

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

---

**FACULTAD DE QUIMICA**

**ELIMINACION DE BIOXIDO DE AZUFRE  
EN EL GAS RESIDUAL DE UNA PLANTA  
RECUPERADORA DE AZUFRE**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE**

**INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A N**

**ROGER BAIDE VALLADARES**

**JONA JASQUI DABBAH**

**1973**



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.

Hf. 25



1904

JURADO ASIGNADO :

PRESIDENTE	PROF. PABLO BARROETA GONZALEZ	.....
VOCAL	PROF. ENRIQUE BARRIGA GUZMAN	.....
SECRETARIO	PROF. OSCAR RUIZ CARMONA	.....
1er. SUPLENTE	PROF. ENRIQUE JIMENEZ RUIZ	.....
2do. SUPLENTE	PROF. GERARDO BAZAN NAVARRETE	.....

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA :

EN LA FACULTAD DE QUIMICA

SUSTENTANTES :

ROGER BAIDE VALLADARES	.....
JONA JASQUI DABBAH	.....

ASESOR DEL TEMA :

I. Q. OSCAR RUIZ CARMONA .....

A NUESTROS PADRES:

CON PROFUNDO CARIÑO Y AGRADECIMIENTO  
POR EL DIGNO EJEMPLO CON QUE NOS HAN  
GUIADO POR LA VIDA.

A NUESTROS HERMANOS.

A TODOS NUESTROS PROFESORES :

CON AGRADECIMIENTO POR SU ENSEÑANZA

Y ORIENTACION

A COMPAÑEROS Y AMIGOS :

POR SU FE Y CONFIANZA EN NO\_

SOTROS.

A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

A LA FACULTAD DE QUIMICA

CON VENERACION, AGRADECIMIENTO Y CARIÑO

A MEXICO Y HONDURAS.

ELIMINACION DE BIOXIDO DE AZUFRE EN EL GAS RESIDUAL  
DE UNA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE.

INTRODUCCION.

CAPITULO I.-

DESCRIPCION DEL PROBLEMA Y ALTERNATIVAS POSIBLES PARA SU SOLUCION.

CAPITULO II.-

DESCRIPCION DE LOS PROCESOS MAS VIABLES PARA LA ELIMINACION DEL BIOXIDO DE AZUFRE.

CAPITULO III.-

EVALUACION Y COMPARACION ECONOMICA DE -  
LOS PROCESOS MAS VIABLES.

CAPITULO IV.-

DISCUSION DE LOS RESULTADOS TECNICO-ECONOMICOS.

CAPITULO V.-

CONCLUSIONES.

APENDICE.

BIBLIOGRAFIA.

## INTRODUCCION.

El problema del control de las emisiones sulfurosas en plantas recuperadoras de azufre, ha sido en la actualidad bastante investigado, habiéndose desarrollado un regular número de métodos por medio de los cuales es posible alcanzar las normas que existen para el control de la contaminación del aire.

Además de la tecnología mencionada, existe una gran cantidad de procesos que eliminan Bióxido de Azufre de gases residuales procedentes de diferentes tipos de plantas, los cuales eventualmente podrían ser aplicados también en el tipo de proceso a considerar.

En el presente trabajo se hace una recopilación de la gran mayoría de sistemas que han sido o que podrían ser aplicados en una planta de azufre con el fin de reducir las emisiones de Bióxido de Azufre, a los niveles permisibles; y posteriormente una evaluación de estos sistemas en base a un problema particular que se presenta en una unidad Claus hasta llegar a determinar el sistema más adecuado.

## CAPITULO I

### DESCRIPCION DEL PROBLEMA Y ALTERNATIVAS POSIBLES PARA SU SOLUCION.

- 1.1 LA CONTAMINACION ATMOSFERICA.
- 1.2 LOS COMPUESTOS DE AZUFRE, CONTAMINANTES ATMOSFERICOS.
- 1.3 EL BIOXIDO DE AZUFRE ( $SO_2$ ) FORMA MAS COMUN DE LAS EMISIONES.
- 1.4 FUENTES.
- 1.5 DESCRIPCION DEL PROBLEMA A CONSIDERAR.
- 1.6 FORMAS DE ATACAR EL PROBLEMA.
- 1.7 ENUMERACION DE ALTERNATIVAS.

1.1).- LA CONTAMINACION ATMOSFERICA.-<sup>63</sup> La contaminación atmosférica es una de las consecuencias directas que trae consigo todo proceso de industrialización. De esto se deriva en forma casi inmediata una serie de actividades tendientes a limitar y controlar en la forma más adecuada la cantidad de materiales extraños expulsados a la atmósfera.

El criterio a seguir dentro de cualquier plan para el control de la contaminación, debe ser el de limitar la cantidad de materiales extraños dentro del aire, de tal manera que no haya demasiado, pero al mismo tiempo permitir a la atmósfera que funcione útilmente a su máxima capacidad, es decir que se-

requiere un uso razonable y natural del aire.

Para lograr lo anterior existen organismos especializados que amparados por la ley dan a conocer especificaciones en cuanto a los valores permisibles de las emisiones de humos y polvos, los cuales deben ser alcanzados por las industrias dentro de plazos de tiempo razonables ya que generalmente esto requiere el uso de tecnología mejorada de procesos cuya plena realización, como es obvio, no puede lograrse de inmediato.

### 1.2).- LOS COMPUESTOS DE AZUFRE, CONTAMINANTES ATMOSFERICOS.

Los compuestos de azufre se cuentan entre los contaminantes atmosféricos más comunes y que por su toxicidad representan mayor peligro, por lo que la cantidad que puede ser emitida debe ser cuidadosamente controlada.

Entre los compuestos de azufre que con mayor frecuencia ocurren en las emisiones procedentes de la industria, tenemos :

Acido Sulphúrico.....	H <sub>2</sub> S
Disulfuro de Carbono .....	CS <sub>2</sub>
Sulfuro de Carbonilo.....	COS
Bióxido de Azufre.....	SO <sub>2</sub>
Trióxido de Azufre.....	SO <sub>3</sub>

### 1.3).- EL BIXIDO DE AZUFRE (SO<sub>2</sub>) FORMA MAS COMUN DE LAS EMISIONES.-

De todos los compuestos de azufre anteriormente mencionados, el menos tóxico es el Bióxido de Azufre (SO<sub>2</sub>) por lo que generalmente todas las emisio

nes de azufre y sus compuestos son incinerados para convertirlos a Bióxido antes de ser expulsados a la atmósfera.

1.4).- FUENTES.- El azufre está casi siempre presente en el petróleo, gas natural y carbón natural; es por esa razón que las fuentes industriales de emisiones de  $SO_2$  son muy numerosas y variadas.

Por la cantidad emitida tendremos que las principales fuentes de emisiones de este compuesto son :

- 1.- Plantas de energía eléctrica que queman grandes cantidades de combustible conteniendo azufre.
- 2.- Plantas fundidoras de minerales conteniendo azufre.
- 3.- Plantas de Acido Sulfúrico.
- 4.- Plantas recuperadoras de azufre a partir de gases ácidos naturales o refinados.

1.5).- DESCRIPCION DEL PROBLEMA A CONSIDERAR.- El problema a tratar en el presente trabajo será el de encontrar la solución más adecuada para controlar las emisiones de Bióxido de Azufre  $SO_2$  de una planta recuperadora de Azufre a partir de gases ácidos procedentes de un proceso de refinación, consistentes de una corriente de Acido Sulfhídrico. <sup>1, 2, 3, 4.</sup>

Existen muchos procesos recuperadores de Azufre elemental a partir del compuesto mencionado. en este caso se tratará de una planta del tipo - - - Claus.<sup>7</sup> Es este un proceso que trata gases con un alto contenido de Azufre, -

generalmente de 15 a 100% en mol de Acido Sulfhídrico. (Ver diagrama de flujo en la figura 1 del Apéndice).

En todo proceso Claus la reacción total bajo consideración, es la siguiente :



Donde  $\text{S}_x$  nos está representando más que todo  $\text{S}_2$ ,  $\text{S}_6$  y  $\text{S}_8$ .

Realmente la reacción se lleva a cabo en dos pasos; primero una - tercera parte del Acido Sulfhídrico se oxida a Agua y Bióxido de Azufre. La - reacción es como sigue :



Ocurre entonces la segunda reacción entre el Bióxido de Azufre -- ( $\text{SO}_2$ ) y el Acido Sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) sin reaccionar, que sería :



El proceso descrito brevemente es como sigue :

Se alimenta la corriente de gas ácido y aire a un horno donde las dos reacciones anteriormente explicadas ocurren en cierto grado formándose cierta cantidad de producto (Azufre elemental); posterior al horno se encuentra el - primer paso de condensación donde son enfriados los gases y separado el azufre elemental formado.

Los gases de reacción son subsecuentemente recalentados y pasan a

través de varias etapas de conversión catalítica (generalmente 2 ó 3) donde la reacción se completa; posteriores a cada etapa hay condensadores donde los gases son enfriados y el azufre removido en forma líquida.

Después de ésto, los gases pasan a ser incinerados para convertir todo el Acido Sulhídrico y el Azufre que no pudo ser recuperado a Bióxido de Azufre ( $\text{SO}_2$ ) y son enviados luego a una chimenea para obtener una dispersión adecuada del humo. (Ver Fig. 1 del Apéndice).

Sobre las plantas de tipo Claus encontraremos también muchas variaciones, las cuales se refieren generalmente a diferencias en :

El número de pasos de condensación, el número de etapas de reacción catalítica o bien en el método de recalentar la alimentación de vapor a los reactores catalíticos.

Las principales variables y criterios que en general deben de ser considerados para la realización de un buen diseño de una planta de este tipo, son :

- 1.- Composición de la alimentación del gas ácido.
- 2.- Combustión del gas ácido.
- 3.- Temperatura del gas de alimentación a los convertidores catalíticos.
- 4.- Medios óptimos de calentamiento.
- 5.- Espacio Velocidad en los convertidores.
- 6.- Temperatura de condensación del Azufre.

7.- Fundición y separación del Azufre de los gases efluentes de los condensadores.

La operación apropiada de las plantas Claus tiene tres principales variables de control que son :

- 1.- La relación de la cantidad de  $H_2S$  Acido Sulphúrico, a  $SO_2$  Bióxido de Azufre, cuyo valor óptimo se ha encontrado que es de dos a uno  $H_2S/SO_2 = 2$ . (Ver Tabla 3 del Apéndice).
- 2.- La temperatura del gas de alimentación a las etapas de conversión.
- 3.- Las temperaturas de condensación del Azufre.

De todas, la más crítica es la primera.

Como generalmente los gases residuales de estas plantas presentan concentraciones de  $SO_2$  tales que no se ajustan a las limitaciones que han sido establecidas por las legislaciones para el control de la contaminación, tiene que recurrirse a la aplicación de la tecnología de procesos para reducir las emisiones a los valores permisibles.

1.6).- FORMAS DE ATACAR EL PROBLEMA.<sup>5</sup> Existen dos diferentes métodos para atacar este problema, que son :

(a).- Tratar de aumentar el rendimiento de la reacción mejorando la unidad Claus misma, es decir, una optimización interna del proceso Claus.

(b).- Tratar los gases residuales tal como salen del paso de incineración, lo que significa quitar el  $SO_2$  y eventualmente obtener un producto co

merciable. Con este fin se requerirá un proceso externo.

1.7).- ENUMERACION DE ALTERNATIVAS.- A continuación se enumeran las diversas alternativas que se presentan al seguir los métodos antes mencionados.

a.- OPTIMIZACION INTERNA DEL PROCESO.

1.a Mantener constantemente condiciones óptimas para obtener el rendimiento más alto posible dentro de la unidad.

Con este objeto ha sido desarrollado por la S.N.P.A. (Sulphur National Producers Association) en los Estados Unidos de Norteamérica un sistema de control automático el cual optimiza constantemente las condiciones de operación, <sup>6</sup> incrementando el rendimiento por lo menos en un 1%.

2a.- Incrementar el rendimiento termodinámico teórico. Esto puede lograrse haciendo decrecer la presión de vapor del Azufre dentro del proceso. <sup>5</sup>

Para lograr ésto, tendrían que hacerse modificaciones a partir de datos obtenidos por medio de un modelo matemático que simulase el proceso; se puede incrementar el rendimiento en aproximadamente un 1%.

3a. Reacción de los gases después del último condensador a una temperatura ligeramente superior que el punto de licuefacción del Azufre, pero inferior a la temperatura dentro de la unidad Claus. Con este objeto puede ser utilizado el proceso Sulfreen. <sup>5</sup>

4a. Siguiendo el mismo principio de las alternativas anteriores, - se puede utilizar el proceso Recuperador de Azufre I.F.P.

La química de los procesos mencionados en las alternativas anteriores, es igual a la del proceso Claus.

5a. Aplicar el proceso Beavon a los gases después del último condensador. La química de este proceso es ligeramente diferente a la de la planta Claus.

#### b).- UTILIZACION DE UN PROCESO EXTERNO QUE TRATE LOS GASES - - EFLUENTES DE UN INCINERADOR.

Las fuentes de emisiones de  $SO_2$  son muy variadas y en estos diferentes tipos de plantas ya mencionadas se han llevado a cabo programas para -- abatir las concentraciones de  $SO_2$  en los gases residuales; ésto ha provocado el desarrollo de una gran cantidad de procesos que alcanzan este objetivo. Estos procesos casi siempre pueden ser aplicados a otro tipo de planta, diferente de aquella para la cual fueron originalmente diseñados, por lo cual pueden ser considerados como alternativas que podrían solucionar este problema.

#### PROCESOS DE ABSORCION QUIMICA.<sup>18</sup>

Muchos de los trabajos existentes sobre la eliminación de  $SO_2$ , involucran absorbentes químicos tanto sólidos como líquidos. Las principales ventajas de este tipo de procesos son :

- 1.- Una velocidad de reacción rápida.
- 2.- Que el absorbente generalmente posee una alta capacidad de -

carga.

Las principales desventajas de este tipo de procesos son :

- 1.- La dificultad de recuperar el absorbente.
- 2.- El costo de remover el absorbente de la corriente de gas y de volverlo a introducir.
- 3.- La pérdida de actividad del absorbente después de repetidos - ciclos de absorción y regeneración.

Los principales procesos con estas características son :

- 1b.- ABSORCION CON BIOXIDO DE MANGANESO. <sup>20, 19, 18</sup>
- 2b.- ABSORCION CON AMONIACO. <sup>21, 18</sup>
- 3b.- ABSORCION CON ALUMINA ALCALINIZADA. <sup>24, 22, 23, 18</sup>
- 4b.- ABSORCION CON CENIZA DE LIGNITO. <sup>18</sup>
- 5b.- ABSORCION Y NEUTRALIZACION CON PIEDRA CALIZA. <sup>25, 63, 22, 27, 30, 29, 28.</sup>
- 6b.- ABSORCION CON UNA MEZCLA DE CARBONATOS ALCALINOS. <sup>49</sup>
- 7b.- ABSORCION CON SOLUCION DE SULFITO DE SODIO. <sup>34, 35, 36, 37</sup>
- 8b.- ABSORCION CON UNA MEZCLADE OXIDOS METALICOS. <sup>33, 18</sup>
- 9b.- ABSORCION CON AGUA ALCALINA. <sup>31, 32, 63.</sup>
- 10b.- ABSORCION CON DIMETILANILINA ANHIDRA. <sup>39, 40, 63</sup>
- 11b.- ABSORCION CON SOLUCION DE TOLUIDINA. <sup>63</sup>
- 12b.- ABSORCION CON SOLUCION DE XILIDINA EN AGUA. <sup>42, 63</sup>
- 13b.- ABSORCION CON MAGNESIA. <sup>51</sup>

14b.- PROCESO DESULFURIZADOR DE SHELL. 46,54

### PROCESOS DE OXIDACION CATALITICA. 22, 23

El método más simple para la remoción y posterior recuperación -- del  $\text{SO}_2$  consiste en una oxidación catalítica de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$ , el cual puede ser recuperado fácilmente sin recirculación ni regeneración y sin poco o ningún enfriamiento de los gases que han de ser expulsados al exterior.

La principal desventaja de este tipo de procesos es la alta temperatura, para la catálisis, la temperatura es alrededor de  $850^\circ\text{F}$ . Entre estos procesos tenemos :

15b.- OXIDACION CATALITICA DE MONSANTO. 55, 18

16b.- OXIDACION CATALITICA DE KIYOURA T.I.T. 18

### PROCESOS DE ADSORCION QUIMICA.

La adsorción de  $\text{SO}_2$  sobre materiales tales como el carbón activado es atractiva, porque la regeneración es más simple que con los absorbentes químicos; tampoco se requiere de elevadas temperaturas.

Su principal desventaja sería la cantidad relativamente grande de adsorbente requerido. Dentro de este tipo se tienen los procesos siguientes :

17b.- PROCESO SULFACIDO DE LURGI. 58, 18

18b.- PROCESO DE ADSORCION DE HITACHI. 18

19b.- PROCESO REINLUFT. 18, 22, 23.

## CAPITULO II

### DESCRIPCION DE LOS PROCESOS MAS VIABLES PARA LA ELIMINACION DEL BIOXIDO DE AZUFRE

2.1 PRINCIPIOS PARA EL ANALISIS PRELIMINAR Y SELECCION DE ALTERNATIVAS.

2.2 ANALISIS Y SELECCION PRELIMINAR DE ALTERNATIVAS.

2.3 DESCRIPCION DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS.

2.1).- PRINCIPIOS PARA EL ANALISIS Y SELECCION PRELIMINAR DE ALTERNATIVAS.

La creación de las diversas alternativas planteadas en el capítulo anterior, conduce a una gran variedad de posibles problemas de ingeniería que difieren tanto en concepto como en detalle; ésto hace prácticamente imposible llevar todas y cada una de las alternativas a una evaluación completa para poder hacer una comparación detallada de ellas. Sin embargo, es posible eliminar aquellas alternativas que son inferiores por medio de un análisis y selección preliminar el cual es de suma importancia, ya que los procesos eliminados no volverán a tener nunca otra oportunidad y se corren dos riesgos, primero: que se sostenga un sistema inferior cuyo defecto no haya podido ser detectado, sino hasta haber consumido tiempo y esfuerzo valiosos; segundo; que existe el peligro de dejar eliminado el sistema óptimo lo cual constituiría un error más grave.

En general, los principios que se siguen para hacer este análisis - y selección preliminar quedan resumidos en los siguientes puntos: <sup>65</sup>

- 1.- Asegurarse de que se trata de un concepto lógico dentro del cual no se estén violando principios técnicos de sentido común.
- 2.- Tratar de demostrar que se trata de un concepto inferior a algunas de las otras alternativas sugeridas.
- 3.- Tratar de demostrar que se trata de un concepto equivalente o inferior a un concepto de proceso que se sabe de antemano que es deficiente.
- 4.- Ver si se trata de un proceso que requiere una extrapolación técnica o económica bastante grande en relación a la tecnología existente, lo cual involucraría un riesgo considerable.
- 5.- Ver si se trata de un proceso que al aplicarse a este caso fuese inseguro.
- 6.- Tratar de ver si el proceso nos puede sugerir una mejor alternativa al hacerle una pequeña modificación.
- 7.- Ver si el proceso requiere ciertos conocimientos técnicos que no poseemos y que no pueden ser adquiridos por los medios normales.

De estos, los puntos 1,3 y 4 se aplican más bien a aquellos casos donde se trata de solucionar un problema primitivo por medio de la creación de ciertos conceptos totalmente nuevos de proceso. Los demás puntos sí encuentran aplicación en este caso particular.

## 2.2).- ANALISIS Y SELECCION PRELIMINAR DE ALTERNATIVAS.

Además de los principios antes mencionados y considerando que el objetivo del presente trabajo es dar una solución al problema general que se presenta en cualquier planta de azufre, se consideran fuertes desventajas de las alternativas el hecho que estén produciendo una sustancia que no sea azufre elemental o algún otro compuesto que no pueda ser utilizado posteriormente dentro del proceso original. Aunque pudieran darse casos especiales en los que tuvieran valor algunas de las alternativas que en esa forma quedarán aquí eliminadas.

A continuación se hace el análisis y selección preliminar de las alternativas presentadas en el capítulo anterior.

La alternativa 1.a no puede ser rechazada pero queda automáticamente fuera de comparación ya que como se explicó al ser planteada en el capítulo anterior, incrementa el rendimiento de la unidad en aproximadamente un 1% y considerando que generalmente las plantas Claus tienen un rendimiento de 94 a 96%, el aplicar este sistema no pondría punto final al problema.

Lo mismo se puede decir de la alternativa 2.a.

Las alternativas 3.a, 4.a y 5.a sí se sostienen como posibles soluciones definitivas al problema planteado.

Se pasa ahora a analizar los procesos externos que podrían ser aplicados.

Las alternativas 1.b, 2.b y 16.b quedan eliminadas, ya que son -

procesos que por medio de los cuales se está obteniendo  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  sulfato de amonio que podría ser vendido como fertilizante pero que hace que estos procesos queden en desventaja con respecto a aquellos que recuperan azufre elemental o bien Bióxido de Azufre, el cual podría ser recirculado a las etapas de conversión del proceso Claus.

Las alternativas 3.b y 8.b quedan eliminadas ya que se refieren a procesos que recuperan una corriente de  $\text{H}_2\text{S}$ , la cual no podría ser recirculada a la unidad Claus en forma continua, por tratarse de sistemas que trabajan en forma intermitente.

También quedan eliminadas las alternativas 15.b, 17.b, 18.b y 19.b ya que se trata de procesos que están produciendo Acido Sulfúrico, lo que los pone en desventaja frente a los demás procesos. <sup>7</sup>

Las alternativas 10.b, 11.b y 12.b se refieren a procesos muy similares entre sí y que han sido desarrollados para ser aplicados a plantas fundidoras de minerales conteniendo azufre. De éstas, la absorción con Dimetilamina anhidra es el más reciente y ha sustituido a los otros dos que han sido superados claramente. Con esto quedan eliminadas las alternativas 11.b y 12.b.

Las alternativas 4.b, 5.b y 6.b, son muy similares, así que por lo pronto se conservará la 5.b que es la más general y en caso de ser elegida se tomaría en cuenta la posibilidad de aplicar cualquiera de las otras dos.

Lo mismo sucede con las alternativas 7.b y 13.b; en este caso se conservará la 7.b ya que es un proceso que actualmente está siendo aplicado en

una planta Claus.

En base a la discusión presentada en los párrafos anteriores, tendremos que los procesos seleccionados son los siguientes :

- 1.- PROCESO SULFREEN ( 3.a)<sup>8, 59</sup>
- 2.- PROCESO RECUPERADOR DE AZUFRE I.F.P. ( 4.a)<sup>9, 10, 59</sup>
- 3.- PROCESO BEAVON ( 5.a)<sup>11, 12, 13, 59</sup>
- 4.- ABSORCION Y NEUTRALIZACION CON PIEDRA CALIZA ( 5.b)<sup>25</sup>
- 5.- ABSORCION CON SOLUCION DE SULFITO DE SODIO ( 7.b)<sup>59</sup>
- 6.- ABSORCION CON AGUA ALCALINA ( 9.b)
- 7.- ABSORCION CON DIMETIL ANILINA ANHIDRA ( 10.b)
- 8.- PROCESO DESULFURIZADOR DE SHELL ( 14.b)<sup>59</sup>

### 2.3).- DESCRIPCION DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS.

1.- PROCESO SULFREEN.- Este proceso ha sido desarrollado especialmente para ser aplicado a los gases residuales de una planta Claus, en él los gases son puestas en contacto en contracorriente con azufre líquido para quitar todas las partículas de azufre que no habían podido ser separadas; después de este primer paso, el gas ya limpio es introducido a cuatro reactores de una batería en serie de seis, donde se lleva a cabo la reacción Claus a temperaturas más bajas que las que se utilizan en la planta original; el propósito de esto es sacar ventaja de que así se logran condiciones de equilibrio más favorables para el -

paso dos de la reacción ya explicada, el cual es reversible.

La temperatura es lo suficientemente baja para que el azufre formado se deposite sobre el catalizador como un líquido. El catalizador es un material especial que se mantiene activo a las condiciones de la reacción.

Mientras cuatro de los reactores están siendo empleados para producir azufre dentro de la corriente de gases, uno está siendo regenerado a elevadas temperaturas por medio de una corriente de nitrógeno liberándose el azufre formado, y el otro está siendo enfriado después de la regeneración. Los gases son finalmente incinerados. (Ver diagramas de flujo en la figura 7 del Apéndice).

2.- PROCESO RECUPERADOR DE AZUFRE I.F.P.- La reacción básica de este proceso es también la misma que la de la unidad Claus. Los gases residuales a una temperatura aproximada de 260 °F se inyectan en la parte inferior de una columna empacada en donde la reacción es conducida en un solvente el cual disuelve a las sustancias reaccionantes ( $H_2S$ ,  $SO_2$ ) y a un catalizador, pero no al azufre elemental, lo cual permite separarlo continuamente incrementándose con esto la reacción hacia adelante. También aquí se emplea una temperatura más baja para que la reacción se lleve a cabo, pero debe ser lo suficientemente alta para prevenir la condensación del agua y la solidificación del azufre; la temperatura mínima permisible es de 230 °F.

Las características principales del sistema solvente/catalizados son las siguientes :

- a).- Alta actividad del catalizador.
- b).- Buena estabilidad química y térmica del sistema
- c).- Baja presión de vapor del solvente.
- d).- Máximo contacto del gas y del líquido sin formación de espuma.
- e).- Baja solubilidad del azufre en el solvente y amplia diferencia en la gravedad específica lo que hará posible la separación.
- f).- Baja solubilidad del solvente en el azufre para obtener la máxima pureza del producto.
- g).- Bajo costo del solvente y además el catalizador se encuentra disponible sin problema en los EE.UU.

Los gases son finalmente incinerados para luego ser enviados a la atmósfera. (Ver diagrama de flujo en la figura 5 del Apéndice).

3.- PROCESO BEAVON.- En este proceso los gases son antes -- que todo hidrogenados a condiciones moderadas (temperatura y presión semejantes a los que se tienen en la unidad Claus). Esto se hace sobre un catalizador de Cobalto Molibdato. Para lograr esto, antes que los gases residuales entren al reactor, en un quemador sobre la línea se hace reaccionar gas combustible, aire y vapor de agua (opcional)<sup>20</sup>, de tal forma que se produzca una combustión incompleta obteniéndose así una atmósfera reductora y elevándose la temperatura al nivel necesario para la reacción de hidrogenación en donde el catalizador mencionado es también muy efectivo para acelerar la reacción entre el-

nóxido de carbono (CO) y vapor de agua para producir hidrógeno.

Los gases son posteriormente enfriados con agua en un condensador de contacto directo donde además la mayor parte del vapor de agua contenido en el gas es separado; esta agua es de buena calidad y puede ser usada para la misma torre de enfriamiento.

La segunda sección del proceso corresponde al ya conocido proceso Stretford; <sup>14, 15, 16</sup> este proceso recupera azufre elemental de una corriente de gas de Acido Sulphúrico. Los pasos principales de este proceso son los siguientes:

Los gases después de ser enfriados pasan a un absorbedor donde es separado el ácido sulphúrico oxidándose a azufre elemental; el líquido que sale del absorbedor Stretford es reoxidado por medio del contacto con aire y en la misma operación el azufre formado es separado del líquido en forma de espuma, se filtra y puede ser posteriormente fundido en autoclave. La química de este proceso es la siguiente. Para el paso de hidrogenación después de la combustión incompleta.

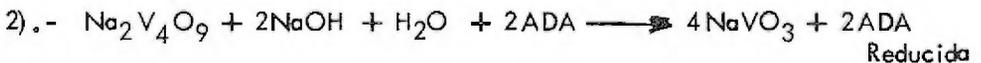


La química de la sección Stretford es la siguiente :

REACCION TOTAL :



PASOS :



ADA = 2-6 y 2-7 Antraquinona.

Los gases residuales tratados son inodoros y contienen menos de - - 500 p.p.m.; en compuestos de azufre pueden o no ser incinerados y enviados - posteriormente a la atmósfera. (Ver diagrama de flujo en la Figura 6 del Apéndice).

#### 4.- ABSORCION Y NEUTRALIZACION CON PIEDRA CALIZA.

Este proceso trata el efluente de un incinerador donde todo el azufre presente - ha sido pasado a el bióxido el cual es absorbido por agua que contiene en suspen - sión hidróxido, sulfito y sulfato de calcio. El bióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ) se di - suelve en el agua y reacciona con el hidróxido de calcio para formar sulfito de calcio el cual es oxidado a sulfato por el oxígeno que se encuentra en las ga - ses residuales; este compuesto llega a un punto de supersaturación precipitándo - se sobre las paredes y empaques de la torre y sobre las subsecuentes líneas y de - pósitos. El efluente de la torre de absorción pasa a través de recipientes den -

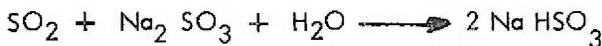
tro de los cuales se completa la desuperaturación de sulfato de calcio; después de esta operación la solución se pasa a través de conos especiales donde las partículas pesadas se depositan y son filtradas. La química del proceso es la siguiente :



El sobreflujo de inundación de la torre conteniendo pequeños cristales de sulfato de calcio y otros sólidos se regresan a la torre después de que se ha repuesto la cantidad adecuada de cal. No se recupera producto. ( Ver diagrama de flujo en la figura 4 del Apéndice).

#### 5.- ABSORCION CON SOLUCION DE SULFITO DE SODIO.- Es

este proceso trata los gases efluentes de un incinerador los cuales son primero enfriados a: 150°F y pasan luego a una torre de platos donde entran en contacto con una solución de sulfito de sodio. El Bióxido de Azufre en el gas reacciona formándose bisulfito de sodio así :



El  $\text{SO}_2$  puede ser removido hasta dejar 100 p.p.m. en los gases por medio de este proceso.

Diferentes sistemas han sido empleados para regenerar el absorbente. El más usual es aquel en que la solución rica de  $\text{SO}_2$  fluye hacia un siste

ma evaporador/cristalizador donde el bisulfito se descompone en  $\text{SO}_2$  al mismo tiempo que se precipitan los cristales de sulfito de sodio, los cuales son disueltos y se recirculan a la torre.

Los gases que salen por la parte superior del evaporador/cristalizador, consisten de una corriente de  $\text{SO}_2$  y vapor de agua, son enfriados y recirculados a la planta Claus. Se requiere reponer las pérdidas de absorbente lo que se logra por medio de Hidróxido de Sodio. Datos para el equilibrio Sulfito de Sodio- $\text{SO}_2$ -Aire ya han sido publicados.<sup>38</sup> (Ver diagrama de flujo en la figura 2 del Apéndice).

6.- ABSORCION CON AGUA ALCALINA.- Este proceso trata también los gases efluentes de un incinerador los cuales son enfriados por medio de un humidificador llevándose a cabo luego la absorción que es donde el  $\text{SO}_2$  reacciona con los compuestos de sodio, magnesio, etc. que pueden estar presentes en el agua y es allí neutralizado.

Obviamente se requieren grandes cantidades de agua para pasar a través del absorbedor y normalmente el proceso es posible únicamente cuando se tiene la planta localizada cerca de grandes reservas de agua. No se recupera producto y generalmente el efluente de la torre debe ser aireado antes de descargarlos a ríos o lagos. Si se emplea suficiente agua se puede esperar una remoción casi completa de  $\text{SO}_2$ .

7.- ABSORCION CON DIMETIL ANILINA.- En este proceso se -

tratan los gases efluentes de un incinerador; son primero enfriados a 70°F y son después pasados a una torre de absorción en la cual se pone en contacto en -- contracorriente con Dimetil Anilina Anhidra la cual absorbe el  $\text{SO}_2$ .

Los gases purificados son puestos luego en contacto con una solu-- ción de carbonato de sodio para quitar el resto de  $\text{SO}_2$  que se escapa de la -- primera torre. Los gases residuales son finalmente puestos en contacto con una-- solución de Acido Sulfúrico diluído, el cual reacciona con los vapores de Dime-- til Anilina que se escapan y los absorben como sulfato.

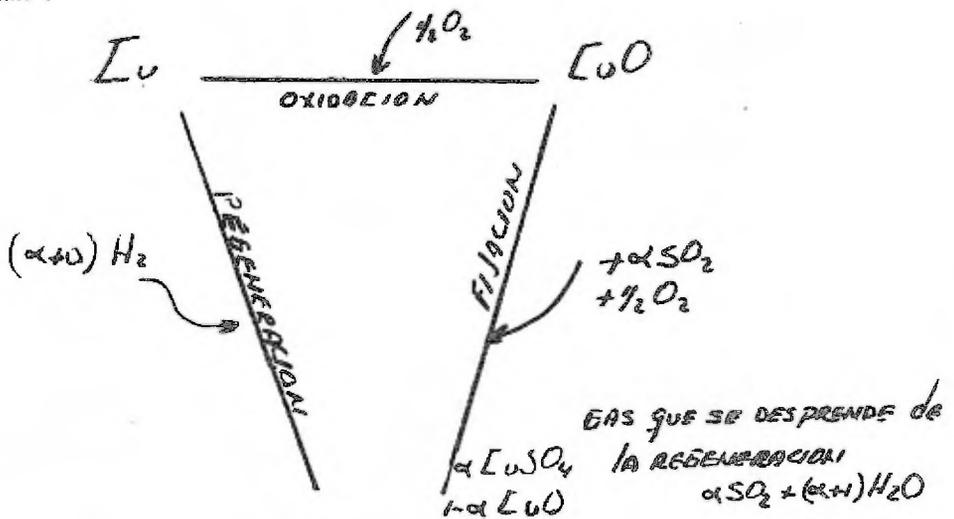
La solución de Dimetil Anilina rica que sale del absorbedor pasa - a través de cambiadores de calor y después a una torre de desorción donde el -  $\text{SO}_2$  es separado por medio de vapor. Este  $\text{SO}_2$  es enfriado para condensar -- cierta cantidad de agua y los vapores de Dimetil Anilina que puedan estarse es-- capando, y puede ser luego recirculada a la unidad Claus.

Este proceso puede quitar el 99% del  $\text{SO}_2$  que se encuentre origi-- nalmente presente en los gases, y los gases tratados poseen concentraciones de  $\text{SO}_2$  de 1 a 16% en volumen. El absorbente es regenerado por medio de una des-- tilación. El equilibrio para el sistema  $\text{SO}_2$ -DMA-AIRE ya ha sido investigado.<sup>41</sup> (Ver diagrama de flujo en la figura 3 del Apéndice).

8.- PROCESO DESULFURIZADOR DE SHELL.- Este es un proce-- so seco para la eliminación de  $\text{SO}_2$  de los gases efluentes de un incinerador el-- cual se hace por medio de un reactor de lecho sólido movible. Este es un pro-- ceso cíclico en el cual se usa cobre como absorbente que se encuentra coloca--

do sobre alumina que es usada como portador. La regeneración se efectúa a  $750^{\circ}\text{F}$  liberándose una corriente de  $\text{SO}_2$  puro que puede ser recirculado a la unidad Claus, después de ser concentrada.

La química básica del proceso se muestra claramente en el siguiente esquema :



Es necesario purgar una corriente de gas para poder separar la at-- oxidante de la reductora para los diferentes pasos de fijación y regene\_

Es posible eliminar el 90% del  $\text{SO}_2$  presente originalmente en los gases. ( Ver diagrama de flujo en la figura 8 del Apéndice ).

## CAPITULO III

### EVALUACION Y COMPARACION ECONOMICA DE LOS PROCESOS MAS VIABLES.

- 3.1 COMPOSICION DE LOS GASES RESIDUALES Y DESCRIPCION DE LA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE.
- 3.2 DEFINICION COMPLETA DEL PROBLEMA A PARTIR DE LAS REGULACIONES PARA EL CONTROL DE LA CONTAMINACION.
- 3.3 EVALUACION Y COMPARACION DE LOS PROCESOS MAS VIABLES.

#### COMPOSICION DE LOS GASES RESIDUALES Y DESCRIPCION DE

LA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE.- La capacidad del proceso CLAUS para recuperar Azufre elemental, depende más que todo, del número de etapas de conversión catalítica empleadas; de la composición del gas ácido alimentado y de la temperatura que prevalece en los reactores; algunas de las formas en que estos factores influyen en la conversión se muestran en las tablas 1 y 2 del apéndice.

La unidad Claus ha recibido muchas mejoras tanto mecánicas como del proceso y es aún susceptible de cambios que incrementen su eficiencia, tales como aumentar el número de reactores, con lo cual se podría reducir el Azufre en el gas residual; pero existen límites prácticos para este tipo de cambio ya que requeriría una instrumentación más precisa de la que actualmente se tie-

ne en la planta convencional.

Una planta de este tipo en operación nunca alcanza el comportamiento teórico debido más que todo a los siguientes factores :

- 1.- Pérdida de actividad del catalizador.
- 2.- Reacciones laterales.
- 3.- Escape de Azufre gaseoso de los condensadores.
- 4.- Inexactitud en el control de la relación, (aire/gas ácido alimentado) el cual no puede lograrse ni aún con los instrumentos más sofisticados debido a variaciones incontrolables en el flujo y composición de la alimentación.

Los resultados de pruebas hechas sobre plantas cuidadosamente operadas, muestra que el rendimiento real es aproximadamente 0.5 a 1% menor que el teórico inmediatamente después del arranque y decrece 0.5% más aproximadamente al año de operación, debido a la pérdida de actividad del catalizador.

En el presente trabajo se considera una planta consistente de dos reactores catalíticos; los gases ácidos alimentados a esta planta consisten de una corriente de Acido Sulfhídrico a 10 psig y 120°F, con una humedad de 100% de saturación, condiciones que prevalecen para cuando el Acido ha sido separado de una corriente de gases refinados por medio de una absorción de Monoetanolamina. Asimismo se inyecta a la planta para que se efectúe la oxidación, una corriente de aire a las mismas condiciones de temperatura y presión, con -

una humedad de 60% de saturación.

La capacidad de la planta es de 24,640 ft<sup>3</sup>/hr STP, de gas ácido; la eficiencia global de la planta es de 94% con lo que se están produciendo 25 toneladas métricas por día de Azufre elemental.

La tabla 3.1 muestra la composición de los gases residuales en el punto donde podrían ser aplicados los procesos seleccionados en el capítulo anterior y que son antes o después del paso de incineración.

TABLA 3.1

<u>Componentes</u>	<u>Gases después de la 3a. Etapa de conversión catalítica.</u>	<u>Efluente del Incinerador.</u>
	<u>% mol</u>	<u>% mol</u>
H <sub>2</sub> S	3.06	-
SO <sub>2</sub>	1.53	5.8
S	1.17	-
H <sub>2</sub> O	24.1	25.7
N <sub>2</sub> , O <sub>2</sub>	70.14	68.5

DEFINICION COMPLETA DEL PROBLEMA A PARTIR DE LAS REGULACIONES PARA EL CONTROL DE LA CONTAMINACION.- Con objeto de determinar la magnitud del problema que se presenta, es necesario conocer qué cantidad de Bióxido de Azufre es permisible estar emitiendo a la atmósfera, de acuerdo a las regulaciones existentes.

En México, las únicas normas para el control de la Contaminación del aire, son las expresadas por :

La "Ley Federal para Prevenir y Controlar la Contaminación Ambiental" y "Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación Atmosférica originada por la Emisión de Humos y Polvos".

El documento antes mencionado ha sido dado a conocer por la oficina para el mejoramiento del ambiente, que depende de la Secretaría de Salud y Asistencia; sin embargo, se tomarán aquí como base para la definición del problema, las regulaciones existentes en los Estados Unidos de Norteamérica, considerando los siguientes motivos :

- 1.- Que el reglamento antes mencionado no establece normas para los niveles de concentración máximos permisibles en el aire ambiental, de sustancias extrañas procedentes de la industria química.
- 2.- Que de acuerdo con información recabada, en la oficina antes mencionada, las regulaciones existentes en otros países servirán como una guía para cuando se establezcan regulaciones dentro de la República Mexicana.
- 3.- Que la información más abundante y fácil de encontrar en cuanto a normas para el control de las emisiones de Bióxido de Azufre, es la establecida en el vecino país antes mencionado.

En la tabla 4 del apéndice, aparecen los niveles máximos permisibles que, para Oxidos de Azufre rigen en ese país; en base a estos valores es posible establecer las concentraciones permisibles en los gases residuales de las plantas, los cuales dependerán también de la localización geográfica de las mismas, ya que lógicamente serán más estrictas en aquellas áreas más industrializadas.

Resumiendo, tendremos que las concentraciones de Bióxido de Azufre permisibles en los gases residuales de las plantas recuperadoras de Azufre, van de 1,300 a 2,000 ppm.<sup>9, 59</sup> Es lógico que en México estas concentraciones pudieran ser aún mayores.

De acuerdo con los datos presentados y tomando un valor más bien alto de 1,800 ppm, se obtiene que es necesario eliminar el 97% del Bióxido de Azufre que se encuentra presente real o potencialmente en los gases de la planta considerada. En las tablas 5 y 6 del apéndice se presentan las normas que para plantas de Azufre rigen en dos diferentes zonas geográficas de los E.U.A.

#### EVALUACION Y COMPARACION DE LOS PROCESOS MAS VIABLES.-

En base a los datos presentados en las secciones anteriores y mediante una investigación más a fondo de los procesos seleccionados, es posible llevar a cabo una evaluación técnico-económica de los mismos.

En la tabla 3.2 se presentan las características particulares de cada proceso, que mejor nos permiten conocer su aplicabilidad en la situación de que se trata; un análisis de estos datos muestra que cinco de los procesos no po

drían ser aplicados, ya que los gases normalmente tratados por ellos, son de niveles de concentración muy bajos.

Los procesos que sí pudieran ser aplicados, son los siguientes :

- 1.- Absorción con Dimetilnilina Anhidra.
- 2.- Proceso Recuperador de Azufre IFP.
- 3.- Proceso Beavon.

En la tabla 3.3 se presenta otra serie de datos, con objeto de hacer la comparación de los tres procesos mencionados; se presentan también los resultados obtenidos al efectuar una estimación preliminar de costos. No se incluyen datos sobre lo que hubiese que pagar en regalías en el caso de los procesos 2 y 3, mencionados anteriormente.

TABLA 3.2

EVALUACION TECNICA DE LOS PROCESOS MAS VIABLES

Características de los gases - normalmente - tratados.	Absorción con Sulfito de Sodio.	Absorción con Di-metilani- na Anhidra	Absorción con Agua Alcalina	Absorción y Neutraliza- ción con Pie- dra Caliza.	Proceso Recuperador de Azufre I.F.P.	Proceso Beavon	Proceso Sulfreen.	Proceso De sulfurizador de Shell.
Composición % Vol.	SO <sub>2</sub> 1%	SO <sub>2</sub> 1 a 16%	SO <sub>2</sub> 1%	SO <sub>2</sub> 1%	H <sub>2</sub> S 2 % SO <sub>2</sub> 1 % S 1.5%	H <sub>2</sub> S 3% SO <sub>2</sub> 1.5% S 1% COS, CS <sub>2</sub> 0.5%	H <sub>2</sub> S .5% SO <sub>2</sub> .25% S .25%	SO <sub>2</sub> 1%
Presión (psig) Temperatura (°F)	1 140	1 68	1 140	1 140	1 260	1 260	1 260	1 900
Pureza	SO <sub>2</sub> 100 ppmv	SO <sub>2</sub> 700 ppmv	SO <sub>2</sub> 800 ppmv	SO <sub>2</sub> 800 ppmv	SO <sub>2</sub> 1500 ppmv	SO <sub>2</sub> 250 ppmv	SO <sub>2</sub> 200 ppmv	SO <sub>2</sub> 500 ppmv
Producto	SO <sub>2</sub> puro *	SO <sub>2</sub> puro	No *	No *	Azufre	Azufre	Azufre *	SO <sub>2</sub> puro *

\* Estos procesos quedan eliminados, ya que los niveles de concentración en compuestos de azufre en los gases, normalmente tratados son muy bajos.

TABLA 3,3 60, 61, 62, 66, 67, 68, 69

EVALUACION TECNICO/ECONOMICO Y COMPARACION DE LOS PROCESOS

CARACTERISTICAS GENERALES DE LOS PROCESOS		ABSORCION CON DIMETILANILINA - ANHIDRA	PROCESO RECUPERADOR DE -- AZUFRE I. F. P.	PROCESO BEAVON
TIPO DE SOLVENTE		DMA H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	SISTEMA SOLVENTE/CATALIZADOR I.F.P.	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> 2-6 y 2-7 ANTRAQUINONA
DEGRADACION DEL SOLVENTE		SI REDESTILACION	SI	SI SE REGENERA
MATERIALES DE CONSTRUCCION		ACERO INOXIDABLE 316	ACERO AL CARBON	ACERO INOXIDABLE Y ACERO AL CARBON
REGALIAS		NO	SI	SI
CONSUMO DE SERVICIOS AUXILIARES	VAPOR 50 psig SATURADO	3300 lb/hr	-300 lb/hr	—
	AGUA DE ENFRIAMIENTO	104,920 lb/hr	—	30,000 lb/hr
	PERDIDAS DE SOLVENTE	138 \$/MMPC	157 \$/MMPC	0.04 \$/MMPC
	GAS NATURAL	—	—	12,000 pies <sup>3</sup> /hr STP
	ENERGIA - ELECTRICA Kw-h	75	36	137
COSTOS DE OPERACION \$/AÑO		360,000	243,000	216,000
COSTOS TOTALES \$/AÑO ( COSTOS OPERACION + DEPRECIACION)		1,049,395	651,000	1,052,050

TABLA 3.3  
(Continuación)

INVERSION \$	ABSORCION CON DIMETILANILINA - ANHIDRA	PROCESO RECU- PERADOR DE - AZUFRE I.F.P.	PROCESO BEAVON
EQUIPO FABRICADO	1,462,500	866,625	1,775,000
MAQUINARIA DE PROCESO.	162,500	96,250	197,000
TUBERIA, VALVULAS ACCESORIOS.	747,500	442,500	906,250
INSTRUMENTACION Y CONTROL.	390,000	230,625	472,500
BOMAS Y COMPRESORES.	162,500	96,250	197,000
EQUIPO Y MATERIAL ELECTRICO.	97,500	57,750	118,125
AISLAMIENTO Y PINTURA	227,500	135,000	275,375
CIMENTACION MATERIAL Y LABOR	98,487	58,250	119,375
ERECCION E INSTALACION.	1,083,338	640,500	1,314,375
INGENIERIA Y SUPERVISION.	492,425	291,250	597,500
T O T A L	4,924,250	2,915,000	5,972,500

## CAPITULO IV.-

### DISCUSION DE LOS RESULTADOS TECNICO-ECONOMICOS

- 4.1 CONSIDERACIONES SOBRE LAS PRIMERAS ALTERNATIVAS ELIMINADAS EN EL CAPITULO ANTERIOR.
- 4.2 DISCUSION DE ASPECTOS TECNICOS.
- 4.3 DISCUSION DE RESULTADOS ECONOMICOS.

CONSIDERACIONES SOBRE LAS PRIMERAS ALTERNATIVAS ELIMINADAS EN EL CAPITULO ANTERIOR.- La absorción con Sulfito de Sodio es un proceso muy versátil y ha sido aplicado para la eliminación de Bióxido de Azufre en diferentes industrias, con diversos cambios en la forma de regenerar el absorbente; los gases tratados exceden en algunos casos la concentración de 1% en volumen de  $SO_2$ .

Es un proceso que como se citó, tiene una eficiencia bastante alta, pero por otra parte, provoca un enfriamiento bastante considerable de los gases, y presenta también problemas de corrosión.

Los procesos de absorción que no recuperan producto, indudablemente requerirían la menor inversión; son capaces de eliminar el 90% del  $SO_2$  originalmente presente y sus principales desventajas serían el ser procesos que requieren altos costos de operación y mantenimiento; presentan problemas de corro

sión; problemas para deshacerse del absorbente utilizado, el cual podría contaminar las aguas de ríos o lagos y además la necesidad de recalentar los gases para obtener una dispersión adecuada, al ser expulsados a la atmósfera.

El proceso SULFREEN, que implica una mejora de la unidad CLAUS, fué desarrollado para aplicarse a una planta ya optimizada; elimina el 75% del Azufre presente en los gases residuales.

El proceso desulfurizador de SHELL, es capaz de eliminar el 90% del  $\text{SO}_2$  presente y no provoca enfriamiento de los gases.

DISCUSION DE ASPECTOS TECNICOS.- La absorción con Dimetilaminilina Anhidra, es un proceso desarrollado especialmente para tratar gases con elevadas concentraciones de  $\text{SO}_2$ ; en su versión original este proceso recupera  $\text{SO}_2$  en forma líquida y con un alto grado de pureza; la operación es fácil y la planta puede ser detenida y arrancada sin dificultad; elimina el 99% del  $\text{SO}_2$  originalmente presente.

Entre sus principales desventajas, tendremos que los gases después de incinerados, han de ser sometidos a un enfriamiento bastante considerable -- ( 68°F) para poder ser tratados eficientemente. La gran mayoría de los equipos han de ser construídos con Acero Inoxidable 316 para evitar la corrosión.

El Proceso Recuperador de Azufre IFP, tiene como principales ventajas una operación simple y que no presenta problemas de corrosión, por lo que la construcción completa puede hacerse con Acero al Carbón. Su eficiencia no es tan alta como la de los otros procesos, pero sí bastante aceptable; en las ta

blas 7 y 8 del Apéndice, se presentan datos sobre la eficiencia y costo de este proceso.

El proceso BEAVON incrementa la recuperación de Azufre en la planta hasta 99.9%; no se requieren cuidados excesivos ni condiciones muy fuertes en la operación. Su principal ventaja consiste en que puede reducir las concentraciones de  $SO_2$  en los gases residuales, hasta menos de 250 ppm con lo cual alcanza los niveles permisibles actuales y futuros para el control de la contaminación.

El hecho que este proceso elimine también compuestos tales como el COS y el  $CS_2$ , no representa una ventaja en este caso particular.

**DISCUSION DE RESULTADOS ECONOMICOS.**- De un análisis puramente técnico de los procesos, es posible tener una idea del aspecto económico de los mismos, lo cual podría llevar a conclusiones bastante acertadas sobre cuál proceso fuera el más conveniente. Sin embargo, el partir de resultados numéricos para costos, permite tener una mayor confianza y seguridad para decidir cuál de los procesos pudiera en definitiva ser aplicado.

De los valores presentados en la tabla 3.3 del Capítulo anterior, se observa que el proceso BEAVON presenta los costos de operación más bajos, a la vez que la inversión más fuerte de capital. El Proceso Recuperador de Azufre IFP requiere la menor inversión de capital y los costos de operación no son muy altos.

En los valores presentados no se incluyen, como ya se mencionó — datos sobre las regalías que ocasionan los procesos Beavan y Recuperador de — Azufre I.F.P.; se considera que estos valores no influirían en el resultado final.

## CAPITULO V

### CONCLUSIONES.

Las conclusiones principales obtenidas del presente estudio son las siguientes :

1.- Según sea la situación que se presente en la unidad Claus y - dada la gran cantidad de tecnología existente, es posible cumplir con las regulaciones para el control de la contaminación del aire, si se aplica el proceso - correcto.

2.- El control de las emisiones en una planta Claus, implica en - general costos elevados.

3.- En base a los resultados obtenidos en la evaluación completa - de las alternativas planteadas, se llega a la conclusión de que la solución más - adecuada sería la aplicación del Proceso Recuperador de Azufre I.F.P.

Siendo importante mencionar también, que cuando, se requiera una mayor pureza de los gases, el Proceso Beavon sería el mejor sistema para reducir las emisiones de Bióxido de Azufre.

## A P E N D I C E

A-1 DIAGRAMAS DE FLUJO

A-2 TABLAS.

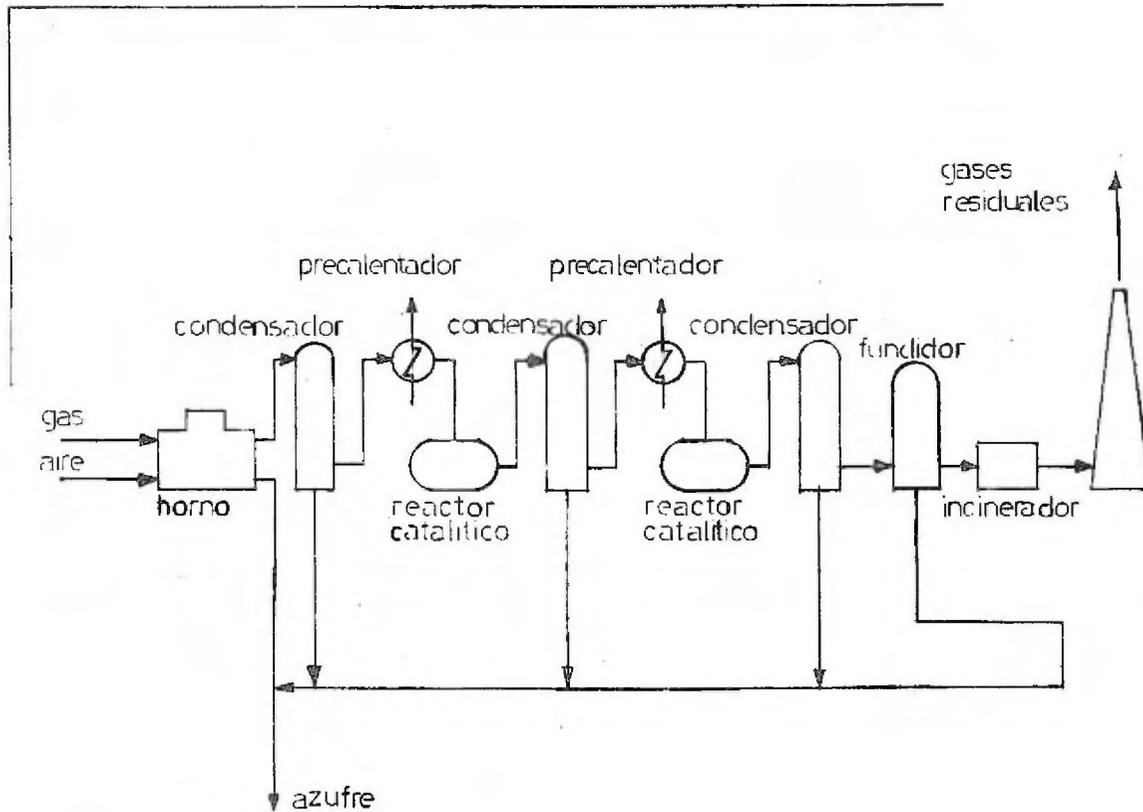


FIG. 1

PROCESO CLAUS TIPICO

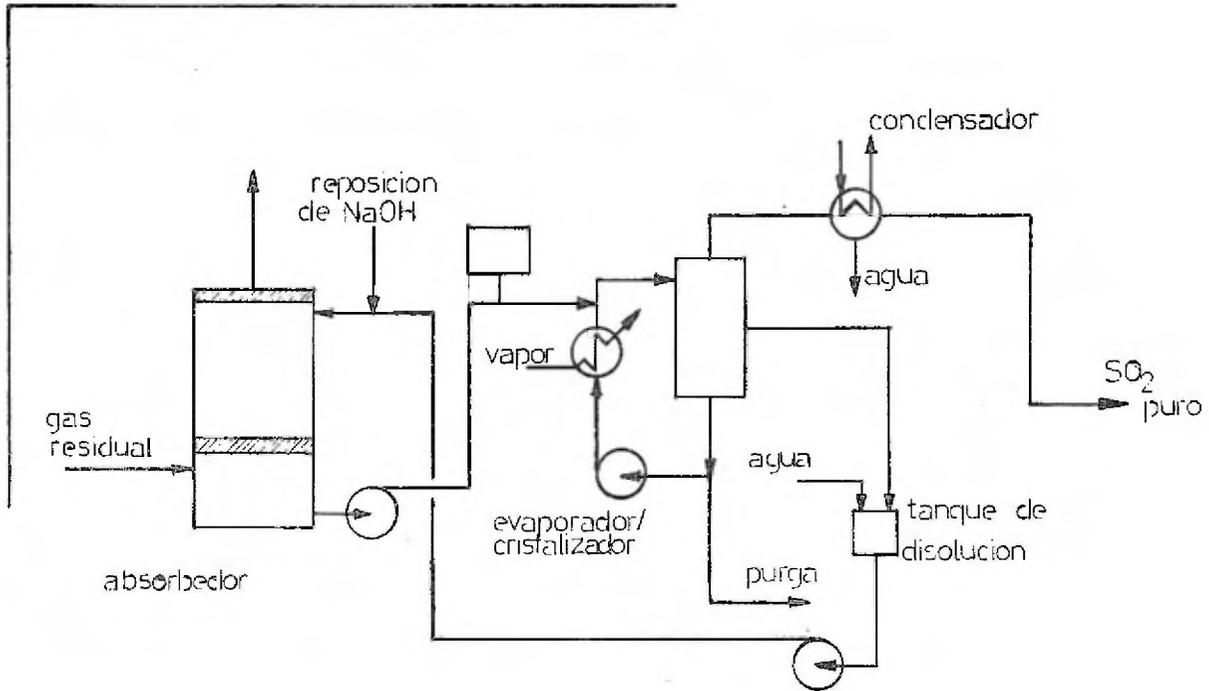


FIG. 2

ABSORCION CON SULFITO DE SODIO

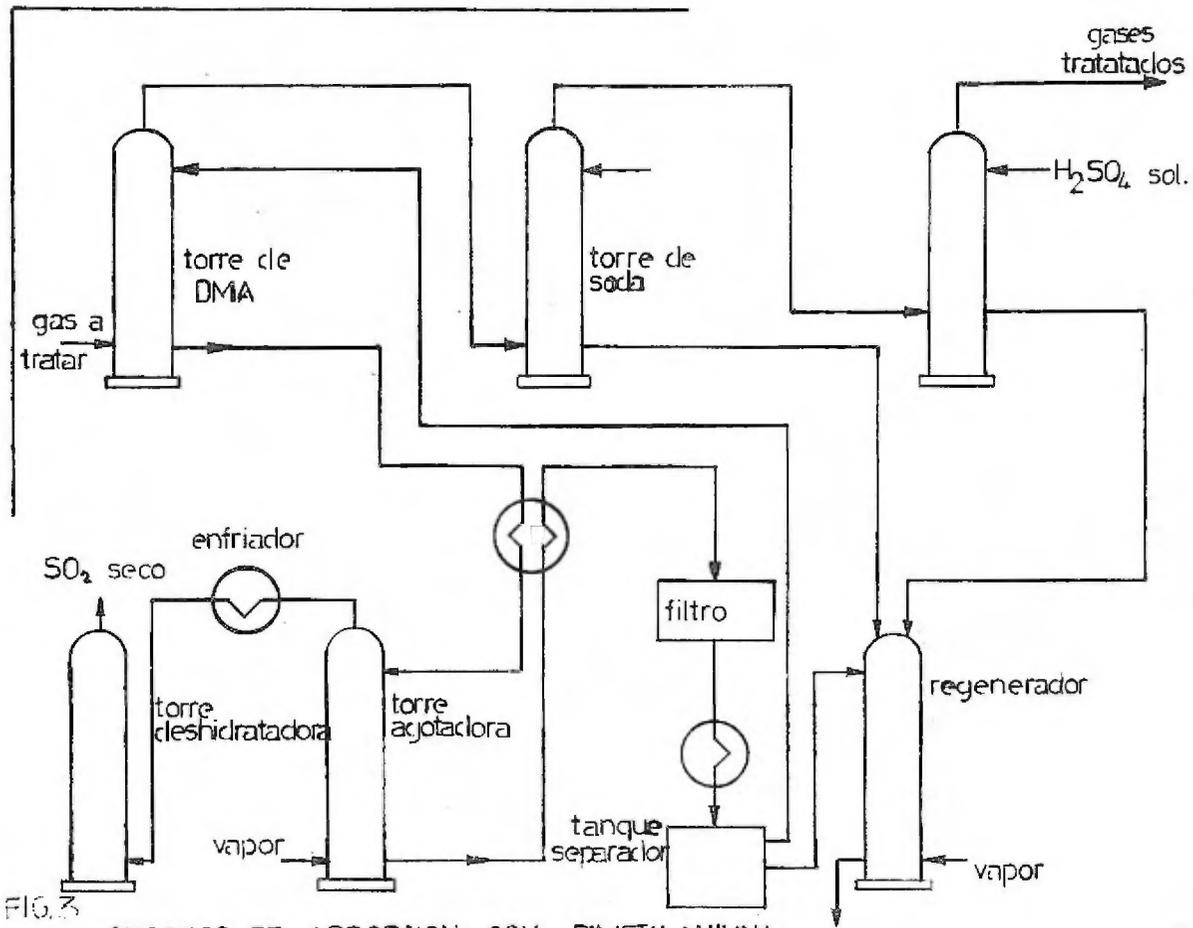


FIG. 3

PROCESO DE ABSORCION CON DIMETILANILINA.

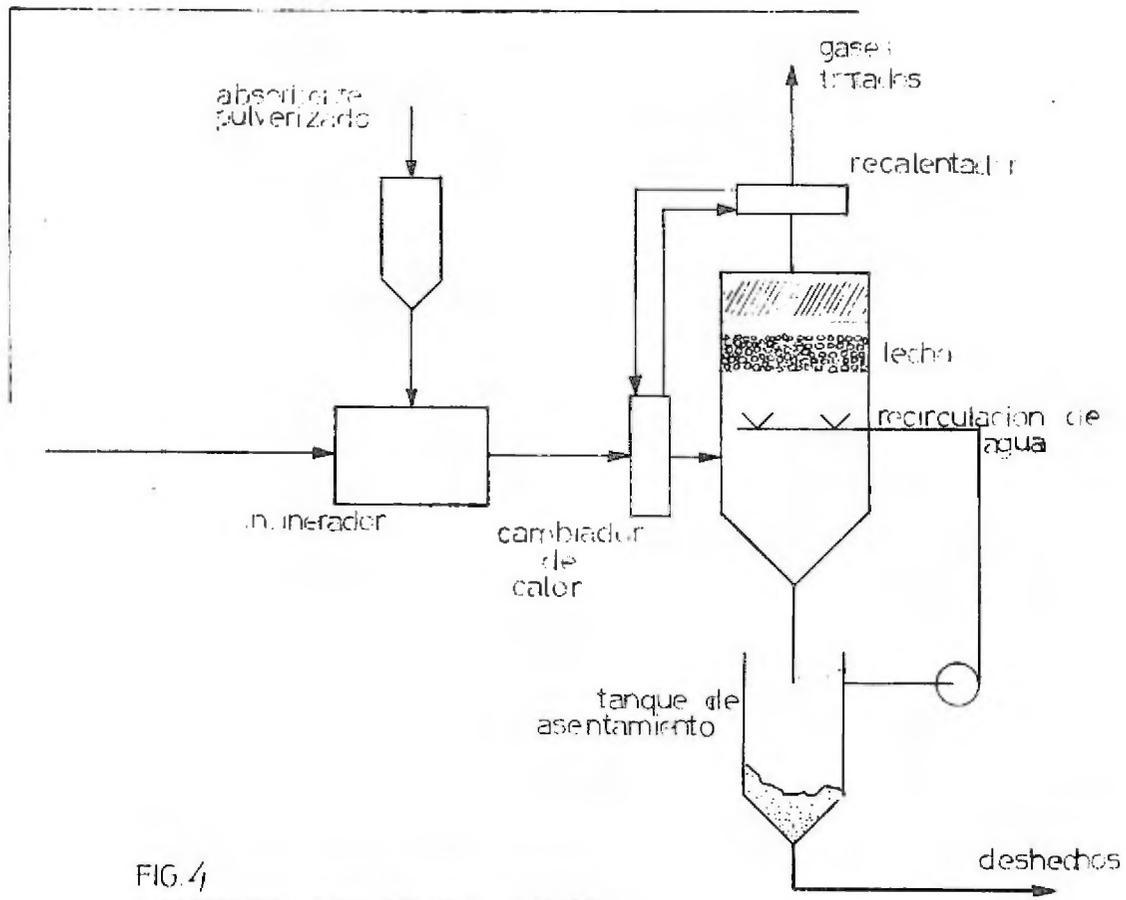


FIG. 4  
 ABSORCIÓN CON PIEDRA CALIZA

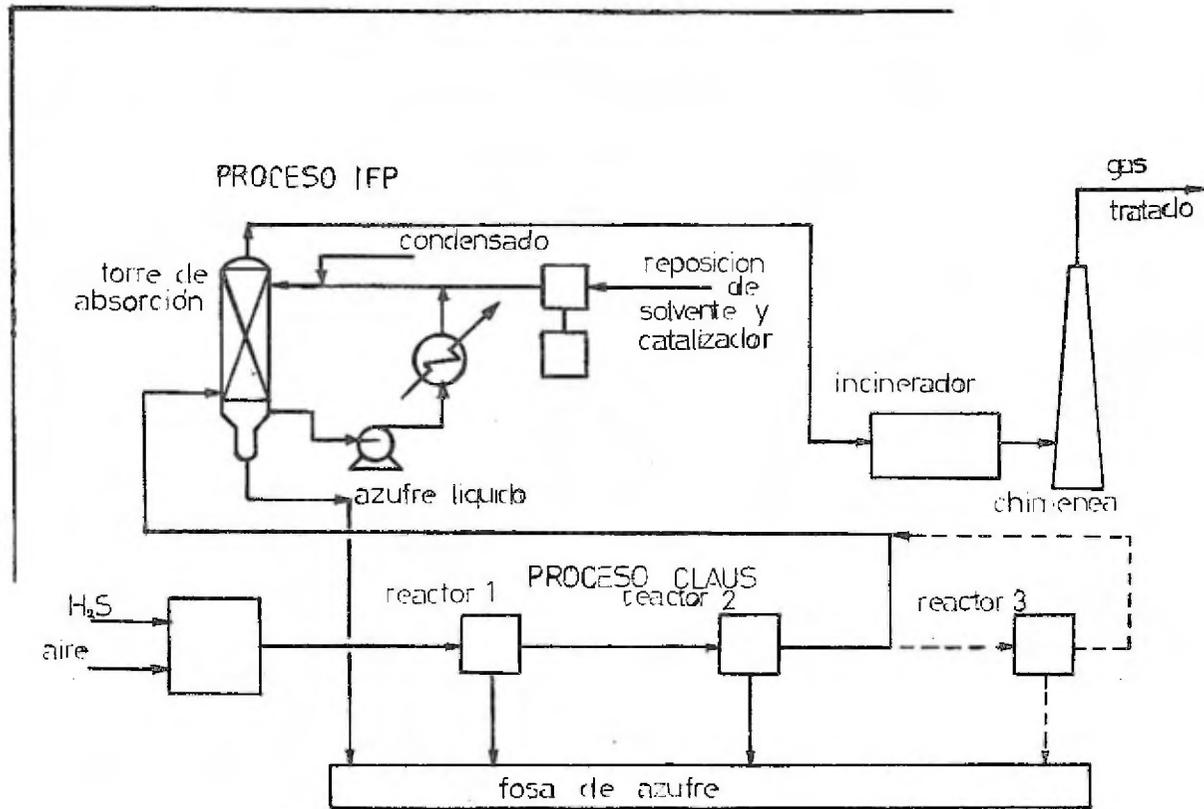


FIG 5

PROCESO RECUPERADOR DE AZUFRE IFP

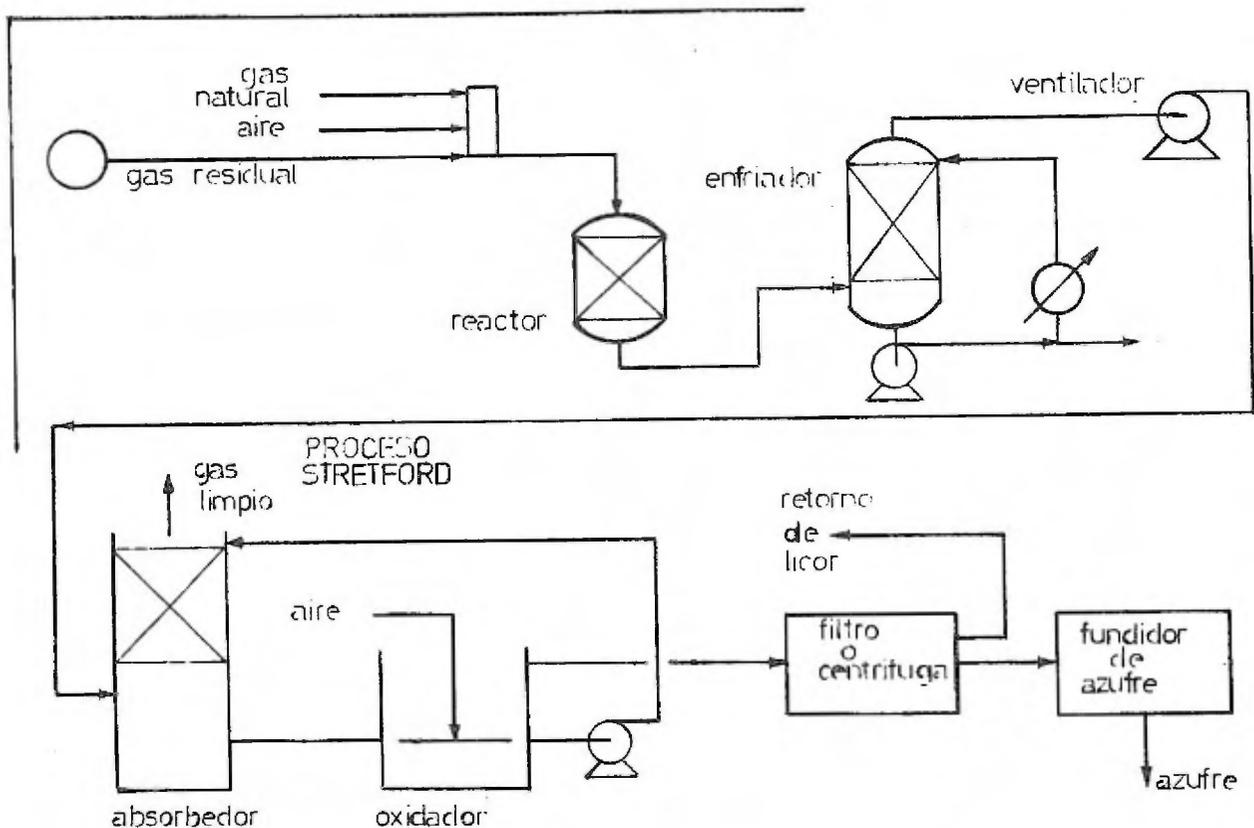


FIG. 6  
PROCESO BEAVON

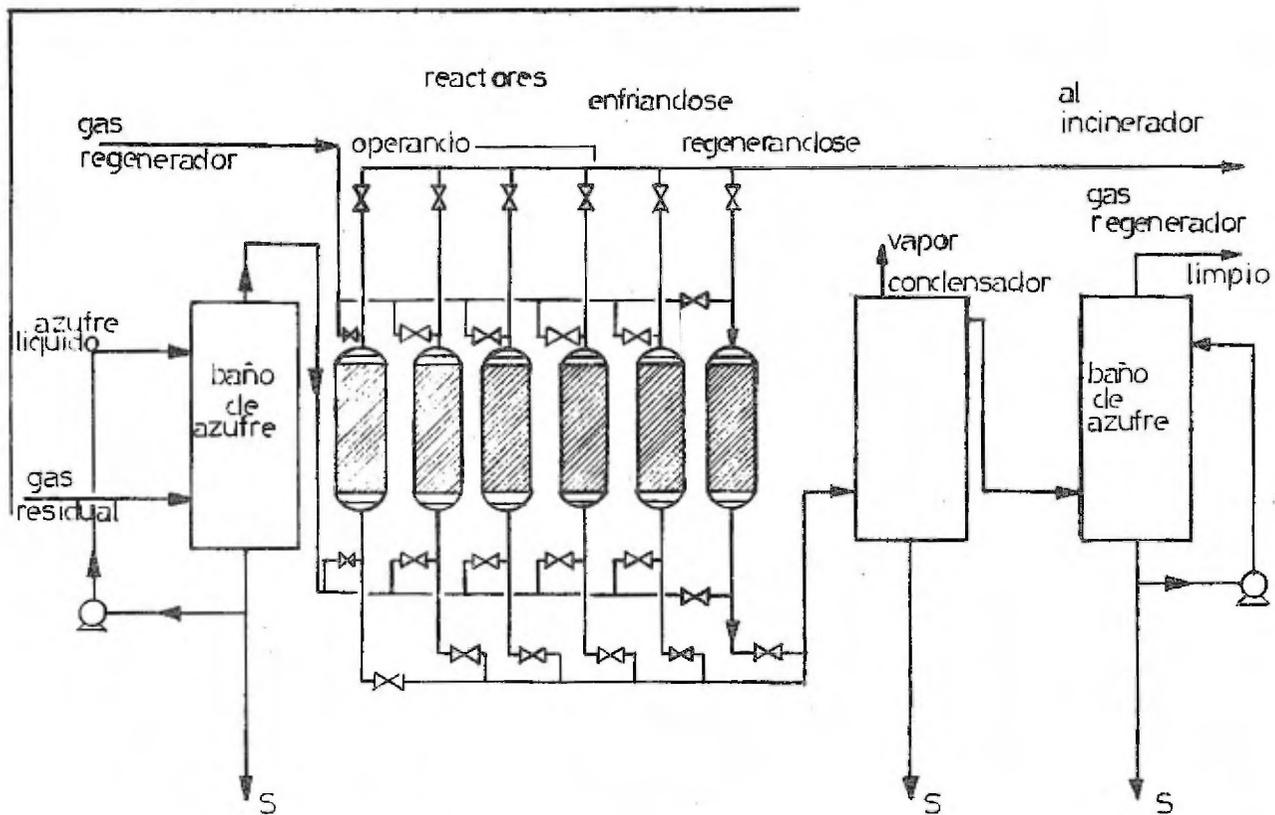


FIG. 7

PROCESO SULFREAN

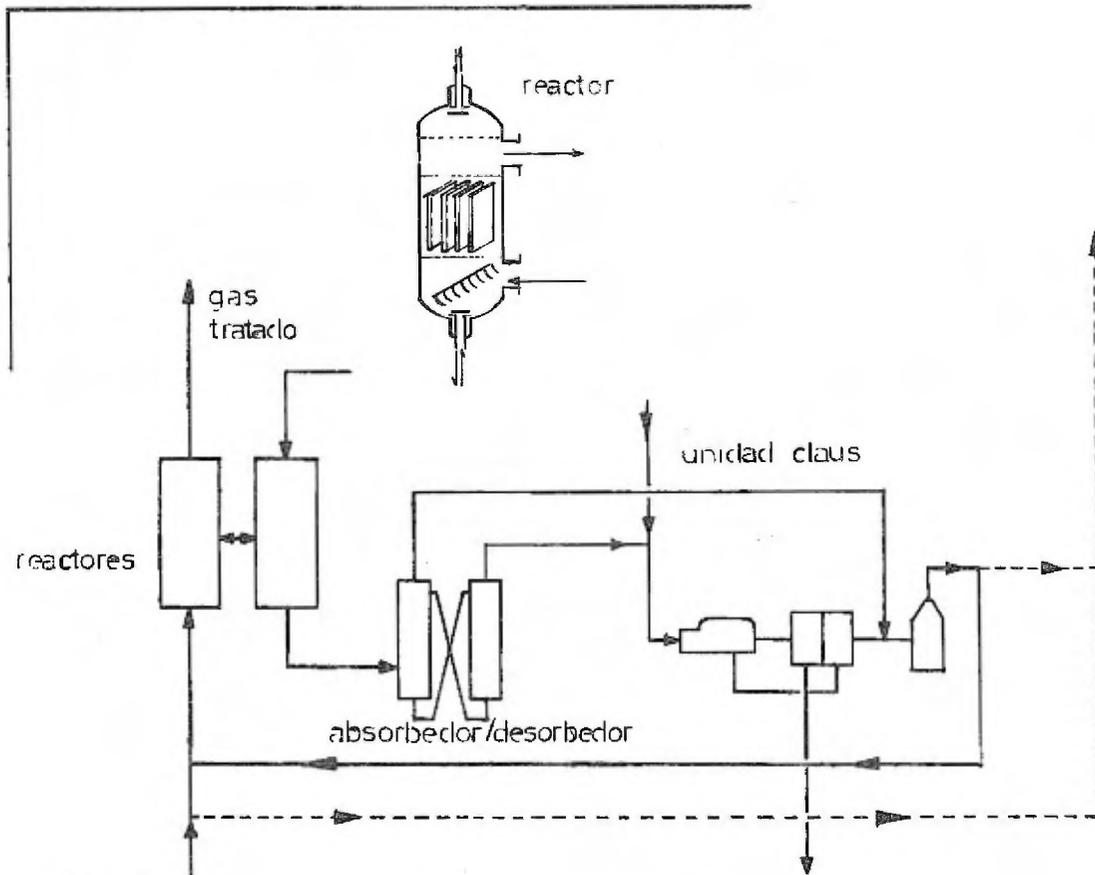


FIG. 8

PROCESO DESULFURIZADOR DE SHELL

TABLA 1.

RECUPERACION DE AZUFRE EN UNA PLANTA CLAUS TIPICA  
 PARA DIFERENTES COMPOSICIONES DE LA ALIMENTACION.

% DE H <sub>2</sub> S EN LA ALI- MENTACION (BASE SECA)	PORCENTAJE DE RECUPERACION CALCULADO		
	2 REACTORES	3 REACTORES	4 REACTORES
20	92.7	93.8	95.0
30	93.1	94.4	95.7
40	93.5	94.8	96.1
50	93.9	95.3	96.5
60	94.4	95.7	96.7
70	94.7	96.1	96.8
80	95.0	96.4	97.0
90	95.3	96.6	97.1

TABLA 2.

EFFECTO DE LA TEMPERATURA Y DE LA COMPOSICION DE LA ALIMENTACION SOBRE EL PORCIENTO DE CONVERSION.

H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> ..... 2.0

PRESION ..... 1 ATM

MOLES/h H <sub>2</sub> S	1000	1000	1000	1000
IMPUREZA	NO	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O
MOLES/h IMPUR.	NO	50	50	50
TEMPERATURA °K	% CONVERSION	% CONVERSION	% CONVERSION	% CONVERSION
500	96.257	95.846	96.218	96.092
600	86.235	84.901	86.197	85.736
700	69.083	66.307	69.022	67.990
800	52.638	49.368	52.617	51.146
850	50.668	48.332	50.704	49.313
900	52.795	50.904	52.863	51.568
1000	58.257	56.607	58.320	57.147
1300	69.095	67.394	69.127	68.233

TABLA 3

EFFECTO SOBRE LA CONVERSION DE LA RELACION  $H_2S / SO_2$

ALIMENTACION -----  $H_2S$  PURO

PRESION ----- 1.0 ATM

% CONVERSION			
RELACION $H_2S/SO_2$	1.5	2.0	2.5
TEMPERATURA °K			
500	88.63	96.26	85.59
600	81.26	86.23	82.37
700	64.99	69.10	68.91
800	49.32	52.64	53.52

TABLA 4

NORMAS PARA LA PUREZA DEL AIRE EN CUANTO A OXIDOS DE AZUFRE EN LOS " ESTADOS UNIDOS".

NORMA	CONCENTRACION		DESCRIPCION
	Mg/m <sup>3</sup>	ppm	
PRIMARIA	80	0.03	MEDIA ARITMETICA. ANUAL, VALORES
	365	0.14	MAXIMOS EN 24 HORAS NO DEBE SER EXCEDIDO MAS DE UNA VEZ POR AÑO.
SECUNDARIA	60	0.02	MEDIA ARITMETICA ANUAL MAXIMOS EN
	260	0.1	24 HORAS NO DEBE SER EXCEDIDO MAS -
	1300	0.5	DE UNA VEZ POR AÑO
	1300	0.5	MAXIMO EN 3 HORAS NO DEBE SER - - EXCEDIDO MAS DE UNA VEZ POR AÑO

TABLA 5

EMISIONES PERMISIBLES PARA BIOXIDO DE AZUFRE SEGUN LA OFICINA  
PARA EL CONTROL DEL AIRE DE TEXAS ( TEXAS AIR CONTROL BOARD ).

FLUJO EN LA CHIMENEA		CONCENTRACIONES EN EL MEDIO AMBIENTE	
pies <sup>3</sup> /min	/h	TIEMPO DE MUESTREO	ppm
500	34	5 MINUTOS	0.35
1,000	58	1 HORA	0.15
2,000	99	1 DIA	0.05
4,000	167		
6,000	227		
8,000	283		
10,000	335		
20,000	568		
40,000	964		
60,000	1,312		
80,000	1,634		
100,000	1,937		
Y MAS			

TABLA 6

EFICIENCIAS MINIMAS DE RECUPERACION DE AZUFRE EN ALBERTA

S EN EL GAS ACIDO TON/DIA	REQUERIMIENTOS DE PROCESO	EFICIENCIA REQUERIDA		
		FAVORABLE	PROMEDIO	DESFAVORABLE
1000 a 4000	SE REQUIERE LIMPIEZA DE LOS GASES RESIDUALES	98-99	98-99	97-99
400 a 1000	LIMPIEZA MINIMA O PRO- CESO EQUIVALENTE	96-98	95-98	94-97
100 a 400	MINIMOS PARA UNIDAD - CLAUS DE 3 REACTORES O PROCESO EQUIVALENTE	94-96	93-95	92-94
10 a 100	MINIMOS PARA UNIDAD - CLAUS CON DOS REACTO- RES	93-94	92-93	90-92

TABLA 7

TRES APLICACIONES DEL PROCESO IFP PARA TRATAR LOS GASES RESIDUALES DE UNA PLANTA CLAUS.

		TRATANDO LOS GASES DESPUES DE		
		1er REACTOR	2ºREACTOR	3er REACTOR
GAS RESIDUAL COMP%MOL	H <sub>2</sub> S	1.48	0.59	0.34
	SO <sub>2</sub>	0.74	0.29	0.17
	S	1.26	0.14	0.13
	H <sub>2</sub> O	28.58	29.96	30.25
	N <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , MISC.	67.94	69.02	69.11
CONDICIONES	TEMPERATURA °F	260	260	260
	PRESION PSIG	0.5	0.5	0.5
FLUJO lb mol/h		307.58	302.74	302.33
RECUPERACION DE AZUFRE	H <sub>2</sub> S+SO <sub>2</sub> reacción			
	% -----	95	90	80
	PRODUCCION lb/h	247	81	43
GAS TRATADO ppm de H <sub>2</sub> S+SO <sub>2</sub>		1100	900	1000
COSTO DE CAPITAL \$		180,000	175,000	165,000
SOLVENTE/CAT.	REPOSICION \$/h	0.6	0.6	0.6
	CONSUMO DE S.A AGUA lb/h	210	80	47
	ELECTRICIDAD kw/h	25	25	25

TABLA 8

VARIOS ARREGLOS PARA LA OPTIMIZACION DE LOS PROCESOS CLAUS/IFP (PARA UNA PRODUCCION DE 200 TONS. DE AZUFRE/DIA).

	RECUPERACION DE S % EN PESO			INVERSION MM \$		
	Planta CLAUS	Unidad I F P	TOTAL	Planta CLAUS	Unidad I F P	TOTAL
ARREGLO 1						
Quemador + 3 Reactores +Unidad IFP	96,8	80	99,3	2,50	0,40	2,90
ARREGLO 2						
Quemador +2 Reactores +Unidad IFP.	94,4	90	99,44	2,08	0,44	2,52
ARREGLO 3						
Quemador +1 Reactor +Unidad IFP	86,1	95	99,36	1,67	0,48	2,15

## BIBLIOGRAFIA

### REVISTAS :

- 1.- B. Gene Goar "Today's Sulfur Recovery Processes"  
Hydrocarbon Processing Vol. 47 No. 9 pág. 248-252 sept. 1968
- 2.- Valdes  
Hydrocarbon processing Vol. 63 No. 4 pág. 122-124 abril 1964.
- 3.- B.W. Gamson y R.H. Elkins "Sulfur from Hydrogen Sulfide"  
Chemical Engineering Progress Vol. 49 No. 4 pág. 203-215 abril 1953.
- 4.- B.G. Goar  
Hydrocarbon Processing Vol. 45 N<sup>o</sup> 6 pág. 181 junio de 1966.
- 5.- M.R. Bailleul. "Pollution Control in Sulfur Plants"  
"Sulfur and SO<sub>2</sub> Developments" a CEP Technical  
Manual Published by A.I.C.H.E.
- 6.- "How SNPA Optimizes Sulfur plants"  
Hydrocarbon Processing Vol 46 N<sup>o</sup> 4 pág. 117 abril de 1967.
- 7.- A.H. Boas "Simulate Sulfur Recovery Plants"  
Hydrocarbon Processing Vol 50 N<sup>o</sup> 3 pág. 31-84 marzo de 1971.
- 8.- G.L. Garrar "Lacq Leads in Sulfur Recovery Operations"  
The Oil and Gas Journal pág. 72 19 de octubre de 1970.
- 9.- API Refining Report "Treat Claus Tail Gas"  
Hydrocarbon Processing Vol 50 N<sup>o</sup> 5 pág. 89-91 mayo de 1971.
- 10.- M. Hirai, R. Odello, H. Shimanura. "Solvent/Catalyst Mixture Desulfurizes Claus Tail Gas".  
Chemical Engineering pág. 78-79 17 de abril de 1972.
- 11.- New Beavon Process Takes Sulfur Bearing Compounds from Tail Gas.  
The Oil and Gas Journal pág. 66-67 7 de febrero de 1972.

- 12.- D.K. Beavon "Add-On Process Slashes Claus Tail Gas Pollution"  
Chemical Engineering pág. 71-73, 13 de diciembre de 1971.
- 13.- Ralph M. Parsons Co. Bulletin "The Beavon Sulfur Process for the purification of Sulfur Plant Tail Gas.
- 14.- "Sulfur from Sour Gas for Less Than 1 1/2 cents for Mcf"  
The Oil and Gas Journal pág. 94 enero 23 de 1971.
- 15.- P. Ellwood "Meta Vanadates Scrub Manufactured Gas".  
Chemical Engineering pág. 128 julio 20 de 1964.
- 16.- T. Nicklin "How Stretford Process is Working"  
Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner Vol. 40 N° 12 dic. de --  
1961.
- 17.- F.G. Sawyer, L.K. Herndon "Sulfur from Sour Gases"  
Industrial and Engineering Chemistry Vol. 42 pág. 1938.
- 18.- A.V. Slack "Air Pollution: The control of SO<sub>2</sub> from Power Stacks Processes for Recovering SO<sub>2</sub>".  
Chemical Engineering pág. 188 diciembre 4 de 1967.
- 19.- S. Ludwig "Antipollution Process uses Absorbent to Remove SO<sub>2</sub> from --  
Flue Gas".  
Chemical Engineering pág. 70 enero 29 de 1968.
- 20.- "Manganese Nodules Clean Stack Gases of SO<sub>2</sub>"  
Chemical Engineering pág. 33 julio de 1967.
- 21.- H.F. Johnstone "Recovery of Sulfur Dioxide from Waste Gases"  
Industrial and Engineering Chemistry Vol. 27 N° 5 pág. 587 mayo de -  
1935.
- 22.- C.G. Cortelyou. "Comercial Progress for SO<sub>2</sub> Removal"  
Chemical Engineering Process Vol. 65 N° 9 Pág. 69 Septiembre de 1969.
- 23.- S. Katell. "Removing Sulfur Dioxide from Flue Gases"  
Chemical Engineering Progress Vol. 62 N° 10 pág. 67; Octubre de 1966.
- 24.- J. H. Field, D.H. McCrea. "How to Prevent SO<sub>2</sub> Emission"  
Chemical Engineering pág. 158 Junio 19 de 1967.

- 25.- H. L. Falkenberry "SO<sub>2</sub> Removal by Limestone Injection" Chemical Engineering Progress Vol. 65 N<sup>o</sup> 12 pág. 61 Diciembre de 1969.
- 26.- T. H. Chilton "Reducing SO<sub>2</sub> Emission From Stationary Sources" Chemical Engineering Progress Vol. 67 N<sup>o</sup> 5 Mayo de 1971.
- 27.- A.M. Squires "Air Pollution: The Removal of the SO<sub>2</sub> from Stack Gases" Chemical Engineering pág. 133 Noviembre 20 de 1967.
- 28.- C.W. Zielke "Sulfur Removal During the Combustion of Solid Fuels in a Fluidized Bed of Dolomite".  
Journal of the Air Pollution Control Association Vol 20 N<sup>o</sup> 3 pág. - - 164 Marzo de 1970.
- 29.- T.R. Ingraham P. Marier "Mechanism of the Absorption of the SO<sub>2</sub> by Limestone".  
Journal of the Air Pollution Control A. Vol. 21 No 6 pág. 347 Junio de 1971.
- 30.- A.M. Squires. "Panel Bed Filters for Simultaneous Removal of the Ash and Sulfur Dioxide".  
Journal of the Air Pollution Control A. Vol. 21 N<sup>o</sup> 5 pág. 272 Mayo de 1971.
- 31.- Flue gas washing Plant at the Battersea Generating Station of the London Power Company".  
Chemical Engineering Pág. 459-461 ; 556-558 1933.
- 32.- "The Application to the Battersea Power Station of Researches"  
Journal Society of Chemical Industry Vol 52 pág. 593 1933.
- 33.- "Specially Developed Coke is the Key Feature of a New Process to Removal Sulfur Dioxide"  
Chemical Engineering pág. 67 Julio de 1969.
- 34.- J.J. Humphries "An SO<sub>2</sub> Removal and Recovery Process"  
Chemical Engineering Progress Vol. 67 N<sup>o</sup> 5 pág. 64 Mayo de 1971.
- 35.- Brian H. Potter. "The Wellman Lord SO<sub>2</sub> Recovery Process"  
Paper Presented to Canadian NGPA Noviembre 26 de 1971.
- 36.- J.C. Davis "SO<sub>2</sub> Absorbed from Tail Gas with Sodium Sulfite"  
Chemical Engineering pág. 43 Noviembre 29 de 1971.

- 37.- Tail Gas Desulfurization Operation Successful"  
The Oil and Gas Journal pág. 65 Febrero de 1972.
- 38.- H. F. Johnstone H.J. Read "Recovery of Sulfur Dioxide From Waste - -  
Gases" Industrial and Engineering Chemistry Vol 30 N° 1 pág. 101 Ene-  
ro de 1938.
- 39.- E.P. Fleming "Liquid Sulfur Dioxide from Waste Smelter Gases"  
Industrial and Engineering Chemistry Vol. 42 N° 11 pág. 2253 Nov. -  
1950.
- 40.- Fleming F. H. "Recovery of SO<sub>2</sub> from Gas Mixtures".  
U.S. Patent 2,295,587 Septiembre de 1942.
- 41.- A.E. Hill T.B.F. "The Compounds of Sulfur Dioxide with Various Ami--  
nes" Journal of the American Chemical Society Vol. 57 pág. 250 1935.
- 42.- H. Weidman G. Roesner "The Sulphidine Process for Recovering SO<sub>2</sub>"  
Industrial an Engineering Chemistry News Ed. Vol. 14 pág. 105 1936.
- 43.- "Seawater Can Scrub SO<sub>2</sub> out Stack gases".  
Chemical Engineering pág. 27 Septiembre de 1970.
- 44.- "Process to Reduce the Amount Of SO<sub>2</sub> Discharged from Claus Type Sul-  
fure Plant".  
Chemical Engineering pág. 47 Octubre 5 de 1970.
- 45.- D. Bienstook "Evaluation of Dry Processes for Removing Sulfur Dioxide -  
from Power Plant Flue Gases".  
Journal of the Air Pollution Control Association Vol. 15 N° 10 Octu--  
bre 1965.
- 46.- D.H. Mc Grea "Recovery of Sulfur from Flue Gases Using a Copper Oxi-  
de Absorbent".  
Journal of the Air Pollution Control A. Vol 20 N° 12 pág. 819 Dic. -  
1970.
- 47.- J. E. Newell "SO<sub>2</sub> Conversion Fast Making Sulfur From Flue Gases".  
Chemical Engineering Progress Vol 65 N° 8 pág. 622 Agosto de 1969.
- 48.- J.G. Stites Jr. "SO<sub>2</sub> Conversion III : Removing SO<sub>2</sub> from Flue Gas"  
Chemical Engineering Progress Vol 65 N° 10 pág. 74

- 49.- R.D. Oldenkamp, E.D. Margolim "SO<sub>2</sub> Conversión IV : The Molten -- Carbonate Process for Sulfur Oxide Emissions".  
Chemical Engineering Progress Vol 65 N<sup>o</sup> 11 pág. 73 Noviembre de -- 1969.
- 50.- T. Uno S. Fukui "SO<sub>2</sub> Conversion VI : Scale Up a SO<sub>2</sub> Control Process"  
Chemical Engineering Progress Vol 66 N<sup>o</sup> 1 pág. 61 Enero de 1970.
- 51.- I.S. Shah "Removing SO<sub>2</sub> and Acid Mist Ventury Scrubbers".  
Chemical Engineering Progress Vol 67 N<sup>o</sup> 5 pág. 51 Mayo de 1971.
- 52.- C.T. Celenza "Pollution Control : Designing Air Pollution Control Sys-  
tem".  
Chemical Engineering Progress Vol 66 N<sup>o</sup> 11 pág. 31 Noviembre de -- 1970.
- 53.- G.C. Wiedesum "Pollution Control of Power Plant Emissions".  
Chemical Engineering Progress Vol 61 N<sup>o</sup> 11 pág. 49 Noviembre de -- 1970.
- 54.- J.W.E. Nader. "Shell's Flue Desulfurization Process".  
Chemical Engineering Progress Vol 67 N<sup>o</sup> 8 pág. 86 Agosto de 1971.
- 55.- Kirkpatrick "Monsanto: Removing SO<sub>2</sub> Pollutant from Flue Gas"  
Chemical Engineering pág. 68 Diciembre 1 de 1969.
- 56.- R. Ramírez "Cat-Ox Process from Monsanto Achieves Catalytic Clean of  
Flur Gas".  
Chemical Engineering pág. 86 Abril 21 de 1969.
- 57.- "SO<sub>2</sub> Removal from Power Plant Stack Gases Two Approaches".  
Chemical Engineering pág. 77 Junio 27 de 1970.
- 58.- P. Ellwood "Versatility is the word for SO<sub>2</sub> Removal Process".  
Chemical Engineering pág. 62 Junio 16 de 1969.
- 59.- Charles B. Barry "Reduce Claus Sulfur Emissions"  
Hydrocarbon Processing Vol 51 N<sup>o</sup> 4 pág. 102 Abril 1972.
- 60.- Kenneth Cuthrie "Liquids Handling Equipmente Cost ".  
Chemical Engineering Progress pág. 201 Abril 14 de 1969.
- 61.- T.H. Sonold C.H. Chilton.  
Chemical Engineering Febrero 18 de 1963.

- 62.- "New Ratios for Estimating Plant Costs" Cost File 81  
Chemical Engineering pág. 120 Septiembre de 1963.

LIBROS :

- 63.- P.L. Magill F.R. Holden C. Ackley" Air Pollution Handbook"  
Mc. Graw Hill New York 1956.
- 64.- T.K. Sherwood and R.L. Pigford "Gas Absorption".  
Mc. Graw Hill Book Company inc. New York.
- 65.- Dale F. Rudd, Charles C. Watson "Strategy of Process Engineering".  
John Wiley and Sons Inc. New York 1968.
- 66.- Max S. Peters and Klaus D. Timmerhaus "Plant Design and Economics -  
for Chemical Engineers".  
Second Ed. Mc. Graw Hill Book Co. New York 1968.
- 67.- Stanley M. Walas "Reaction Kinetics for Chemical Engineers".  
Mc Graw Hill Book Co. New York 1959.
- 68.- John H. Perry "Chemical Engineers Handbook".  
Fourth Ed. Mc Graw Hill Book Co. New York 1963.
- 69.- Aries and R. D. Newton "Chemical Engineering Cost Estimation".  
Mc Graw Hill Book Co. Inc. New York.