



Universidad Nacional Autónoma
de México

FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES DE QUIMICA
FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO TECNICO COMPARATIVO DE
PROCESOS PARA LA RECUPERACION DE SO_2

T E S I S

Que para obtener el Título de:
INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a

GRAUYERE RODRIGUEZ ELISA

1 9 8 5



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 está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

I N D I C E

| | |
|-------------------------------------|----|
| Introducción | 1 |
| Generalidades | 2 |
| Determinación del dióxido de azufre | 9 |
| Procesos Existentes | 14 |
| Procesos húmedos | 15 |
| Wellman-Lord | 16 |
| Chiyoda Thoroughbred 101 | 20 |
| Showa Den Ko | 24 |
| Dual Alkali | 27 |
| Grillo AGS | 30 |
| Dap-Mn | 34 |
| Stone and Webster | 38 |
| Alkalized Alúmina | 41 |
| Lignite ASH | 44 |
| Wellman-Lord/Allied Chemical | 47 |
| IFP | 51 |
| Catalytic/IFP amonia | 54 |
| Aqueos Carbonate | 57 |
| Non-regenerative | 61 |
| Shell-Scot | 64 |
| Aqua Claus | 67 |
| Parsons Beavon | 71 |
| APCI-IFP | 75 |

| | |
|--------------------------------|-----|
| USBM | 79 |
| Chemico | 82 |
| Kelleg Pullman | 86 |
| Stauffer | 89 |
| Fulhan Simon Carves | 92 |
| Procesos Secos | 95 |
| Drylimestone Injection | 96 |
| Shell Flue Gas Desulfurization | 100 |
| Westvaco | 106 |
| Norton Chemical | 110 |
| Coal Converts SO_2 To S | 113 |
| Copper Oxide Absorbent | 116 |
| Sulfacid | 119 |
| Purasiv | 122 |
| Resumen de procesos húmedos | 124 |
| Resumen de procesos secos | 128 |
| Análisis de los procesos | 130 |
| Tabla de resultados | 136 |
| Conclusiones | 139 |
| Glosario | 140 |
| Bibliografía | 141 |

INTRODUCCION

En el presente, el control de la emisión de dióxido de azufre juega un papel muy importante, ya que la emisión de este tipo de contaminante es dañina para vegetales y animales. El grado de contaminación debido a este gas tiene un gran impacto en la economía mundial.

Por lo tanto su remoción desde las fuentes mismas de emisión del contaminante es una labor que cada país debe atacar.

En la actualidad, la aportación del dióxido de azufre de la naturaleza es insignificante comparada con la del hombre. La relativa contribución de este gas en la formación de lluvias, pasa a segundo término en relación al envenenamiento de la atmósfera que produce, (exceso de lluvias, variaciones anormales de temperatura, etc.).

Las emisiones del dióxido de azufre en el mundo provienen en su mayoría del tratamiento y combustión de combustibles fósiles y en menor grado de otras fuentes, principalmente, de la fundición de minerales y la fabricación de ácido sulfúrico. En la Ciudad de México, el mayor porcentaje del dióxido de azufre proviene de combustibles de origen fósil y el resto de procesos industriales químicos. Entre los compuestos de origen fósil se encuentran: el petróleo y sus derivados; carbón mineral y sus diferentes formas y el gas natural.

Actualmente en México no están estandarizados los niveles de emisión de este gas.

El objetivo de esta tesis es: Recopilar, analizar y seleccionar a nivel de primer intento el proceso más apropiado, desde el punto de vista técnico, para disminuir al mínimo posible la contaminación debida al dióxido de azufre obteniendo productos aprovechables.

GENERALIDADES.

La superficie del Distrito Federal abarca alrededor de 96 000 Kilómetros, de los cuales el 14.6% aproximadamente están ocupados por el área urbana. En esta área circulan unos dos millones de vehículos automotores diariamente; aquí se concentran también fábricas, oficinas públicas, centros de estudios y comercios. Representando la producción industrial el 50% del total de la producción nacional.

Por lo cual, es difícil dotar de todos los servicios públicos a una ciudad tan grande. Cuando los servicios públicos de una población son insuficientes para evacuar los desechos urbanos, se crean condiciones insalubres que afectan a todos sus habitantes. Así tenemos que la contaminación es la degradación del ambiente producida por los desechos humanos.

Actualmente el Distrito Federal tiene grandes problemas de contaminación ambiental. Hasta ahora las principales formas de contaminación que padece la ciudad son: la atmosférica, la del agua, del ruido y la acumulación de desperdicios.

CONTAMINACION ATMOSFERICA.

El Valle de México se encuentra aproximadamente a 2500 metros sobre el nivel del mar, lo que provoca que la combustión se realice en forma ineficaz; desfavoreciendo también a la ciudad los fenómenos de inversión atmosférica que aquí se dan lugar; nos da como resultado la mala calidad del aire que respiramos.

La inversión atmosférica ocurre cuando la temperatura del aire aumenta con la altura; esto es, el aire caliente se sitúa encima del aire frío. Por lo tanto el aire se vuelve estable y se eliminan casi por completo las corrientes, debido a la alta densidad del aire frío, tenemos entonces que los humos contaminantes permanecen por largo tiempo en la atmósfera.

El smog, humoneblu o nebluno, se forma en la atmósfera debido a las reacciones fotoquímicas entre los gases que la forman, las impurezas del ambiente y la acción de la luz solar.

La composición de la humoneblu varía dependiendo del lugar y época del año en que se forma, debido a que los contaminantes que se incorporan al aire varían en composición y cantidad en diferentes condiciones climáticas.

En el Distrito Federal la composición del smog varía en cada región. En el centro de la ciudad, los principales contaminantes son el dióxido de azufre, monóxido de carbono y óxidos de nitrógeno, debido a la gran concentración de vehículos. En el norte y en la zona de Iztapalapa los principales contaminantes son humos y partículas industriales. En la zona sur se concentran principalmente los precursores del ozono y el dióxido de azufre.

Los contaminantes de la atmósfera provienen de fuentes conocidas como emisoras. Que pueden ser estacionarias o vehiculares; las primeras pueden ser naturales, tolveneras e incendios forestales, o artificiales, de industrias. Dentro de las vehiculares, se encuentran camiones, automóviles, trenes y aviones.

TABLA 1. PRINCIPALES CONTAMINANTES

| | | |
|-----------------|---------------------|---|
| CO ₂ | Dióxido de carbono | Se origina en los procesos de combustión para la producción de energía, en la industria y en la calefacción. Su acumulación podría aumentar la temperatura terrestre y ocasionar un desgaste ecológico |
| CO | Monóxido de carbono | Se produce por combustiones incompletas, en particular de la siderúrgica, de las refinerías y de los vehículos de motor. Este gas afecta a la estratosfera. |

| | | |
|-----------------|---|--|
| SO _n | Óxidos de azufre (principalmente dióxido de azufre) | Proviene del humo de las centrales eléctricas, fábricas, automóviles y combustibles de tipo doméstico que contiene a menudo ácido sulfúrico. El aire así contaminado agrava las enfermedades respiratorias, corroe los árboles y los edificios de piedra caliza. |
|-----------------|---|--|

TABLA 2. Fuentes primarias de SO₂ como contaminante de la atmósfera.

- a) Combustión de combustibles fósiles
- b) Refinación de petróleo
- c) Fundición de metales con algún contenido de azufre
- d) Fabricación de ácido sulfúrico
- e) Incineración
- f) Fabricación de papel
- g) En la manufactura del acero.

El compuesto de azufre más común en la atmósfera es el dióxido de azufre (SO_2) que se forma cuando se queman combustibles fósiles. Dentro de los compuestos presentes en los gases de combustión se encuentran: el monóxido de azufre (SO), el monóxido de diazufre (S_2O) y el trióxido de azufre (SO_3).

PROPIEDADES FISICAS.

El SO_2 es un gas incoloro, no flamable con olor fuertemente picante y sofocante. En la tabla 3 se describen sus propiedades.

TABLA 3. PROPIEDADES FISICAS.

| | | |
|---------------------------------------|--------------------|--------|
| Peso Molecular | | 64.06 |
| Punto de fusión | °C | -72.7 |
| Punto de ebullición | °C | -10.00 |
| Calor de vaporización a 760 mmHg, | Kcal/Kg. | 19.66 |
| Temperatura crítica, | °C | 157.12 |
| Presión crítica, | kg/cm ² | 815.61 |
| Densidad, liq. a | 0°C | 1.434 |
| | a 20°C | 1.3829 |
| Densidad, gas (aire = 1.0) | | 2.254 |
| Solubilidad en agua, Volúmenes | a 0°C | 68.6 |
| | a 10°C | 51.4 |
| | a 20°C | 36.2 |
| | a 30°C | 26.8 |
| | a 40°C | 17.0 |
| Solubilidad, volumen en ácido fórmico | | 351 |
| | acetona | 589 |
| | ácido sulfúrico | 6 |

| Espectro infrarrojo frecuencia cm^{-1} | Absorbancia relativa |
|--|----------------------|
| 1350 | 1.00 |
| 1375 | 0.96 |
| 1160 | 0.14 |
| 1130 | 0.12 |
| 2530 | 0.01 |

| Calores específicos $\text{Cal/g } ^\circ\text{C}$ | Rango de Temperatura $^\circ\text{C}$ |
|--|---------------------------------------|
| 0.313 | - 20 |
| 0.318 | 0 |
| 0.328 | 20 |
| 0.361 | 60 |
| 0.419 | 100 |
| 0.846 | 150 |

| Conductividad térmica T $^\circ\text{C}$ | K ($\text{Kcal/hrm}^2 (^\circ\text{C/m})$) |
|---|--|
| -15 | 0.1907 |
| 30 | 0.1653 |

PROPIEDADES QUIMICAS.

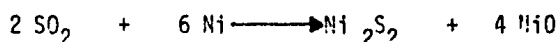
El dióxido de azufre puede ser preparado por unión directa de los -- elementos o cuando los minerales que contienen Cu , Zn , Fe , Pb , pasan a un proceso de tostación en presencia de oxígeno. De esta manera se producen - grandes cantidades de trióxido de azufre y ácido sulfúrico.

El carbón azufre y muchos metales, reducen el ácido sulfúrico concentrado y caliente a dióxido de azufre. los sulfatos calentados con carbón o metales producen SO_2 . La reducción de sulfato de calcio por coque es de contr

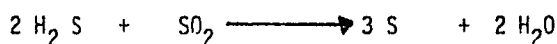
siderable importancia en áreas sin acceso a depósitos de azufre o piritas. A escala de laboratorio el dióxido de azufre se prepara por la reacción de ácido sulfúrico sobre un bisulfito o sulfito.

El dióxido de azufre es reversible y fácilmente oxidado a trióxido de azufre en presencia de oxígeno y un catalizador como: óxido férrico, -- pentóxido de vanadio o platino. Es reducido por amalgama de sodio o sodio-fundido.

El níquel a 460 °C reduce el SO_2 a sulfito de níquel.



Bajo condiciones ordinarias el dióxido de azufre seco no ataca los metales. El ácido sulfhídrico reduce el SO_2 a azufre a 1000 °C o a muy bajas temperaturas en presencia de un catalizador de bauxita.



A temperatura ambiente, los gases secos reaccionan muy poco o no reaccionan.

En general los alcoholes, cetonas, nitrilos y ésteres promueven la reacción. Los hidrocarburos e hidrocarburos clorados no lo hacen.

TOXICIDAD.

El dióxido de azufre es emitido por las plantas generadoras de electricidad y las industrias principales; por ello si se emplean combustibles de alto contenido de azufre, las emisiones del dióxido de azufre serán mayores al realizarse la combustión de éstos.

Las altas concentraciones de dióxido de azufre son mortales para aquella persona que han sido afectadas por algún tipo de enfermedad respiratoria; como el enfisema pulmonar, sin embargo para los demás es muy tóxico; aunque posee el factor favorable del olor repugnante.

La vegetación se ve afectada si los niveles del suelo exceden de 0.5

por de dióxido de azufre, por ello muy a menudo en el área que circunda -- las fundiciones, la vegetación está totalmente destruída. Por el daño que causan a los vegetales, las fuentes emisoras se clasifican en primarias y secundarias. Las primarias son las que se originan de una fuente específica como el dióxido de azufre y las secundarias son las que provienen de -- una reacción entre los contaminantes primarios.

TABLA 4. RESPUESTAS FISIOLÓGICAS AL GAS (SO₂)

| | | |
|---|---------|-----|
| Mínima concentración detectable por olor | 3-5 | ppm |
| Mínima concentración irritando inmediatamente la garganta | 8-12 | " |
| Mínima concentración irritando inmediatamente los ojos | 20 | " |
| Mínima concentración causando tos | 20 | " |
| Mínima concentración posible expuesta 8 hr. | 10 | " |
| Mínima concentración posible expuesto 1 hr. | 50-100 | " |
| Concentración de peligro inmediato | 400-500 | " |
| Tolerancia breve | 150 | " |

DETERMINACION DEL DIOXIDO DE AZUFRE.

El dióxido de azufre frecuentemente se encuentra en bajas concentraciones en gases de salida o en la atmósfera. Se produce por la combustión de los compuestos azufrosos presentes en todos los combustibles fósiles y es el más importante signo de polución atmosférica. En consecuencia su detección y determinación ha sido constantemente estudiada, existiendo una gran variedad de métodos. Prácticamente en todos los casos, el SO_2 , SO_3 y H_2SO_4 se acompañan mutuamente y ofrecen interferencia.

De todos los métodos publicados existen tres principales:

1. Determinación de la acidez del gas por absorción en un exceso conocido de una base estandar o por absorción en un reactivo solvente con subsecuente titración alcalimétrica.

2. Determinación oxidimétrica, basada en la absorción del SO_2 en un exceso conocido de un oxidante o absorción en una solución alcalina seguida de una titración oxidimétrica.

3. Formación de un sulfato clorado seguida por determinación espectrofotométrica.

Terraglio and Manganeli han hecho evaluaciones comparativas de laboratorio de estos tres procedimientos.

El ácido sulfuroso formado en la absorción del SO_2 en agua puede ser titrado como un ácido monobásico a un pH de 4.4, la eficiencia de la absorción es pobre aunque el ácido sulfuroso es objeto de oxidación a ácido sulúrico el cual es dibásico. Ambas dificultades pueden ser desechadas por absorción del SO_2 en una solución neutra de formaldehído, el cual reacciona con el SO_2 para formar el ácido hidroxisulfónico, $\text{CH}_2\text{OH}\text{SO}_3\text{H}$, un ácido estable y altamente ionizado. Un procedimiento igualmente sofisticado es atrapar el SO_2 en una solución neutra de peróxido de hidrógeno y titrar

el ácido sulfúrico producido.

Otros ácidos gaseosos (SO_3 , H_2SO_4 , NO_2) interfieren; en los estudios de polución del aire, estas interferencias son de menor importancia.

Lombardo revisó métodos de separación de H_2SO_4 de corrientes gaseosas y recomendó la titración alcalimétrica de ambos, SO_2 y H_2SO_4 seguida de su separación.

Una cuarta alternativa sería la determinación por medio del método realizado por West y Gaeke es sensitivo a rangos de 0.05 a 0.2 ppm y utiliza métodos colorimétricos, peróxido de hidrógeno o yodometría. A continuación se describe el método.

38.2 l de muestra de aire, se burbujea en tetracloruro de sodio 0.1 molar. El ion estable no volátil, diclorosulfitomercurato, se forma en este proceso. Entonces la determinación de SO_2 se hace por medición espectrofotométrica del ácido pararosalinametil sulfónico, formado cuando se agrega a la solución ácido pararosalina y formaldehído.

Los problemas que presentan las determinaciones, es la interferencia que causan algunos compuestos, siendo la mayor el dióxido de nitrógeno, el cual decrementa la intensidad del color si se presenta en concentraciones arriba de 2 ppm aunque de acuerdo con West y Ordoveza, las interferencias del NO_2 pueden ser eliminadas por destrucción del compuesto si se le agrega a la solución 0.06% de ácido sulfónico. De un estudio realizado por Pate, recomienda agregar 0.5 ml de una solución de ácido sulfámico al 1.2% a la muestra después de un agotamiento (scrubbing) y anterior al análisis.

Actualmente en México no existen normas para la emisión del SO₂ pero se tiene como gufa las normas Norteamericanas.

Acontinuación se presentan una serie de tablas en las que se incluyen los rangos lfmite de emisión de este y otros gases nocivos en diferentes países.

PATRONES DE CALIDAD DEL AIRE EN DIFERENTES PAISES

TABLA5. E.U.A.

| | Estado | Tiempo medio | | Otro | Otro | Nota |
|-----------------------|-------------|--------------|------|--------|--------|---------------------|
| | | 24h | 1h | | | |
| Sulfuro de Hidrógeno. | California | - | 0.1 | - | - | |
| | Missouri | - | - | 0.05 | 30 min | c |
| | California | - | 10 | - | - | nivel de emergencia |
| | Colorado | 0.1 | 0.5 | - | - | e |
| | Rural | 0.08 | 0.21 | - | - | f |
| | | 0.02 | 0.05 | - | - | g |
| | Residencial | 0.1 | 0.25 | - | - | f |
| | Industrial | 0.03 | 0.07 | - | - | g |
| | | 0.15 | 0.32 | - | - | f |
| | | 0.6 | 0.2 | - | - | g |
| New York | 0.1 | 0.25 | - | - | m | |
| Texas Industrial | 0.3 | - | 0.5 | 30 min | | |

c. No se puede sobrepasar dos veces al año

e. No se puede sobrepasar en más de 1% el tiempo durante un periodo de tres meses¹

f. 95% base anual

g. 50% base anual

TABLA 5.1 Patrones estables de calidad de aire para polvo y niebla (EUA)

| Substancia | Estado | mg/m ³ | | otro | otro | nota |
|-----------------|-------------|-------------------|----|-------|---------|------|
| | | 24h | 1h | | | |
| Sulfatos | Pensilvania | - | - | 0.1 | 30 días | d |
| | Missouri | - | - | 0.004 | 1 año | d,e |
| Acido sulfúrico | Missouri | 0.01 ^f | - | 0.004 | 1 año | g |
| | | - | - | 0.012 | - | |
| | | - | - | 0.03 | 30 min | e |

TABLA 6. URSS

| Substancia | Exposición única (tiempo medio 20min) | | tiempo medio de:24h | |
|--|--|------|---------------------|-------|
| | mg/m ³ std | ppm | mg/m ³ | ppm |
| Bióxido de azufre | 0.5 | 0.19 | 0.15 | 0.058 |
| Acido sulfúrico (como H ⁺) | 0.006 | - | 0.006 | - |
| Acido sulfúrico (como H ₂ SO ₄) | 0.3 | - | 0.1 | - |

TABLA 7. POLONIA

| Substancia | Exposición única (tiempo medio 20 min) | | Tiempo medio de 24h | |
|-------------------|--|------|---------------------|------|
| | mg/m ³ std | ppm | mg/m ³ | ppm |
| Bióxido de azufre | 0.9 | 0.35 | 0.35 | 0.13 |
| Acido sulfúrico | 0.3 | - | 0.1 | - |

TABLA 8. RFA

| Substancia | Exposición largo plazo | | No más de una vez cada 2 .h | |
|-------------------|------------------------|------|-----------------------------|-----|
| | mg/m ³ std | ppm | mg/m ³ stp | ppm |
| Bióxido de azufre | 0.4 | 0.15 | 0.75 | 0.3 |

d. Area metropolitana

e. No puede sobrepasar durante el 1% del tiempo

f. No más de una vez durante 90 días

g. No más de una vez durante 48h. Este valor aparece como la media horaria que no hay que sobrepasar en más del 1% del tiempo.

PROCESOS EXISTENTES

En la actualidad existe una gran variedad de procesos utilizados para remover el dióxido de azufre presente en una corriente gaseosa, los cuales pueden ser utilizados en el tratamiento de gases provenientes de plantas eléctricas, químicas, metalúrgicas, etc.

Todos estos procesos pueden ser clasificados de diferentes maneras:

A).- Por tipo de reactivo

B).- Por fase de la reacción

C).- Por el tipo de industria que los utiliza, los cuales a su vez se pueden dividir en:

A).- Reactivos ácidos o reactivos básicos

B).- Fase líquida (procesos húmedos) y fase gaseosa (procesos secos)

C).- Plantas eléctricas, químicas, metalúrgicas u otras.

Para el análisis que se hará en esta tesis, se optó por elegir la fase de la reacción a fin de tener clasificados los procesos. Así se dividirán en dos grandes grupos, los procesos húmedos y los procesos secos.

Dentro de los procesos húmedos se encuentran todos aquellos que por medio de una reacción remueven el SO_2 presente en los gases a tratar para convertirlo en algún producto aprovechable, lo pueden absorber o hacer reaccionar con un reactivo ácido o básico y obtener productos tales como: ácido sulfúrico, sulfato de amonio, sulfato de calcio, etc.

Entre los procesos secos se encuentran aquellos que utilizan, por ejemplo, cribas moleculares para remover el dióxido de azufre y pueden obtener productos como azufre, sulfato de calcio y dióxido de azufre, -- listo para hacerlo reaccionar y convertirlo en ácido sulfúrico.

PROCESOS HUMEDOS

PROCESO WELLMAN-LORD

1. Introducción.

Es un proceso para la recuperación de dióxido de azufre a partir de gases de chimenea. Es un proceso regenerativo basado en la limpieza del gas con una solución de sodio-bisulfito de sodio que fluye en contracorriente.

2. Historia.

Durante la mitad de los 60's, WellmanLord (W-L) comenzó a desarrollar un proceso para la recuperación de dióxido de azufre a partir de gases de chimenea. La primera planta W-L fue instalada en el año de 1968 en la estación Port Sutton de Tampa Electric Company's en Florida. Otras plantas piloto se construyeron y probaron en lugares como: a) Tampa Electric Company's Hooker's Paint Power plant, b) Baltimore Gas and Electric Company's Crane Station y c) Tampa Electric Company Gannon Station.

La primera planta comercial fue instalada para la planta de ácido sulfúrico de Olin Corporation en Paulsboro N.J., a principios de 1969. La segunda planta comercial fue contruida para Japan Synthetic Rubber Company en la ciudad de Ichihara, Chiba, Japón. La tercera planta comercial fue instalada en 1971 para Toa Nenryo Kogyo, Ltd en Kawasaki, Kanagawa, Japón.

3. Descripción.

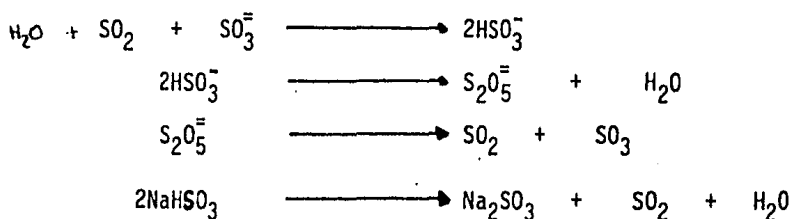
Los gases a tratar, se saturan en la parte baja de un absorbedor, donde por medio de espreas se rocía agua sobre y debajo del lecho. La solución absorbente, se alimenta en la parte alta.

El absorbente gastado pasa a un cristalizador calentado con vapor de baja presión (35 psig), a una temperatura de 133°C y 15.7 psia; logrando entonces la descomposición del bisulfito.

Los lodos que contienen sulfito de sodio pasan a una centrifuga, el licor madre se recicla y los sólidos entran a un tanque de dilución.

El dióxido de azufre húmedo que sale del evaporador pasa a un condensador donde sale el condensado hacia el tanque de dilución. El gas rico en dióxido de azufre se procesa para recuperarlo como ácido sulfúrico.

4. Reacciones Químicas:



5.0 Materia prima

Gases de chimenea con contenidos superiores de 6 000 ppm de dióxido de azufre

5.1 Reactivos

| | |
|----------------------------|------------------------------------|
| Agua | (H ₂ O) |
| Hidróxido de sodio al 100% | (NaOH) |
| Vapor | (H ₂ O) |
| Aire | (N ₂ + O ₂) |
| Sulfitos | (SO ₃ ⁼) |

5.2 Productos

Dióxido de azufre, para tratamiento y obtención de ácido sulfúrico.

6. Equipo

| | |
|--------------------|-----|
| Absorbedor | A-b |
| Cristalizador | Cz |
| Centrífuga | Ce |
| Condensador | Dc |
| Tanque de dilución | Td |

Tanque de dilución

Td

Cambiador de calor

c-c

7.0 Análisis.

7.1 Ventajas.

Todos los productos se utilizan como materia prima para las plantas de -- ácido sulfúrico

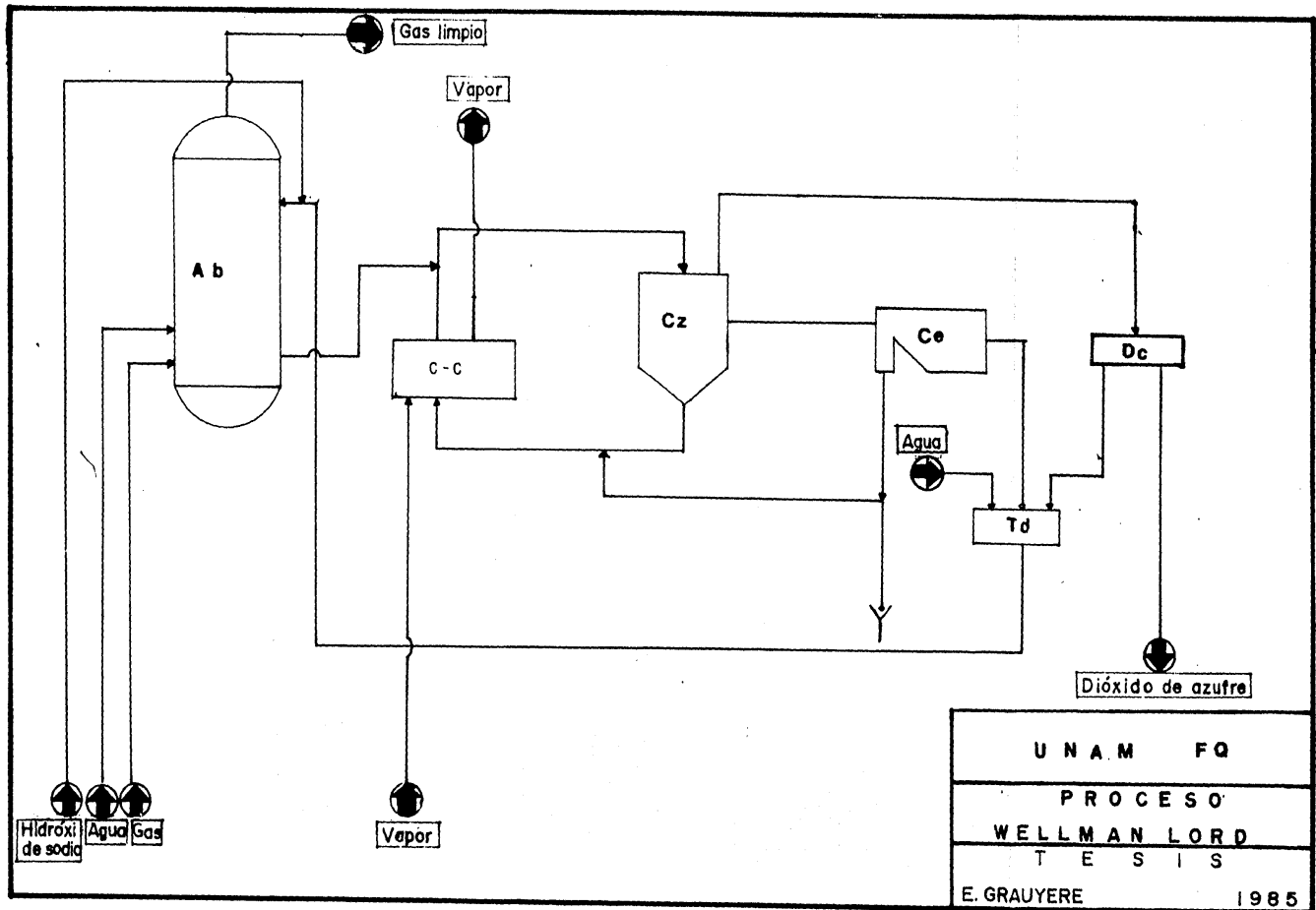
Materias primas accesibles

Bajo costo.

7.2 Desventajas.

Se requiere de un control muy estricto de los reactivos alimentados respecto- al efluente a tratar.

Se necesita de purga, a fin de controlar el sistema.



| | |
|--------------|------|
| UNAM | FQ |
| PROCESO | |
| WELLMAN LORD | |
| T E S I S | |
| E. GRAUYERE | 1985 |

PROCESO CHIYODA THOROUGHbred 101

1. Introducción.

Es un proceso húmedo para la desulfurización de gases de chimenea. Que sigue tres pasos principales: Absorción, Oxidación y Cristalización.

2. Historia.

Chiyoda Chemical Engineering y Construction Company Ltd de Yokohama, Japón desarrollaron un proceso llamado "Thoroughbred 101". Fue probado durante ciento cincuenta días de operación en una planta piloto de Japón, donde ya han sido instaladas ocho plantas comerciales. Una pequeña planta se encuentra en Florida.

3. Descripción.

El gas rico en dióxido de azufre pasa a un scrubber para su limpieza con agua con el fin de remover polvo e impurezas, después se enfría y pasa al absorbedor, siendo el absorbente ácido sulfúrico diluido. En este proceso la temperatura esta entre 49 y 72°C. Parte de los gases salen por la parte alta del absorbedor y pasan a un rehervidor para evitar la formación de corrientes ligeras en el venteo.

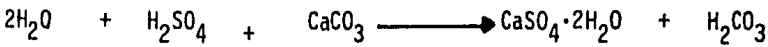
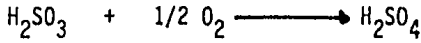
Los ácidos salen por el fondo, básicamente ácido sulfuroso y ácido sulfúrico diluido junto con una mezcla de catalizadores que entran al oxidador, donde entra también aire.

El ácido sulfuroso se oxida a ácido sulfúrico.

Parte del ácido se recicla hacia el absorbedor y la otra parte va al cristalizador en el que se recupera el catalizador y se recircula al sistema de Absorción-Oxidación. En el paso de la cristalización, se mezcla el ácido con carbonato de calcio para formar cristales de sulfato de calcio hidratado.

Los fondos pasan a una centrifuga; el licor madre y el agua blanca se recirculan al absorbedor y los cristales se secan y almacenan.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia prima.

Gases de combustión

5.1 Reactivos.

| | |
|-------------------------|-------------------------|
| Agua | H_2O |
| Acido sulfúrico diluido | H_2SO_4 |
| Carbonato de calcio | CaCO_3 |
| Aire | |

5.2.1 Productos Intermedios.

| | |
|--------------------|-------------------------|
| Acido Sulfuroso | H_2SO_3 |
| Trióxido de azufre | SO_3 |

5.2.2 Productos finales.

| | |
|-------------------|-----------------|
| Sulfato de calcio | CaSO_4 |
|-------------------|-----------------|

5.3 Eficiencia.

Aproximadamente 97%

6. Equipo

| | |
|---------------|-------------|
| Soplador | So-1, So-2. |
| Scrubber | Sb |
| Absorbedor | Ab |
| Oxidador | TO |
| Cristalizador | Cz |
| Centrifuga | Ce |

| | |
|---------------------------|-------------------------|
| Tanque de ácido sulfúrico | T-as |
| Tanque de licor madre | T-1m |
| Secador | S |
| Bombas | B-1, B-2, B-3, B-4, B-5 |

7.0 Análisis.

7.1 Ventajas.

Construcción simple

La continua recirculación elimina todas las corrientes de desperdicio causando con ello poca contaminación.

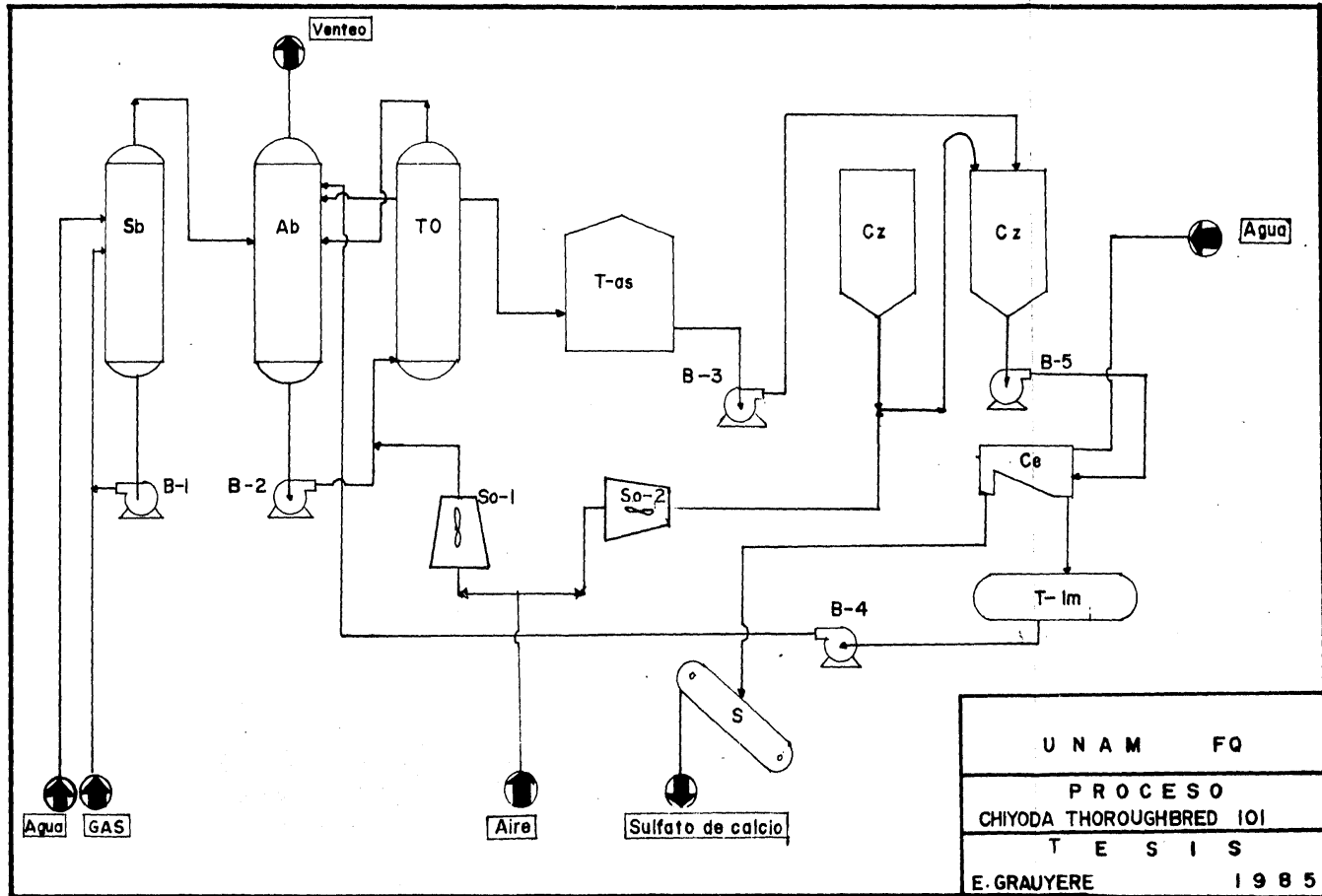
Alta calidad en el producto obtenido.

7.2 Desventajas.

Involucra manejo de ácido sulfúrico

Necesita catalizador

Obtiene como producto Sulfato de calcio.



| | |
|---|---------|
| U N A M F Q | |
| P R O C E S O | |
| C H I Y O D A T H O R O U G H B R E D 1 0 1 | |
| T E S I S | |
| E. GRAUYERE | 1 9 8 5 |

PROCESO SHOWA-DENKO

1. Introducción.

Es un proceso húmedo para la limpieza de gases provenientes de plantas de fundición.

2. Historia.

Este proceso se desarrolló por Cominco Co. Ltd,

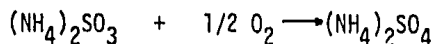
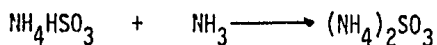
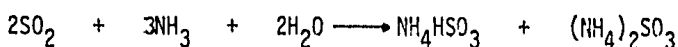
3. Descripción.

El gas a tratar, después de ser precalentado, se le agrega amoníaco con el fin de reducir la corrosión.

Se inyecta agua dentro de un ducto del scrubber para prevenir algún daño en la torre.

El líquido que sale de la torre, que contiene bisulfito de amonio y sulfito, entra a un tanque donde se trata con amoníaco para la conversión -- completa de sulfito, después se trata con aire para convertir el sulfito a - sulfato de amonio.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia Prima.

Gases de fundición.

5.1 Reactivos.

Amoníaco



Aire

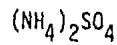


Agua



5.2 Productos

Sulfato de amonio



5.3 Eficiencia

Aproximadamente 90%

6. Equipo

Precaientador

Pc

Scrubber

Sb

Tanque de agitación

Tg

Tanque de oxidación

TO

7.0 Análisis.

7.1 Ventajas.

Es un proceso simple con baja caída de presión.

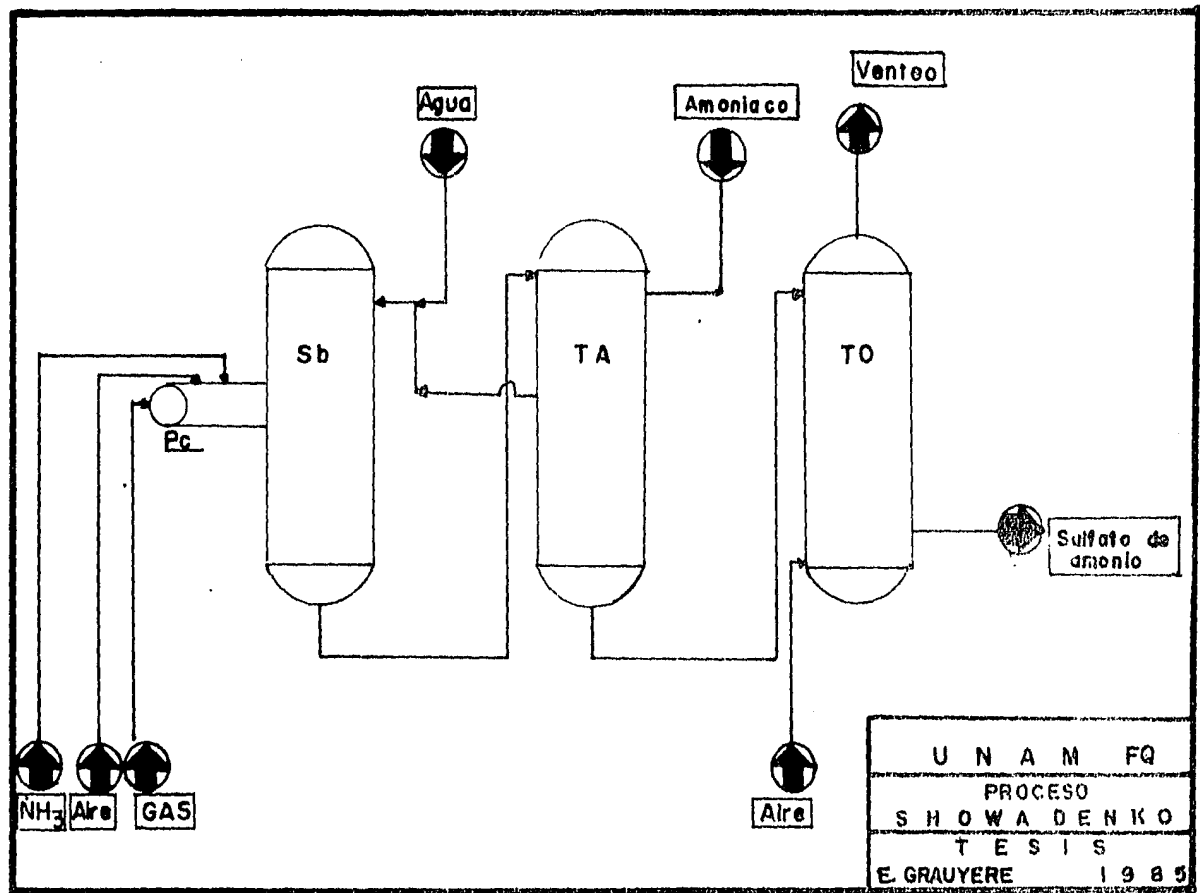
Obtiene como producto sulfato de amonio que es utilizado como fertilizante.

Materia prima accesible.

7.2 Desventajas.

La necesidad de enfriar el gas hasta 45°C.

Los materiales del equipo deben ser resistentes a la corrosión.



PROCESO DUAL ALKALI.

1. Introducción.

El proceso se basa en la alta capacidad de remoción del dióxido de azufre en soluciones de alto pH, utilizando entonces hidróxido de sodio como reactivo de absorción.

2. Historia.

Proceso realizado por Cornell y Dahlstrom, The Envirotech Corp.

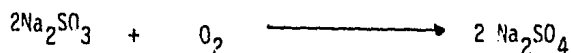
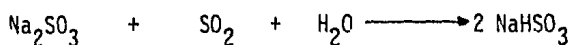
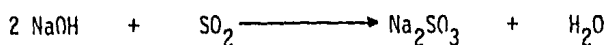
3. Descripción.

El gas a tratar entra al agotador donde reacciona con el hidróxido de sodio. El gas limpio antes de pasar a la chimenea, entra a un eliminador de niebla y luego a un soplador.

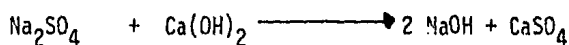
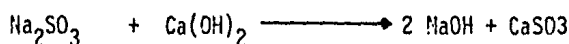
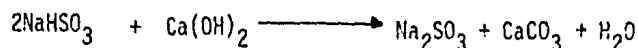
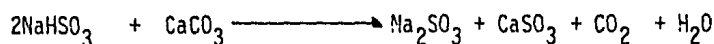
Los productos entran al proceso de regeneración del hidróxido de sodio y se obtiene sulfato de calcio como producto final.

4. Reacciones Químicas.

Absorción:



Regeneración:



5.0 Materia Prima.

Gases de combustión de plantas eléctricas o plantas de fundición.

5.1 Reactivos

| | |
|---------------------|---------------------|
| Hidróxido de sodio | NaOH |
| Carbonato de calcio | CaCO ₃ |
| Hidróxido de calcio | Ca(OH) ₂ |
| Agua | H ₂ O |

5.3 Eficiencia.

Entre 86 y 95%

6. Equipo.

| | |
|-----------------------------|-----|
| Agotador | A-S |
| Eliminador de niebla | EB |
| Tanque de reacción | RE |
| Soplador | So |
| Chimenea | Ch |
| Tanque para la regeneración | TØ |
| Separador líquido/sólido | Pr |

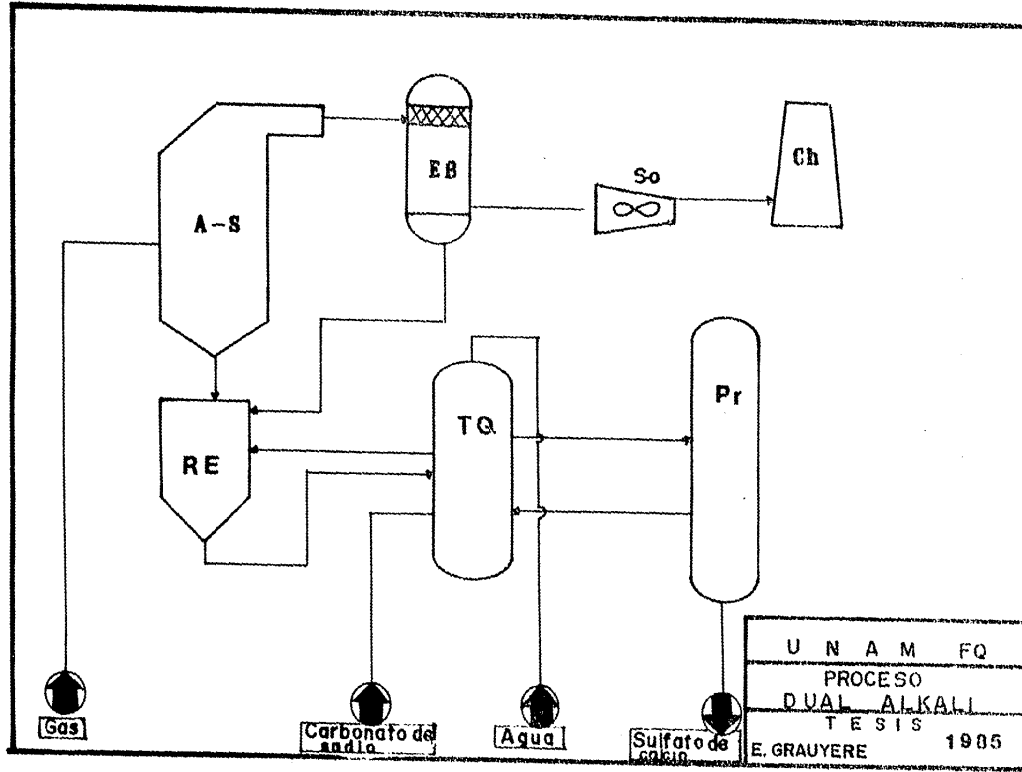
7.0 Análisis

7.1 Ventajas

Materia prima accesible

7.2 Desventajas

Obtiene como producto sulfato de calcio



PROCESO GRILLO-AGS

1. Introducción.

Es un proceso húmedo para la desulfurización de gases de chimenea y otros gases de desperdicio. Es un proceso de quimisorción que utiliza una solución acuosa como reactivo de absorción, teniendo como base compuestos óxido-hidratados de óxido de magnesio y dióxido de manganeso.

2. Historia

Para este proceso no se cuenta con información suficiente.

3. Descripción.

El reactivo fresco de absorción proviene de un silo, pasando continuamente a un tanque de almacenamiento de suspensión y ahí es hidratado. Luego la suspensión se bombea hacia los tubos absorbentes de reacción, fluyendo en paralelo con los gases a tratar.

Parte de la suspensión, cargada con azufre, sale de los tubos de reacción para pasar a un tanque de almacenamiento para el secado por espreas; y el gas desulfurizado pasa, a temperatura de 70°C, a un separador de niebla. El agua que se separa se recircula a la suspensión.

La suspensión cargada de azufre proveniente del tanque de almacenamiento se bombea hacia el secador de espreas, donde se une también al resto de la solución proveniente del agotador de niebla; ya seca la masa cargada, pasa a un silo para ser conducida después a la regeneración. Los gases que salen del agotador de niebla son por último llevados a una chimenea a la atmósfera.

El proceso de regeneración se lleva a cabo en hornos de lecho fluidizado. En ese momento la masa, así como los reactivos de reducción y el gas calcinado, contienen aproximadamente de 50 a 65% de dióxido de azufre en volumen. Después de dejar el horno el gas pasa a un regenerador de calor.

De ahí los líquidos pasan a un tanque de lechada. Luego a un filtro para después ir al tanque de oxidación y reciclarse de nuevo al tanque de almacenamiento.

Los gases entran a un ciclón, inmediatamente después pasan al precipitador electrostático donde se separan el dióxido de azufre y el reactivo de absorción.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia prima

Gases de chimenea o de desperdicio.

5.1 Reactivos

Oxido de Magnesio (MgO)

Dióxido de Manganeso (MnO₂)

5.2 Productos

Dióxido de azufre concentrado (SO₂)

5.3 Eficiencia

90% aproximadamente

6. Equipo

| | |
|-----------------------------|-----|
| Tanque de suspensión | TS |
| Tubos de absorción | TA |
| Tanque de almacenamiento | Ta |
| Tanque de oxidación | TO |
| Tanque de lechada | T-1 |
| Separador de niebla | SN |
| Precipitador electrostático | Pe |
| Horno | H |
| Recuperador de calor | RC |

| | |
|--------------------|------------|
| Silo | Li-1, Li-2 |
| Filtro | F |
| Secador de espreas | S-p |
| Chimenea | Ch |
| Agotador de niebla | An |
| Ciclón | C |

7.0 Análisis.

7.1 Ventajas.

El absorbente no causa problemas de contaminación

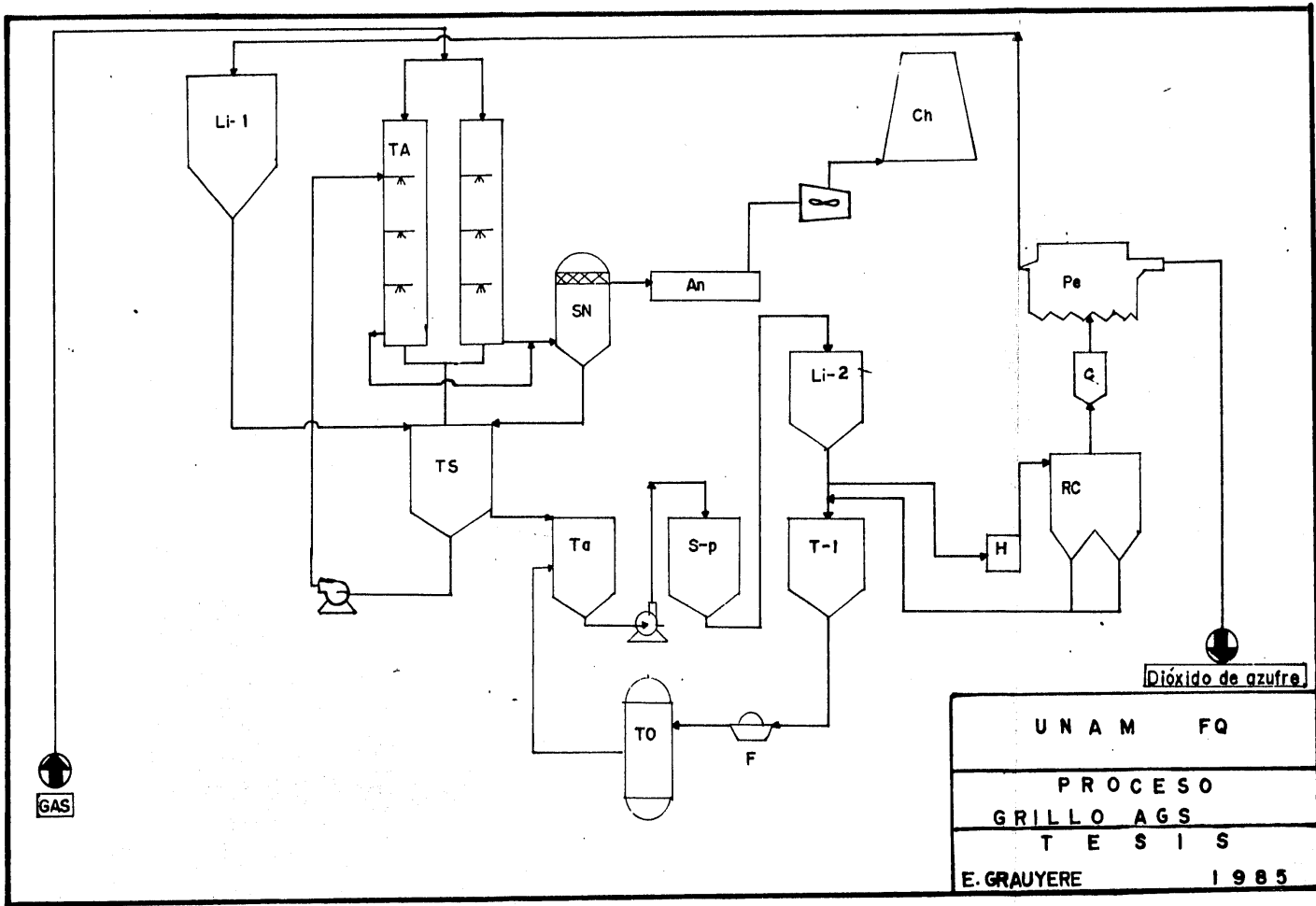
Se puede utilizar equipo de acero al carbón.

7.2 Desventajas.

Se necesita de reactivos caros,

Obtiene como producto SO_2 .

Solo en pequeña escala,



Dióxido de azufre

UNAM FQ

PROCESO
GRILLO AGS
T E S I S

E. GRAUYERE 1985

PROCESO DAP-MN

1. Introducción.

Este proceso se utiliza para remover óxidos de azufre de gases de chimenea, utilizando como absorbente dióxido de manganeso activado.

2. Historia.

Para el proceso no se cuenta con datos necesarios.

3. Descripción.

Es un proceso que consiste en cuatro pasos: absorción, regeneración, separación de hollín y cristalización.

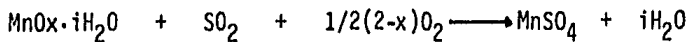
Dentro del absorbedor se dispersa el gas y el absorbente es alimentado, donde reacciona con los óxidos de azufre; de aquí el sulfato de manganeso resultante en exceso pasa a un separador mecánico y precipitador electrostático, para ser colectado. Una parte se regresa, en forma de sólidos al absorbedor y el resto se regenera y recicla.

El segundo paso, la regeneración, se lleva a cabo en una torre, donde se sopla aire comprimido dentro de una solución de sulfato de manganeso, previamente hecha a temperatura ambiente, obteniendo una solución de sulfato de amonio. La presión del aire es de aproximadamente cinco atmósferas y la solución acuosa contiene un exceso de dióxido de amonio.

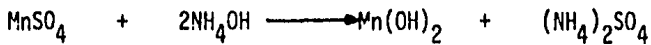
Al salir de la torre, se separa el hollín, pasando después la solución a un filtro; y de ahí una parte es reciclada, mientras que la otra entra a un cristalizador.

4. Reacciones Químicas.

Absorción



Regeneración



$$x = (1.5 - 1.8), \quad i = (0.1 - 1.0)$$

5.0 Materia prima.

Gases de combustión de la industria petroquímica y plantas eléctricas.

5.1 Reactivos

| | |
|----------------------|---------------------------|
| Hidróxido de amonio, | NH_4OH |
| Agua | H_2O |
| Aire | $\text{N}_2 + \text{O}_2$ |

Dióxido de manganeso activado, es una clase de compuesto no estequiométrico cuyos rayos-x no se pueden encontrar en el ASTM tienen una gran afinidad con el dióxido de azufre a temperaturas de 100°C a 180°C.

5.2 Productos.

| | |
|-------------------|------------------------------|
| Sulfato de amonio | $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ |
|-------------------|------------------------------|

5.3 Eficiencia.

Aproximadamente 93%

6. Equipo.

| | |
|---|------|
| Absorbedor | Ab |
| Colector: separador mecánico-precipitador eléctrico | Co |
| Tanque de solución | T-so |
| Separador de Hollín | Sh |

| | |
|--------------------|------------|
| Filtro | F |
| Compresor | Cp |
| Mezclador | Mz |
| Bombas | B-1, B-2 |
| Torre de oxidación | T0 |
| Sopladores | So-1, So-2 |

7.0 Análisis.

7.1 Ventajas.

Se obtiene sulfato de amonio de excelente calidad.

Poca caída de presión

Puede utilizar equipos de acero al carbón.

7.2 Desventajas.

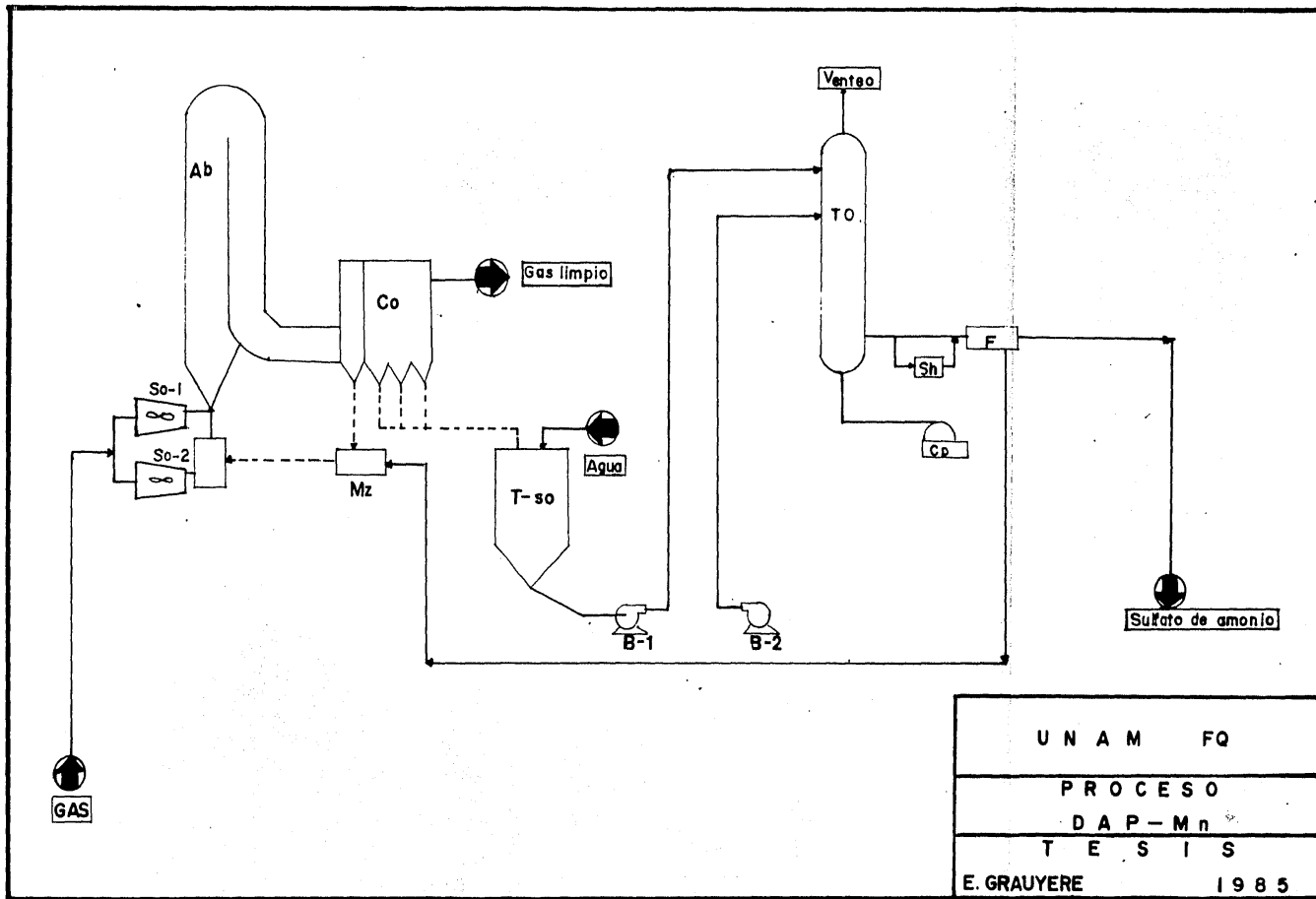
Se requiere de equipo no muy usual

La emisión de compuestos de manganeso son peligrosos para la salud.

8. Requisitos para la operación.

La absorción debe ser a una temperatura entre 100 y 180°C. La cantidad de sólidos reciclados debe ser de 150 a 200 g/Nm³ con un tamaño medio de partícula de 40 μ .

Alrededor de 10% de los sólidos alimentados son removidos en el fondo de la torre de absorción, mientras que el 90% se remueve con la corriente de gas. La cantidad de absorbente que escapa junto con el gas del precipitador electrostático, es menos de 10 mg/Nm³ y el contenido de manganeso es menor del 15%.



| |
|------------------|
| UNAM FQ |
| PROCESO |
| DAP-Mn |
| TESIS |
| E. GRAUYERE 1985 |

PROCESO STONE AND WEBSTER/IONICS SO₂

1.- Introducción.

Es un proceso húmedo que utiliza una solución cáustica como medio de absorción, para la remoción de gases de combustión.

2.- Historia.

Es un proceso elaborado por J.J. Hamphries y S.B. Zdanik.

3.- Descripción.

Los gases a tratar, a una temperatura de entre 85 y 114°C, entran a un precipitador y posteriormente al absorbedor. Como primer paso en el absorbedor se enfría en gas a una temperatura de 52-65°C. La solución cáustica junto con una solución de sulfito de sodio, entran por la parte alta del absorbedor para hacer reaccionar el gas y obtener bisulfito de sodio como producto de la absorción.

La solución resultante, conteniendo parte de sulfito y parte de bisulfito de sodio, reacciona con ácido sulfúrico y así producir sulfato de sodio como producto final. Esta segunda reacción hace que se libere el dióxido de azufre, el cual se separa, seca y concentra, así está listo para ir a las plantas de ácido sulfúrico.

La solución de sulfato de sodio se bombea a una celda electrolítica para la regeneración de la solución de sosa y se recicla al absorbedor.

El gas limpio pasa a un precalentamiento antes de entrar a la chimenea.

4.- Reacciones Químicas

Sin reacciones.

5.0 Materia prima

Gases de combustión de plantas eléctricas.

5.- Reactivos.

| | |
|---------------------------|--------------------------------|
| Solución de sosa cáustica | NaOH |
| Acido sulfúrico | H ₂ SO ₄ |

5.2 Productos

| | |
|-------------------------------|--------------------------------|
| Dióxido de azufre concentrado | SO ₂ |
| Acido sulfúrico concentrado | H ₂ SO ₄ |

5.3 Eficiencia

93% aproximadamente.

6.- Equipo

| | |
|--------------|----|
| Precipitador | Pe |
| Absorbedor | Ab |

PROCESO STONE AND WEBSTER/IONICS SO₂

1.- Introducción.

Es un proceso húmedo que utiliza una solución cáustica como medio de absorción, para la remoción de gases de combustión.

2.- Historia.

Es un proceso elaborado por J.J. Hamphries y S.B. Zdanik.

3.- Descripción.

Los gases a tratar, a una temperatura de entre 85 y 114°C, entran a un precipitador y posteriormente al absorbedor. Como primer paso en el absorbedor se enfría en gas a una temperatura de 52-65°C. La solución cáustica junto con una solución de sulfito de sodio, entran por la parte alta del absorbedor para hacer reaccionar el gas y obtener bisulfito de sodio como producto de la absorción.

La solución resultante, conteniendo parte de sulfito y parte de bisulfito de sodio, reacciona con ácido sulfúrico y así producir sulfato de sodio como producto final. Esta segunda reacción hace que se libere el dióxido de azufre, el cual se separa, seca y concentra, así está listo para ir a las plantas de ácido sulfúrico.

La solución de sulfato de sodio se bombea a una celda electrolítica para la regeneración de la solución de sosa y se recicla al absorbedor.

El gas limpio pasa a un precalentamiento antes de entrar a la chimenea.

4.- Reacciones Químicas

Sin reacciones.

5.0 Materia prima

Gases de combustión de plantas eléctricas.

5.- Reactivos.

Solución de sosa cáustica NaOH

Acido sulfúrico H₂SO₄

5.2 Productos

Dióxido de azufre concentrado SO₂

Acido sulfúrico concentrado H₂SO₄

5.3 Eficiencia

93% aproximadamente.

6.- Equipo

Precipitador Pe

Absorbedor Ab

| | |
|---------------------|--------------------|
| Pre calentador | Pc |
| Bombas | B-1, B-2 |
| Celda electrolítica | C-E1 |
| Stripper | A-S |
| Tanques | T-1, T-2, T-3, T-4 |
| Tanque de sedimento | T-se |

7.0 Análisis

7.1 Ventajas

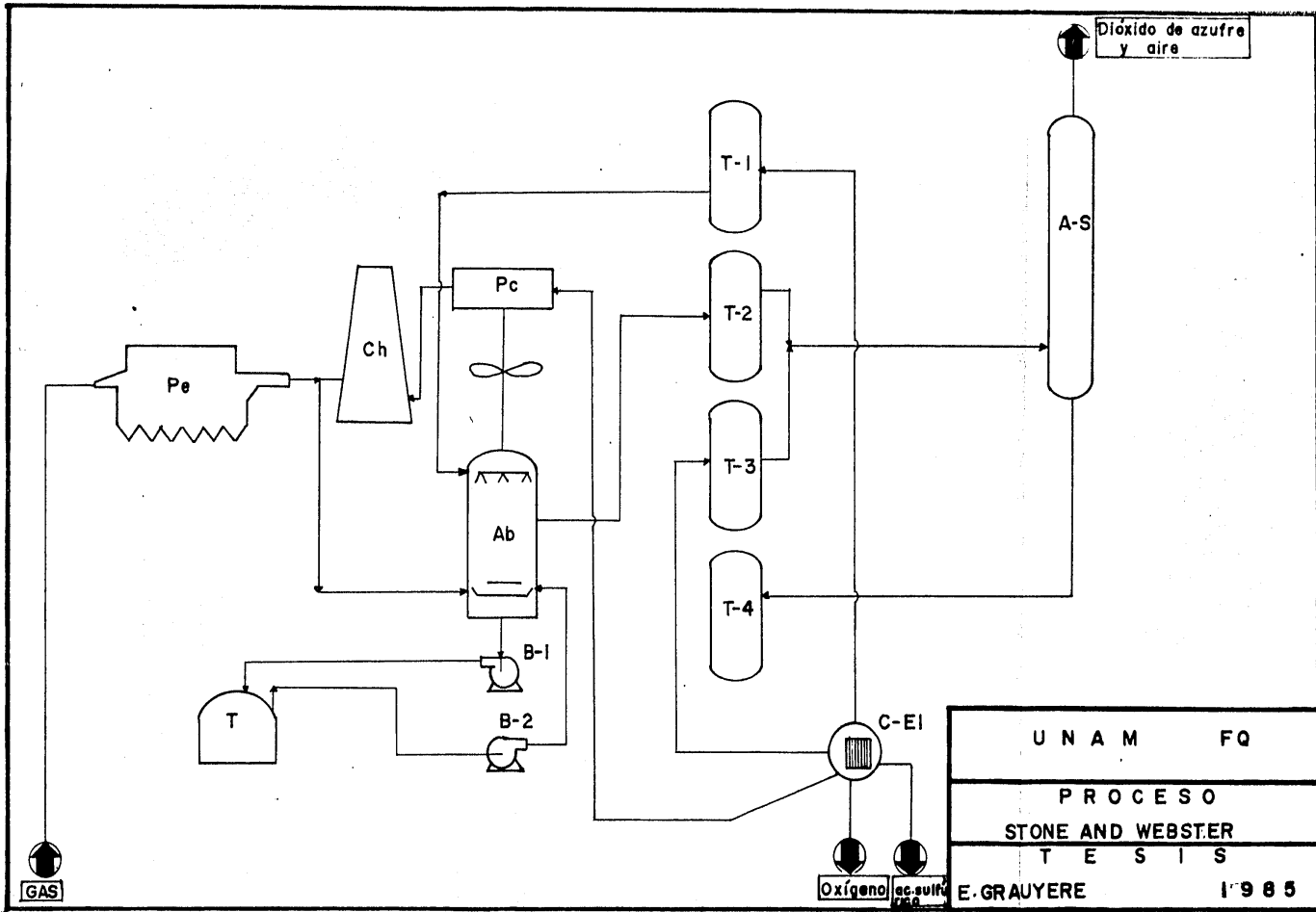
Materia prima accesible

7.2 Desventajas.

Manejo de ácido sulfúrico

Obtiene como producto SO_2

Requiere de alto consumo de electricidad.



| | |
|-------------------------------|---------|
| U N A M | F Q |
| P R O C E S O | |
| S T O N E A N D W E B S T E R | |
| T E S I S | |
| E. GRAUYERE | 1 9 8 5 |

PROCESO ALKALIZED ALUMINA (U.S. BUREAU OF MINES)

1. Introducción.

Proceso a alta temperatura para absorción de gases de chimenea.

2. Historia.

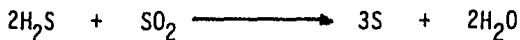
Para este proceso no se cuenta disponible en la literatura abierta.

3. Descripción.

El gas entra a un colector de polvo a una temperatura de 300°C para pasar luego al absorbedor que utiliza alúmina alcalizada. Los gases que salen del absorbedor, antes de ir a la atmósfera entran a un precalentador.

El absorbente, sulfato de sodio, después de ser utilizado pasa al regenerador, para reducir el sulfato de sodio, a temperatura de 615°C aproximadamente y así obtener ácido sulfhídrico y óxido de sodio junto con la alúmina. La alúmina alcalizada regenerada se recicla y el ácido sulfhídrico se convierte a azufre elemental.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia prima.

Gases de chimenea

5.1 Reactivos

Alúmina

5.2 Productos.

Acido sulfhídrico (H₂S) para obtener azufre

5.3 Eficiencia.

90% aproximadamente

6. Equipo.

| | |
|-----------------------|----|
| Colector de polvo | Co |
| Absorbedor | Ab |
| Precalentador de aire | Pc |
| Regenerador | RG |

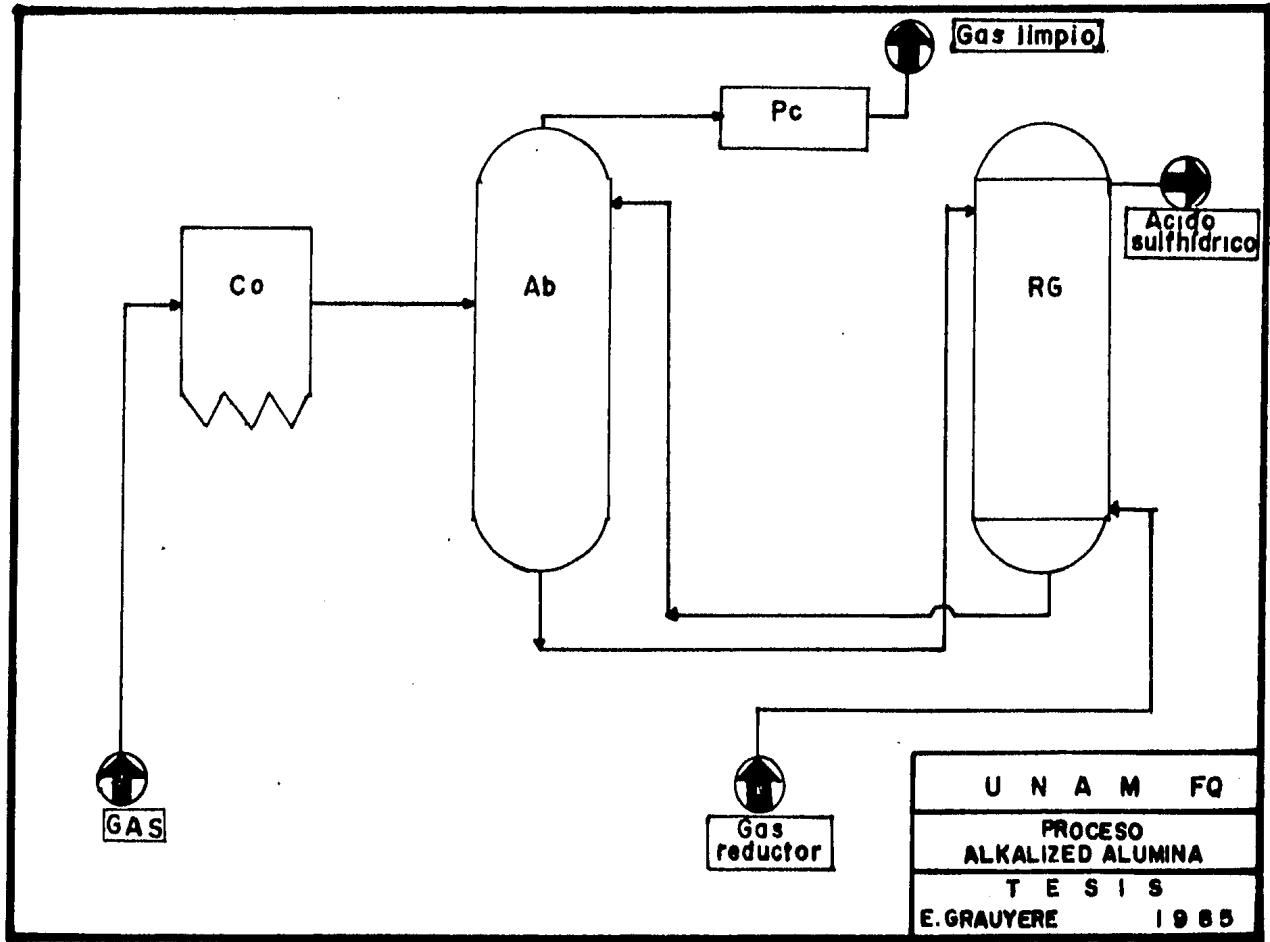
7.0 Análisis

7.1 Ventajas.

Baja caída de presión
Equipo con material de acero al
carbón.

7.2 Desventajas.

Obtiene como productos ácido sul-
fídrico.



| | |
|------------------------------|------|
| U N A M F Q | |
| PROCESO ALKALIZED ALUMINA | |
| T E S I S | |
| E. GRAUYERE | 1965 |

PROCESO LIGNITE ASH

1. Introducción.

Absorbe dióxido de azufre de gases de combustión de plantas eléctricas mediante ceniza de carbonato de calcio.

2. Historia.

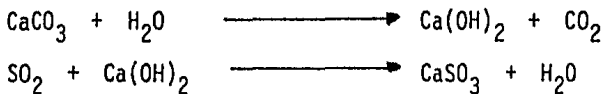
La firma de ingeniería Carl Still, desarrolló este proceso.

3. Descripción.

La ceniza, la cual tiene una gran cantidad de calcio, se hidrata antes de usarla para convertirla en hidróxido de calcio.

Entonces el gas y el absorbente se ponen en contacto en un reactor; obteniendo así un gas limpio y como producto sulfito de calcio, el cual se calienta para producir dióxido de azufre y luego alimentarse a una planta de ácido sulfúrico.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia prima.

Gases salientes de plantas eléctricas.

5.1 Reactivos

Carbonato de calcio

CaCO_3

5.2 Productos

Dióxido de azufre para convertirse a ácido sulfúrico

5.3 Eficiencia.

Más de 90%

6. Equipo

| | |
|------------|------|
| Mezclador | Mz |
| Reactor | RE |
| Calentador | Ca-1 |
| Bomba | B-1 |

7.0 Análisis

7.1 Ventajas.

Bajo costo del absorbente

Baja caída de presión

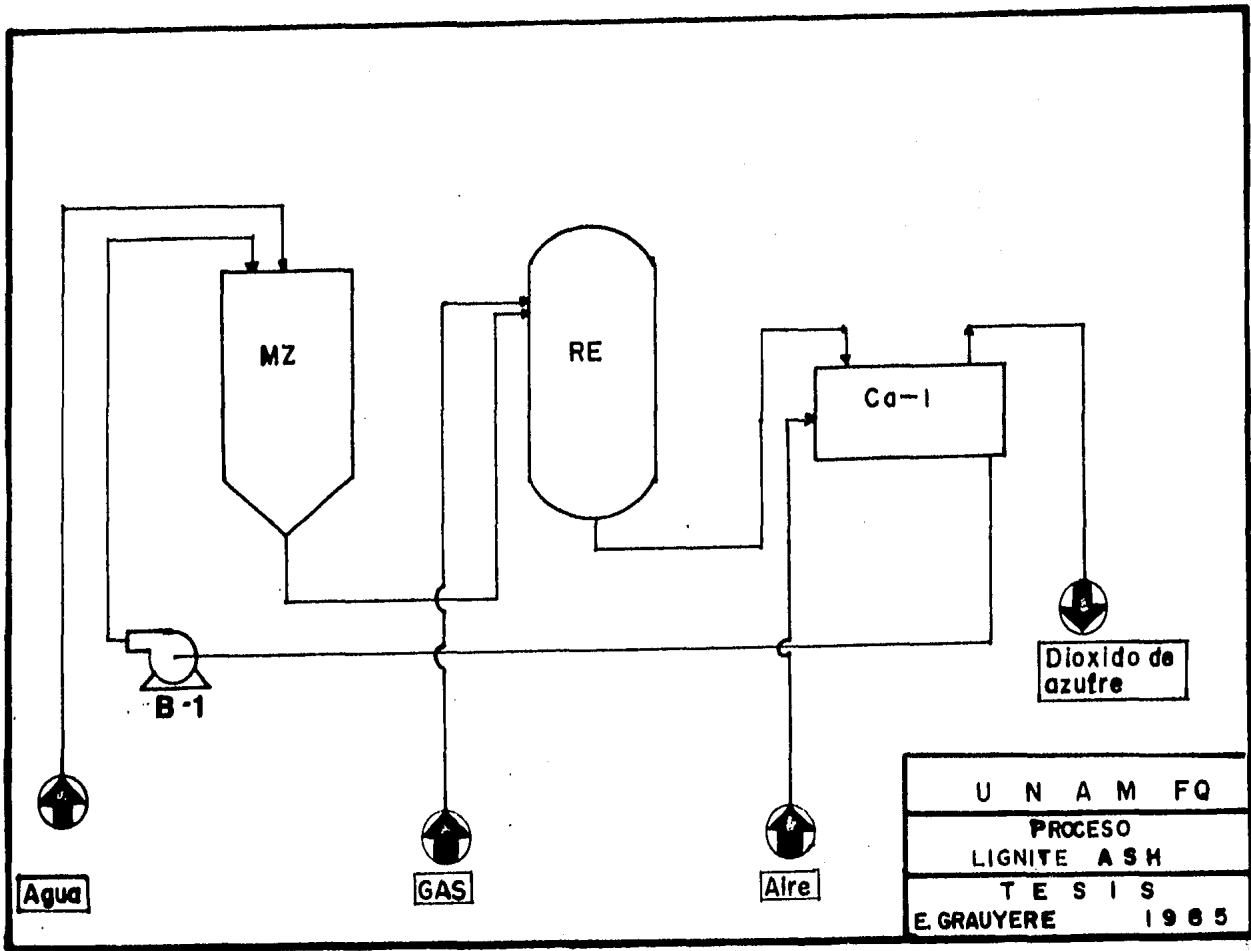
Poco enfriamiento del gas

No provoca corrosión

7.2 Desventajas.

La materia prima no existe en grandes cantidades.

La probable formación de sulfato mientras dura la absorción podría interferir con la recirculación, a menos que sea fácil de separarse.



PROCESO WELLMAN LORD/ALLIED CHEMICAL

1. Introducción.

Este proceso consiste en la reducción catalítica del dióxido de azufre a azufre elemental proveniente de gases de combustión de plantas eléctricas. Siendo el dióxido de azufre absorbido con una solución de sulfito de sodio.

2. Historia.

No se pudo encontrar información alguna acerca del tema.

3. Descripción.

Para su desarrollo, el proceso sigue tres pasos: limpieza (scrubbing), evaporación-cristalización y separación del sulfato de sodio.

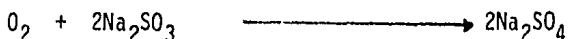
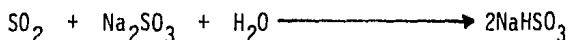
El gas que sale de las plantas eléctricas, primero se satura con agua, para ponerse en contacto después con la solución absorbidora dentro del scrubber. El gas que sale ya limpio, pasa primero a un calentador para pasar después a una chimenea y a la atmósfera.

La solución que sale del primer paso, una parte pasa a un cristalizador para obtener sulfato de sodio y la otra entra al equipo de evaporación-cristalización. Dentro de este equipo el sulfito de sodio se cristaliza y el dióxido de azufre y agua se liberan en forma de gases, los cuales pasan después a una reducción y se convierte el dióxido de azufre a azufre elemental.

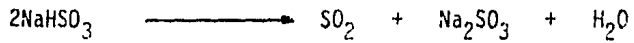
El sulfito de sodio se regenera y se recicla al scrubber.

4. Reacciones Químicas

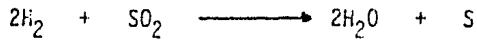
Absorción:



Evaporación



Reducción



5.0 Materia prima.

Gases de combustión de plantas eléctricas.

5.1 Reactivos.

| | |
|------------------|--------------------------|
| Sulfito de sodio | Na_2SO_3 |
| Hidrógeno | H_2 |
| Agua | H_2O |
| Vapor | H_2O |

5.2 Productos.

| | |
|------------------|--------------------------|
| Sulfato de sodio | Na_2SO_4 |
| Azufre | S |

5.3 Eficiencia.

Obtiene gases con menos de 200 ppm de dióxido de azufre.

6. Equipo.

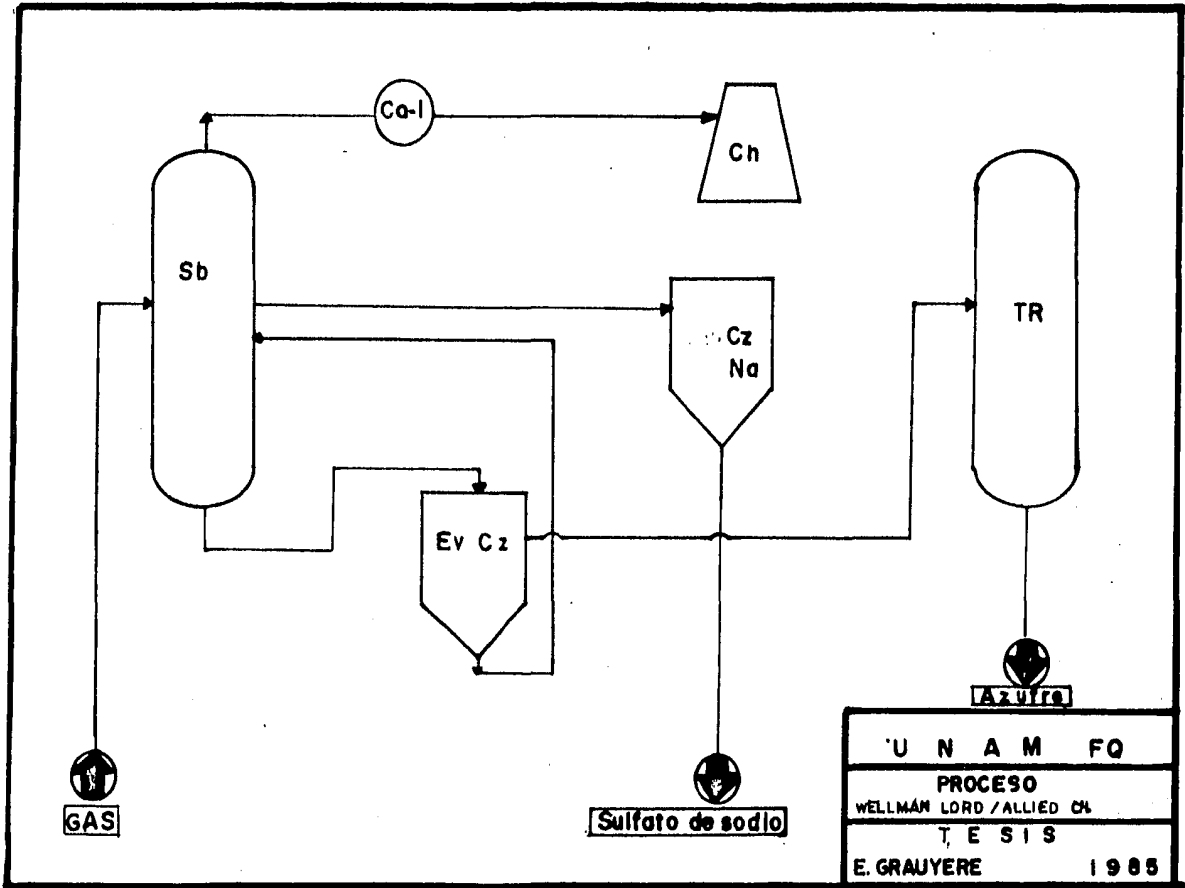
| | |
|-----------------------------------|-------|
| Scrubber | Sb |
| Calentador | Ca-1 |
| Evaporador-cristalizador | Ev-Cz |
| Cristalizador de sulfato de sodio | Cz-Na |
| Chimenea | Ch |
| Torre reductora | TR |

7.0 Análisis

7.1 Ventajas

No requiere de materia prima complicada.

Maneja gases con altas concentraciones de SO_2



| | |
|--------------------------|------|
| U N A M F O | |
| PROCESO | |
| WELLMAN LORD / ALLIED CH | |
| T E S I S | |
| E. GRAUYERE | 1985 |

PROCESO IFP

1. Introducción.

Utilizado para tratar gases de combustión de evaporadores y gases de salida de plantas Claus.

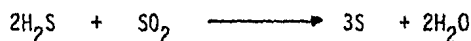
2. Historia.

El Institut Francais de Petróleo (IFP), de Rueil-Malmaison, Francia, fue quien desarrolló este proceso. El proceso fue completamente dirigido en Francia y ahora tiene 25 plantas comerciales, en operación o construcción.

3. Descripción.

Los gases a tratar, teniendo una temperatura de aproximadamente 126.67°C, entran a un reactor. El gas fluye a contracorriente con el disolvente (catalizador). Saliendo por la parte alta el gas limpio y por el fondo la solución que a la vez se recircula al reactor, completando el catalizador faltante. La temperatura se tiene que mantener entre 127 y 137°C. El azufre líquido se separa de la parte baja del tanque.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia prima.

Gases de combustión.

5.1 Reactivos.

Catalizador. El disolvente es un polietilenglicol con peso molecular de 400, conteniendo como catalizador una sal metálica.

5.2 Productos.

Azufre

S

5.3 Eficiencia.

Aproximadamente 99.3 %

6. Equipo.

Reactor, que es una torre empacada RE

Tanque separador ST

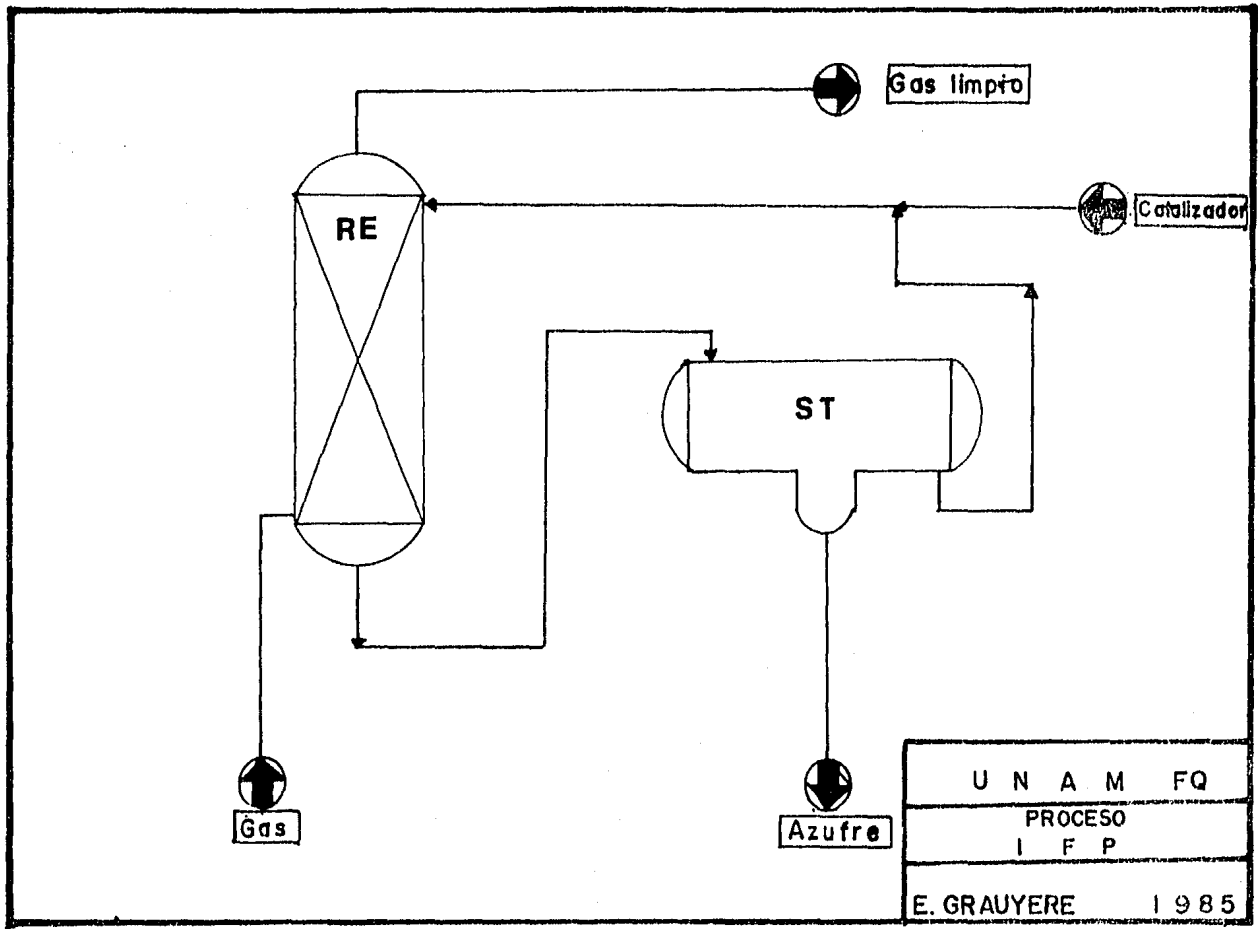
7.0 ANALISIS

7.1 Ventajas.

Obtiene como producto azufre

7.2 Desventajas.

Utiliza catalizador.



| |
|------------------|
| U N A M F Q |
| PROCESO I F P |
| E. GRAUYERE 1985 |

PROCESO CATALYTIC/IFP AMONIA

1. Introducción.

Proceso que se utiliza para tratar gases salientes de plantas eléctricas.

2. Historia.

No se cuenta con los datos necesarios.

3. Descripción.

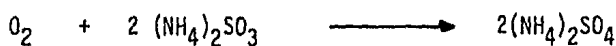
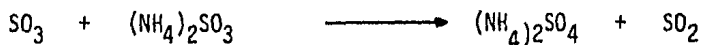
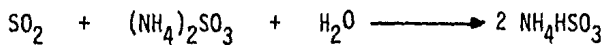
Los gases primero se saturan con agua; para ponerse después en contacto con una salmuera de sulfito de amonio, con el fin de remover los óxidos de azufre. Los gases se descargan a una chimenea, pero antes se lavan con agua o ácido, para remover el amonio residual gaseoso.

Del fondo de la torre sale la corriente concentrada de salmuera y entran al evaporador, donde se separan los cristales de sulfato y se descomponen los sulfitos a amoniaco, dióxido de azufre y agua.

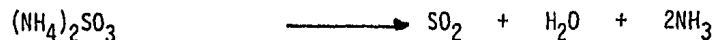
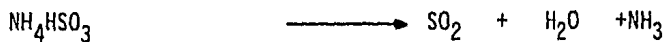
Los cristales de sulfato se descomponen en una atmósfera reductora.

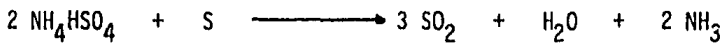
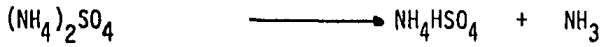
Dos tercios del dióxido de azufre se reducen a ácido sulfhídrico; este reacciona con el resto del dióxido de azufre en un reactor para obtener azufre elemental.

4. Reacciones Químicas.

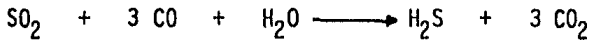


Evaporador

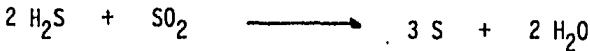




Generador de H_2S



Reactor



5.0 Materia prima.

Gases de plantas eléctricas

5.1 Reactivos

Sulfito de amonio $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$

Agua H_2O

Aire $\text{N}_2 + \text{O}_2$

5.2 Productos

Azufre S

5.3. Eficiencia

Obtiene menos de 200 ppm del dióxido de azufre

6. Equipo.

Scrubber Sb

Evaporador Ev

Reductor TR-1, TR-2

Reactor RE

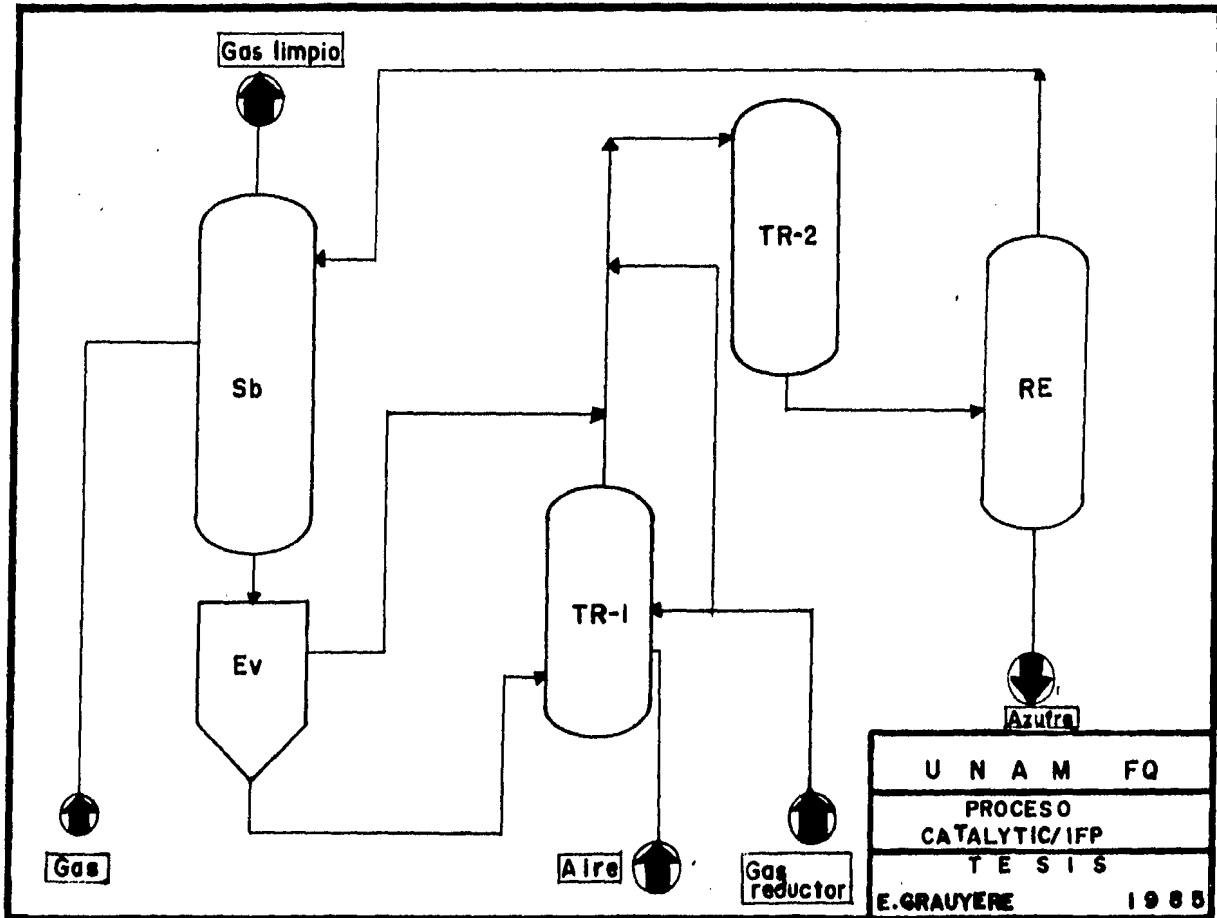
7.0 Análisis

7.1 Ventajas

Utiliza reactivos accesibles. Obtiene como producto azufre

7.2 Desventajas

La eficiencia de remoción es muy baja



| | | | | |
|-----------------------|--|--|--|------|
| U N A M F Q | | | | |
| PROCESO CATALYTIC/IFP | | | | |
| T E S I S | | | | |
| E. GRAUYERE | | | | 1985 |

PROCESO AQUEOS CARBONATE

1. Introducción.

Este proceso utiliza como medio de remoción del dióxido de azufre en gases de combustión de plantas eléctricas, una solución de carbonato de sodio.

2. Historia.

No se cuenta con la información necesaria.

3. Descripción.

Los gases a tratar, entran a una torre de absorción por medio de un soplador y ahí se dispersa la solución. El dióxido de azufre presente en el gas reacciona con la solución y el agua se evapora.

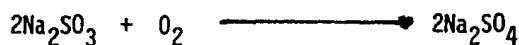
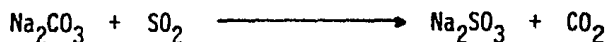
Los sólidos producidos por la evaporación del agua, son colectados, mientras que el gas limpio se descarga a la chimenea por medio de un segundo soplador.

Los sólidos se llevan a un reactor de sal fundida, al cual se le alimenta un exceso de coque. Los productos de la reducción, se enfrían, se disuelven en agua y se filtran. La solución regenerada se recircula al absorbedor.

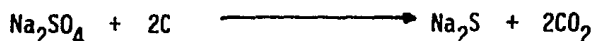
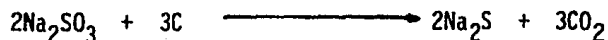
El azufre se recupera del ácido sulfhídrico en un reactor.

4. Reacciones Químicas

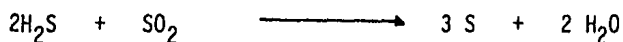
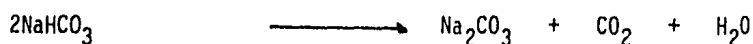
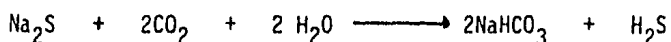
Absorción:



Reducción:



Recuperación:



5.0 Materia prima.

Gases de combustión de plantas eléctricas.

5.1 Reactivos.

Carbonato de sodio



Coque

C

Agua



Aire



5.2 Productos

Azufre

S

5.3 Eficiencia.

Obtiene menos de 200 ppm de dióxido de azufre en los gases limpios.

6. Equipo.

Absorbedor

Ab

Colector

C-o

Reductor

TR

Recuperador

R

Reactor

RE

2 Sopladores

So-1, So-2

Chimenea

Ch

7.0 Análisis

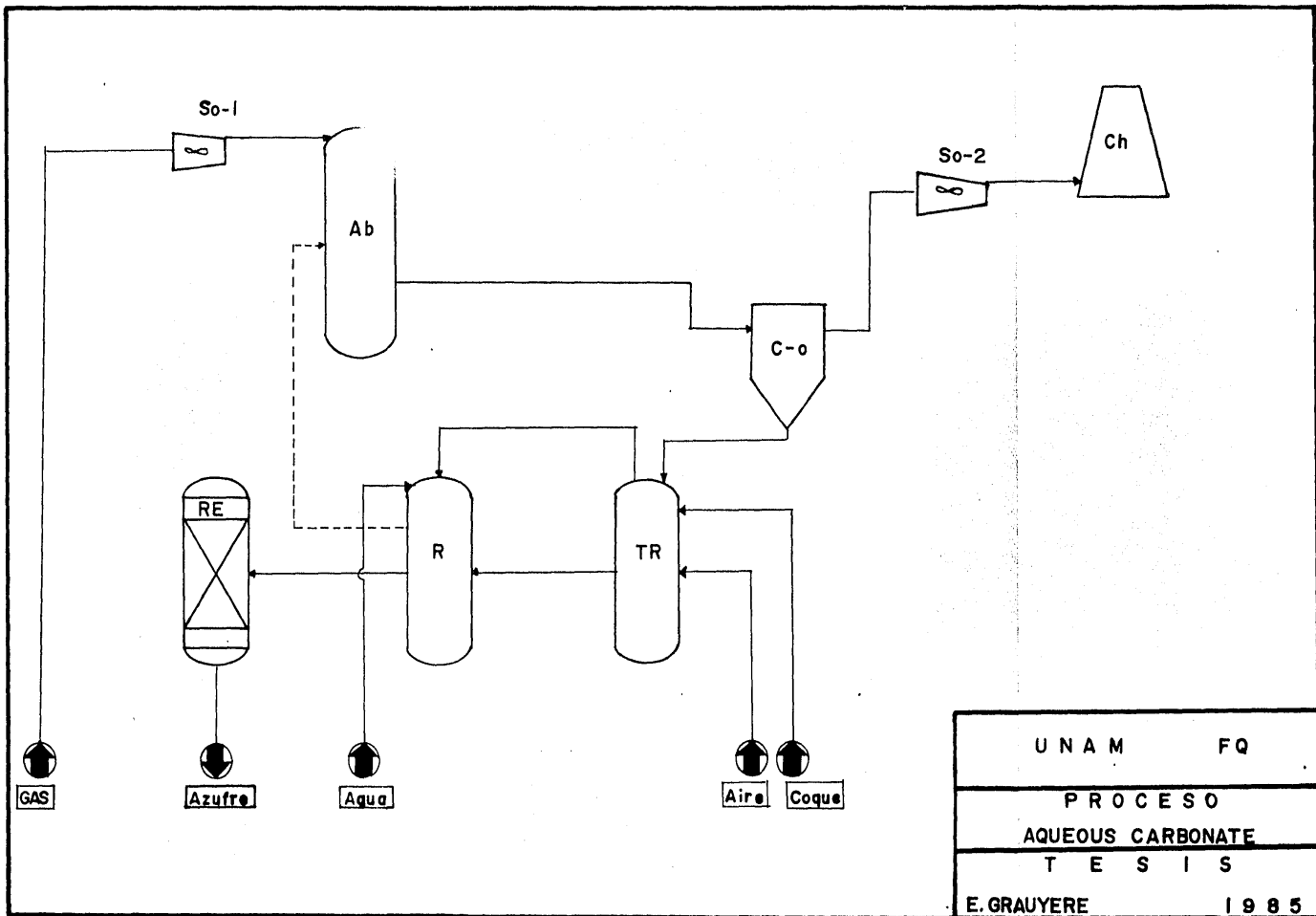
7.1 Ventajas

Obtiene como producto azufre

7.2 Desventajas

Los reactivos utilizados son poco comunes

La eficiencia de remoción es baja



| | |
|-------------------|------|
| UNAM | FQ |
| PROCESO | |
| AQUEOUS CARBONATE | |
| T E S I S | |
| E. GRAUYERE | 1985 |

PROCESO NON-REGENERATIVE

1. Introducción.

Proceso para la remoción de dióxido de azufre de gases de combustión que utiliza piedra caliza o carbonato de calcio.

2. Historia.

No se tiene la información requerida.

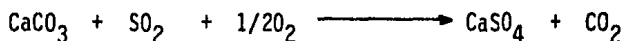
3. Descripción.

Primero el gas pasa a un lavado con agua y después el gas se envía a una torre oxidadora, donde el dióxido de azufre reacciona con el absorbente. El absorbente entra a la torre en forma de lodos, contenido de 5 a 15% de sólidos.

El gas limpio deja la torre para pasar después a una chimenea. El lodo gastado se descarga hacia un tanque y pasa después a un clarificador, donde se separan los desperdicios del lodo.

El lodo se filtra para reducir el contenido de agua y concentrar los sólidos, para después desecharlos.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia prima

Gases de combustión con ácido sulfhídrico

5.1 Reactivos

Carbonato de calcio CaCO_3

Agua H_2O

5.2 Productos

Azufre fundido S

5.3 Eficiencia.

de 70 a 85%

6. Equipo

| | |
|----------------------|-----|
| Torre lavadora | TL |
| Torre oxidadora | TO |
| Clarificador | Cf |
| Tanque | T |
| Filtro | F |
| Dispositivo de lodos | D-1 |

7.0 Análisis

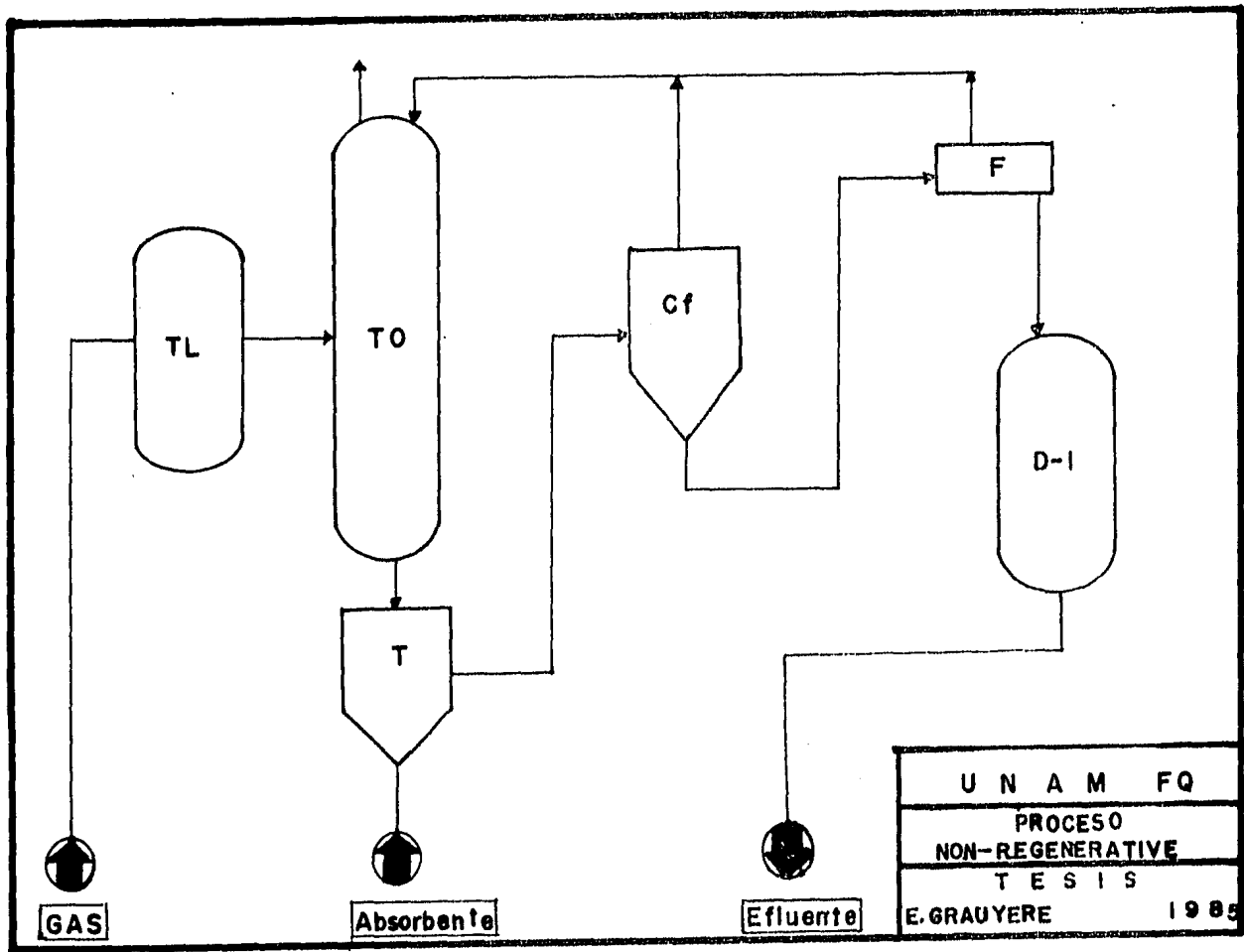
7.1 Ventajas

Utiliza reactivos de bajo costo

Obtiene como producto azufre.

7.2 Desventajas.

La eficiencia de remoción es muy baja.



PROCESO SHELL SCOT

1. Introducción

Reduce todos los compuestos azufrosos presentes en los gases de combustión a ácido sulfhídrico, seguida de una absorción.

2. Historia.

Este proceso fue anunciado a la industria en 1972. Desarrollado por Royal-Dutch/Shell laboratories in the Netherlands. Se autorizó en Estados Unidos por Shell Development Co. de Houston, Texas.

Las primeras dos instalaciones fueron pequeñas e instaladas para Champlin Petroleum y Douglas Oil, en California.

3. Descripción.

Este proceso consta de tres pasos principales:

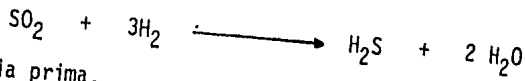
- A) Calentamiento y reducción
- B) Enfriamiento (quenching)
- C) Absorción.

En el primer paso, los gases se calientan alrededor de 300°C. para después reaccionar con hidrógeno (u otro gas reductor) sobre un catalizador. Así todos los compuestos azufrosos (SO_2 , S, COS, CS_2 . etc.) se reducen a ácido sulfhídrico. El gas que sale del reactor se enfría a temperatura ambiente, puesto que las reacciones son muy exotérmicas; en un cambiador de calor.

El paso final involucra la absorción selectiva de H_2S en una solución Alcalonamina, normamente DEA.

El gas que sale del absorbedor contiene por lo general entre 200 y 500 ppmv de ácido sulfhídrico. El gas se incinera antes de salir a la atmósfera.

4. Reacciones Químicas



5.0 Materia prima.

Gases de combustión ricos en compuestos de azufre.

5.1 Reactivos.

Catalizador, siendo uno de Cobalto-Molibdeno

Gas Reductor

DEA

5.2 Productos

Gases limpios de compuestos de azufre.

5.3 Eficiencia.

99.8 % aproximadamente

6. Equipo

Calentador

Ca-1

Reactor (reductor)

RE

Torre enfriadora

TF

Absorbedor

Ab

Cambiador de calor

c-c-1, c-c-2

Bomba

B-1

7.0 Análisis

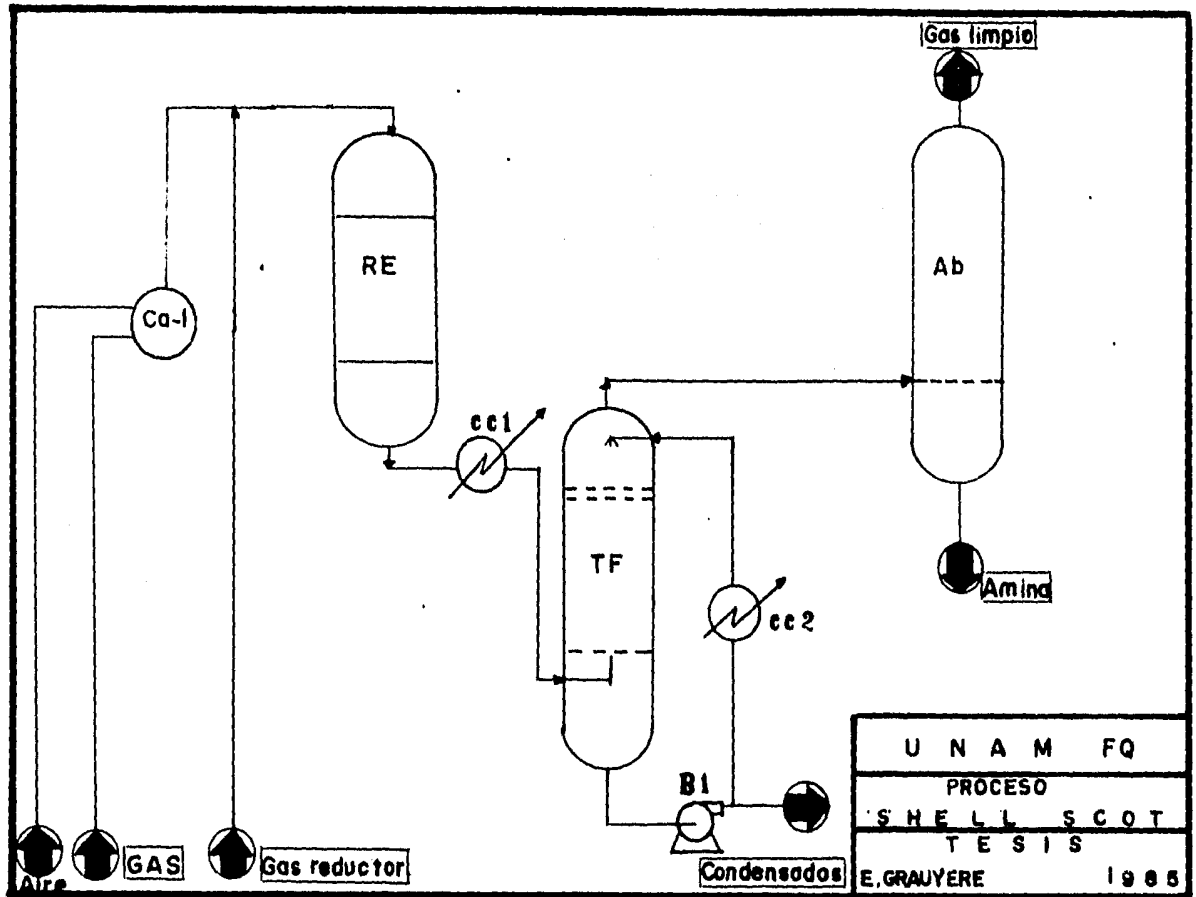
7.1 Ventajas

Operación sencilla y flexible

Alto grado de remoción de azufre

7.2 Desventajas

Utiliza catalizador y gases reductores.



| | |
|-------------------|------|
| U N A M FQ | |
| PROCESO | |
| S H E L L S C O T | |
| T E S I S | |
| E. GRAUYERE | 1985 |

PROCESO AQUA CLAUS

1. Introducción.

Es un proceso húmedo para la remoción de compuestos de azufre en gases de combustión.

2. Historia.

La Stauffer Chemical Company, desarrolló el proceso llamado "Aqua Claus".

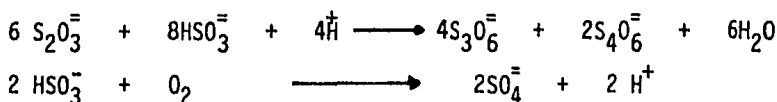
3. Descripción.

En este proceso primero se incineran los gases para convertir todos los compuestos de azufre (H_2S , COS , CS_2 , etc.) a dióxido de azufre y pasar luego a un recuperador de calor y/o en un enfriador de contacto directo; después los gases entran a la torre de absorción, que utiliza fosfato de sodio acuosa como absorbente. Por la parte alta del absorbedor, salen los gases limpios y por el fondo el disolvente rico en dióxido de azufre. El ácido sulfhídrico y el disolvente que sale de la torre, se ponen en contacto dentro del reactor y así formar azufre elemental.

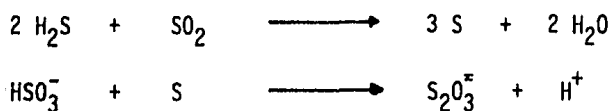
Del reactor, la solución entra a un concentrador, donde se obtiene el azufre líquido, pasando después al separador para obtener el azufre y la solución limpia para recirculación.

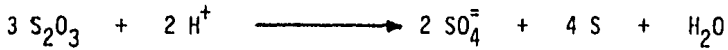
4. Reacciones Químicas.

Absorbedor



Reactor





5.0 Materia prima

Gases ricos en dióxido de azufre

5.1 Reactivos

Acido sulfhídrico H_2S

Fosfato de sodio Na_2PO_4

5.2 Productos

Azufre S

5.3 Eficiencia

En gases tratados se puede obtener hasta 100 ppmv de dióxido de azufre y frecuentemente 50 ppmv, para esto, el reactor debe tener una eficiencia del 99%

6. Equipo

Recuperador de calor RC

Torre de absorción A b

Reactor RE

Concentrador de azufre Hc-z

Separador Pr

Soplador So

Tanque de purga Ty

7.0 Análisis

7.1 Ventajas

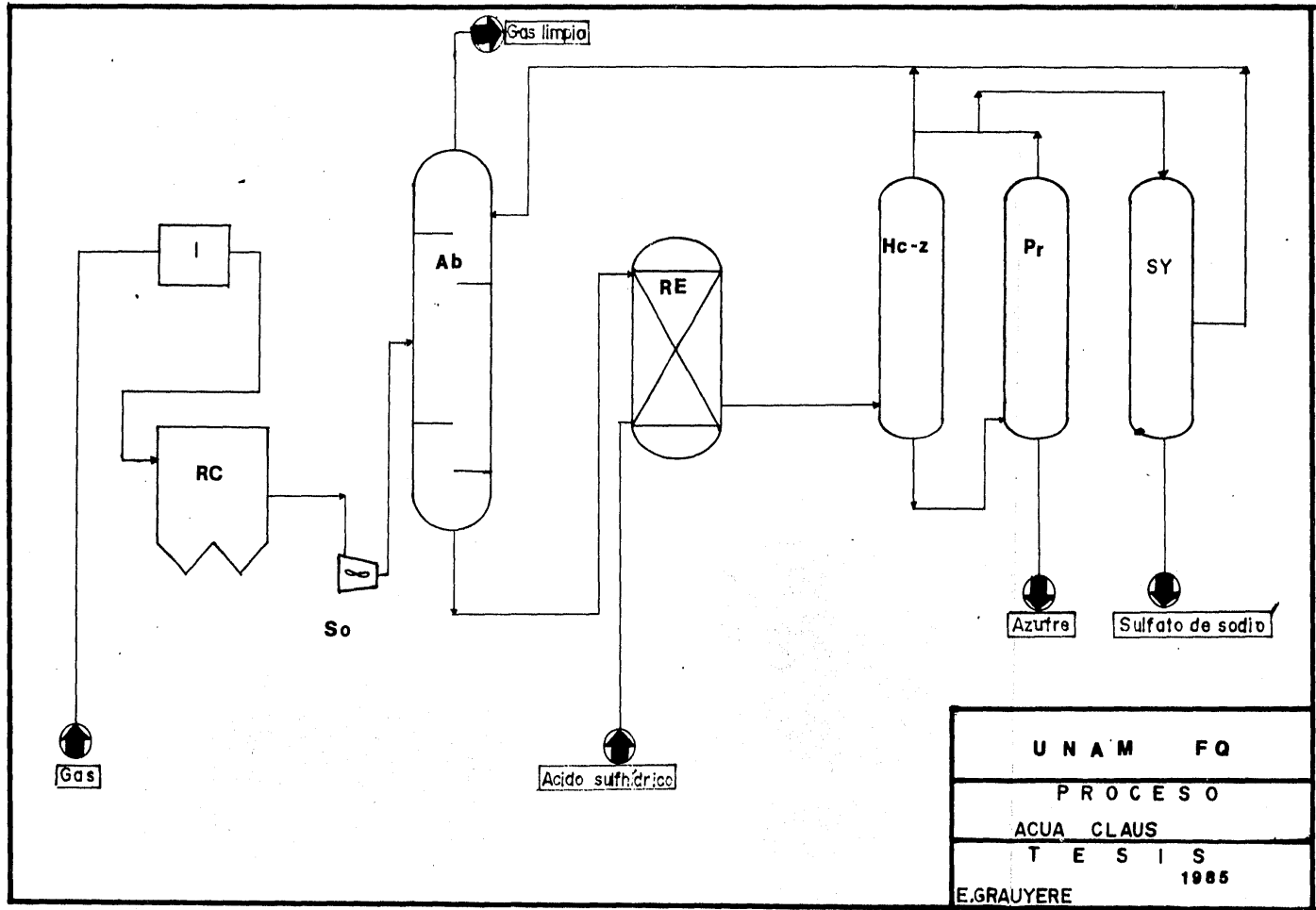
Los compuestos de azufre en bajas concentraciones pueden ser eficientemente removidos de corrientes de gas.

Utiliza reactivos muy comunes.

Obtiene como producto azufre.

7.2 Desventajas

Sólo esta probado en planta piloto.



| |
|-------------|
| U N A M F O |
| PROCESO |
| ACUA CLAUS |
| T E S I S |
| 1985 |
| E.GRAUYERE |

PROCESO PARSONS BEAVON

1. Introducción.

Proceso para tratamiento de corrientes de gases ricos en dióxido de azufre y compuestos azufrosos.

2. Historia.

Desarrollado por Ralph M. Parsons Company y Union Oil Company de California.

3. Descripción.

Este proceso sigue tres pasos:

- A) Hidrogenación de compuestos azufrosos a ácido sulfhídrico
- B) Enfriamiento de los gases convertidos
- C) Conversión de ácido sulfhídrico a azufre elemental.

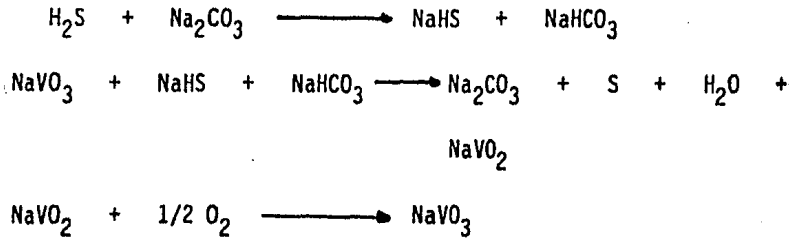
Primero los gases a tratar se calientan, para luego alimentarse al reactor catalítico. Después los gases convertidos, se enfrían con agua en un condensador de contacto directo, donde la mayoría del vapor de agua contenido en el gas se condensa al mismo tiempo que se enfría el gas, obteniendo así agua de buena calidad, con pequeñas cantidades de ácido sulfhídrico, así esta agua entra a una torre de agotamiento y luego se puede utilizar como agua de enfriamiento. Por otro lado el gas ya tratado entra a una torre absorbadora y de ahí se descarga el gas limpio a la atmósfera.

Por el fondo de la torre sale la solución, conteniendo el ácido sulfhídrico, hacia la regeneración. Entrando a una torre oxidadora para obtener azufre elemental, librándolo por medio de oxígeno disuelto en la solución. Las partículas pequeñas de azufre se recolectan en la parte alta de la torre, en forma de espuma, desnatándola de la solución para pasar después a un centrífuga y así obtener ya el azufre en forma de torta.

El absorbente limpio, que fue regenerado y la solución de filtrado se recirculan al absorbedor.

La torta de azufre, se lava, seca y funde.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia prima.

Gases ricos en dióxido de azufre y compuestos azufrosos.

5.1 Reactivos

Catalizador de Cobalto-Molibdeno

Hidrógeno H_2

Solución acuosa de carbonato

de sodio Na_2CO_3

Agua H_2O

Vanadato de sodio NaVO_3

ADA, utilizado junto con oxígeno para regenerar el NaVO_3 .

El hidrógeno requerido para la reducción de los compuestos azufrosos a ácido sulfhídrico, es suministrado por medio de una combustión parcial de gases de combustión en un quemador.

5.2. Productos.

Azufre S

5.3 Eficiencia

Este proceso es capaz de obtener una concentración final de 250 ppmv de dióxido de azufre en gases limpios.

6. Equipo.

| | |
|---------------------------------|------|
| Calentador | Ca-1 |
| Reactor | RE |
| Condensador | Dc |
| Separador | Pr |
| Torre de agotamiento (Stripper) | A-S |
| Torre de enfriamiento | T-F |
| Torre de absorción | Ab |
| Torre de oxidación | TO |
| Centrífuga | Ce |

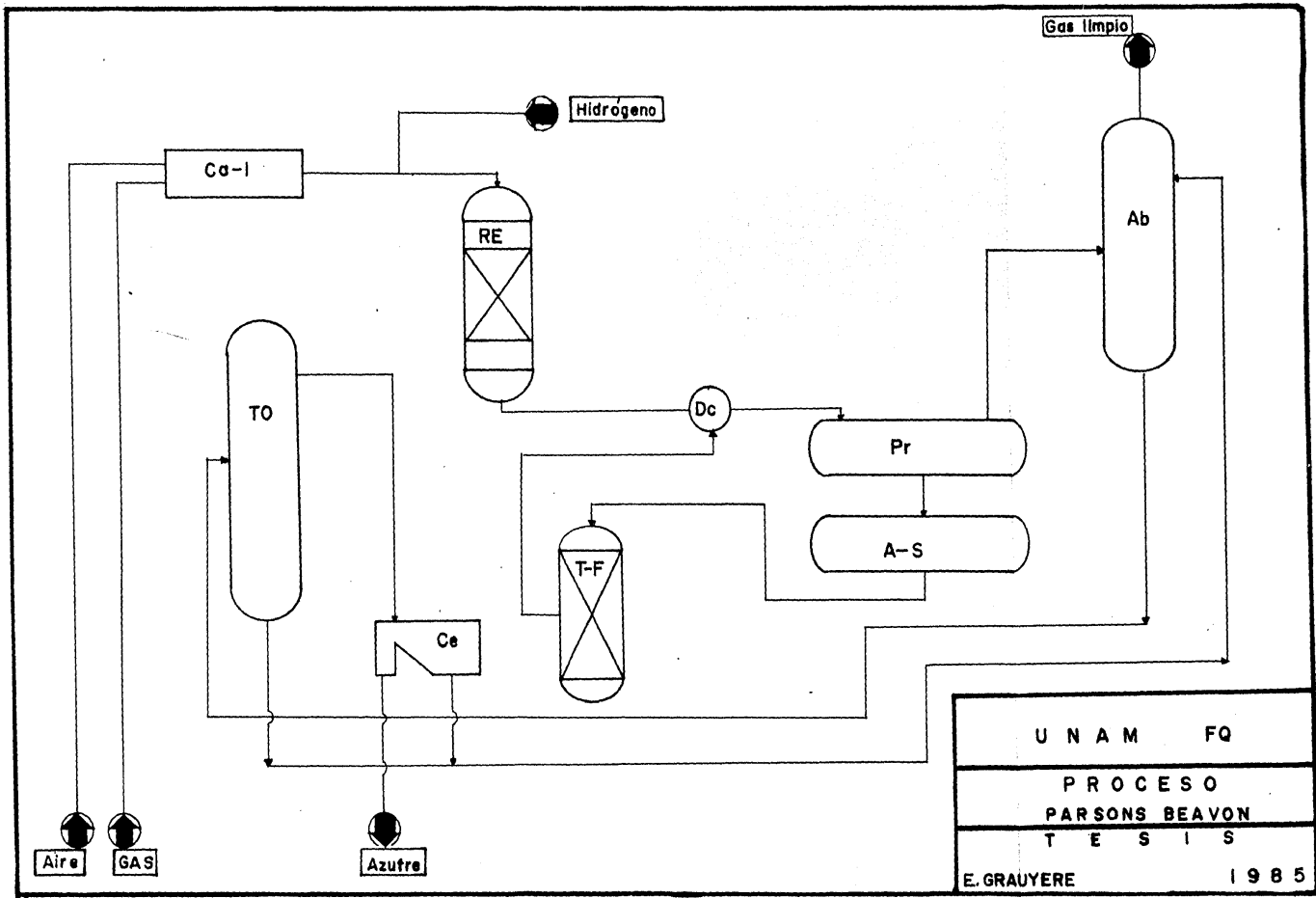
7.0 Análisis

7.1 Ventajas

Es un proceso que se utiliza para tratar cualquier tipo de gases ricos en SO_2 . Obtiene como producto azufre.

7.2 Desventajas.

Utiliza catalizador y reactivos menos comunes que los otros procesos



| | |
|---------------------------|---------|
| U N A M | F Q |
| P R O C E S O | |
| P A R S O N S B E A V O N | |
| T E S I S | |
| E. GRAUYERE | 1 9 8 5 |

PROCESO APCI-IFP

1. Introducción.

Este es un proceso regenerativo para desulfurización de gases de combustión.

2. Historia.

Para este proceso no se cuenta con la información.

3. Descripción.

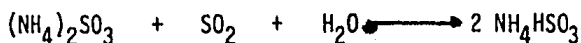
Al gas primero se le hace un tratamiento, para remover partículas, luego entra a una torre scrubber de multietapas, donde el dióxido de azufre es absorbido por medio de una solución acuosa de sulfitos y bisulfitos de amonio. El gas limpio sale por la parte alta de la torre hacia la atmósfera y por el fondo sale la solución amoniaca ya usada, que pasa a la etapa de recuperación.

La regeneración consiste en la descomposición térmica de los sulfitos en un evaporador y la reducción de sulfatos en una unidad de combustión; dando como productos, dióxido de azufre, amoníaco y agua. Después el dióxido de azufre entra a un reductor donde se convierte en ácido sulfhídrico.

El dióxido de azufre que no reaccionó, junto con el ácido sulfhídrico, se convierten en azufre dentro de un reactor de fase líquida.

4. Reacciones Químicas.

Absorbedor



Evaporador



Reductor



Reactor

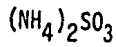


5.0 Materia prima

Gases de desperdicio

5.1 Reactivos.

Sulfito de amonio



Bisulfito de amonio



Gases reductores utilizados para la obtención de ácido sulfhídrico, que son preparados por la gasificación de hulla.

5.2 Productos

Azufre

S

5.3 Eficiencia.

Entre 80 y 90%

6. Equipo

Unidad de remoción de partículas U-p

Torre Scrubber Sb

Unidad de combustión U-C

Evaporador Ev

Reactor RE

Reductor TR-1, TR-2

Tanque de regeneración TQ

.0 Análisis

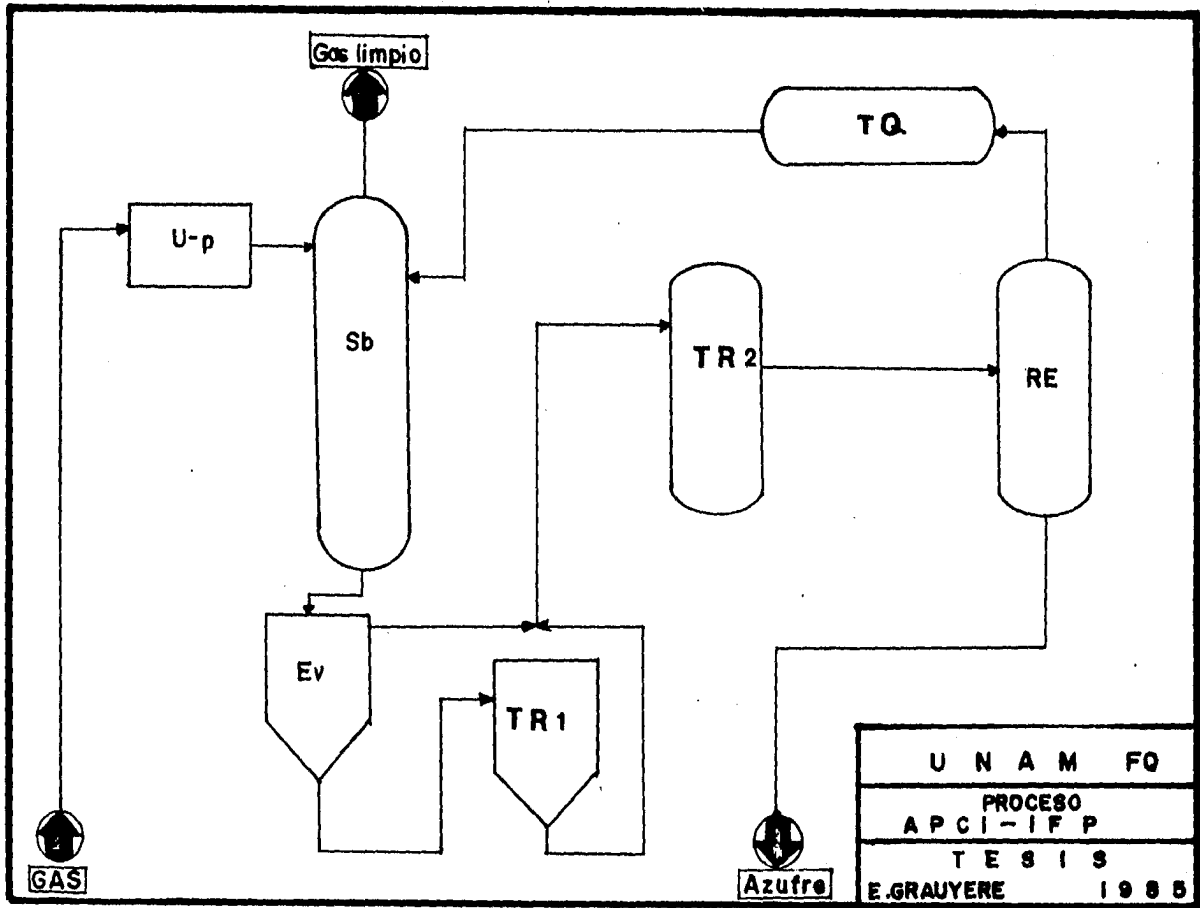
.1 Ventajas

Los reactivos utilizados son comunes

Obtiene azufre como producto :

.2 Desventajas

La eficiencia de remoción es muy baja



PROCESO USBM CITRATE.

1. Introducción.

Proceso para la limpieza de gases de combustión y remoción del dióxido de azufre mediante una solución de citrato de sodio y ácido cítrico, utilizando un absorbedor venturi.

2. Historia.

Un proceso realizado por la United States Bureau of Mines al que llamaron "Citrato" o "Buffered $\text{SO}_2\text{-H}_2\text{S}$ ". Es un proceso que está todavía en desarrollo; teniendo dos plantas piloto.

3. Descripción.

Los gases entran a un agotador venturi para remover las partículas pequeñas o cenizas contenidas en el gas y pasa después a la absorción del dióxido de azufre.

La solución rica en dióxido de azufre y citrato, sale de los fondos y entran a un sistema de tres reactores continuos agitados donde fluye a contra corriente ácido sulfhídrico gas. Este sistema está diseñado para tener una retención de cinco minutos en cada uno de los reactores, el dióxido de azufre se reduce a azufre y la solución de citrato se regenera.

El azufre se bombea a un tanque de lodos de azufre, luego se alimenta a un tanque de separación; el licor limpio se recicla al absorbedor.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia Prima

Gases de combustión

5.1 Reactivos.

Acido cítrico

Citrato de sodio

Acido sulfhídrico

H_2S

5.2 Productos

Azufre S

5.3 Eficiencia

Mayor de 90 %

6.0 Equipo

Agotador venturi A - S

Absorbedor Ab

3 Reactores RE-1, RE-2, RE-3

Tanque de lodos de azufre T-LO

7.0 Análisis

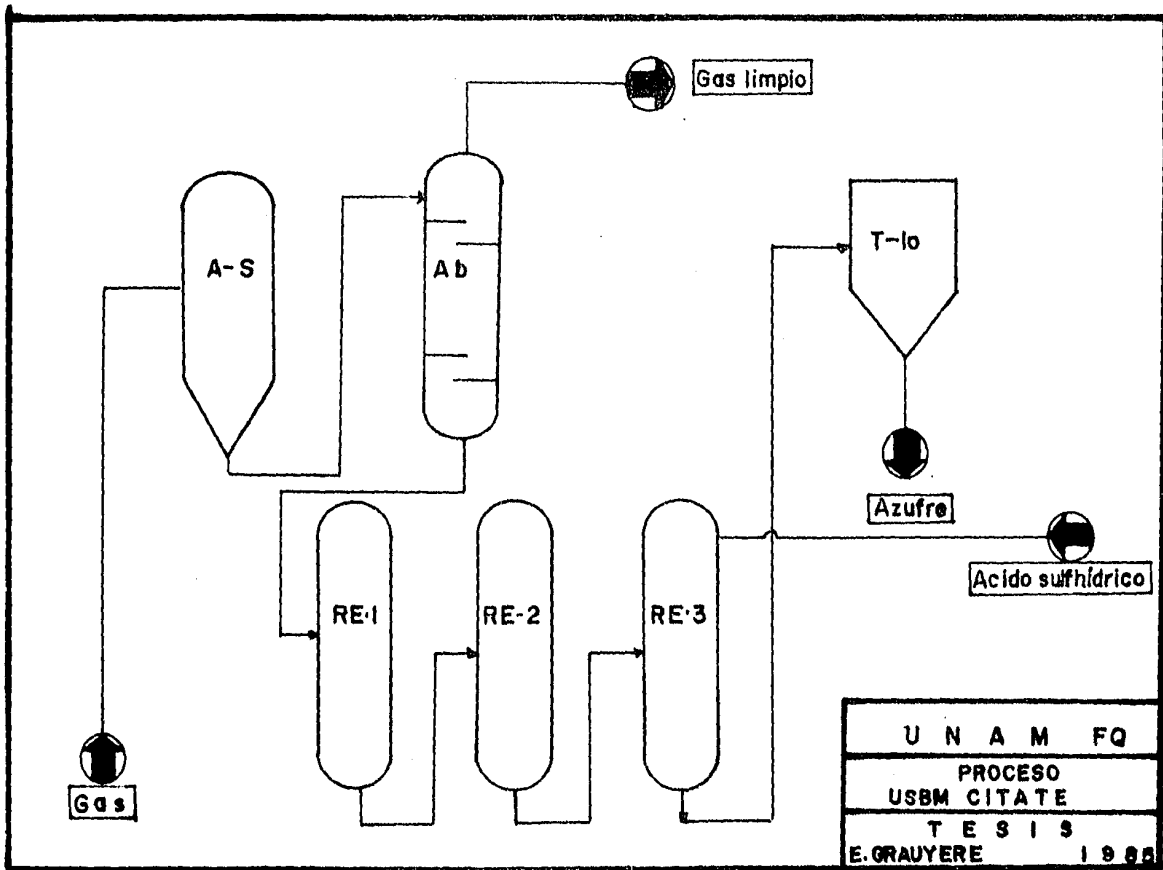
7.1 Ventajas.

Obtiene como producto azufre.

7.2 Desventajas.

Utiliza reactivos comunes.

Esta probado sólo en planta piloto



| |
|-----------------------------|
| U N A M F Q |
| PROCESO USBM C I T A T E |
| T E S I S |
| E. GRAUYERE 1985 |

PROCESO QUIMICO

1. Introducción.

Este proceso de recuperación de dióxido de azufre en gases de combustión o con altos contenidos de este gas, está diseñado para reducir las concentraciones de dióxido de azufre de los gases de combustión que salen de chimeneas de plantas industriales. El proceso puede ser utilizado también para gases de plantas de ácido sulfúrico.

2. Historia.

Con el único dato con que se cuenta en que es un proceso desarrollado por Chemical Construction Corp.

3. Descripción.

El proceso para su elaboración consta de cuatro pasos:

Absorción

Centrifugación

Secado y

Calcinado

Absorción.- El gas a tratar entra a un absorbedor tipo venturi, poniéndose en contacto con el absorbente, que está en forma de lodo. Después el lodo gastado se completa. El gas limpio deja el absorbedor para pasar a una chimenea y después a la atmósfera.

Centrifugación.- La solución obtenida en el absorbedor entra a la centrífuga donde los cristales se separan del licor madre. El licor madre se regresa al sistema de absorción.

Secado.- la torta húmeda de la centrífuga se seca en un secador de fuego directo para remover la superficie.

El gas caliente del secador se utiliza para recalentar el gas

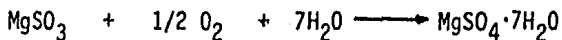
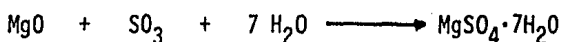
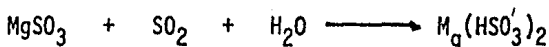
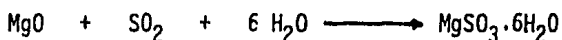
limpio que deja el sistema de absorción.

Calcinado.- Los cristales anhidros y secos que salen del secador, luego se calcinan en un calcinador de fuego directo para regenerar el absorbente donde se produce un gas conteniendo de 15 a 16% de dióxido de azufre.

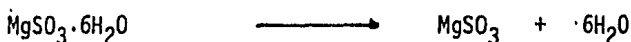
Al absorbente regenerado se le agrega agua para formar el lodo y se recircula al absorbedor.

4. Reacciones Químicas.

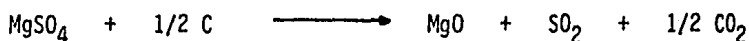
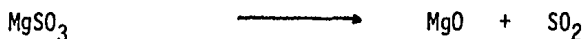
Absorción



Secado



Calcinado



5. Materia prima.

Gases de combustión o gases con alto contenido de dióxido de azufre.

5.1 Reactivos.

Oxido de magnesio

MgO

Sulfito de Magnesio

MgSO₃

Sulfato de Magnesio

MgSO₄

Agua

H₂O

5.2 Productos

Dióxido de azufre, utilizado como materia prima para elaborar ácido sulfúrico.

5.3. Eficiencia.

En pruebas en plantas piloto y de los datos obtenidos en la industria, se tiene una eficiencia promedio de 96.5%. El óxido de magnesio y el dióxido de azufre regenerados en el calcinado, están en el orden del 99 % de eficiencia.

6. Equipo

Absorbedor Venturi

Ab- V

Centrífuga

Ce

Secador

S

Calcinador

CI

Tanque de dilución

T-d

7.0 Análisis

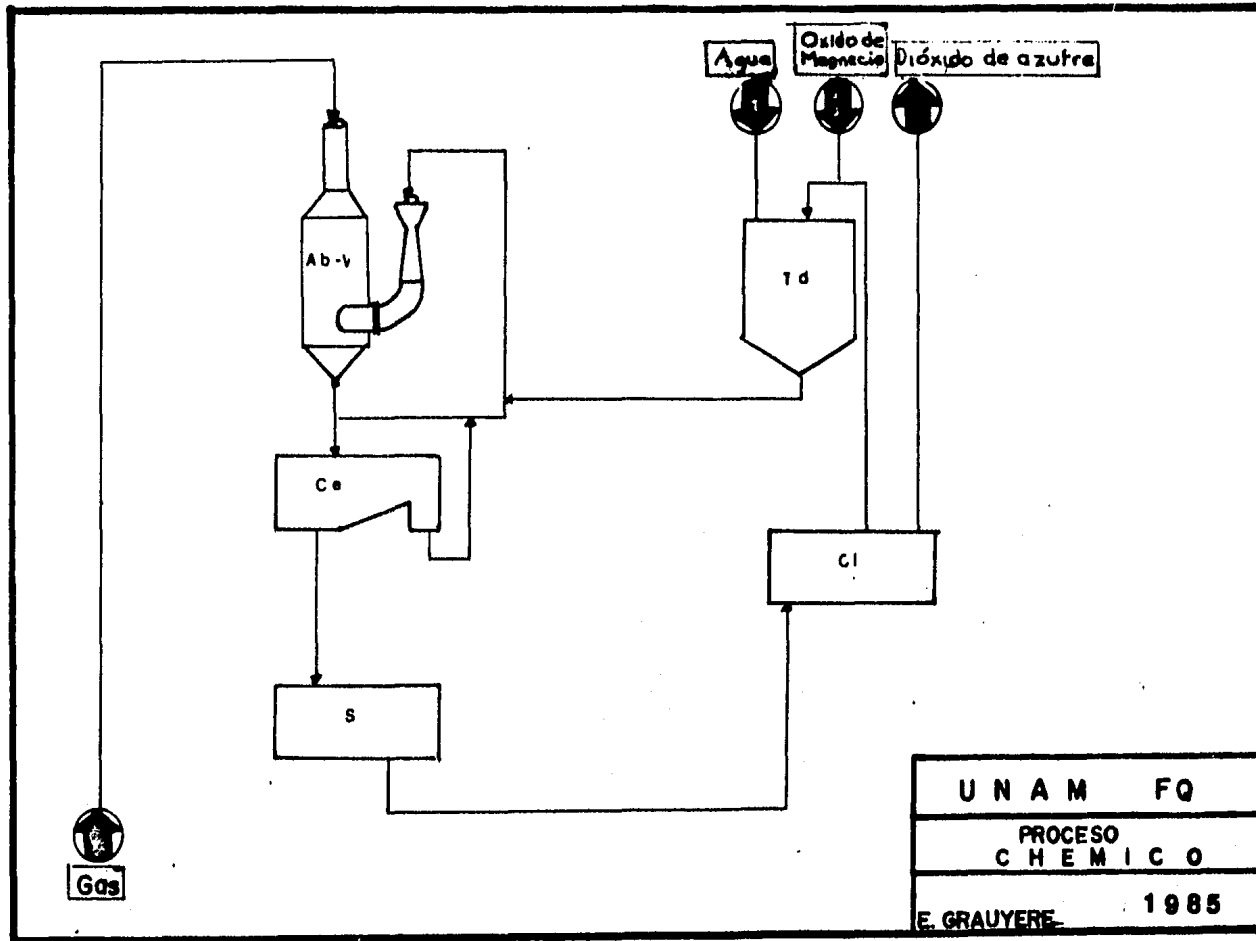
7.1 Ventajas

Puede manejar gases con altas concentraciones de SO₂

Tiene una alta eficiencia de remoción.

7.2 Desventajas.

Utiliza reactivos caros.



| |
|--------------------------|
| U N A M F Q |
| PROCESO C H E M I C O |
| E. GRAUYERE 1985 |

PROCESO KELLOG PULLMAN

1. Introducción.

Es un proceso que se utiliza para remover dióxido de azufre de los gases de salida de plantas eléctricas.

2. Historia.

En la literatura no se encontró información alguna.

3. Descripción.

Primero el gas entra a un precipitador electrostático junto con un sistema de recolección de ceniza. Después se sopla el gas hacia un absorbedor el lodo que sale del absorbedor, entra a un reactor; y el gas limpio pasa primero a un separador de niebla y luego a una chimenea.

En el reactor, el dióxido de azufre absorbido reacciona con el lodo que proviene del tanque, donde el lodo se prepara con carbonato de calcio. El lodo se recircula continuamente.

La solución que sale del reactor entra a un espesador, para luego ser procesado para la regeneración del absorbente. El absorbente ya regenerado se recircula.

4. Reacciones Químicas.

Absorción:



Regeneración:



5.0 Materia prima.

Gases de salida de plantas eléctricas

5.1 Reactivos.

| | |
|---------------------|-------------------|
| Sulfito de Magnesio | MgSO ₃ |
| Oxido de calcio | CaO |
| Carbonato de calcio | CaCO ₃ |
| Agua | H ₂ O |

5.2 Productos

| | |
|-------------------|-------------------|
| Sulfito de calcio | CaSO ₃ |
| Sulfato de calcio | CaSO ₄ |

5.3 Eficiencia

Aproximadamente 92%

6. Equipo

| | |
|----------------------|-------|
| Reactor | RE |
| Soplador | So |
| Espesador | ED |
| Tanque de lodos | T- 1o |
| Eliminador de niebla | SN |
| Chimenea | Ch |

Precipitador electrostático, diseñado para remover 95% de las partículas existentes

Pe

Absorbedor, que consiste de cinco módulos paralelos, cada módulo tiene: un absorbedor horizontal, un tanque localizado debajo del absorbedor y bombas para recirculación del lodo.

Ab

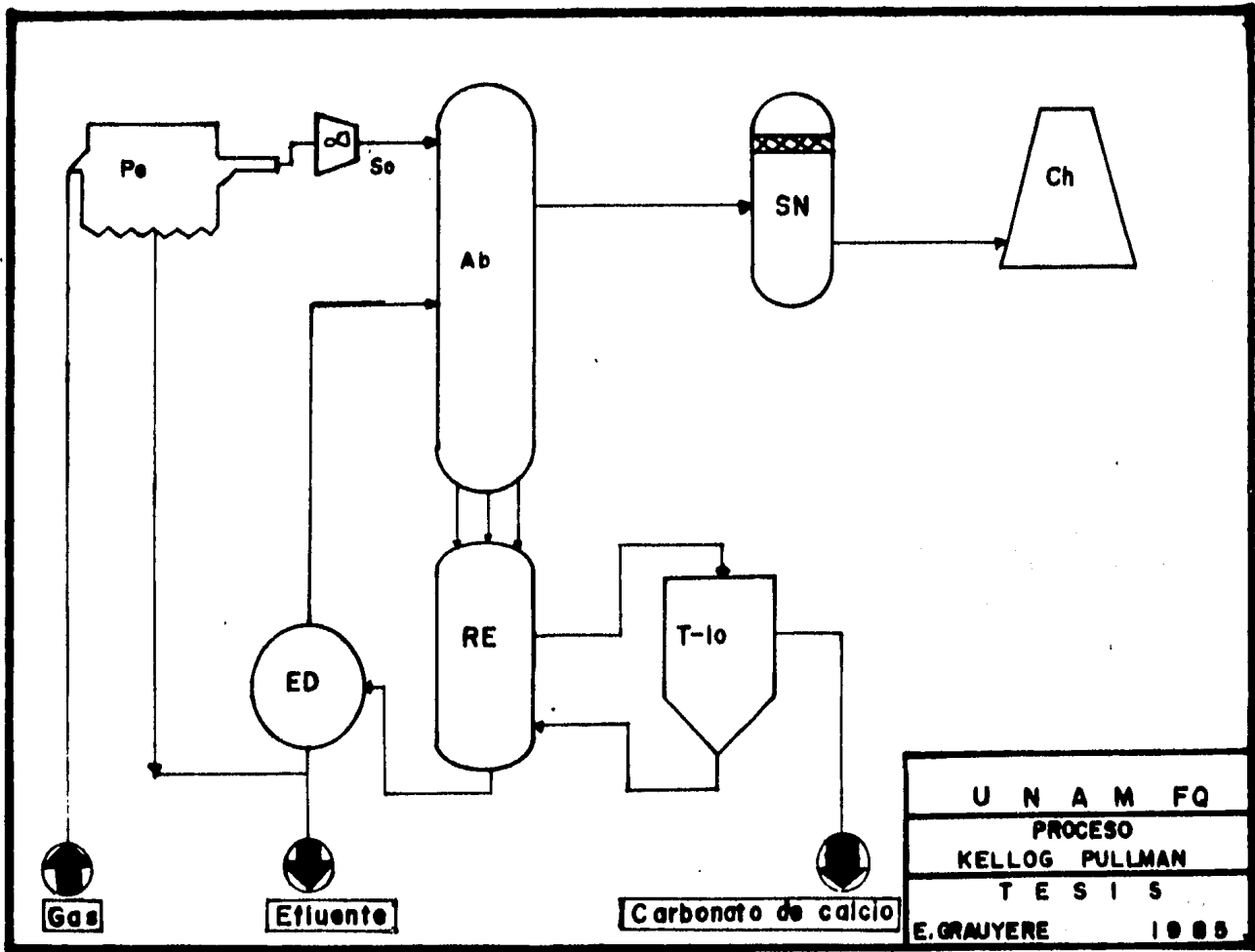
7.0 Análisis.

7.1 Ventajas.

Maneja grandes cantidades de gases de combustión.

7.2 Desventajas.

Obtiene como producto sulfato de calcio.



PROCESO STAUFFER

1. Introducción.

Es un proceso húmedo que utiliza una solución de fosfato de sodio como medio de absorción para el dióxido de azufre presente en gases de combustión.

2. Historia.

No se cuenta con los datos requeridos.

3. Descripción.

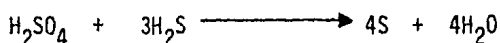
El gas de combustión que sale de las plantas eléctricas, entra a un precipitador electrostático, y pasa después a una torre empacada de absorción utilizando como absorbente una solución de fosfato de sodio.

El gas limpio que sale de la torre pasa a una chimenea.

Del fondo de la torre salen los productos de absorción y se alimentan a un reactor agitado conteniendo ácido sulfhídrico, los productos de este segundo paso, entran a un filtro, un tercio de esto se recircula hacia la torre, un segundo pasa al generador de ácido sulfhídrico y la última parte se obtiene como producto.

Una pequeña parte de sulfato de sodio se produce y esto es debido al trióxido de azufre contenido en el gas.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia prima

Gases de combustión de plantas eléctricas

5.1 Reactivos.

| | |
|-------------------|--------------------------|
| Fosfato de sodio | Na_3PO_4 |
| Vapor | H_2O |
| Agua | H_2O |
| Acido sulfhídrico | H_2S |

5.2 Productos.

| | |
|------------------|--------------------------|
| Azufre | S |
| Sulfato de sodio | Na_2SO_4 |

5.3 Eficiencia

Mayor de 98%

6.0 Equipo

Precipitador electorstático Pe

Torre empacada RT-e

Filtro F

Generador de H_2S GN

Cristalizador Cz

Chimenea Ch

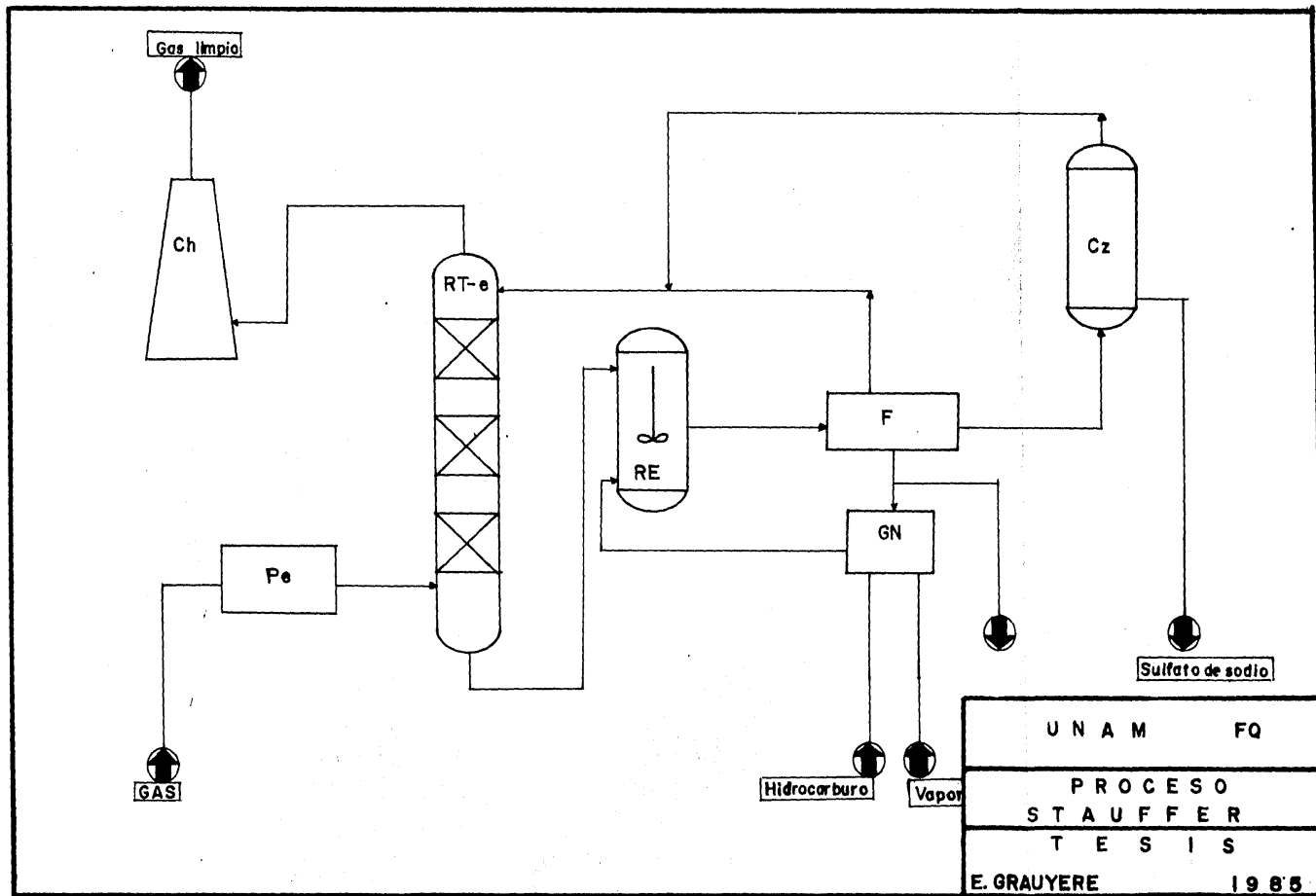
7.0 Análisis.

7.1 Ventajas

Utiliza reactivos conocidos y de fácil accesibilidad

Obtiene como producto azufre.

Alta eficiencia de remoción.



| | |
|-----------------|------|
| U N A M | F Q |
| P R O C E S O | |
| S T A U F F E R | |
| T E S I S | |
| E. GRAUYERE | 1985 |

PROCESO FULHAN SIMON CARVES

1. Introducción.

Es un proceso que, para remover de los gases de combustión el dióxido de azufre, se hace reaccionar este último con amoníaco y agua en un agotador a contracorriente.

2. Historia.

En la literatura disponible no se encuentra la información necesaria.

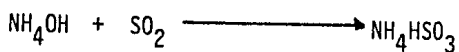
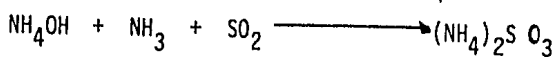
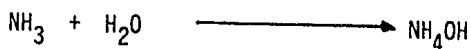
3. Descripción.

La absorción se lleva a cabo en un absorbedor, donde entran a contra corriente el gas y amoníaco, de ahí se obtiene gas limpio que sale hacia la chimenea.

Los productos del agotador entran a la etapa de regeneración. Esta etapa inicia en un filtro, de donde salen lodos y agua de desperdicio, la masa del filtro entra a un autoclave, parte de los productos se reciclan y la otra parte se descarga hacia una oxidación y obtiene como producto, sulfato de calcio.

4. Reacciones Químicas

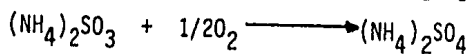
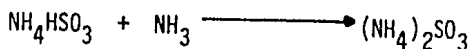
Absorción:



Regeneración:



Oxidación:



5.0 Materia Prima

Gases de combustión.

5.1 Reactivos.

| | |
|-----------------------------|-------------|
| Acido sulfúrico al 93% | H_2SO_4 |
| Solución acuosa de amoniaco | NH_3 |
| Aire | $N_2 + O_2$ |

5.2 Productos.

| | |
|-------------------|----------------|
| Azufre | S |
| Sulfato de amonio | $(NH_4)_2SO_4$ |

5.3 Eficiencia.

90% aproximadamente

6. Equipo.

| | |
|---------------------|----------|
| Agotador | A-S |
| Filtro | F-1, F-2 |
| Autoclave | A-V |
| Oxidador | TO |
| Centrífuga | Ce |
| Secador | S |
| Tanque para sulfato | T |

7.0 Análisis

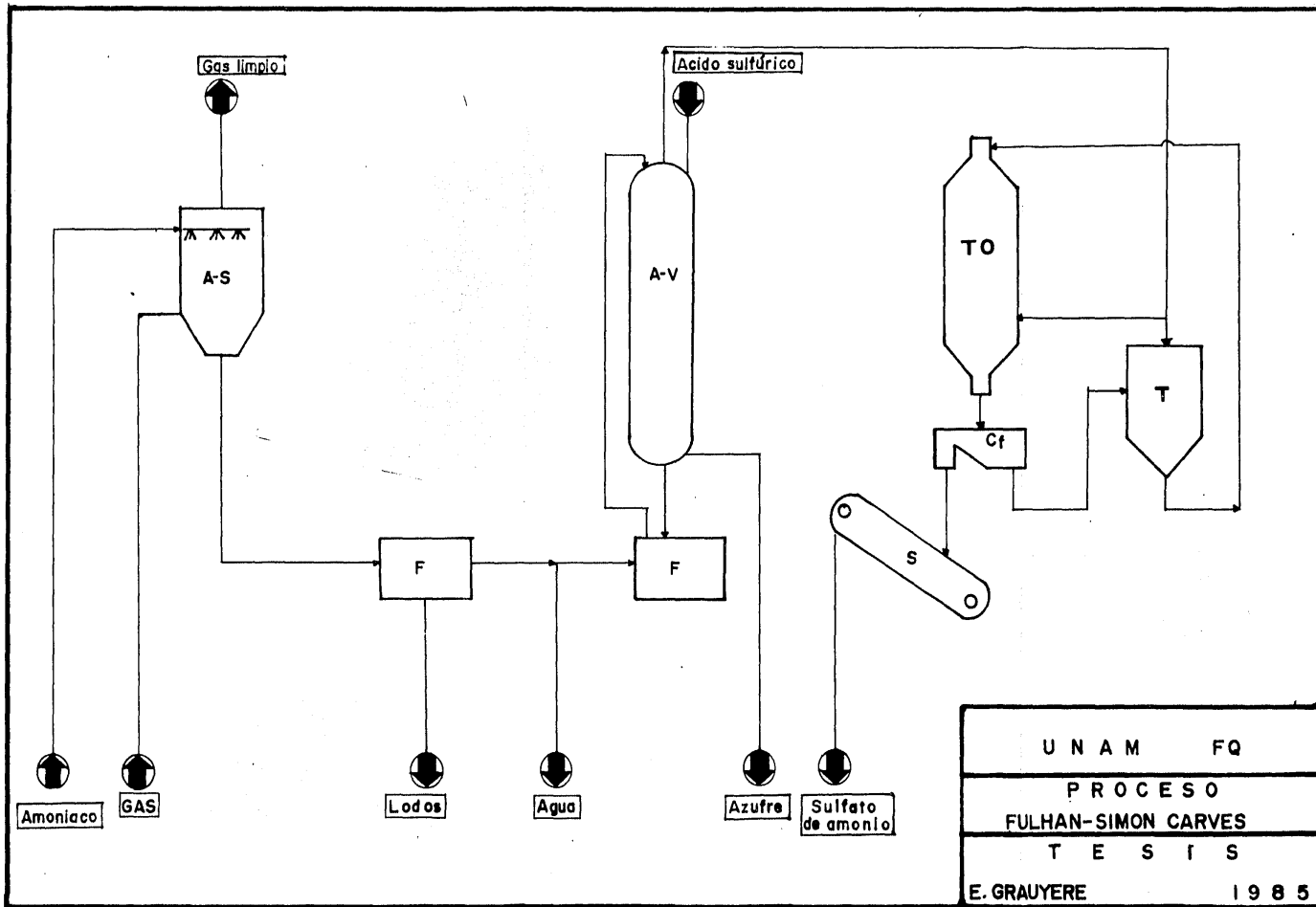
7.1 Ventajas

Es un proceso flexible dependiendo de los reactivos y la concentración del dióxido de azufre en el gas.

Obtiene como producto azufre.

7.2 Desventajas.

Requiere gran cantidad de reactivos.



| | |
|-------------------------------------|---------|
| U N A M | F Q |
| P R O C E S O | |
| F U L H A N - S I M O N C A R V E S | |
| T E S I S | |
| E. GRAUYERE | 1 9 8 5 |

PROCESOS SECOS

PROCESO DRY LIMESTON INJECTION

1. Introducción

Es un proceso utilizado para la desulfurización de gases de combustión mediante la utilización de piedra caliza (óxido de calcio).

2. Historia.

Se carece de la información.

3. Descripción.

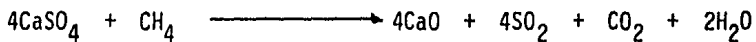
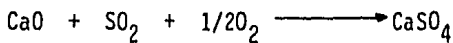
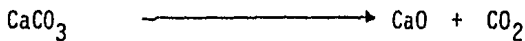
Para su uso, la piedra caliza entra primero a un pulverizador y luego se inyecta a un hervidor, donde reacciona con el dióxido de azufre que es acarreado al sistema junto con los gases de combustión. Finalmente se recupera el producto como sulfato de calcio y gas limpio.

La segunda parte del proceso consiste en la recuperación del óxido de calcio.

Esta segunda etapa se base en el calentamiento del sulfato de calcio en una atmósfera de gases reductores, que son una mezcla de hidrocarburos en aire. Esto se realiza en un reactor de lecho fluidizado de dos pasos.

El producto, óxido de calcio, se recolecta, mientras que el dióxido de azufre reacciona catalíticamente para convertirse a ácido sulfúrico.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia prima.

Gases de combustión.

5.1 Reactivos.

Metano, parcialmente oxidado CH_4
Piedra caliza CaO

5.2.1 Productos Intermedios

Sulfato de calcio $CaSO_4$

5.2.2 Productos Finales

Dióxido de carbono CO_2

Dióxido de azufre SO_2

Acido Sulfúrico H_2SO_4

Oxido de calcio CaO

5.3 Eficiencia.

de 70 a 90%

6. Equipo.

Pulverizador Pz-1, Pz-2

Tanque de recepción T-re

Hervidor VH

Calentador de aire Ca-1

Precipitador electrostático Pe

Tanque de almacenamiento TA

Reactcr de lecho fluidizado RE

Ciclón C

Cambiador de calor C-C

Scrubber Sb

Colector de niebla SN

Torre de secado T-se

7.0 Análisis

7.1 Ventajas

Bajo costo del equipo

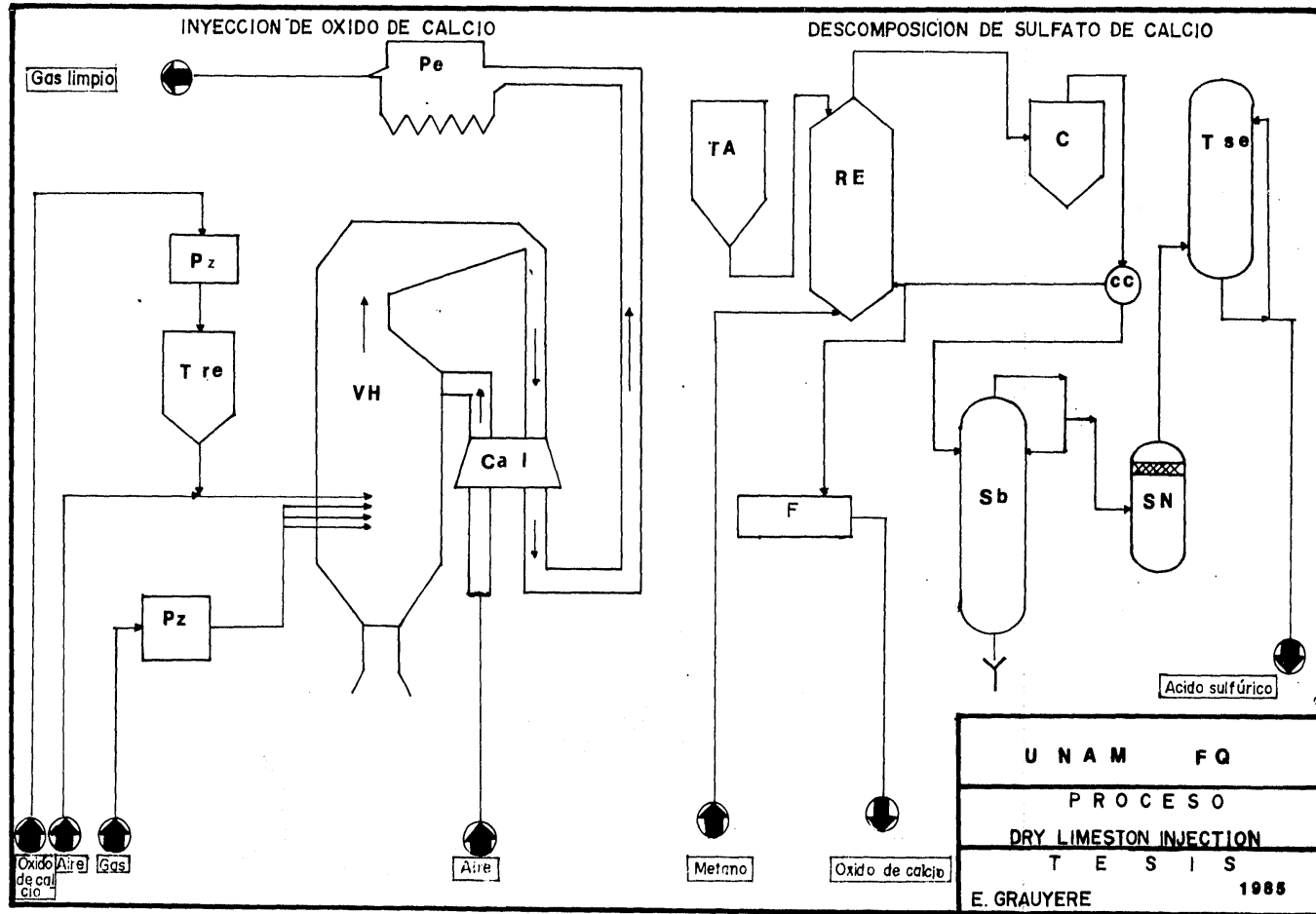
No causa corrosión

7.2 Desventajas

Control estricto del tamaño de partícula, temperatura y tiempo de residencia.

Problemas para la disposición del sulfato de calcio que es el producto.

Manejo de ácido sulfúrico.



PROCESO SHELL FLUE GAS DESULFURIZATION (SFGD)

1. Introducción.

Es un proceso seco para tratamiento de gases de combustión utilizando Oxido de cobre soportado en alúmina.

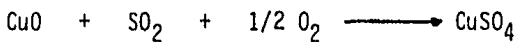
2. Historia.

No se contó con la información suficiente.

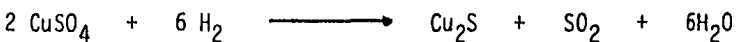
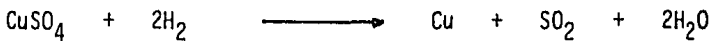
3. Descripción.

El gas a tratar entra a un sistema de reactores en paralelo. El gas limpio sale de la parte alta, mientras que del fondo salen los productos listos para su regeneración. La regeneración se lleva a cabo en una torre quenching, y pasan después una absorción y un agotamiento, donde se obtiene dióxido de azufre listo para hacerse reaccionar en un reactor y obtener azufre elemental. Por otro lado, salen los reactivos ya regenerados.

4. Reacciones Químicas.



Regeneración:



5.0 Materia prima

Gases de combustión.

5.1 Reactivos

Cobre

Cu

| | |
|-----------------|--------------------------------|
| Oxido de Cobre | CuO |
| Hidrógeno | H ₂ |
| Acido sulfúrico | H ₂ SO ₄ |

5.2 Productos

| | |
|------------------|---|
| Azufre elemental | S |
|------------------|---|

5.3 Eficiencia.

Es un proceso que remueve alrededor del 90% del dióxido de azufre contenido en los gases tratados.

6. Equipo.

| | |
|--------------------------------|------------|
| 2 Reactores paralelos | RE-1, RE-2 |
| Absorbedor | Ab |
| Agotador | Sb |
| Torre de enfriamiento (quench) | T-F |
| Cambiador de calor | c-c |

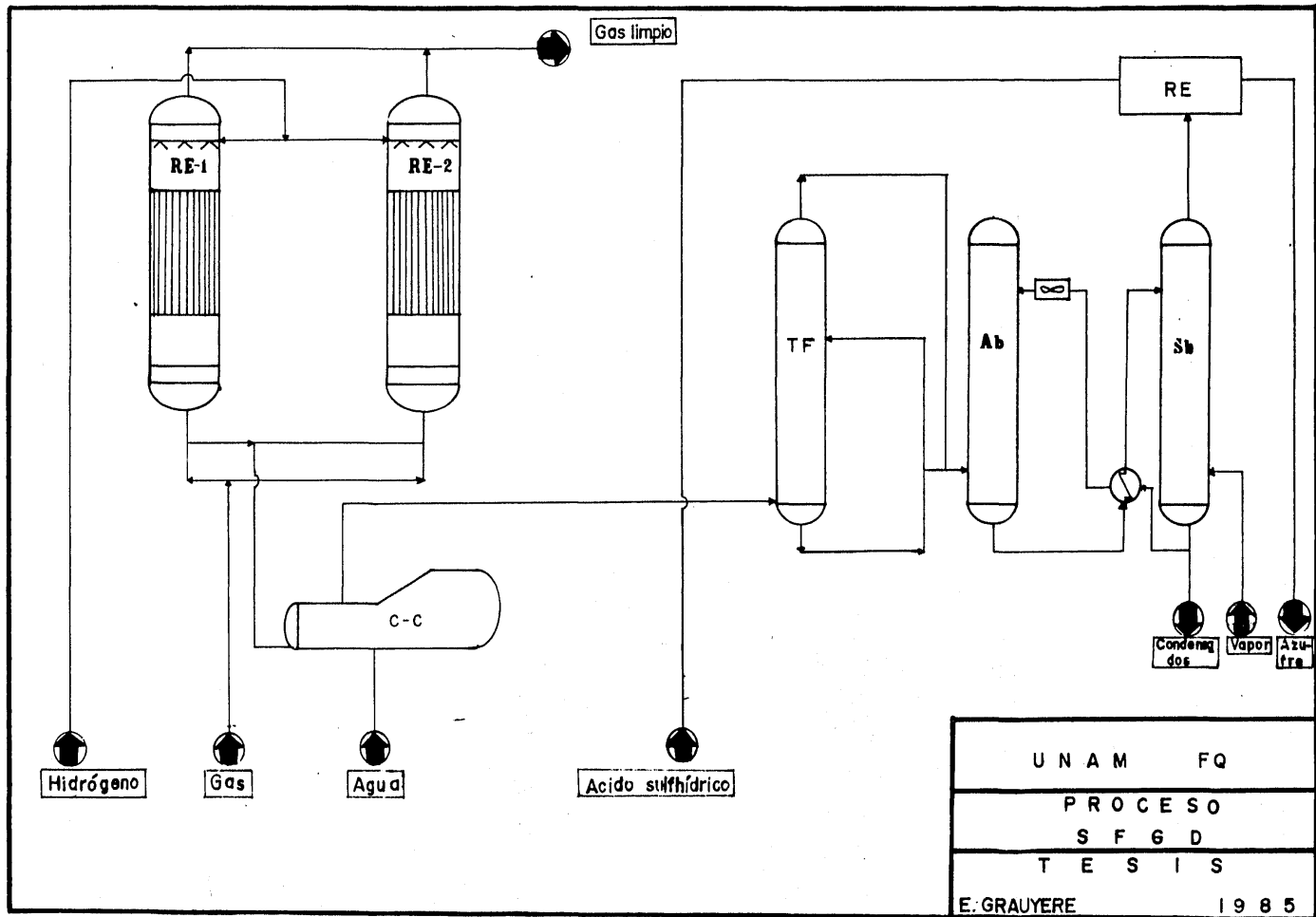
7.0 Análisis

7.1 Ventajas

Obtiene azufre como producto

7.2 Desventajas

Sólo trata gases con poca concentración de dióxido de azufre



| | |
|-------------|------|
| UNAM | FQ |
| PROCESO | |
| SFGD | |
| TESIS | |
| E. GRAUYERE | 1985 |

PROCESO CAT-OX

1. Introducción.

Proceso que remueve el dióxido de azufre contenido en los gases de combustión, mediante una reacción de oxidación para obtener trióxido de azufre y luego ácido sulfúrico.

2. Historia.

Es un proceso desarrollado por Monsanto Enviro-Chem Systems, Inc.

3. Descripción.

La operación del proceso consiste básicamente de seis etapas:

- A) Colección de polvo o ceniza.
- B) Conversión de dióxido de azufre a azufre.
- C) Recuperación de calor
- D) Remoción de ácido sulfúrico.
- E) Eliminación de niebla.
- F) Almacenamiento de ácido.

El gas entra a un precipitador electrostático donde se remueve esencialmente todas las partículas contenidas en los gases de combustión. Después de dejar el precipitador, el gas limpio se calienta y pasa al convertidor.

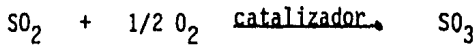
La temperatura a la que el gas entre al convertidor debe ser de 450°C donde se tiene un catalizador de pentóxido de vanadio el cual promueve la reacción de dióxido de azufre a trióxido de azufre.

El gas tratado, conteniendo trióxido de azufre, pasa a un cambiador de calor con el fin de recuperar el calor y así disminuir la cantidad de combustible necesario en el proceso; después se enfría el gas en una torre empacada. Mientras ocurre el enfriamiento, el trióxido de azufre se combina con el agua para formar ácido sulfúrico, el cual se condensa inmediatamente. Los gases de salida dejan la torre a una temperatura de aproximadamente 120°C; el ácido caliente sale por el fondo y se enfría en un cambiador de calor. Luego se

envía a su almacenamiento.

Unas partículas muy finas de ácido sulfúrico se forman en el gas al tiempo en que se enfría en la torre, formando así una neblina la cual se separa por medio de un separador de niebla; así el gas limpio puede salir ya hacia la chimenea.

4. Reacciones Químicas



5.0 Materias primas

Gases de combustión de plantas eléctricas.

5.1 Reactivos

Catalizador (pentóxido de vanadio) V_2O_5

Aire

Agua

5.2 Productos

Acido sulfúrico H_2SO_4

5.3 Eficiencia

Diseñado para remover el 85% del dióxido de azufre contenido en los gases. En operación puede remover hasta un 92%

6. Equipo

| | |
|--|-------|
| Precipitador electrostático | Pe |
| Calentador | Ca-1 |
| Convertidor | CV |
| Cambiador de calor | C-C-1 |
| Torre de absorción | Ab |
| Cambiador de calor (enfriador de H_2SO_4) | C-C-2 |

| | |
|----------------------|----|
| Eliminador de niebla | EB |
| Chimenea | Ch |

7.0 Análisis

7.1 Ventajas

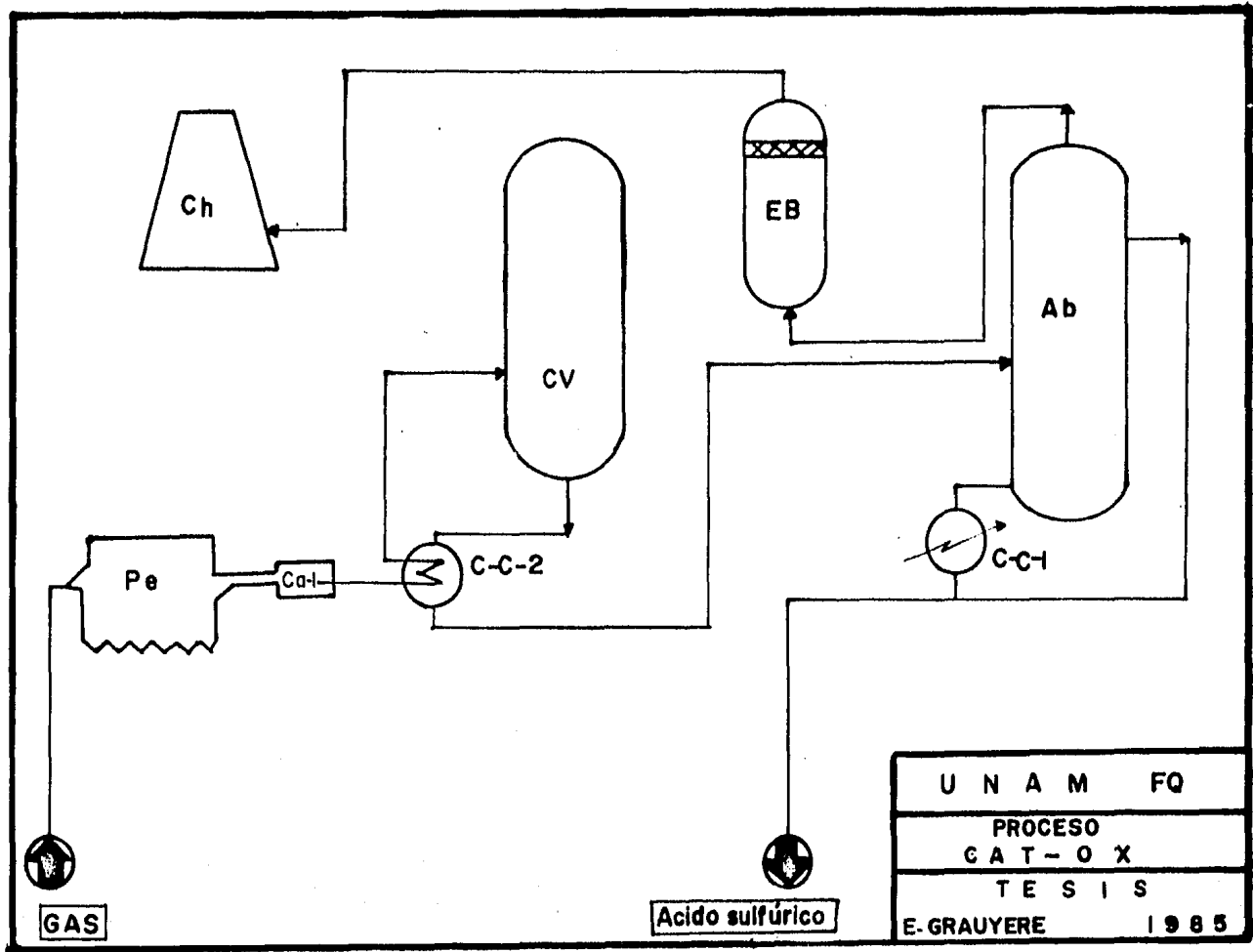
El sistema es capaz de operar con un flujo alto, produciendo ácido de 60°Baumé.

Con la venta de ácido, se recupera una porción del costo.

7.2 Desventajas

En 1970 el costo fue mucho más alto que para otros sistemas propuestos.

El equipo debe ser de material anticorrosivo.



| | | | | |
|------------|---|---|---|------|
| U | N | A | M | FQ |
| PROCESO | | | | |
| GAT-OX | | | | |
| TESIS | | | | |
| E-GRAUYERE | | | | 1985 |

PROCESO WESTVACO

1. Introducción.

Es un proceso que utiliza carbón activado para remover el dióxido presente en los gases de salida de plantas de ácido sulfúrico.

2. Historia.

No hay datos al respecto en la literatura disponible.

3. Descripción.

El proceso involucra tres pasos: remoción de dióxido de azufre, regeneración de azufre y recuperación de azufre.

En el primer paso, se utiliza un catalizador de carbón activado con el fin de obtener trióxido de azufre para su subsecuente hidrolización y obtención de ácido sulfúrico, que se encuentra todavía en los poros del carbón.

El carbón lleno de ácido, pasa el segundo lecho, donde se hace reaccionar con ácido sulfhídrico y así liberar el ácido sulfúrico, pero ya en forma de azufre.

En la tercera etapa del proceso, el azufre junto con el carbón pasan al último lecho fluidizado, donde una cuarta parte del azufre se recupera del carbón por vaporización directa. El resto del azufre reacciona con hidrógeno y así proveer el ácido sulfhídrico necesario.

El carbón regenerado se recicla continuamente.

4. Reacciones Químicas.

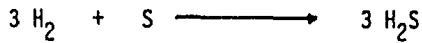
Absorción:



Generación de azufre:



Generación de ácido sulfhídrico:



5.0 Materia prima

Gases de salida de plantas de obtención de ácido sulfúrico.

5.1 Reactivos.

| | |
|-------------------|----------------------|
| Acido sulfhídrico | H_2S |
| Hidrógeno | H_2 |
| Carbón activado | C |

5.2 Productos

| | |
|--------|---|
| Azufre | S |
|--------|---|

5.3 Eficiencia

98% aproximadamente.

6. Equipo

| | |
|----------------------|------------------|
| 3 Lechos fluidizados | RE-1, RE-2, RE-3 |
| Incinerador | I |

7.0 Análisis

El material usado reduce el costo.

Facilidad de usar carbón activado como catalizador y absorbente.

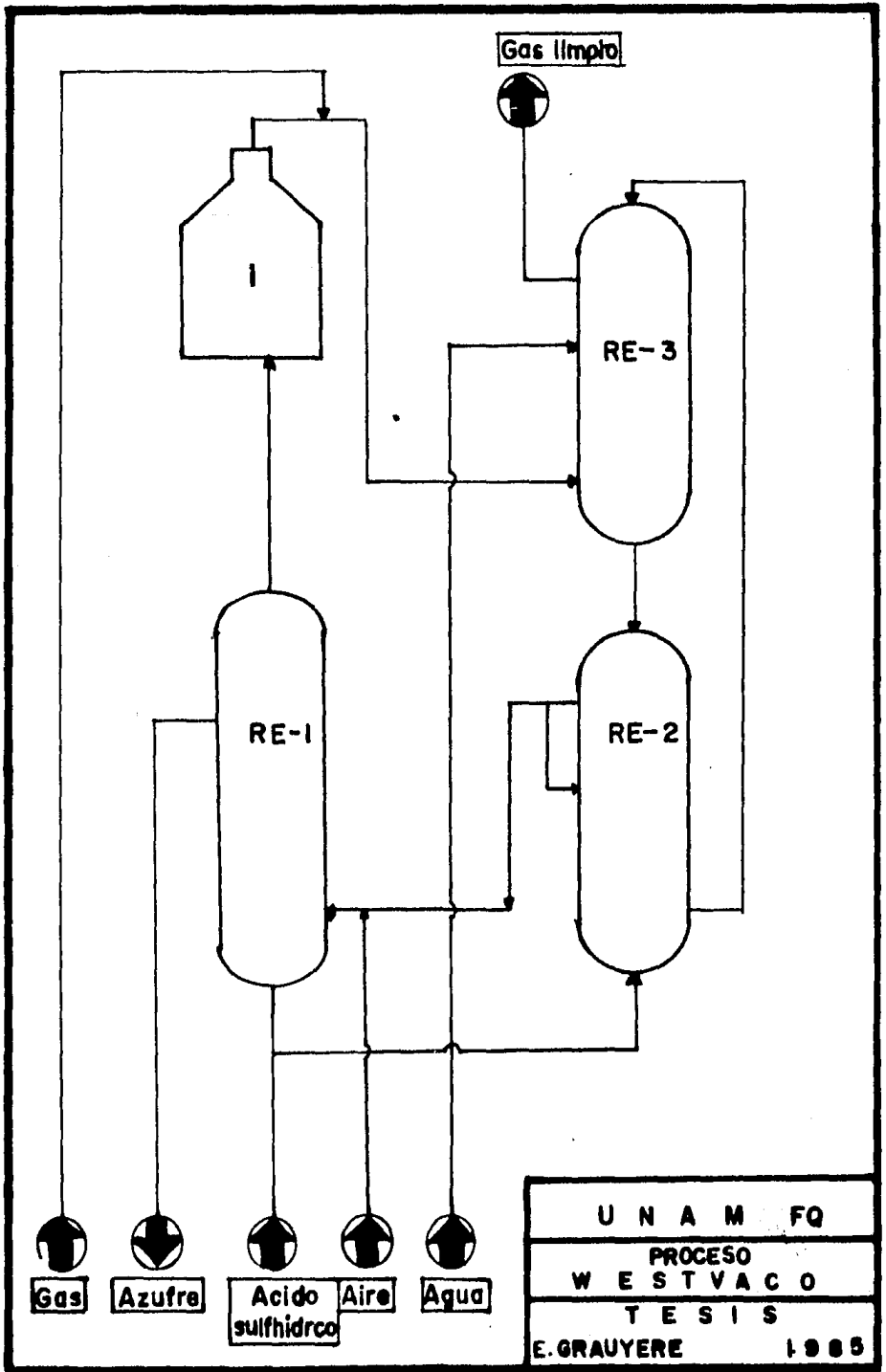
Obtiene azufre como producto.

Eficiencia de remoción muy alta.

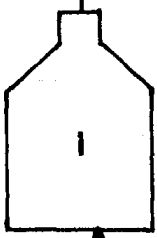
7.2 Desventajas.

La utilización de lecho fluidizado es problemática.

Involucra lavado con agua y no es económico.



Gas limpio



RE-3

RE-1

RE-2

Gas

Azufre

Acido sulfhidrico

Aire

Agua

U N A M F Q

PROCESO WESTVACO

T E S I S

E. GRAUYERE

1985

PROCESO NORTON CHEMICAL

1. Introducción.

Proceso para la remoción de dióxido de azufre en gases de salida de plantas de ácido sulfúrico por medio de Zeolitas.

2. Historia.

Este proceso no cuenta con la información en la literatura pública.

3. Descripción.

El proceso utiliza tres lechos en serie, el primero está en el ciclo de adsorción.

El gas a tratar debe ser frío, pasa a través del lecho de adsorción, saliendo por la parte baja, hacia un soplador. En este lecho todo el dióxido de azufre y ácido presentes se remueven. El gas limpio pasa entonces al segundo lecho, saliendo listo para descargarlo a la atmósfera.

En el tercer lecho se lleva a cabo la regeneración. Esta se realiza por medio de aire caliente (temperatura de 315°C.) que es el que absorbe todo el dióxido de azufre y el ácido de la zeolita. Estos gases se recirculan a la planta de ácido sulfúrico.

5.0 Materia prima

Gases de salida de plantas de ácido sulfúrico.

5.1. Reactivos

Zeolita

Aire seco



5.2 Productos

Dióxido de azufre concentrado



5.3 Eficiencia

Este proceso es capaz de remover un 82% del total del dióxido de azufre en el primer lecho, la eficiencia de todo el proceso es aproximadamente 98%.

6. Equipo.

| | |
|----------------------|---------------------|
| Tanques con Zeolitas | T-Z-1, T-Z-2, T-Z-3 |
| Regenerador de aire | RG-a' |
| Soplador | So |
| Chimenea | Ch |

7.0 Análisis

7.1 Ventajas

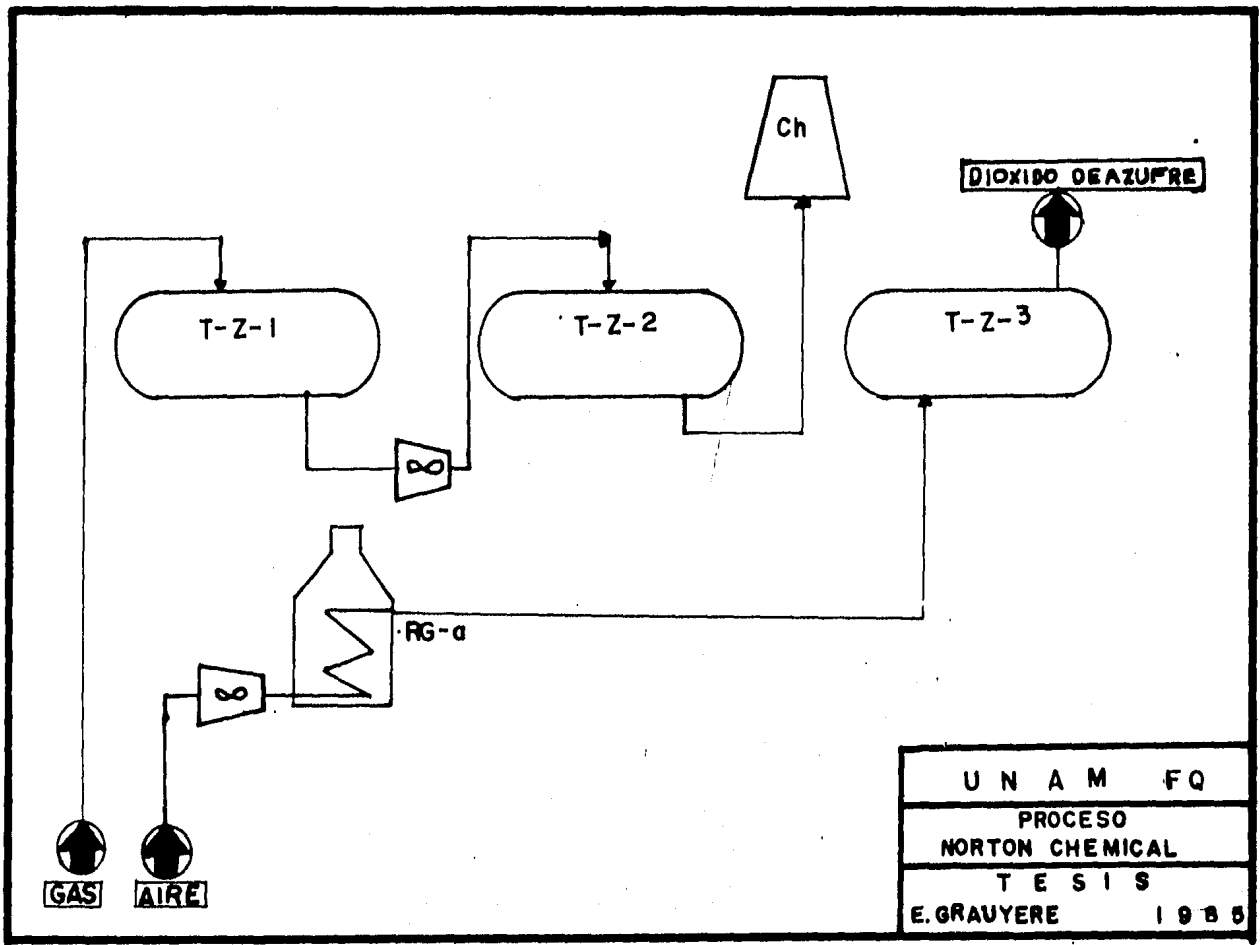
Existen diferentes alternativas para el calentamiento de la regeneración

Se adapta a cualquier tamaño.

No utiliza reactivos, unicamente las zeolitas.

7.2 Desventajas.

La construcción de los equipos debe de ser de material anticorrosivo.
El costo de tonelada aumenta para gases con alto contenido de dióxido de azufre.



| |
|----------------------------|
| U N A M F Q |
| PROCESO NORTON CHEMICAL |
| T E S I S |
| E. GRAUYERE 1985 |

PROCESO COAL CONVERTS SO₂ TO S

1. Introducción.

El proceso está diseñado para reducir la cantidad de dióxidos de azufre de los gases que salen de las plantas eléctricas y metalúrgicas.

2. Historia.

Research Division of Foster Wheeler Energy Corp., desarrolló un proceso donde el carbón actúa como reductor del dióxido de azufre a azufre elemental.

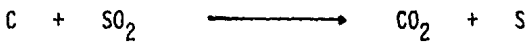
3. Descripción.

Primero se prepara el carbón, pulverizándolo. El carbón (antracita) entra al reactor por gravedad, alimentándose lentamente, a través de un vibrador magnético, para controlar el nivel del lecho.

El gas se inyecta junto con aire al reactor. La residencia del gas en el reactor a presión atmosférica debe ser entre 3 y 4 segundos.

La corriente de gas rico en azufre sale por la parte alta del reactor para entrar a un condensador. El azufre elemental se condensa y pasa a un tanque para su almacenamiento. Del fondo del reactor salen las cenizas que se desechan.

4. Reacciones Químicas



El rango de temperatura de la reacción está entre 600 y 815°C. El aire inyectado con el dióxido de azufre quema parte del carbón para proveer la temperatura de reacción.

La temperatura de condensación del azufre es de 160°C.

5.0 Materia prima,

Gases salientes de plantas eléctricas y metalúrgicas.

5.1 Reactivos

Carbón C

5.2 Productos

Azufre S

5.3 Eficiencia

Entre 90 - 95%

6. Equipo.

Tolva TV

Elevador de cargilones EG

Reactor RE

Condensador Dc

Soplador So

Tanque de almacenamiento TA

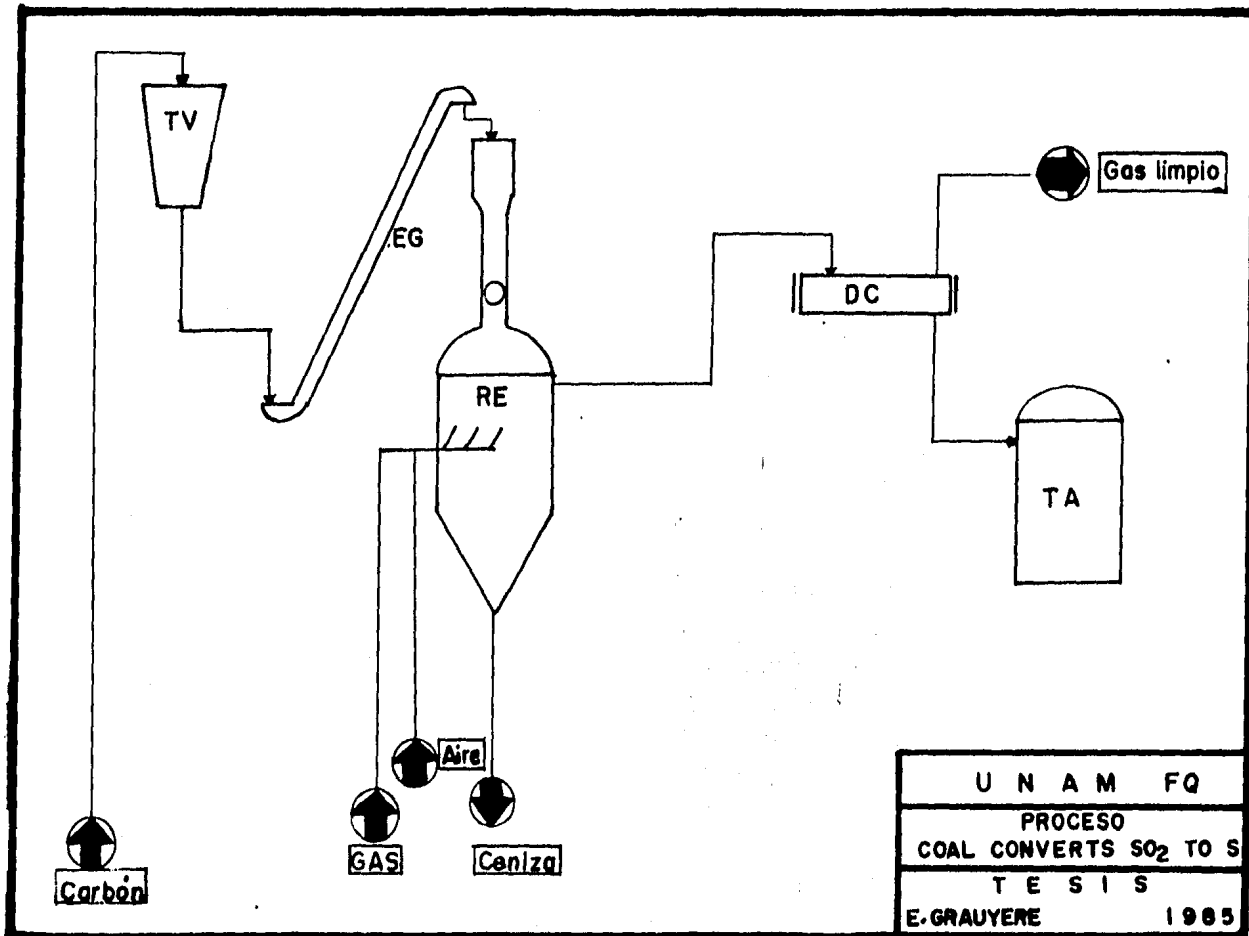
7.0 Análisis.

7.1 Ventajas

Utiliza como reactivo carbón.

Obtiene como producto azufre.

Adaptable a cualquier tamaño.



| |
|---|
| U N A M F Q |
| PROCESO COAL CONVERTS SO ₂ TO S |
| T E S I S |
| E.GRAUYERE 1985 |

PROCESO COPPER OXIDE ABSORBENT

1. Introducción.

El proceso absorbe el dióxido de azufre de gases de combustión mediante óxido de cobre.

2. Historia.

No se tiene la información suficiente.

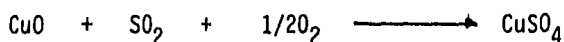
3. Descripción.

El gas, a una temperatura de 430°C, pasa por el absorbente a una velocidad de 5 ft/sg y el absorbente circula en forma de granos a razón de 305 M lb/hr. De esta manera la concentración de dióxido de azufre en el gas disminuye mientras que en el absorbente aumenta.

Los granos que dejan el absorbente entran a un tubo (de gran diámetro) donde se fluidizan para alcanzar la presión necesaria (5 psig). El gas se calienta por la combustión de metano a temperatura de 440°C saliendo del tubo ya limpio. Por otra parte salen los granos para su regeneración. La regeneración se lleva a cabo por medio de metano, teniendo casi listo el dióxido de azufre para su recuperación en forma de azufre elemental.

4. Reacciones Químicas.

Absorción:



Regeneración:



5.0 Materia prima.

Gases salientes de plantas eléctricas.

5.1 Reactivos

Oxido de cobre

CuO

Metano

CH₄

Aire

N₂ + O₂

5.2 Productos

Dióxido de azufre, listo para la obtención de azufre elemental

5.3 Eficiencia.

La remoción del dióxido de azufre cubre un total de 90% aproximadamente.

6. Equipo

Absorbedor de lecho fluidizado Ab

Regenerador RG

Tubo de gran diámetro, es un tubo vertical que se utiliza para asegurar o hacer uniforme la presión en un sistema Sdp

7.0 Análisis.

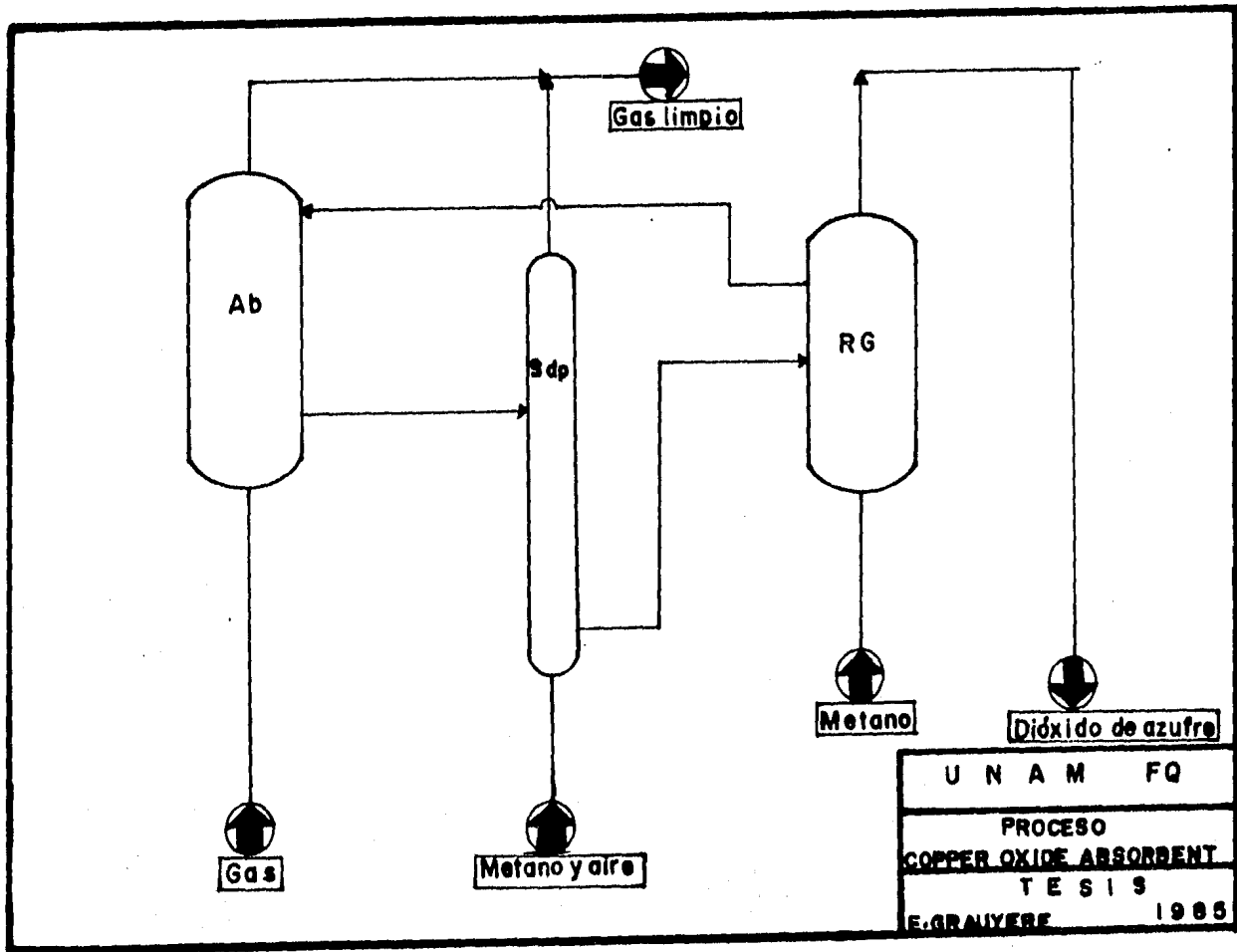
7.1 Ventajas

El absorbente de óxido de cobre tiene resistencia excelente a la degradación química y física causada por la abrasión.

El ácido producido sirve para enfriar el gas.

7.2 Desventajas.

Sólo a nivel de planta piloto.



PROCESO SULFACID

1. Introducción.

Es un proceso que se basa en la absorción del dióxido de azufre por medio de carbón

2. Historia.

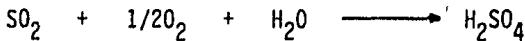
Un proyecto desarrollado por la Compañía Lurgi Gesellschaft de Alemania.

3. Descripción.

Los gases que salen de las plantas eléctricas, primero se enfrían por contacto con ácido sulfúrico diluido.

El gas frío pasa a un absorbedor conteniendo carbón activado, donde se obtiene ácido sulfúrico dentro de los poros del carbón. En el absorbedor se rocía continuamente agua con el fin de remover el ácido.

4. Reacciones Químicas.



5.0 Materia prima

Gases salientes de plantas eléctricas

5.1 Reactivos.

| | |
|-----------------|------------------|
| Oxígeno | O ₂ |
| Agua | H ₂ O |
| Carbón activado | C |

5.3 Eficiencia.

No se tienen datos al respecto.

6. Equipo

| | |
|--------------------|----|
| Enfriador de gas | FG |
| Torre de absorción | Ab |

7.0 Análisis

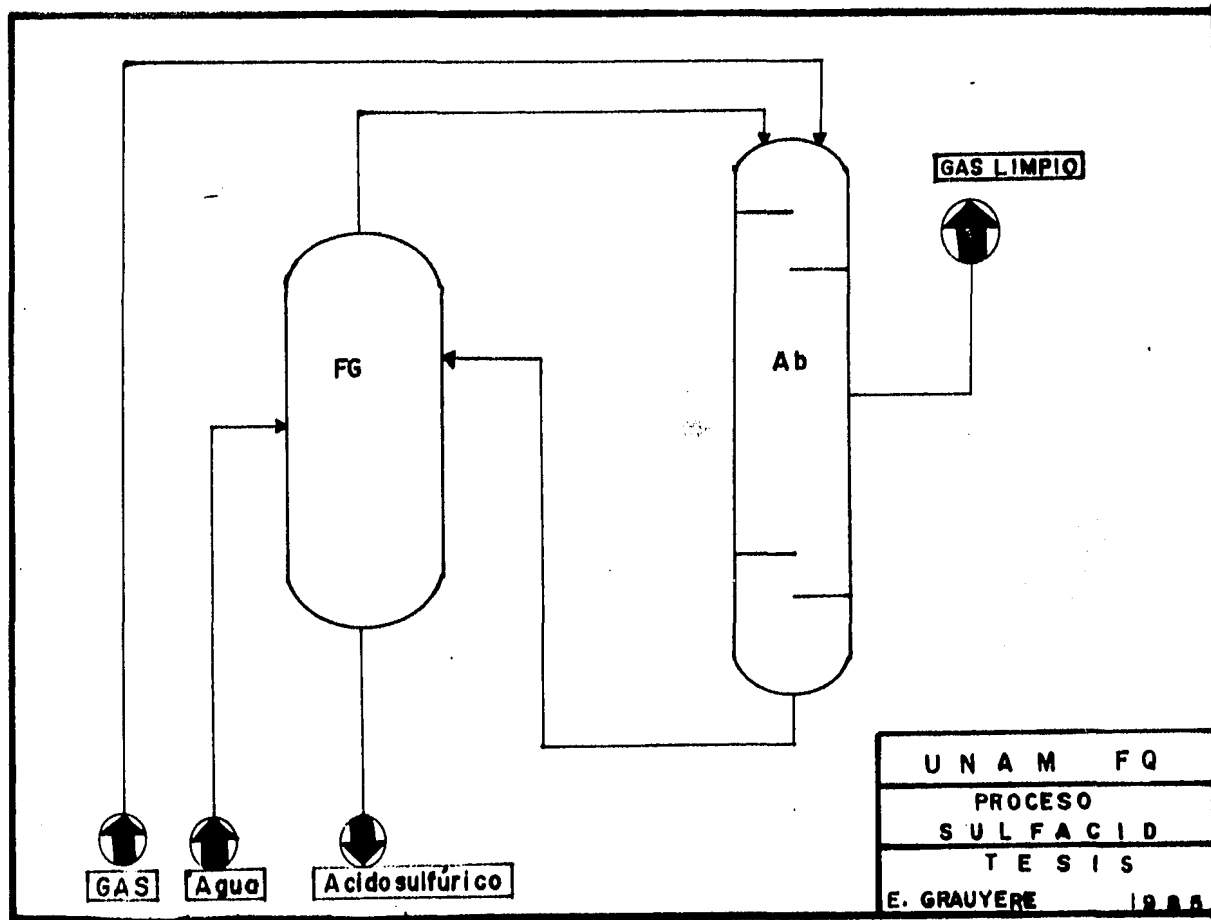
7.1 Ventajas

El ácido producido sirve para enfriar el gas

Utiliza reactivos comunes

7.2 Desventajas

Obtiene como producto ácido sulfúrico de baja concentración.



PROCESO PURASIV

1.- Introducción.

Es un proceso seco que utiliza un método de absorción de lechos fluidizados.

2.- Historia.

Es un sistema desarrollado por Union Carbide Corp.

3.- Descripción.

El gas entra a un absorbedor que utiliza una criba molecular, el dióxido de azufre recuperado está lista para la conversión a ácido sulfúrico, mientras que el gas limpio entra a una chimenea antes de salir a la atmósfera.

Es un proceso sencillo, que utiliza dos lechos, debido a que cuando se llena uno, se ocupa el segundo. La desocupación de los lechos se hace por medio de aire caliente.

4.- Reacciones Químicas.

Este proceso no involucra reacciones químicas.

5.- Materias primas

Gases ricos en dióxido de azufre

5.1 Reactivos.

Criba molecular

Aire caliente



5.2 Productos

Dióxido de azufre concentrado, para producir ácido sulfúrico.

5.3 Eficiencia

99% aproximadamente.

6. Equipo

Dos lechos fluidizados RE -1, RE-2

Horno H

Soplador So

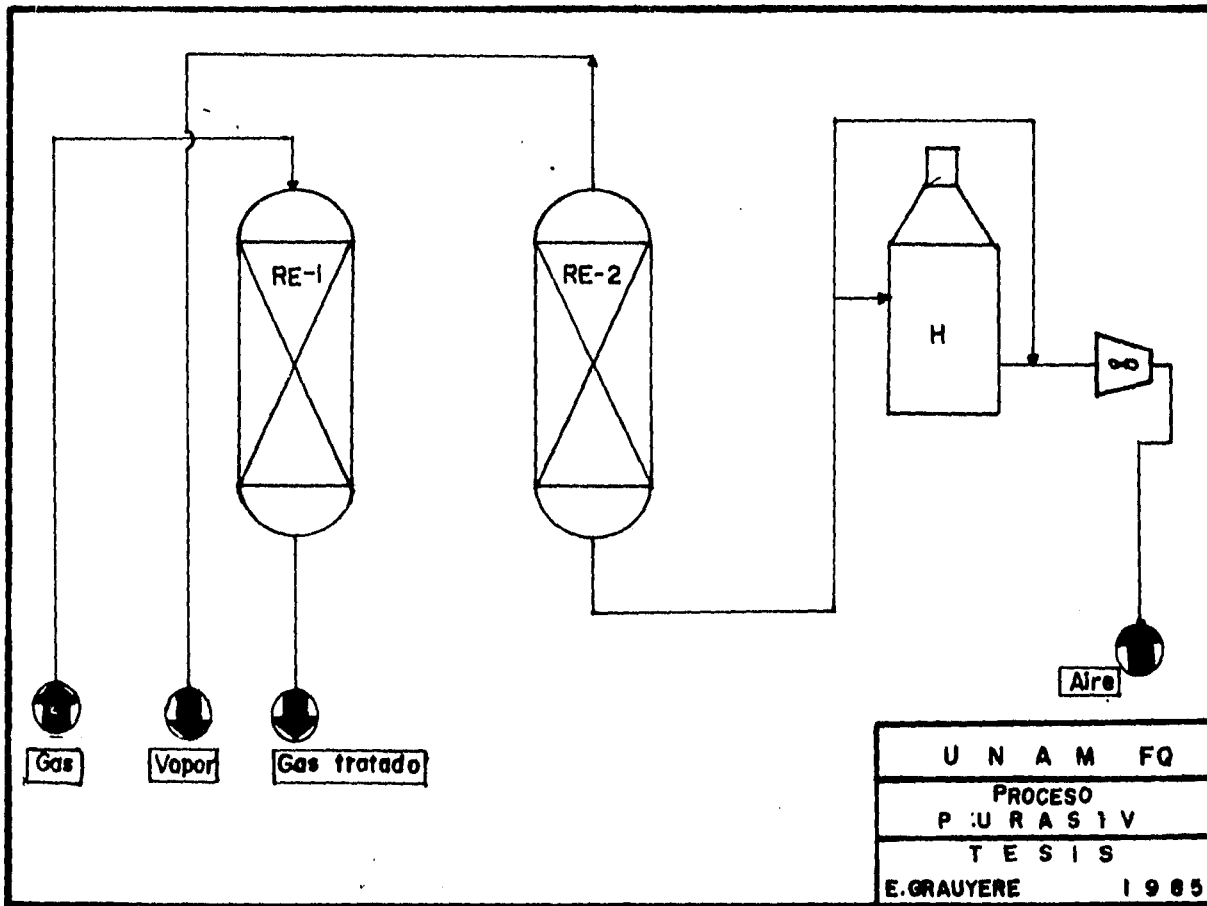
7.0 Análisis

7.1 Ventajas

Obtiene dióxido de azufre listo para producir ácido sulfúrico
Eficiencia de remoción muy alta.

7.2 Desventajas

Necesita de una criba molecular.



RESUMEN DE PROCESOS HUMEDOS

| N O M B R E | TEMPERATURA | PUNTE DE EMISION | EFICIENCIA % | CONDICION DEL PROCESO CAPACIDAD | REACTIVOS Y CATALIZADOR | P R O D U C T O S |
|-------------------------|-------------|--|----------------|-------------------------------------|---|--|
| Wellman-Lord | 104°C | gases de combustión de plantas eléctricas | 90 | En operación 700 ton/día | NaOH, 100%, vapor, aire, agua | SO ₂ (para producción de ácido sulfúrico) Purga (Na ₂ SO ₃ y Na ₂ SO ₄) |
| CHIYODA THOROUGH 101 | 50-70°C | gases de chimenea | 97 | En operación | Catalizador H ₂ SO ₃ H ₂ SO ₄ diluido | CaSO ₄ |
| Showa Denko | 450°C | gases de fundición | 93 | En operación 56,000 SCFM | Solución acuosa de NH ₃ aire | (NH ₄) ₂ SO ₄ |
| Dual-Alkali | | gases de combustión de plantas eléctricas | 90 | En operación 3,000 SCFM | NaOH CaCO ₃ Ca(OH) ₂ Aqua | CaSO ₄ |
| Grillo-AGS | | gases de chimenea | 90 | Prueba en -- pequeña esca la. | MnO MnO ₂ Conue Aire | SO ₂ concentrado |
| Dap-Mn | 180°C | gases de combustión de la industria petroquímica y de --- plantas eléctricas | mayor de 90 | En operación 8,900 SCFM | NH ₄ OH Aqua MnO ₂ activado | (NH ₄) ₂ SO ₄ |

| N O M B R E | TEMPERATURA | FUENTE DE EMISION | EFICIENCIA % | CONDICION DEL PROCESO CAPACIDAD | REACTIVOS Y CATALIZADOR | P R O D U C T O S |
|------------------|-------------|--|-----------------|---------------------------------------|---|-------------------|
| Aqueos Carbonate | 98°C | gases de combustión de plantas eléctricas. | Menos de 90 | En operación | Acido cítrico citrato de sodio H ₂ S | S |
| Non regenerative | | gases de combustión | 70-85 | En operación | CaCO ₃ Aqua | S |
| Shell Scot | | gases de combustión ricos en compuestos azulfurosos | Mayor de 90 | | Catalizador de Co-Mo DEA Gas reductor | gas limpio |
| Aquaclus | | gases ricos en SO ₂ | Mayor de 90 | Planta piloto | H ₂ S Na ₂ PO ₄ | S |
| Parsons Beavon | | gases ricos en SO ₂ y compuestos asufrosos. | Menor de 90 | En operación 200 LTD | Catalizador de Co-Mo solución de Na ₂ CO ₃ NaVO ₃ | |
| APCI-IFP | | gases de desperdicio | 80-90 | En operación | (NH ₄) ₂ SO ₃ NH ₄ HSO ₃ gases reductores | S |

| N O M B R E | TEMPERATURA | FUENTE DE EMISION | EFICIENCIA % | CONDICION DEL PROCESO CAPACIDAD | REACTIVOS Y CATALIZADOR | P R O D U C T O S |
|--|-------------|---|-----------------|---------------------------------------|--|---|
| Stone and Webster/ Ionics SO ₂ | | gases de combustión de plantas eléctricas. | 95 | Planta piloto | H ₂ SO ₄ NaOH en solución | SO ₂ H ₂ SO ₄ |
| Alkalizaed Alúmina | | gases de chimenea - de plantas eléctricas. | 90 | Planta piloto | Alúmina | H ₂ S |
| Lignite-ASH | | gases de combustión de plantas eléctricas. | 90 | Planta piloto | CaCO ₃ Ca(OH) ₂ | SO ₂ concentrado |
| Wellman-Lord | | gases de combustión de plantas eléctricas. | 90 | En operación | Na ₂ SO ₃ Vapor Acua H ₂ | Na ₂ SO ₄ |
| IFP | 132°C | gases de combustión | Más de 99 | | Catalizador de sal metá lica, H ₂ S | S |
| Catalytic/IFP Amonia | | gases de combustión de plantas eléctricas. | Menos de 90 | En operación | (NH ₄) ₂ SO ₃ Aire Aqua | S |

| N O M B R E | TEMPERATURA | FUENTE DE EMISION | EFICIENCIA % | CONDICION DEL PROCESO CAPACIDAD | REACTIVOS Y CATALIZADOR | PRODUCTOS |
|---------------------|-------------|--|--------------|---------------------------------|--|--|
| USM. Citrate | 126°C | gases de combustión | Mayor de 90 | Planta piloto | Acido cítrico citrate de sodio H ₂ S Vapor | S |
| Chemico | | gases de combustión | 96.5 | En operación 440,000 SCFM | MgO MgSO ₃ MgSO ₄ Agua | SO ₂ para utilizarlo como materia prima para producir H ₂ SO ₄ |
| Kellog Pullman | | gases de plantas eléctricas | 92 | En operación | MgSO ₃ CaO CaCO ₃ Agua | CaSO ₃ CaSO ₄ |
| Stauffer | 50-70°C | gases de combustión de plantas eléctricas | 98 | En operación | Na ₂ PO ₄ Vapor | S |
| Fulhan-Simon Carves | | gases de combustión | 90 | | Solución acuosa NH ₃ H ₂ SO ₄ a 1 93% | S |

RESUMEN DE PROCESOS SECOS

| N O M B R E | TEMPERATURA | FUENTE DE EMISION | EFICIENCIA % | CONDICION DEL PROCESO CAPACIDAD | REACTIVOS Y CATALIZADOR | P R O D U C T O S |
|----------------------------|-------------|---|-----------------|--|---|--|
| Dry Limestone Injection | 800-1000°C | gases de combustión | 70-90 | | H ₂ SO ₄ CH ₄ parcialmente oxidado | CaSO ₄ CO ₂ SO ₂ H ₂ SO ₄ CaO |
| SFGD | 400°C | gases de combustión | Más de 90 | En operación 58 SCFH | CuO sobre alúmina H ₂ H ₂ S | S |
| Cat-Ox | 450°C | gases de combustión de plantas eléctricas. | 85-92 | En operación 1 120 000 lb/h | Aire Aqua Catalizador de V ₂ O ₅ | H ₂ SO ₄ al 78% |
| Westvaco | 65-150°C | gases de chimenea | 98 | En operación 1 900 SCFH | H ₂ S H ₂ C | S |
| Norton Chemical | 65-83°C | gases de salida de plantas de ácido sulfúrico | 98 | En operación adaptable a cualquier -- tamaño. | Zeolitas Aire seco | SO ₂ concentrado |

| N O M B R E | TEMPERATURA | FUENTE DE EMISION | EFICIENCIA % | CONDICION DEL PROCESO CAPACIDAD | REACTIVOS Y CATALIZADOR | P R O D U C T O S |
|---------------------------------------|-------------|---|-----------------|---|---|--|
| Coal Converts SO ₂ to S | 562-773°C | gases de salida de plantas metalúrgicas | 90-95 | En operación - adaptable a -- cualquier tama ño. | C aire | S |
| Copper oxid Absor bent | 430°C | gases de plantas - eléctricas | 90 | Planta piloto | CuO Cl ₄ Aire | SO ₂ para plantas de ácido sulfúri co. |
| Sulfacid | 60-70°C | gases de combustión de plantas eléctricas. | | | O ₂ Aqua Carbón activado | H ₂ SO ₄ |
| Purasiv | | gases ricos en SO ₂ | 99 | En operación | Criba molecular | SO ₂ concentrado para producir - ácido sulfúrico. |

ANALISIS DE LOS PROCESOS

El éxito de un proyecto industrial depende en alto grado de la cuidadosa selección del proceso o sistemas de producción.

Esta selección implica un estudio técnico profundo que permita visualizar cuál de las alternativas de proceso puede dar mejores resultados. En el caso de la selección de los procesos tratados en esta tesis, deberán cumplir con las especificaciones siguientes:

- 1) Ajustarse a los volúmenes de gases de salida emitidos por la planta que utilizará el proceso.
- 2) Que los productos obtenidos no sean contaminantes.
- 3) Ser factible de llevarse a cabo en los equipos que pueden ser fácilmente obtenidos.
- 4) Que la tecnología este disponible a nivel comercial.

Al comparar los diversos procesos, se debe seleccionar aquel que permita obtener los mejores resultados, aprovechando al máximo los recursos disponibles para el proyecto y dentro de las limitaciones que impongan las condiciones existentes en la región donde se planea llevar a cabo su realización.

Entre los factores que deben tomarse en cuenta al hacer dicha selección se pueden citar los siguientes:

A. MATERIALES

A.1 Materia prima y catalizador

A.2 Flujo de materiales (condiciones de concentración de las corrientes)

A.3 Manejo de materiales

B. OPERACION

B.1 Accesibilidad tecnológica

B.2 Complejidad del equipo.

B.3 Materiales de Construcción.

B.4 Presión y temperatura.

C. MANTENIMIENTO

D. PRODUCTOS Y SUBPRODUCTOS

D.1 Características

D.2 Usos.

E. EFICIENCIA DE REMOCION. Para que un proceso pueda ser considerado debe al menos tener una eficiencia del 90%.

Materias primas. Del estudio de disponibilidad de materias primas, se llega al conocimiento de aspectos de gran interés al proyecto, entre éstos se encuentra los volúmenes de cada una de las variedades de las materias que estarían disponibles para la planta en las diversas épocas del año.

Desde el punto de vista técnico estos datos deben ser complementados con información sobre las características químicas, fisicoquímicas o biológicas de las diversas variedades, para de esta manera disponer de elementos de juicio que habrán de permitir la selección del proceso apropiado y el diseño de las instalaciones.

Para la evaluación de las materias primas es indispensable obtener muestras representativas de las mismas y efectuar las pruebas técnicas necesarias para determinar sus características. Entre los datos que suelen ser importantes se encuentra su composición química, su estabilidad, su disponibilidad, toxicidad, maneabilidad, etc.

Flujo de materiales. Conocer o predecir las condiciones de concentración del dióxido de azufre en los gases a tratar, es un factor muy importante puesto que algunos procesos sólo pueden utilizarse para remover éste gas cuando se encuentra a bajas concentraciones.

Además de influir en el diseño de los equipos, por lo que no sólo debe conocerse la concentración, sino la cantidad de gas a tratar.

Manejo de materiales. Esto se refiere a las características de la materia prima. En la selección de un proceso, siempre se debe elegir aquel que nos proporcione más seguridad, más estabilidad, menor costo, mayor producción, etc. Y el proceso más seguro, es el que en ninguna etapa o en ningún aspecto tiene riesgo, por lo tanto las materias primas, no deben ser tóxicas o deben ser lo menos tóxicas posible y por lo tanto su manejo será más sencillo.

Accesibilidad Tecnológica. Siempre que se vaya a elegir un proceso de entre varios, tendrá más ventaja aquel que sea comercial, es decir, si se puede utilizar uno que no involucre patentes o que ya este probado a un nivel no sólo de planta piloto, es mejor, puesto que ya es conocido dándonos la ventaja de las experiencias obtenidas por otras personas además de que se acceso será más fácil o menos difícil de aquel que no se conoce comercialmente.

Complejidad de equipo. Es recomendable que el proceso utilice siempre equipo de diseño conocido o equipo que ya este estandarizado, si el equipo es de diseño especial, no sería costeable en algunos casos.

Materiales de construcción. Cuando se planea la construcción de una planta, o cuando se elige un proceso, siempre será ventajoso aquel cuyo equipo se fabrique de materiales menos costosos como es el acero al carbón en lugar de utilizar equipo que forzosamente deba construirse de acero inoxidable o de algún otro tipo de material más costoso.

Presión y Temperatura. La operación de un proceso será siempre más sencilla aquella que involucre presión y temperatura ambiente, en segundo lugar se prefieren los procesos que manejen presiones y temperaturas altas y por último los que involucren presión de vacío y temperatura criogénica o por debajo de la temperatura ambiente.

Esto se debe a que el control de la última alternativa es más difícil y requiere de equipos más sofisticados.

Mantenimiento. El mantenimiento de una planta, siempre debe ser una actividad importante, por lo que trae muchas ventajas, se conserva el equipo más tiempo en buen estado, se obtiene mayor rendimiento y mejores productos.

Y si debe hacerse este trabajo deberá procurarse que se complique lo menos posible y su costo sea más bajo.

Desde el punto de vista técnico se le dará preferencia a los procesos que no requieran de un mantenimiento complicado.

Productos y subproductos. En este tipo de procesos, el producto obtenido no es el principal de la planta sino es un subproducto, ya que todos los procesos se utilizan como auxiliares a fin de eliminar los gases tóxicos o contaminantes que arrojan al medio ambiente su planta principal. Por lo tanto la obtención de un producto que no sea contaminante es esencial.

También es importante tomar en cuenta si el producto puede ser comercial o no y para ello debe investigarse la demanda, suministro local, niveles de calidad etc. a fin de que nuestro proceso no sólo sirva para eliminar gases nocivos de la atmósfera, sino para obtener de él las mejores ventajas.

Otros factores que involucra una evaluación preliminar, es obviamente la comparación económica, lo cual no es objeto de esta tesis, pero por señalar algunos aspectos se encuentran:

Costo competitivo

Disponibilidad de reactivos

Disponibilidad del equipo

Producto(s) final comercial

Capital invertido.

La selección de los procesos más viables técnicamente se hará de la siguiente manera:

A.1 Los procesos con materia prima accesible, se les dará un valor empírico máximo de veinte puntos. Los procesos que utilicen catalizador tendrán un valor de cero.

A.2 Los procesos capaces de manejar altas concentraciones de gas por tratar se les dará un valor empírico de diez

A.3 A los procesos que no utilicen materias primas o reactivos de difícil manejo, tendrán cinco puntos. Por ejemplo, el proceso que involucre como materia prima ácido sulfúrico tendrá un valor de cero.

B.1 Este punto se refiere a que los procesos estén probados a nivel comercial y tendrá un valor de diez. Si el proceso sólo se encuentra probado en planta piloto su puntuación será de cero.

B.2 La complejidad del equipo; obtendrán cinco puntos todos aquellos procesos cuyo equipo sea común o sea que no sea de diseño especial

B.3 Aquellos procesos cuyos equipos necesiten ser fabricados de acero inoxidable tendrán un valor negativo de menos cinco.

B.4 Los procesos que se realicen a temperaturas de entre los 40 y 100°C, tendrán una calificación máxima de diez

D.1.2 Sólo los procesos que obtengan como producto final Sulfato de amonio o ácido sulfúrico se les dará una puntuación máxima de 15, ya que son los productos más comerciales.

E. Ya que la eficiencia es uno de los puntos más importantes en la selección del proceso, se le dará un valor desde 14 para los que tienen eficiencia de 90% y de 30 para los que tienen 99% de eficiencia.

Al final se sumarán todos los valores y los procesos con mayor puntuación son los que se tomarán como los más viables técnicamente.

TABLA DE RESULTADOS

| PROCESO (valor máximo) | A.1 20 | A.2 10 | A.3 5 | B.1 10 | B.2 5 | B.3 (5) | B.4 10 | D.1.2 15 | E 30 | TOTAL |
|---------------------------|-----------|-----------|----------|-----------|----------|------------|-----------|-------------|---------|-------|
| Wellman-Lord | 20 | - | 5 | 10 | 5 | - | 8 | - | 14 | 62 |
| Chiyoda T.101 | - | 7 | - | 10 | 5 | - | 10 | - | 26 | 58 |
| Showa Denko | 20 | - | 5 | 10 | 5 | (5) | 10 | 15 | 18 | 78 |
| Dual Alkali | 20 | - | 5 | 10 | 5 | - | - | - | 14 | 54 |
| Grillo AGS | - | - | 5 | - | - | - | - | - | 14 | 19 |
| Dap.Mn | 20 | 7 | - | - | - | - | 10 | 15 | 16 | 68 |
| Stone & webster | 20 | - | - | 10 | 5 | - | 5 | 8 | 22 | 70 |
| Alkalized alúmina | 16 | - | 5 | - | 5 | - | - | - | 14 | 40 |
| Lignite ASH | - | - | 5 | - | - | - | - | - | 14 | 19 |
| Wellman L/Allied Ch. | 15 | 8 | 5 | 10 | 5 | - | - | - | 14 | 57 |
| IFP | - | - | 5 | 10 | 5 | - | 5 | 6 | 30 | 61 |
| Catalytic IFP | - | - | 5 | 10 | 5 | - | - | 6 | 16 | 42 |
| Aqueous Carbonate | - | - | 5 | 10 | 5 | - | - | 6 | - | 26 |
| Non regenerative | 20 | - | 5 | 10 | 5 | - | - | 6 | - | 46 |
| Shell Scot | - | - | 5 | 10 | 5 | - | - | - | 30 | 50 |
| Aquaclus | 15 | - | 5 | - | 5 | - | - | 6 | 16 | 47 |

| PROCESO | A.1 | A.2 | A.3 | B.1 | B.2 | B.3 | B.4 | D.1.2 | E | TOTAL |
|------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-------|----|-------|
| Parsons Beavon | - | - | 5 | 10 | - | - | - | 6 | - | 21 |
| APCI-IFP | 20 | - | 5 | 10 | 5 | - | - | 6 | - | 46 |
| USBM.Citrate | - | - | 5 | - | - | - | 6 | 6 | 16 | 33 |
| Chemico | - | 10 | 5 | 10 | 5 | - | - | - | 25 | 55 |
| Kellog Pullman | - | - | 5 | 10 | 5 | - | - | - | 16 | 36 |
| Stauffer | 15 | - | 5 | 10 | 5 | - | 10 | 6 | 28 | 79 |
| Dry limestone I. | 20 | - | - | - | 5 | - | 6 | - | - | 31 |
| SFGD | - | - | 5 | 10 | - | - | - | 6 | 16 | 37 |
| Westvaco | 20 | - | 5 | 10 | - | - | 8 | 6 | 28 | 77 |
| Norton Chemical | 20 | - | 5 | 10 | - | (5) | 10 | - | 28 | 68 |
| Coal Converts | 20 | - | 5 | 10 | 5 | - | - | 6 | 17 | 63 |
| Cupper oxide A. | 10 | - | 5 | - | - | - | - | - | 14 | 29 |
| Sulfacid | 20 | - | 5 | 10 | 5 | - | 10 | 5 | - | 55 |
| Fulhan Simon C. | 20 | - | 5 | - | 5 | - | - | 6 | 14 | 50 |
| Purasiv | - | - | 5 | 10 | 5 | - | - | - | 30 | 50 |
| Cat-Ox | - | - | 5 | 10 | 5 | (5) | - | 10 | 14 | 39 |

Después de hacer las sumas y según con el método que se eligió,

los procesos que tuvieron mayor puntuación fueron:

| | |
|-------------------|----|
| STAUFFER | 79 |
| SHOWA DENKO | 78 |
| WESTVACO | 77 |
| STONE AND WEBSTER | 70 |

CONCLUSIONES

De los resultados obtenidos anteriormente, los cuatro procesos con mayor puntuación y por lo tanto los más viables técnicamente fueron: STAUFFER, SHOWA DENKO, WESTVACO y STONE AND WEBSTER/IONICS SO₂, aunque estos procesos hayan resultado ser los mejores, después de utilizar el método propuesto, no quiere decir que así sea, ya que esta tesis sólo se tomaron en cuenta aspectos técnicos y la segunda parte en una selección es el estudio económico que también es importante, pero servirá como pauta en una investigación más profunda.

GLOSARIO

DESULFURIZACION.- Remover o recuperar los dióxidos de azufre contenidos en gases.

EFLUENTE.- Fluido que sale del proceso el cual contiene lodos no recuperables.

GAS LIMPIO.- El gas que sale a la atmósfera después de haber pasado por el proceso de recuperación el cual ya está libre de dióxido de azufre.

GAS TRATADO.- Gas limpio que sale del proceso.

GASES DE CHIMENEA.- Gases de combustión arrojados a la atmósfera por plantas eléctricas, metalúrgicas o químicas.

GASES DE DESPERDICIO.- Gases de combustión o efluentes gaseosas que contienen dióxido de azufre y son arrojados a la atmósfera.

GASES DE SALIDA.- Efluentes gaseosas con altos contenidos de dióxido de azufre y que son enviados a la atmósfera.

BIBLIOGRAFIA

1. J.H. Karchmer, "The Analytical Chemistry of Sulfur and its Compounds.", Part I, Wiley-Interscience, 1970.
2. H.F. Lund, "manual para el control de la contaminación industrial."
3. J.S. Hayford, "Process Cleans Tail Gases", Hydrocarbon Processing, October, 1973, pp. 95-96.
4. F.J. Ball, "Take Sulfur Out of Waste Gases", Hydrocarbon Processing, October, 1972, pp. 125-127.
5. A.H. Boas, "Simulate Sulfur Recovery Plants", Hydrocarbon Processing, March 1971, pp. 81-84.
6. C.S. Goddin, "CBA Process ups Claus recovery.", Hydrocarbon Processing, October 1974, pp. 122-124.
7. E. Andrew, "Tailor Sulfur plants on unusual conditions.", Hydrocarbon Processing, April 1977, pp. 119-124.
8. L.A. Midkiff, "Spray-dryer system scrubbs SO₂.", Power. Vol 123, No. 1, January 1979, pp. 29-32.
9. F.P. McCandless, "Recovery of Sulfur from SO₂ by Reaction with Alkali or Alkaline Earth Sulfides.". Ind. Eng. Chem. Prog. Des, Dev., Vol 18 No. 3 1979.
10. Yves Barthel. "Treat Claus Tail Gas.", Hydrocarbon Processing, May 1971.
11. C.G. Cortelyou, "Commercial Processes for SO₂ Removal.", Chemical Engineering Progress. Vol. 65, No. 9. Semtember 1969 pp. 69-77.
12. A.B. Welty, "Flue Gas Desulfurization Technology.", Hydrocarbon Processing, October 1971, pp. 104-108.
13. J.W. Palm, "Watch These trends in Sulfur plant desing!", Hydrocarbon Processing, March 1972, pp 105-108.
14. B.G.Goar, "Today's Sulfur Recovery Process.", Hydrocarbon Processing, Vol. 47, No. 9. September 1968, pp.238-252.
15. I.S. Shah, "Removing SO₂ and Acid Mist with Venturi Scrubbers.", Chemical Engineering Progress. Vol. 67, No. 5. May 1971, pp. 51-56.
16. J.J. Collins, "The Purasiv'S Process for removing acid plant Tail Gas.", Chemical Engineering Progress, Jun 1974.
17. B.G. Goar "Today's Sulfur Recovery Processes.", Goar Arrington & Associates Inc. Tyler Texas. Originally presented at the Gas Conditioning Conference in Norman, Oklahoma on March 5, 1975.

18. T. Uno, "Scale-up of a SO₂ Control Process.", Chemical Engineering Progress. Vol. 66, No. 1, pp. 61-65.
19. W.G. Tucker, "SO₂ Emission Control From Acid Plants.", Chemical Engineering Progress. Vol. 67, No. 5, pp. 57-56.
20. T.J. Browder, "Modern Sulfuric Acid Technology.", Chemical Engineering Progress. Vol. 67, No. 5, 1971.
21. T.H. Chilton, "Reducing SO₂ Emission from Stationary Sources.", Chemical Engineering Progress. Vol. 67, No. 5 1971, pp. 69-72.
22. J.J. Humphries, "An SO₂ Removal and Recovery Process.", Chemical Engineering Progress. Vol. 67, No. 5 1971, pp. 64-68.
23. R.N. Gamse, "Economic Impact of Sulfur Dioxide Pollution Controls", Chemical Engineering Progress. Vol. 70, No. 6 1974, pp. 45-48.
24. W.E. Miller, "The Cat-Ox Process at Illinois Power", Chemical Engineering Progress. Vol. 70, No. 6 1974, pp. 49-54.
25. S.S. Strom, "A Systematic Approach to Limestone Scrubbing.", Chemical Engineering Progress. Vol.70, No. 6 1974, pp.55-57.
26. G.R. Koehler, "Alkaline Scrubbing Removes Sulfur Dioxide.", Chemical Engineering Progress. Vol. 70, No. 6 1974, pp. 63-65.
27. C.R. La Mantia, "Dual Alkali Process for Sulfur Dioxide Removal.", Chemical Engineering Progress. Vol. 70, No. 6 1974, pp 66-67.
28. H.L.Falkenberry, "SO₂ Removal by Limestone Injection.", Chemical Engineering Progress. Vol. 65, No. 12 1969, pp. 61-65.
29. C.G. Cornell, "Sulfur Dioxide Removal In a Double Alkali Plant." Chemical Engineering Progress. Vol. 69, No. 12 1973, pp. 47-53.
30. J.S. Hayford, "Stauffer's Aquaclus Process.", Chemical Engineering Progress. Vol. 69, No. 12 1973, pp.54-55.
31. W.R. Horlacher, "Four SO₂ Removal Systems.", Chemical Engineering Progress. Vol. 68, No. 8 1972, pp. 43-50.
32. P. Bonnifay, "Partial and Total Sulfur Recovery.", Chemical Engineering Progress. Vol. 68, No. 8 1972, pp. 51-52.
33. B.H. Potter, "Commercial Experience with an SO₂ Recovery Process." Chemical Engineering Progress. Vol. 68, No. 8 1972, pp. 53-54.
34. G.N. Brown, "SO₂ Recovery via Activated Carbon.", Chemical Engineering Progress. Vol. 68, No. 8 1972, pp. 55-56.

35. H S Rodríguez, "La Formulación y evaluación técnico-económica de proyectos industriales", Ed CeNETI, México 1979, 2a Edición
- 36 R Landau, "The Chemical Plant", Reinhold Publishing Co, N Y , 1966