden obtener capacidades de adsorción más altas (2.5 kg. de azufre/kg. óxido férrico).

La actividad de las partículas de catalizador se mide como la rapidez con la que el ácido sulfhídrico es adsorbido por el -

óxido (2).

### I.1.3.- Descripción del Proceso

El diagrama del proceso de purificación por óxido - férrico se muestra en la figura I.1. Las modificaciones al mismo se pueden dosificar en cinco categorías:

- a) Cajas purificadoras convencionales
- b) Cajas purificadoras profundas
- c) Torres purificadoras
- d) Proceso contínuo
- e) Procesos a alta presión.

#### a) Cajas purificadoras convencionales

Las plantas separadoras que utilizan este tipo de purificadoras generalmente constan de una o más series de 4 a 6 cajas rectangulares con tapas desmontables de acero o de concreto, arregladas de tal manera que el gas amargo pueda entrar indistintamente a cualquiera de las cajas (Fig. 1). Esto permite que mientras unas - están siendo regeneradas, las otras están en operación.

Uno de los factores más importantes en el diseño de estas instalaciones es el área que ocupan las cajas y la superficie adicional que se requiere para el transporte del óxido férrico ya no regenerable (3, 4).

Cada caja contiene uno o más lechos de óxido férrico soportados con rejillas de madera o de acero. A pesar de que la profundidad de los lechos varía considerablemente, se recomienda usar

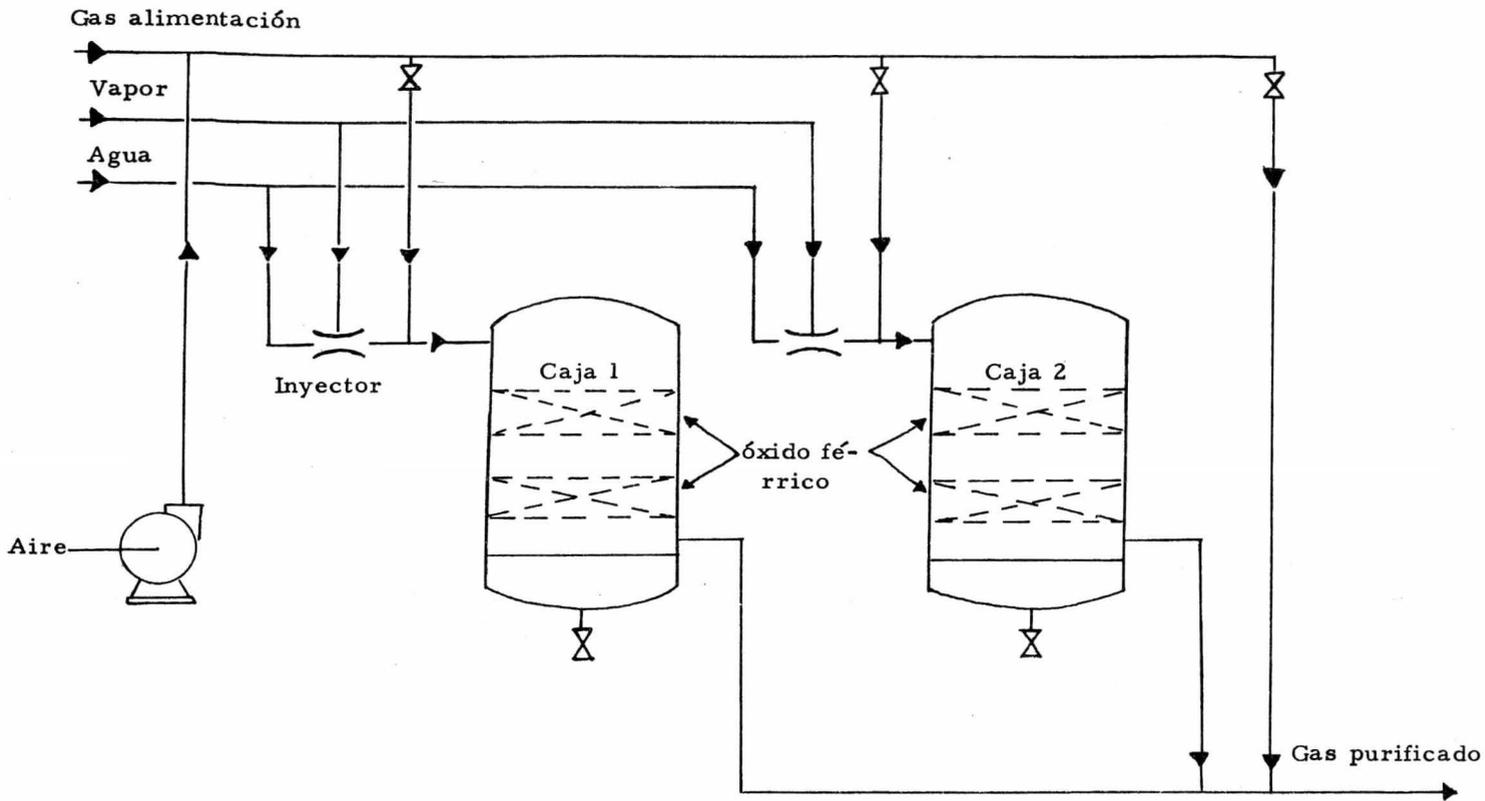


FIGURA I. 1

lechos de 2 ft de profundidad.

b) Cajas purificadoras profundas

Este tipo de cajas se diseñan en forma similar a las cajas purificadoras convencionales con la diferencia que la profundidad del lecho de óxido es considerablemente mayor. Se usan por lo general lechos de 4 a 6 ft de profundidad, permitiendo una mayor capacidad pero aumentando la caída de presión en el lecho. Para evitar el exceso en caída de presión, estas cajas se operan alimentando el gas entre dos lechos, de tal manera que la mitad del gas fluye hacia arriba y la otra hacia abajo.

c) Torres purificadoras

Estas torres constan de una coraza de acero al carbón, ya sea rectangular o cilíndrica. Contiene catorce o más canastas desmontables soportadas por rejillas de madera, cada una con dos lechos de óxido férrico (Fig. 1.2). En el centro de las canastas está colocado un tubo por donde fluye el gas de entrada. Cada sección del tubo tiene perforaciones rectangulares para que el gas pueda entrar entre las dos camas de óxido de cada canasta. Después de efectuado el contacto entre el óxido férrico y el gas, éste fluye en el espacio anular (formado entre canasta y envolvente) y sale por la boquilla de salida.

La purificación se lleva a cabo en seis o más torres de este tipo. Es necesario también contar con dos estructuras adicio

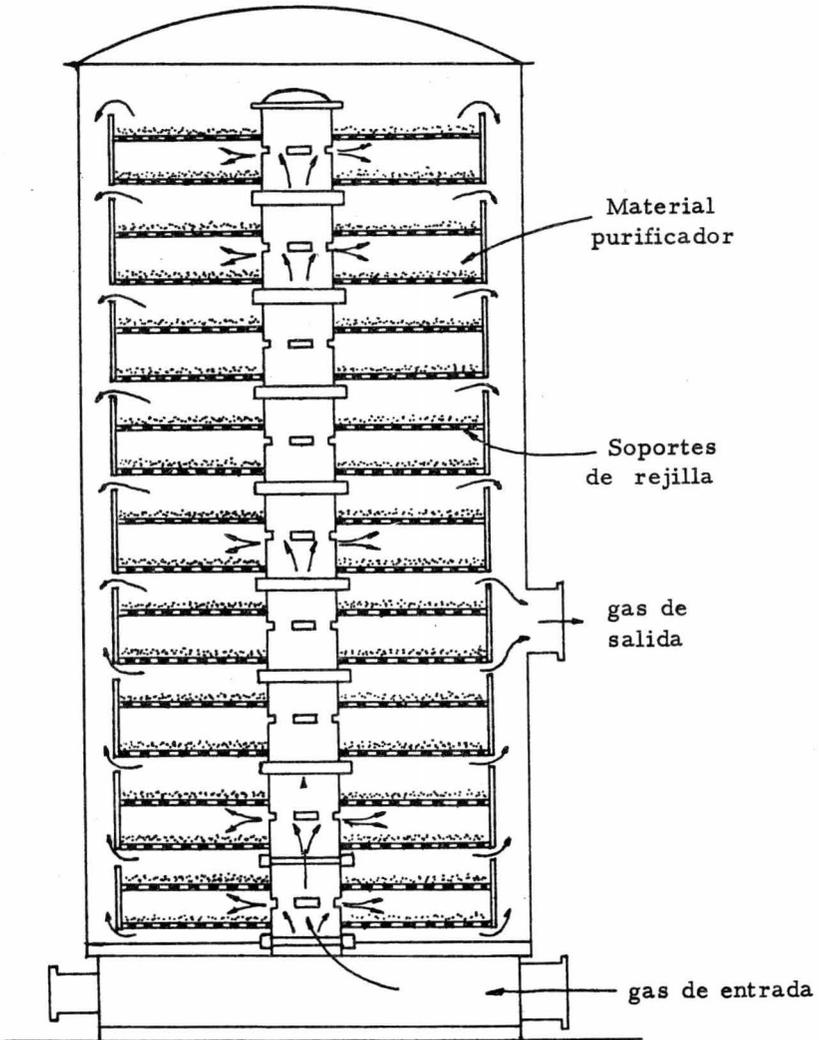


FIGURA I.2

nales de dimensiones similares, una para el almacenamiento de las canastas con óxido usado y la otra para óxido fresco (5).

La ventaja de las torres sobre las cajas purificadoras es la reducción de área necesaria para la instalación y la simplificación en el manejo del óxido. Las canastas son cargadas y descargadas de las torres con grúa.

#### d) Proceso continuo

Con el fin de reducir el tamaño de las plantas purificadoras ya mencionadas (que operan intermitente) y mejorar el rendimiento del óxido férrico, se han diseñado varios procesos que operan de manera continua. En el presente trabajo se discute sólo un caso (6).

Del diagrama (Fig. I:3) puede observarse el proceso descrito por Hollings que consiste de dos torres, cada una de 2 ft de diámetro con una sección empacada de 8 ft 6 in de altura. Se usa como catalizador pastillas de caparrosa (sulfato de fierro) que son alimentadas intermitentemente en la parte superior de cada torre. El catalizador se descarga por el fondo de las torres, después de haber sido usado varias veces.

#### e) Procesos a alta presión

Otra de las adaptaciones que se le han hecho al proceso de desulfurización tradicional, es llevarlo a cabo en recipientes cilíndricos conectados en serie que contienen camas de óxido férrico hasta de 10 ft de profundidad. Esto causa un aumento en la caída de presión

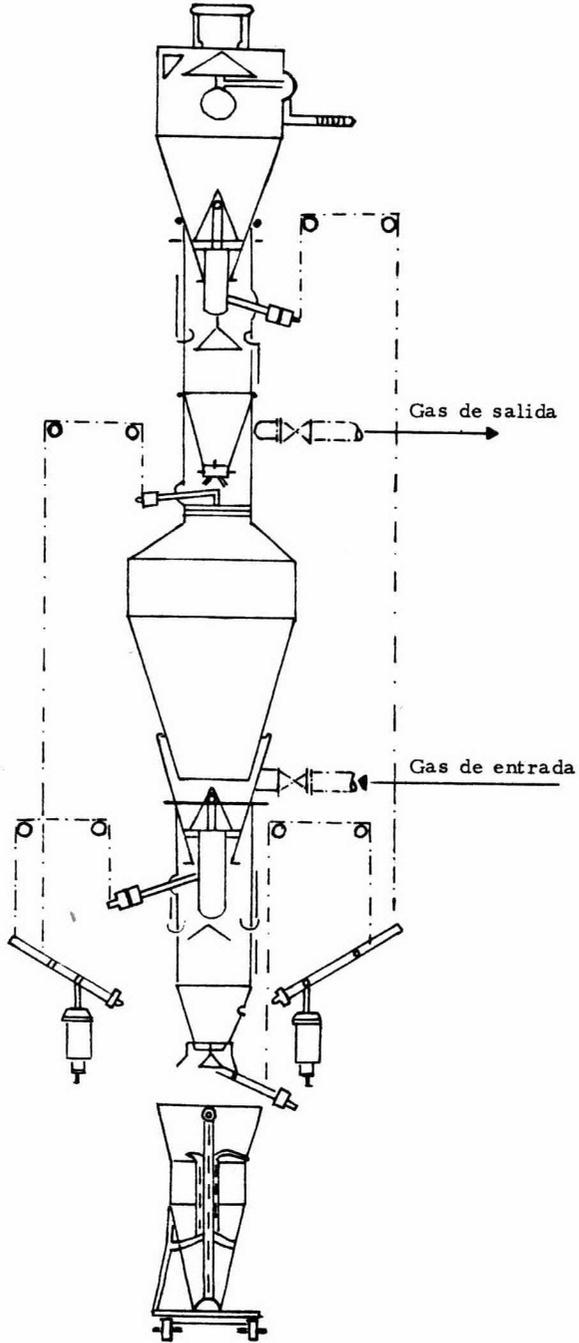


FIGURA I.3

del lecho, pero permite manejar volúmenes de gas muy grandes con volúmenes pequeños de óxido férrico. Por lo general, en este tipo de plantas no se agrega aire al gas, por lo que la regeneración del óxido se hace exponiéndolo al aire fuera de los recipientes.

#### I.1.1.1.- Proceso de purificación de gases con carbón activado

Este proceso, que fue desarrollado en Alemania hace cincuenta años, se base en la acción catalítica del carbón activado que facilita la oxidación del ácido sulfhídrico a azufre elemental a temperatura ordinaria. El azufre que es adsorbido por el carbón activado, se recupera por extracción con un disolvente adecuado y el carbón se puede usar en ciclo hasta que el desgaste del mismo sea excesivo. Este proceso tiene la ventaja que se obtiene azufre de gran pureza, pero tiene el inconveniente de que el alquitrán y ciertos polímeros que vienen con el gas se depositan en la superficie de las partículas. Esto causa que el carbón se desactive bastante rápido, por lo que es necesario eliminar estos materiales del gas antes de tratarlo con carbón activado.

A pesar de que este proceso fue diseñado originalmente para la eliminación de ácido sulfhídrico, se ha utilizado para separar tanto ácido sulfhídrico como compuestos orgánicos de azufre (mercaptanos) en dos pasos sucesivos.

#### I.1.1.2.- Descripción del proceso

En la figura I.4 se muestra el diagrama del proceso -

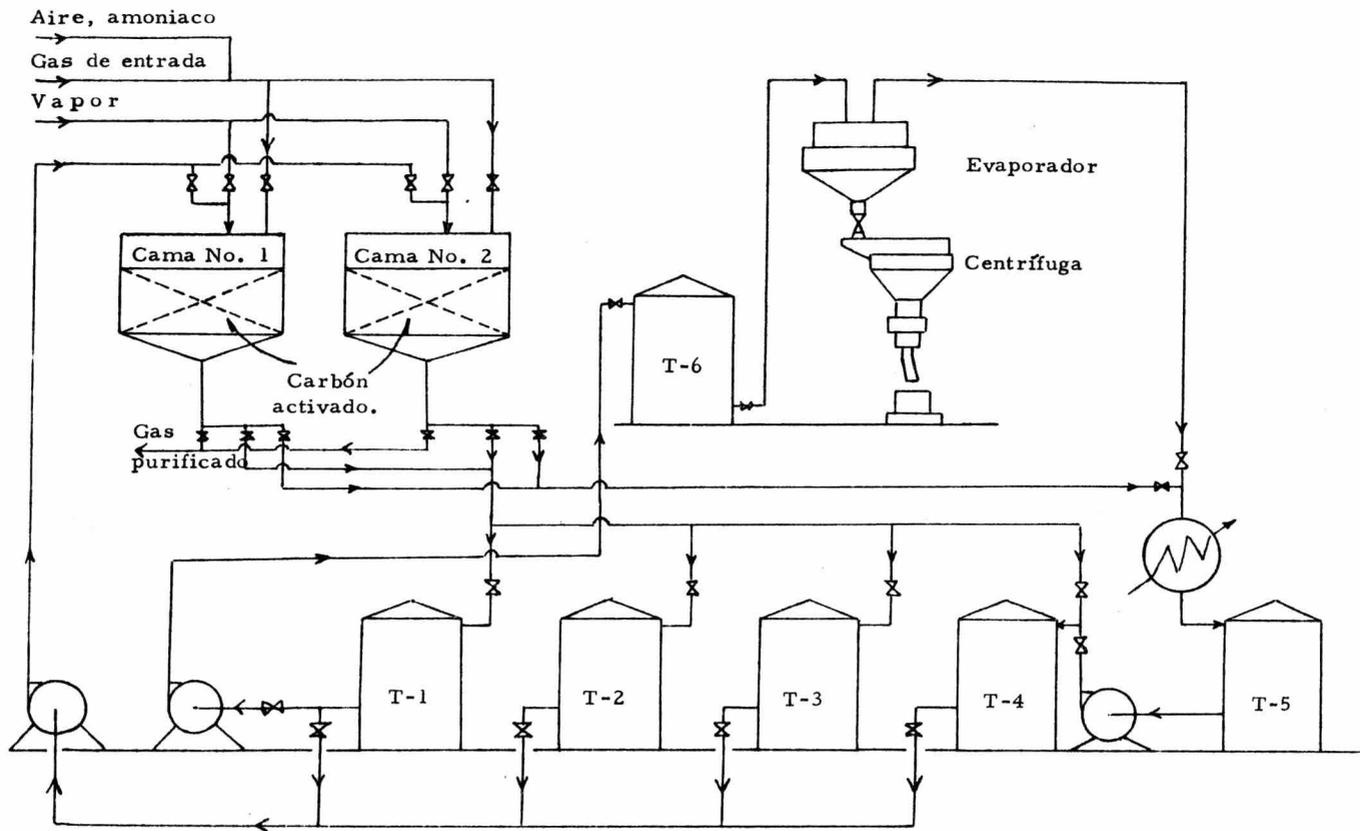


FIGURA I. 4

diseñado por Engelhardt (7) y Kronacher (8). El gas amargo, libre de alquitranes, se pasa por el lecho de carbón l después de la adición de aire. Para asegurar que la reacción se efectúe completamente, se acostumbra inyectar 50% más del aire requerido estequiométricamente. Se acostumbra también agregar amoníaco a la corriente de gas, pues incrementa la velocidad de oxidación (5 volúmenes de amoníaco a 100 volúmenes de ácido sulfhídrico).

Cuando la primera cama se satura, al aparecer trazas de ácido sulfhídrico en el gas tratado, el flujo de gas se inyecta a lecho 2 y mientras el lecho l se regenera. La regeneración se lleva a cabo por extracción del azufre en varios pasos con una solución acuosa al 15% de sulfito de amoníaco seguida de una inyección de vapor para extraer el sulfito de amoníaco residual.

La solución se bombea al lecho saturado del tanque T-1 hasta que la cama de carbón se cubra totalmente con el líquido. Se dejan pasar unos minutos para permitir que se disuelva con el azufre y después la solución se regresa al tanque T-1. Este procedimiento se repite con los tanques T-2, T-3 y T-4, de tal manera que la solución final ya casi no va a contener azufre. El lecho de carbón, que contiene prácticamente solución de sulfito de amoníaco, se trata con vapor saturado a 212°F y queda listo para seguirse usando. El vapor residual que contiene amoníaco, ácido sulfhídrico y agua, se pasa al condensador y el condensado se acumula en el tanque T-5, de donde -

es bombeado al tanque T-4.

Después de que el proceso de extracción se ha efectuado varias veces, la solución en el tanque T-1 se satura de azufre. Esta solución saturada se bombea del tanque T-1 al T-6 en donde fluye por gravedad al evaporador. Los vapores que contienen ácido sulfhídrico, amoníaco y agua se condensan en el condensador y el azufre sólido con algo de agua se saca del fondo del evaporador. El agua se separa del azufre con la ayuda de una centrífuga.

Como la velocidad de reacción del ácido sulfhídrico y oxígeno en presencia de carbón activado es mucho mayor que la del ácido sulfhídrico y óxido férrico, los tiempos de contacto son mucho menores.

Las velocidades espaciales varían de 350 a 400 volúmenes de gas por hora por volumen de carbón, comparadas con velocidades espaciales de 20 a 40 volúmenes por hora de gas por volumen de óxido férrico usado en las cajas convencionales de óxido férrico. - Esto permite tratar mayores volúmenes de gas.

## I.2.- OXIDACION A OXIDOS DE AZUFRE

A pesar de que los procesos de óxido férrico mencionados anteriormente son muy eficaces en la separación de azufre, tienen la desventaja de que no pueden separar compuestos orgánicos de azufre como mercaptanos, tiofenos, etc., pues el óxido férrico no -

reacciona con compuestos de azufre a temperatura ordinaria.

Esta desventaja y la baja calidad del azufre obtenido, ha llevado al desarrollo de procesos por vía seca en los cuales, tanto el ácido sulfhídrico, como los compuestos de azufre que trae el gas - son convertidos catalíticamente a óxidos de azufre. Estos últimos - son tratados con disolventes acuosos adecuados y convertidos a sulfatos y azufre elemental.

Se han desarrollado varios procesos (9, 10), pero uno de los más importantes, y el cual se discute en esta tesis, es el proceso "Iron-Soda".

#### I.2.1.- Proceso "Iron Soda"

Este proceso es uno de los más usados comercialmente para separar compuestos orgánicos de azufre del gas de síntesis. - Se puede considerar como una modificación al proceso clásico de óxido férrico. Se basa en la oxidación de los compuestos orgánicos de azufre, a óxidos de azufre ( $\text{SO}_3$ ) y a temperaturas elevadas sobre un lecho de catalizador que consiste de óxido férrico hidratado y carbonato de sodio. Los óxidos de azufre reaccionan con el carbonato de sodio y son retenidos en el catalizador como sulfatos de sodio. El oxígeno necesario para la oxidación se abastece alimentando aire adelante de las cámaras de conversión catalíticas.

#### I.2.2.- Descripción del proceso

Este proceso se muestra en la figura I.5 (11). La irs

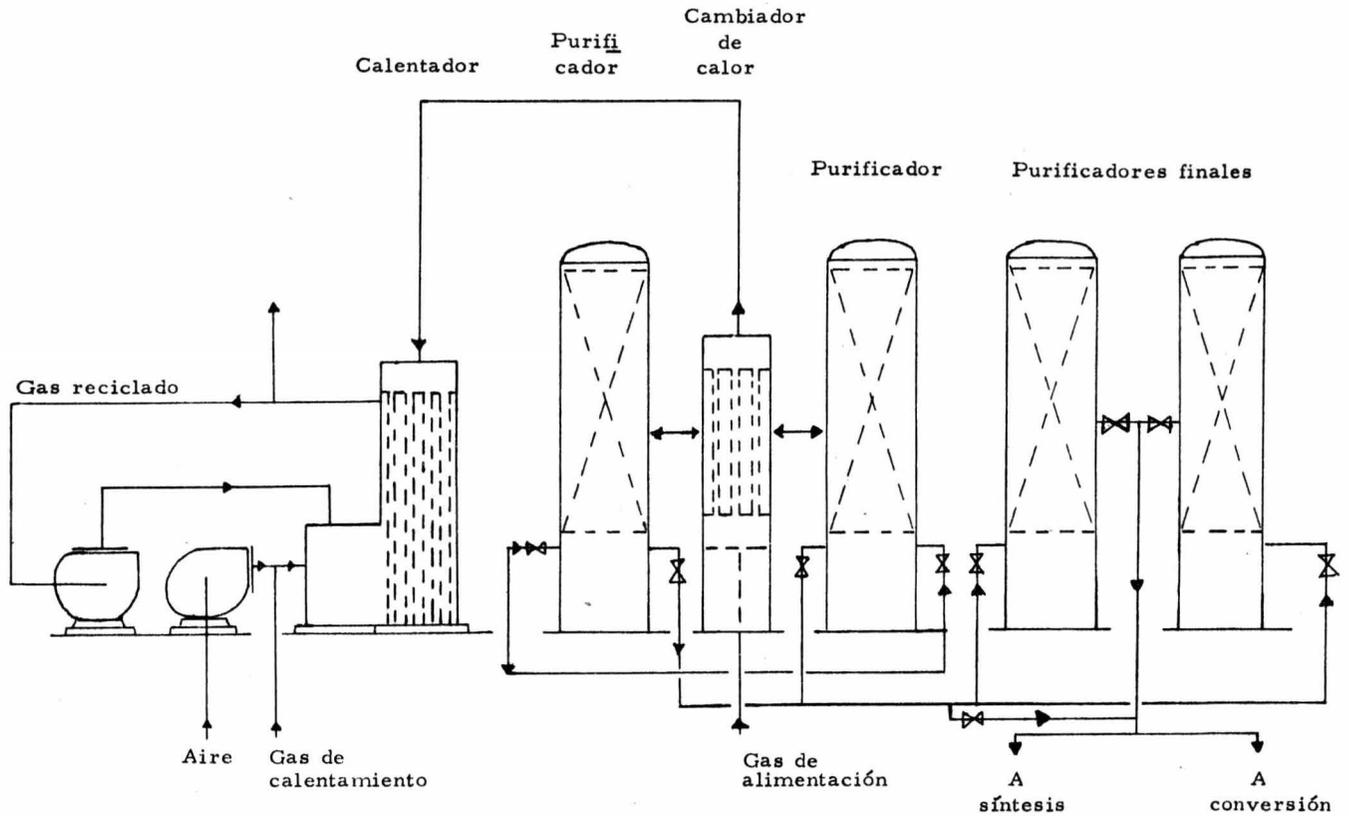


FIGURA I. 5

talación está formada por un calentador, un intercambiador de calor, dos torres purificadoras en serie y dos torres purificadoras finales - en paralelo.

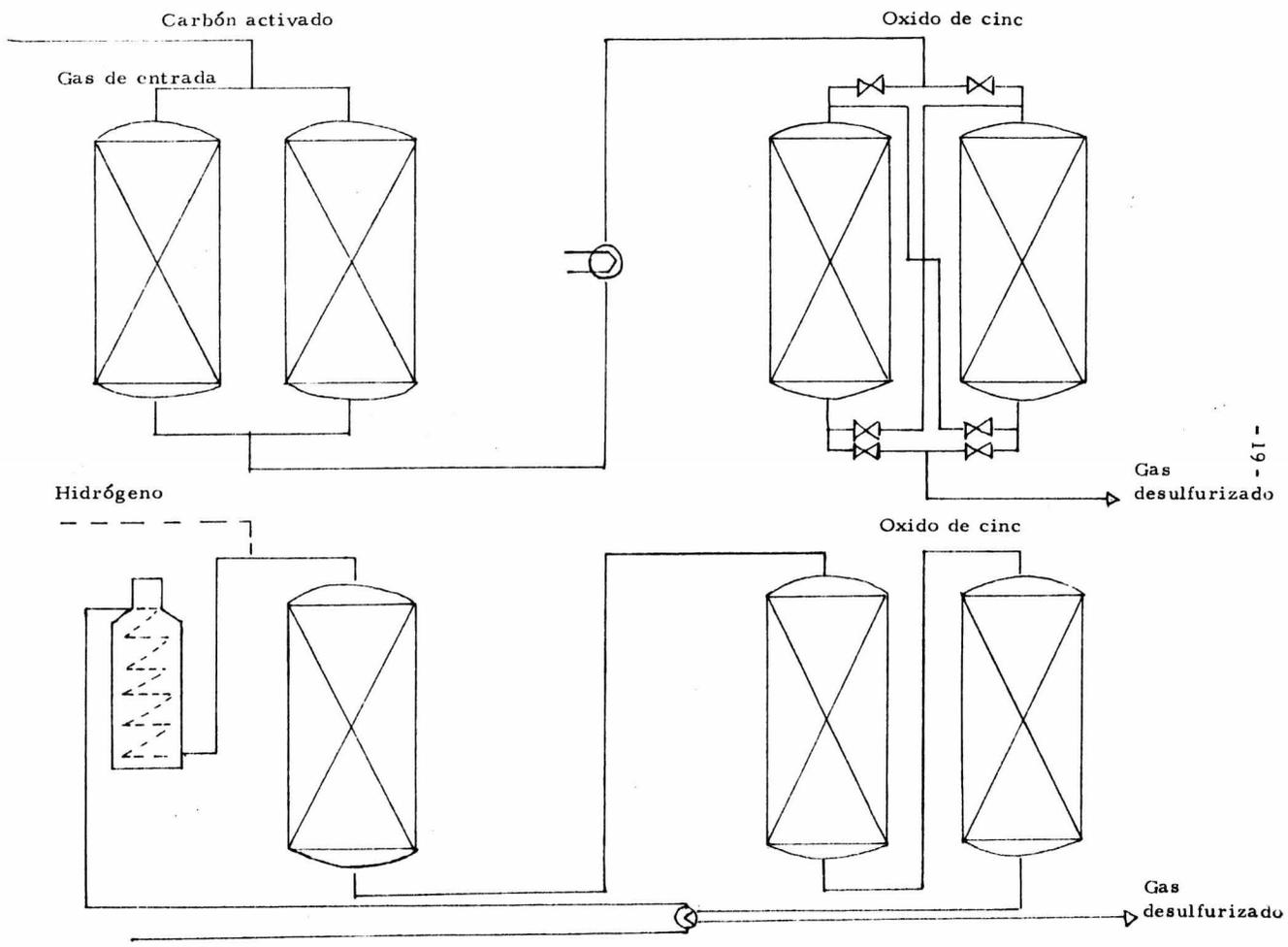
El gas es primero calentado en el intercambiador con el gas de salida de la primera torre. Después es recalentado con un calentador externo y de allí fluye a la primera torre purificadora, al intercambiador de calor, a la segunda torre y, por último, a los purificadores finales.

La primera torre, que contiene catalizador parcialmente agotado, opera a una temperatura mayor que la segunda que contiene catalizador fresco. La temperatura en las torres purificadoras finales es menor que en la segunda torre purificadora.

### I.3. - OXIDACION CON OXIDO DE CINCO

Los adsorbentes de óxido de cinc están ganando mucha aceptación para la desulfurización de corrientes de gas de proceso previa al proceso catalítico (reformación), debido a su mayor capacidad de separación de compuestos de azufre de una manera no interrumpida(12). Los desulfurizadores de este tipo son capaces de eliminar el nivel de azufre hasta concentraciones menores a 0.1 ppm. Esto permite que el proceso de reformación posterior opere con mayor eficiencia. Estas torres de adsorción pueden operar de manera separada o combinadas con otros desulfurizadores que usan otro compuesto para la adsorción como se muestra en la figura I.6.

FIGURA I. 6



La capacidad de adsorción del óxido de cinc depende - del área de superficie y de su densidad y varía considerablemente con la temperatura, por lo que para obtener el mejor rendimiento hay que operarlo a 700°F.

La separación por este procedimiento es una reacción en la cual los compuestos de azufre se convierten en ácido sulfhídrico que reacciona con el óxido de cinc de acuerdo a la siguiente reacción:



El catalizador después de alcanzar su capacidad de ad sorción total hay que desecharlo pues no es económicamente regenerable. Dependiendo de la cantidad de azufre que adsorbió, puede presentar tendencias pirofóricas cuando es expuesto al aire del ambiente durante la descarga. Por lo que se tiene que tener especial cuidado en el manejo y asegurarse que el catalizador ya usado no sea descargado y - almacenado en lugares donde pueda ser peligroso. Mojando el catalizado r con agua se puede prevenir el sobre-calentamiento del mismo.

## C A P I T U L O II

Con el propósito de que se entienda mejor el proceso de desulfurización, en este capítulo se discute brevemente las características de un catalizador y la adsorción de gases sobre superficies sólidas.

### II. 1.- REACCIONES CATALIZADAS POR SOLIDOS

Los materiales, en este caso sólidos, que aumentan o disminuyen la velocidad de reacción, se llaman catalizadores positivos o negativos, respectivamente.

Para ~~explicar~~ la acción de los catalizadores se han creado varias teorías que ilustran esta acción, diciendo que las moléculas de reactivo son de alguna manera cambiadas, excitadas energéticamente o afectadas para formar intermediarios en la región cercana a la superficie del catalizador. Después de haberse revisado la literatura y folletos de la Chemical Catalyst Mc., se encontró que los pasos fundamentales de una reacción catalítica son: Adsorción de las moléculas sobre la superficie del catalizador, reacción en la superficie y adsorción de los productos (13, 14).

Las características generales de un catalizador, son:

a) El catalizador reduce la energía de activación que los reactivos tienen que vencer para pasar a productos (Ver figura II. 1).

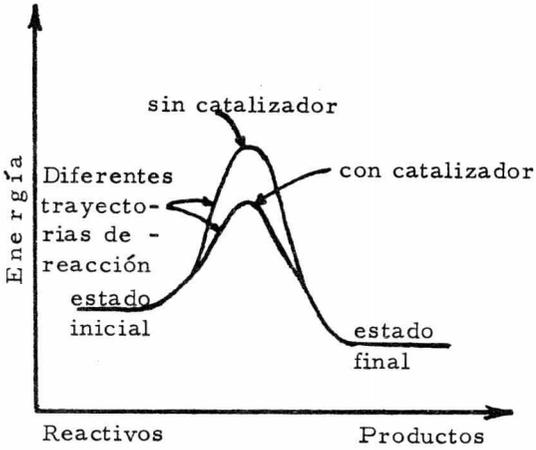


FIGURA II. 1

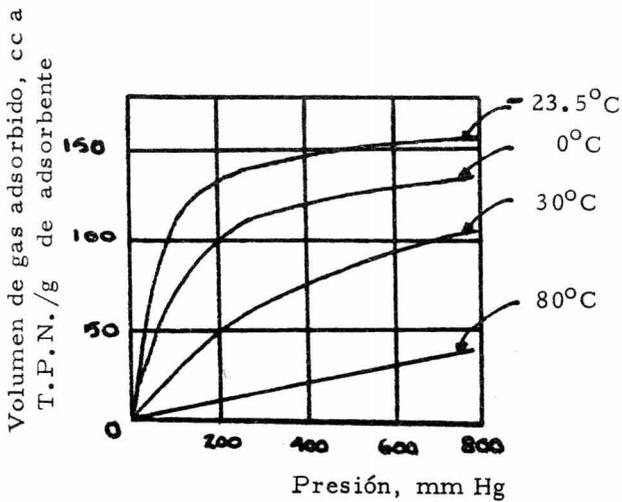


FIGURA II. 3

- b) Los centros activos del catalizador se combinan, por lo menos, con una molécula de reactivo que después es liberado en forma de producto.
- c) Pequeñas cantidades de centros activos se requieren para producir grandes cantidades de producto.
- d) Un catalizador puede aumentar la velocidad de reacción pero nunca determina el equilibrio de la misma. La posición del equilibrio en una reacción reversible no se altera por la presencia del catalizador.
- e) Un catalizador puede alterar radicalmente la selectividad.

Como la superficie del sólido es la responsable de la actividad catalítica, los catalizadores son por lo general sólidos muy porosos o polvos muy finos.

## II.2.- A D S O R C I O N

Cuando el gas se pone en contacto con una superficie sólida, parte del mismo se adhiere a la superficie y se forma una capa adsorbida. Al sólido se le llama adsorbente y al gas adsorbato. La cantidad de gas adsorbida por el sólido depende de la temperatura, la presión del gas y del área eficaz (cantidad de centros activos) de la superficie del adsorbente.

El hecho que existan centros activos en la superficie de un sólido se debe a que todos los sólidos, desde el punto de vista

microscópico, son irregulares en su superficie. El área del mismo está formada por valles y picos que crean campos de fuerzas residuales, por lo que en estos sitios activos, los átomos que se encuentran en la superficie atraen átomos o moléculas del gas que lo rodea (15). Según sea esta atracción, la adsorción se puede clasificar en:

II.1.- Adsorción Física

II.2.2.- Adsorción Química

II.2.1.- Adsorción Física

La adsorción física se caracteriza por lo que las fuerzas que atraen a las moléculas de gas sobre la superficie sólida son relativamente débiles y el calor despedido durante este proceso es muy pequeño y del orden de magnitud del calor de condensación (0.5 a 5 kcal/g mol). El equilibrio entre las moléculas de adsorbato y adsorbente se alcanzan rápidamente, pues los requerimientos de energía son bajos. La energía de activación para la adsorción física es del orden de 1 kcal/gmol). La adsorción física no puede explicar la actividad catalítica de sólidos para reacciones entre moléculas relativamente estables pues no hay la posibilidad de una gran reducción de la energía de activación.

La adsorción física disminuye al incrementarse la temperatura y llega a ser muy baja arriba de la temperatura crítica del adsorbato. Este tipo de adsorción no depende básicamente de los sitios activos en la superficie, sino de la cantidad de superficie. Por lo que

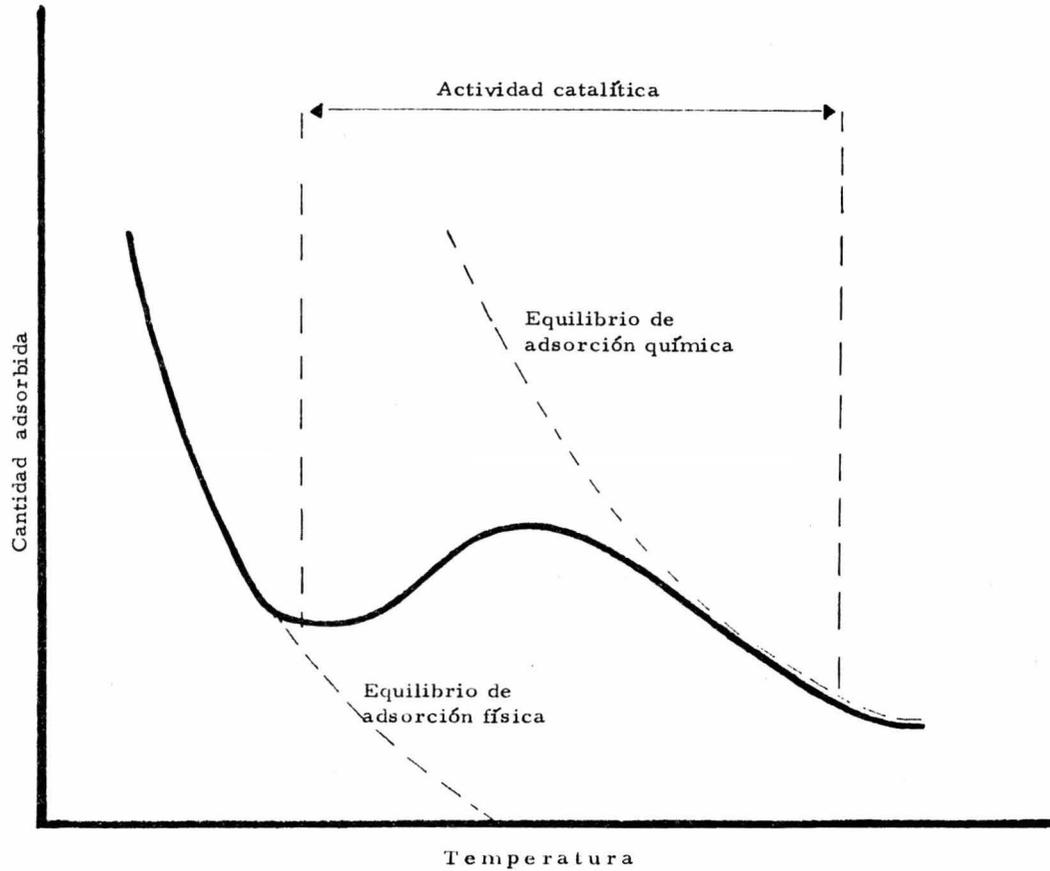


FIGURA II. 2

la adsorción física no es la responsable de la actividad catalítica en una reacción química.

### II.2.2.- Adsorción Química

Este tipo de adsorción se caracteriza por que las fuerzas que atraen a las moléculas de gas sobre la superficie del catalizador son mucho más fuertes que las involucradas en la adsorción física. Las moléculas adsorbidas son atraídas a la superficie del adsorbente por fuerza tipo valencia (como las uniones de los átomos en una molécula). El calor desprendido en este tipo de adsorción es del orden de magnitud de los calores de reacción (5 a 100 kcal/gmol).

Debido a la magnitud del calor de adsorción, la energía que poseen las moléculas adsorbidas químicamente puede llegar a ser mucho mayor que la poseída por moléculas solas. Por lo que, la energía de activación para reacciones en las cuales se involucran moléculas adsorbidas químicamente, puede llegar a ser considerablemente menor que para la misma reacción no catalizada. Debido a esto, se concluye que la adsorción química es la responsable de la actividad catalítica.

La magnitud de la adsorción química no excederá a la correspondiente a una capa monomolecular, debido al hecho de que las fuerzas tipo valencia que atraen a las moléculas sobre la superficie sólida disminuyen rápidamente con la distancia.

La relación que existe, a una temperatura dada, en-

tre la cantidad de gas adsorbido en el equilibrio y la presión del mismo, es lo que se conoce con el nombre de isoterma de adsorción (Fig. II.3).

### II.3.- Tratamiento cuantitativo de la adsorción química hecho por Langmuir

Langmuir basándose en la rapidez con la que las fuerzas intermoleculares disminuyen al aumentar la distancia, supuso que las capas adsorbidas deberían ser monomoleculares. En la actualidad este criterio es válido únicamente para la adsorción química.

La isoterma de Langmuir se basa en las siguientes suposiciones:

- a) Solo tiene lugar una adsorción monomolecular.
- b) La adsorción es localizada
- c) El calor de adsorción es independiente del recubrimiento de la superficie.
- d) La cantidad adsorbida en el equilibrio se obtiene igualando las velocidades de adsorción y desorción.

Como la adsorción está limitada a una capa monomolecular, la superficie se puede dividir en dos partes: la fracción  $\theta$  cubierta por moléculas adsorbidas y la fracción  $(1 - \theta)$  que es la fracción que se encuentra vacía.

Como las moléculas que golpean la fracción no cubierta son las únicas que pueden ser adsorbidas, la velocidad de adsorción

por unidad total de superficie será proporcional a

$(1 - \theta)$ :

$$1) r_A = k_p (1 - \theta)$$

La velocidad de desorción será proporcional a la fracción cubierta:

$$2) r_D = k' \theta$$

La cantidad de gas adsorbida en el equilibrio se obtiene igualando la velocidad de adsorción con la de desorción, obteniéndose:

$$3) \theta = \frac{k_p}{k' + k_p} = \frac{Kp}{1 + Kp}$$

donde  $K = k/k'$  es la constante de equilibrio de adsorción expresada en unidades de presión. La ecuación (3) que es la isoterma de Langmuir se puede obtener en función de concentraciones quedando de la siguiente manera:

$$4) \theta = \frac{K_c C_g}{1 + K_c C_g}$$

en donde  $K_c = k_c/k'_c$  es la constante de equilibrio de adsorción expresada en términos de concentración.

$C_g$  = concentración del componente que se puede adsorber en el gas.

El modelo desarrollado por Langmuir para obtener su isoterma presenta una falla al suponer que el calor de adsorción es in-

dependiente del recubrimiento de la superficie. Las superficies sólidas tienden a ser de naturaleza no uniforme, con sitios unos más activos que otros. La adsorción tendrá lugar primero en los sitios más activos y se hará algo menos exotérmica a medida que el recubrimiento aumente. Sin embargo, la isoterma de Langmuir ha sido de gran ayuda y muchas isotermas de adsorción experimentales se ajustan bastante bien a la de Langmuir.

#### II.4.- Envenenamiento del catalizador

En algunas reacciones catalíticas, la actividad del catalizador decrece tan lentamente que el cambio o regeneración del mismo no son necesarios muy seguidos. Sin embargo, en otras reacciones catalíticas, la actividad decrece rápidamente, por lo que en éstas, la regeneración y el cambio de catalizador es requerido frecuentemente. Esta baja en la actividad catalítica del adsorbente se debe al envenenamiento que sufre con sustancias que vienen con la corriente de gas o que se forman con la reacción. Los venenos se pueden agrupar de la siguiente manera:

a) Venenos depositados. - El depósito de carbón sobre catalizadores usados en la industria petroquímica caen dentro de esta categoría. El carbón cubre los sitios activos del catalizador e incluso llega a obstruir los poros del mismo. Este tipo de envenenamiento es parcialmente reversible y la regeneración se puede llevar a cabo quemando

do el carbón con aire o vapor.

b) Venenos adsorbidos. - Compuestos de azufre y - otros materiales son frecuentemente adsorbidos por los catalizadores usados en la reacción, causando la baja en la actividad catalítica. En estos casos es necesario separar el veneno del catalizador.

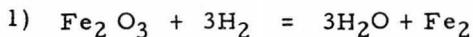
c) Venenos selectivos. - Algunos materiales de la corriente de gas son adsorbidos en la superficie sólida catalizando otras reacciones y, por consiguiente, obteniéndose mayor cantidad de productos no deseables.

## C A P I T U L O III

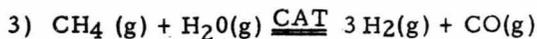
### III.1.- ANTECEDENTES GENERALES

En este capítulo se plantea el problema tal y como se presentó en SIDERURGICA TAMSA, S.A. y se mencionan las alternativas más viables para resolverlo. En el siguiente capítulo se hace una estimación aproximada del costo de cada alternativa y posteriormente se selecciona la más adecuada, según las necesidades de esta empresa.

SIDERURGICA TAMSA, S.A. produce fierro esponja, que después es procesado para elaborar acero según las especificaciones de los Códigos A.P.I. y A.S.T.M. La presencia de azufre en el fierro debe ser mínima, pues este compuesto es nocivo para el acero, por lo que el fierro, que se obtiene a partir de la reducción de la hematita con hidrógeno y monóxido de carbono, debe estar casi exento de azufre. Las reacciones son:



El hidrógeno y el monóxido de carbono se obtienen en un horno reformador en el cual se hace reaccionar el gas previamente desulfurizado con vapor en presencia de un catalizador de níquel, llevándose a cabo las siguientes reacciones:





Si el gas alimentado al horno reformador trae consigo más de 2 p.p.m. de ácido sulfhídrico provoca que el reactor opere con menor eficiencia, disminuyéndose la producción del gas reformado y, en consecuencia, la del hierro esponja.

### III. 2.- CONDICIONES DE OPERACION DEL REFORMADOR

El problema más común es un reformador es el sobre calentamiento que sufren las paredes de los tubos, lo que causa un cambio prematuro de los mismos y la interrupción anticipada en la producción de la planta.

Las variables de operación que tienen mayor influencia en el aumento de la temperatura de la pared de los tubos y, por consiguiente, en la producción de gas reformado, son las siguientes - (15):

a) Fuga de metano del horno reformador.

Se ha encontrado prácticamente que una reducción de un 1% de la fuga de metano de un reformador da por resultado un incremento de 25°F en la temperatura de la pared de los tubos.

b) Gasto de alimentación al reformador.

Un efecto menos significativo sobre la operación del reformador es debida al gasto total de alimentación. Un incremento de un 1% en el gasto de alimentación provoca un incremento de 2°F en

en la temperatura de la pared de los tubos (controlando que la temperatura de salida del reformador sea la misma).

c) Relación vapor gas.

Un incremento en la relación vapor a gas de 3.5:1 a 4.5:1 reduce la temperatura de la pared de los tubos en 25°F si el reformador opera con la misma fuga de metano.

d) Temperatura inicial del gas mezclado.

Un incremento de 50°F en la temperatura de entrada del gas mezclado que se alimenta al reformador provoca una reducción de 8°F en la pared de los tubos (operando a la misma temperatura de salida del reformador).

e) Los efectos de las variables antes mencionadas se obtuvieron en reformadores en los cuales se alimentó gas totalmente libre de azufre. Pequeñas concentraciones de azufre en el gas causan incrementos drásticos en la temperatura de la pared de los tubos y en la fuga de metano. Esto se debe a que el azufre envenena el catalizador, bajando la actividad del mismo y aumentando la caída de presión. En la Tabla III.1, se puede observar el efecto de la concentración de azufre sobre la temperatura de la pared de los tubos y la fuga de metano (manteniendo constante el encendido del horno reformador).

En condiciones normales, cuando el gas contiene azufre, el operador tiene que incrementar el encendido del horno para contener la fuga de metano o bien reducir el encendido para controlar

la temperatura de la pared de los tubos pero aumentando la fuga de metano.

<u>Concentración de azu</u> <u>fre en el gas ali-</u> <u>mentado</u>	<u>Incremento en la tem</u> <u>peratura de la pared</u> <u>de tubos (°F)</u>	<u>Incremento en la fu-</u> <u>ga de metano % Mol</u>
(ppmv)		
0.06	T (BASE)	CH <sub>4</sub> (BASE)
0.19	T (BASE) + 5°	CH <sub>4</sub> (BASE) + 0.17%
0.38	T (BASE) + 10°	CH <sub>4</sub> (BASE) + 0.36%
0.76	T (BASE) + 25°	CH <sub>4</sub> (BASE) + 1.0 %
1.50	T (BASE) + 40°	CH <sub>4</sub> (BASE) + 1.55%
3.00	T (BASE) + 56°	CH <sub>4</sub> (BASE) + 2.20%

Quando el envenenamiento del catalizador llega a ser muy severo, la producción de la planta puede reducirse. Esto crea un problema bastante serio, ya que es necesario cambiar todo el catalizador. Aunque se le alimente al reformador gas libre de ácido sulfídrico y se le despoje al catalizador del azufre que lo envenenaba, las temperaturas de la pared de los tubos nunca regresan a sus valores más bajos. La fuga de metano y la reacción sí vuelven a sus condiciones normales.

El caso de envenenamiento con azufre, se usan temporalmente relaciones más altas de vapor a gas para recuperar la eficiencia del catalizador. Sin embargo, el envenenamiento residual sigue disminuyendo la vida del catalizador.

Por lo anterior, se concluye que la desulfurización previa a la reformación juega un papel muy importante en el proceso de fabricación de fierro esponja.

### III.3. - PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En diciembre de 1968 se reportó en SIDERURGICA - TAMSA, S.A. que la fuga de metano empezaba a aumentar en el gas reformado, lo que provocó que los ciclos de regeneración del horno reformador fueran más cortos. La disminución de los ciclos no fue suficiente, por lo que fue necesario cambiar el catalizador y reducir el gas a la mezcla reduciéndose por consiguiente la producción.

En enero de 1969 se cambió el carbón activado de los desulfurizadores, se aumentó el gas a la mezcla y se normalizó la producción.

En mayo del mismo año se empieza a notar un aumento en la fuga de metano acortándose los ciclos de regeneración a tres días.

En junio, después de haberse recortado los ciclos de regeneración a dos días, empieza a notarse un aumento en la temperatura de la pared de los tubos. La fuga de metano aumenta drásticamente y empieza a subir la caída de presión.

Se vuelven a cambiar las camas de carbón activado de los desulfurizadores pero después de poco tiempo hay que disminuir los ciclos de regeneración en el horno reformador y posteriormente volvió a aumentar la caída de presión, la fuga de metano y la temperatura de la pared de los tubos.

Debido a estos problemas, se tuvo que cambiar con -

frecuencia los lechos de carbón activado en los desulfurizadores, -  
llegándose a la conclusión de que era necesaria la instalación de un -  
tercer desulfurizador.

Las características requeridas del gas natural desti-  
nado a la reformación, deben ser las siguientes:

Azufre: No mayor de 10 granos/1000 ft<sup>3</sup> (24 gr/1000 m<sup>3</sup>)

Contenido de líquidos: Cantidad no apreciable

Hidrocarburos pesados (arriba de C<sub>3</sub>): No mayor de 1.8%  
en volumen

El análisis químico del gas usado en el reformador -  
reportado por el laboratorio, es el siguiente:

ANALISIS GAS NATURAL

Metano	88.59 %
Etano	8.54 %
Propano	1.31 %
Isobutano	0.09 %
Hidrocarburos pesados	0.15 %
Mercaptano	0.254 granos entre 100 ft <sup>3</sup>
Acido sulfhídrico	0.961 granos entre 100 ft <sup>3</sup>

Las medidas tomadas inmediatamente para controlar la situación y que beneficiaron la producción de la planta, fueron:

- 1) Lavado del catalizador.
- 2) Aumentar el volumen de carbón activado en los desulfurizadores.
- 3) Inyección de aire para la regeneración del carbón activado en los desulfurizadores (al incrementarse el volumen de aire se obtuvieron mejores resultados).

#### III.4.- ALTERNATIVAS PROPUESTAS PARA LA SOLUCION DEL PROBLEMA

Después de un estudio cuidadoso, y habiendo recurrido a la literatura y folletos de la "CATALYSTS AND CHEMICAL INC.", se llegó a la conclusión de que era necesario aumentar la adsorción en los desulfurizadores.

Como ya se mencionó anteriormente, la adsorción de hidrocarburos pesados y compuestos de azufre que hay en el gas es el mejor método de endulzamiento de un gas amargo. Por esta razón, se propuso instalar un tercer desulfurizador que permita tener más poder de adsorción.

Se propusieron dos alternativas:

- 1) Predesulfurizador con camas de óxido férrico.
- 2) Cambio de sistema de desulfurización, substituyendo el carbón activado por óxido de cinc operado a alta temperatura.

## C A P I T U L O   I V

### IV.1.- ANTECEDENTES

Con el objeto de aumentar la capacidad de adsorción de los desulfurizadores de la planta de Fierro Esponja, se plantearon dos alternativas para optimizar la operación de los equipos actuales. Se considerarán las dos posibilidades ya mencionadas para poner en operación la alternativa que beneficie tanto desde el punto de vista de la producción como del económico a la planta de Fierro Esponja.

### IV.2.- ALTERNATIVA 1

Esta alternativa consiste en la instalación de un pre-desulfurizador con lecho de óxido férrico que funcione como auxiliar del equipo existente. Este predesulfurizador debe disminuir la concentración de ácido sulfhídrico para que los desulfurizadores actuales trabajen en mejores condiciones.

#### IV.2.a.- Descripción del proceso

El gas amargo entra al predesulfurizador a una temperatura de  $35^{\circ}\text{C}$  y a una presión de  $11 \text{ kg/cm}^2$ . El endulzamiento se lleva a cabo al poner en contacto el gas con partículas de fierro esponja de  $1/4''$  a  $1/2''$  de diámetro. La eficiencia de este proceso depende de las condiciones en las que se realiza la reacción del ácido sulfhídrico y mercaptanos con el metal o su óxido. Dichos factores -

son:

1) La humedad del medio que debe controlarse, por lo que es necesario la adición de agua.

2) La acidez del lecho que debe mantenerse con un pH de 8 a 8.5. Con este propósito se adiciona carbonato de sodio al 3%. La acidez se controla con muestras que se recolectan en el fondo del tanque.

La adición del agua se puede efectuar junto con la del carbonato de sodio, formándose una solución alcalina. Esta se puede preparar en un tanque de un metro cúbico de capacidad y la inyección de la misma se lleva a cabo con una bomba dosificadora como se muestra en la figura IV.1.

#### IV.2.2.- Reacciones que se llevan a cabo

La reacción química entre el ácido sulfhídrico y el óxido férrico es:



La regeneración del óxido en el lecho se lleva a cabo mediante la inyección continua y dosificada, de aire. La conversión del sulfuro de hierro a óxido es una reacción altamente exotérmica, por lo que debe controlarse, de tal manera que la temperatura del lecho no exceda de 49°C. Esto se logra con la adición simultánea de agua o recirculando los gases de regeneración con una compresora.

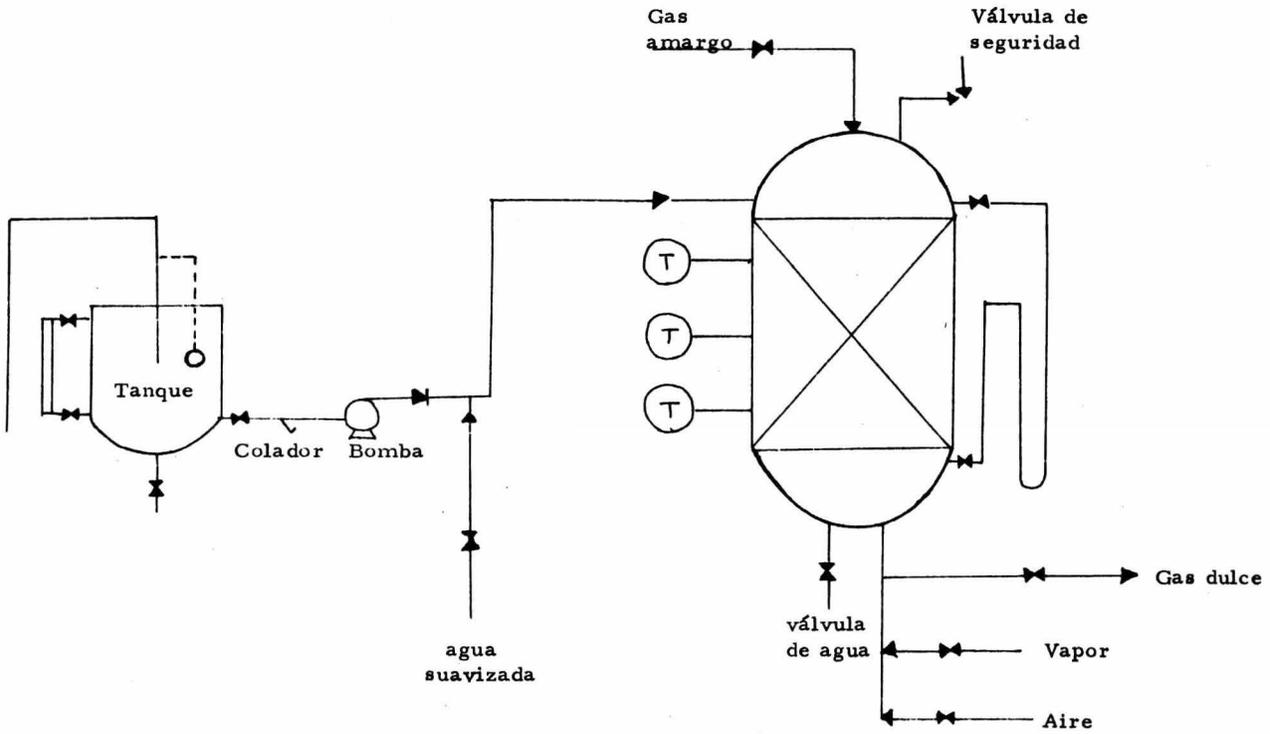


FIGURA IV. 1

La reacción de regeneración es la que sigue:



Se deben adaptar al tanque desulfurizador una columna de nivel manométrico y dos termo-pozos para controlar la presión y la temperatura, respectivamente.

#### IV.2.3.- Costos fijos

El costo del tanque se calcula en base al peso del mismo. La altura del tanque es de 7.00 m. y el diámetro de 1.20 m.

Peso de la unidad = 4000 kgs.

Costo de estructura = \$20.00/kg.

Costo de la unidad = (4000)(20) = \$80,000.00

Costo de los accesorios = \$90,000.00

De mano de obra son aproximadamente 150 H.H. a \$40.00 la hora/hombre.

Mano de obra = (150)(40) = \$6,000.00

Costo fijo total = \$176,000.00.

#### IV.2.4.- Costos de Operación.

A este predesulfurizador entrarán 15,000 m<sup>3</sup>/hr de gas amargo a 35°C y 11 kg/cm<sup>2</sup> con un promedio de 15 p.p.m. de ácido sulfhídrico. La reacción de adsorción se considerará con una eficiencia de 30% de acuerdo a la experiencia que se ha tenido hasta la fecha.

Flujo volumétrico de gas = 15,000 m<sup>3</sup>/hr (35°C, 11 kg/cm<sup>2</sup>)

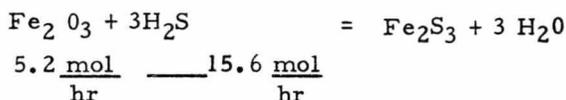
Densidad del gas = 7.86 kg/m<sup>3</sup> (35°C)

Flujo en masa de gas = (15,000) (7.86) = 117,900 kg/hr.

Cantidad de ácido sulfhídrico que entra con el gas =  $\frac{(117,900)(15)}{(1,000)} = 1,786.5$  gr/hr.

Cantidad de ácido sulfhídrico que reaccionará con el óxido = (1,786.5) (0.3) = 530.55 gr/hr.

Reacción de adsorción



Cantidad de óxido férrico que se necesita = M

M = (5.2) (164.6) (24) (240) = 4,930,000 gr/año de óxido férrico

M = 4,930 kg/año de óxido férrico.

El gas sale del predesulfurizador con un contenido de ácido sulfhídrico de: (15) (0.70) = 10.5 ppm.

La regeneración del óxido férrico se lleva a cabo con aire que va a provenir de la línea de aire para regeneración ya existente (compresor de aire 202-J).

Reacción de regeneración (eficiencia = 35%):



Cantidad de óxido férrico regenerado = N

La regeneración se lleva a cabo cada tercer día.

$$N = (5.2) (207.60) (0.35) (24) (120) / (1000)$$

$$N = 1088 \text{ kg/año de óxido férrico regenerados}$$

Vapor requerido

El gasto de vapor de alta (280 libras) se calcula con la velocidad recomendada (35.56 m/seg) y con el área (19.045 cm<sup>2</sup>) de la válvula de la línea de regeneración abierta a la mitad.

$$U = 35.56 \text{ m/seg} \quad A = 19.045/2 = 9,5225 \text{ cm}^2$$

$$Q = U \times A + (35.56) (100) (9.5225) = 3.3862 \times 10^4 \text{ cm}^3/\text{seg.}$$

$$Q = (3.3862 \times 10^4) (60)/10^6 = 2.03 \text{ m}^3/\text{mm}$$

El proceso de regeneración con vapor dura cuatro días y se lleva a cabo 24 veces al año, por lo que el volumen de vapor de alta por año es:

$$V = (2.03) (60) (24) (4) (24)$$

$$V = 280,900 \text{ m}^3/\text{año de vapor de alta}$$

$$\text{Costo del óxido férrico} = \$800 / \text{Ton.}$$

$$\text{Costo del vapor} = \$2.20/\text{m}^3$$

Cantidad de óxido férrico que es necesario comprar por año = P

$$P = M - N$$

$$P = 4,930 - 1088 = 3,842 \text{ kg/año}$$

$$P = 3.842 \text{ Ton/año}$$

$$\text{Costo del óxido férrico al año} = (3.842) (800) = \$3,073.6/\text{año}$$

$$\text{Costo del vapor de alta al año} = (280,900) (2.2) = \$617,980/\text{año}$$

$$\text{Costos de operación} = \$621,000/\text{año.}$$

IV.2.5.- Costo de mantenimiento

Para abrir y cerrar válvulas del desulfurizador, se requieren 70 horas/hombre y para cambiar el lecho 100 horas/hombre durante el año.

170 horas hombre a \$40.00 HH	=	\$6,800/año
Materiales varios	=	3% costo fijo total
	=	(0.03) (176,000)
	=	\$5,280.00/año
Costo de mantenimiento	=	\$12,080.00/año

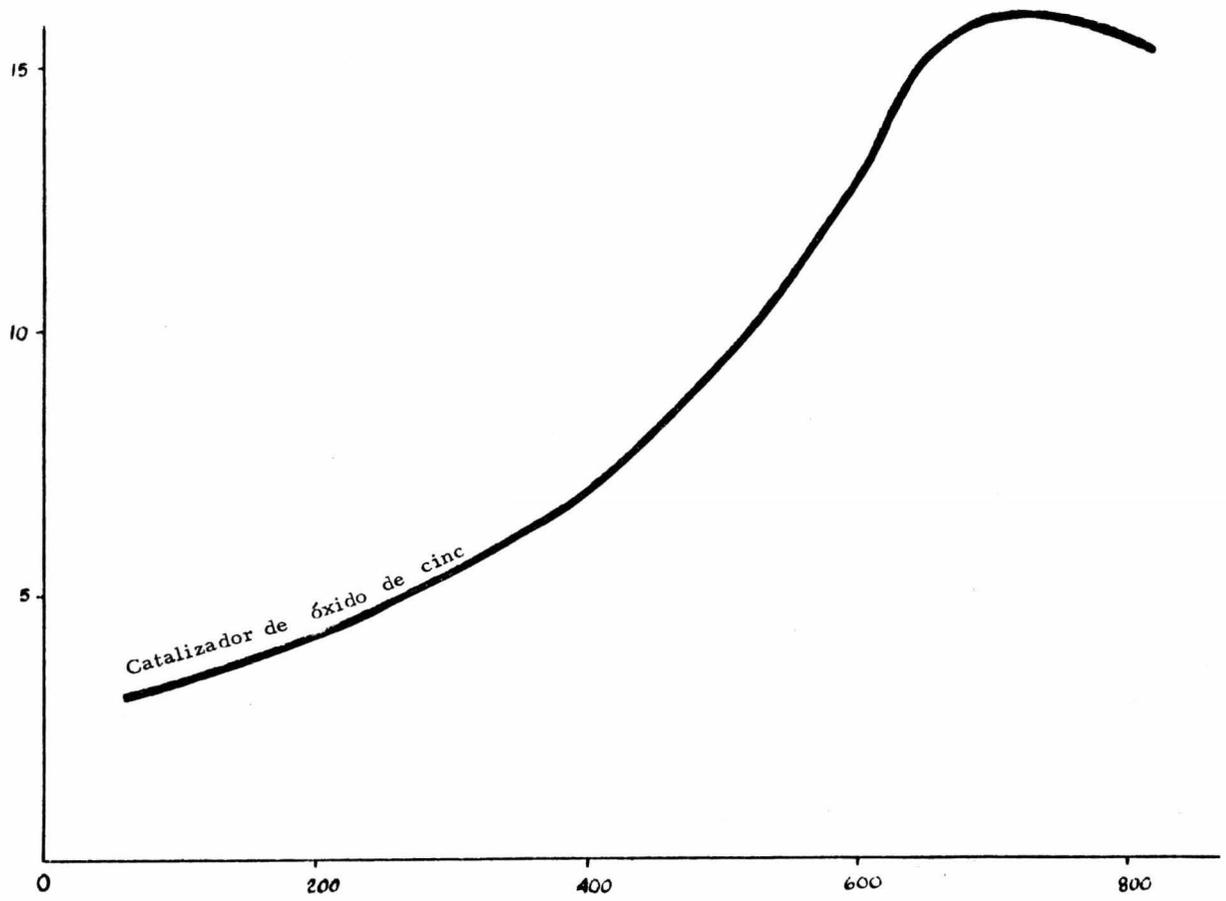
IV.2.6.- Costos variables al año

Costos de operación	=	\$621,000/año
Costos de mantenimiento	=	\$ 12,080/año
Costos variables al año	=	\$633,080/año

IV.3.- ALTERNATIVA 2

Esta segunda alternativa es una adaptación a los desulfurizadores actuales. Esta modificación consiste en cambiar el lecho de carbón activado de los desulfurizadores por camas de óxido de cinc que deben operar en caliente para obtener una buena eficiencia. Para que la adsorción de azufre sea la máxima es necesario calentar el gas desde 35<sup>o</sup>C hasta 315<sup>o</sup>C (600<sup>o</sup>F). Lo ideal sería calcularlo hasta 343<sup>o</sup>C (650<sup>o</sup>F) que es la temperatura a la cual el óxido de cinc tiene la mayor eficiencia como catalizador (Figura IV.2), pero por razones de resistencia térmica de los tanques 201 D y 202 D, nada

Libras de azufre adsorbido por pie cúbico  
de óxido de cinc



Temperatura °F

FIGURA IV. 2

más es posible hacerlo hasta 343°C.

#### IV.3.1.- Costo del calentamiento

El gas amargo se va a calentar en un horno vertical que tiene una eficiencia del 80%, utilizando gas natural como medio de calentamiento.

$$\text{Calor específico del gas amargo (Cp)} = 0.66 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Gasto de gas} = 117,900 \text{ kg/hr} = 259,925 \text{ lb/hr}$$

$$T_1 = \text{temperatura inicial} = 35^{\circ}\text{C} = 95^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = \text{temperatura final} = 315^{\circ}\text{C} = 600^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Calor requerido para calentar el gas amargo} = Q$$

$$Q = (\text{Gasto gas}) (Cp) (T_2 - T_1)$$

$$Q = (259\,925) (0.66) (600 - 95)$$

$$Q = 86\,633\,000 \text{ BTU/hr}$$

El gas natural que se va a utilizar para calentarlo - tiene un poder calorífico de 950 BTU/ft<sup>3</sup>

$$\text{Gasto de gas de combustión} =$$

$$q = \frac{(86\,633\,000)}{(0.8) (950)} = 114\,000 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}}$$

$$q = 3230 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$q = (3230) (24) (360) = 27\,900\,000 \text{ m}^3/\text{año}$$

$$\text{Costo del gas de combustión} = \$0.17/\text{m}^3$$

$$\text{Costo por año del gas de combustión} = \$4.745,000/\text{año}$$

Como el óxido de cinc no es regenerable, la CATALYSTS AND CHEMICALS INC. sugiere un costo de catalizador de \$50.00/día.

Costos de operación = \$ 18,000.00/año por desulfurización

Costo total de operación al año = \$36,000.00/año

Costo de mantenimiento considerando a \$40.00 la hora hombre.

Abrir y cerrar válvulas	70 HH	-	\$2,800.00/año
Cambio de lecho	140 HH	-	\$5,600.00/año
Costo de materiales varios		=	\$6,000.00/año
Costo de mantenimiento por equipo		=	\$14,400.00/año
Costo total de mantenimiento anual		=	\$28,800.00/año

IV.3.1.- Costos variables al año

Costo de operación = \$36 000/año

Costo de mantenimiento : \$ 28 800/año

Costo gas de calentamiento: \$4 745 000/año

Costos variables al año = \$4 809 800/año

## C A P I T U L O V

### V.1.- COMPARACION DE LAS DOS ALTERNATIVAS

	<u>Alternativa 1</u>	<u>Alternativa 2</u>
Costo operación	\$ 621,000/año	\$36,000/año
Costo mantenimiento	\$ 12,080/año	\$28,800/año
Costo gas	-	\$4,745,000/año
Costos totales variables	\$ 633,080/año	\$4,809,800/año

Comparando las dos alternativas, se encuentra que - desde el punto de vista económico la alternativa 1 es la mejor, pues los costos variables son el 12.62% de los costos variables de la alternativa 2.

En cuanto a producción, a través de estudios que hizo la "CATALYSTS AND CHEMICALS INC.", se encontró que la planta - trabajaría con mucha más eficiencia con desulfurizadores de óxido de cinc operados a alta temperatura.

La desventaja de la segunda alternativa es que el costo de gas para el calentamiento es excesivo y sube, por consiguiente, demasiado los costos variables anuales.

### V.2.- SELECCION DE UNA ALTERNATIVA

Después de haberse discutido las dos alternativas, se llegó a la conclusión que la mejor, desde el punto de vista económico y que además solucionaba el problema que había en cuanto a la capacidad de adsorción, era la alternativa 1. Es decir, se iba a incorporar al sistema de desulfurización un tercer equipo que iba a tener la función

de predesulfurizar el gas amargo, para que éste después pasara a los desulfurizadores actuales.

Pero al mismo tiempo que se llevaba a cabo este estudio en SIDERURGICA TAMSA, S. A., se estaba llevando a cabo otro con el fin de ampliar la planta de hierro esponja.

Cuando se encontró que con motivo de la ampliación se había adquirido un horno reformador con un serpentín incorporado, se pensó que la alternativa 2 en este caso sería mucho más económica.

Se hizo otro estudio económico y se llegó a la conclusión de que la adaptación más conveniente para SIDERURGICA TAMSA, S. A., tanto desde el punto de vista económico como del de producción, es la que sigue:

La adaptación de un tercer desulfurizador con camas de óxido de cinc que opere a alta temperatura. El problema del calentamiento se solucionó calentando el gas amargo en el serpentín del reformador con los gases de combustión que provienen del horno reformador.

Este desulfurizador va a ser capaz de adsorber el azufre del gas a tratar, y los desulfurizadores actuales se van a tener como reserva en caso de cualquier problema y para cuando se cambie el lecho de óxido de cinc del tercer desulfurizador.

### V.3.- ALTERNATIVA 2 MODIFICADA

Esta alternativa consiste de la adaptación de un tercer

desulfurizador con lechos de óxido de cinc operado en caliente que -  
va a ser capaz de adsorber los compuestos de azufre hasta 0.2 ppm.  
Por lo tanto, el horno reformador operará de manera más eficiente  
y la producción de la planta aumentará.

El gas amargo se calentará de 35°C (95°F) hasta -  
344°C (650°F) en el serpentín del horno reformador adquirido recién  
temente.

#### V.3.1.- Costos fijos

Peso unidad	=	4 000 kgs.
Costo estructura	=	\$20.00/kg.
Costo de la unidad	=	\$80,000.00
Costo accesorios	=	\$100,000.00

#### Mano de obra

Se considera que se necesitan 150 horas hombre a -  
\$40.00 H.H.

Mano de obra	=	\$ 6,000.00
Costos fijos	=	\$186,000.00

#### V.3.2.- Costo de operación

El costo del óxido de cinc, como ya se dijo antes, es  
de \$50.00 diarios.

Costo de operación= \$18,000.00/año

#### V.3.3.- Costo de mantenimiento

Abrir y cerrar válvulas 70 HH \$ 2,800/año

Cambio de lecho 140 HH \$ 5,600/año

Costo materiales varios = \$ 6,000.00/año

Costo total de mantenimiento = \$14,400.00/año

#### V.4.- CONCLUSIONES

Se seleccionó la segunda alternativa modificada, con siderando la ampliación de SIDERURGICA TAMSA, S. A. que hace - posible la factibilidad económica.

Inmediatamente después, se hicieron los planos de - construcción del desulfurizador y se mandaron a una compañía de in- geniería para que se encargue de la construcción del mismo.

Se espera que para enero de 1976 se encuentre funcio- nando este equipo y que con esta adaptación se mejore la adsorción ac tual.

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

\*

- (1) Griffith, R.H.  
Gas J., 280: 254-256 (1954)
- (2) Seil, G.E.  
"Dry Box Purification of Gas"  
American Gas Association, Inc., New York, 1943
- (3) Morgan, J.J.  
"Textbook of American Gas Practices"  
2nd. ed., J.J. Morgan, Maplewood, N. Y., 1931
- (4) Hopton, G.V.  
"The Purification of Coal Gas"  
Academic Press, Inc., New York
- (5) Bairstow R.  
Gas J., 289-243 (1957)
- (6) Hollings, H.  
"Progress in Gas Purification"  
Inst. Gas. Engrs., Commun. 407 (1952)
- (7) Engelhardt, A.  
"Gas und Wasserfach", 71 (13) : 280 (1928)
- (8) Kronacher, H.K.  
Gas Age Record, 68 (2) : 37 (1931)
- (9) Griffith, R.H.  
Ind. Eng. Chem., 44 (5) : 1011 (1952)
- (10) Bahr, H.  
Chemie Fabrik, 11 : 10 (1938)
- (11) Sands, A.E., H.W. Wainwright and L.D. Schmidt  
Ind. Eng. Chem., 40 (40) : 607 (1948)

- (12) Product Bulletin (c7 -081)  
Catalysts and Chemicals Inc. (1974)
- (13) Smith, J. M.  
Chemical Engineering Kinetics  
2nd. Ed., McGraw-Hill (1970)
- (14) Levenspiel, O.  
Chemical Reaction Engineering  
2nd. Ed., John Wiley & Sons, Inc. (1972)
- (15) Adam, N. K.  
The Physics and Chemistry of Surfaces  
Dover Publication Inc., New York (1968)