



**UNIVERSIDAD LA SALLE**

---

**ESCUELA DE QUIMICA**

**INCORPORADA A LA U. N. A. M.**

**DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA  
UN PROCESO POST CLAUS**

**TESIS PROFESIONAL**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
**INGENIERO QUIMICO**  
P R E S E N T A :  
**VICTOR RUBEN FERNANDEZ CEREZO**

**FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

# I N D I C E

	I N T R O D U C C I O N	1
CAPITULO I.-	DESCRIPCION DEL PROCESO	5
CAPITULO II.-	ASPECTOS TERMODINAMICOS	28
CAPITULO III.-	3.1 BASES DE DISEÑO	43
	3.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA	
	3.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
CAPITULO IV.-	4.1 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS	
	4.2 DISEÑO DE LA COLUMNA REACTOR	
	4.3 DISEÑO DEL SEPARADOR DC-1	81
	4.4 REQUERIMIENTO DE SERVICIOS AUXILIARES	
	4.5 HOJAS DE DATOS	
CAPITULO V.-	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	89
	N O M E N C L A T U R A	91
	B I B L I O G R A F I A	93

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

El objetivo de este trabajo, es el diseñar una planta piloto para un proceso Post Claus, el cual reducirá la cantidad de compuestos de azufre en la corriente de gas de colas proveniente de una planta recuperadora de azufre. Con ello podremos lograr que el gas de colas, que posteriormente pasa a un incinerador, produzca una menor contaminación en la atmósfera y además se podrá recuperar el azufre que se obtenga.

En la primera etapa del trabajo, se presentará la descripción y comparación de algunos procesos para tratamiento del gas de colas; en otros capítulos se presenta la información fundamental de la ingeniería básica para este proyecto como sería el Diagrama de flujo de proceso, el balance de materia y energía y el dimensionamiento de los equipos principales (reactor Post Claus, tanques de almacenamiento, separador líquido-líquido, etc.); además de un resumen de los aspectos termodinámicos básicos involucrados en la reacción.

La corriente de alimentación a la planta, está basada en la composición que se tiene en una corriente de gas de colas típica en la industria Petroquímica de México.

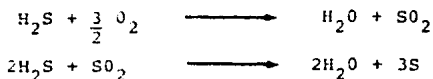
Es importante mencionar que el antecedente del Proceso Post

Claus, es el Proceso Claus, el cual tiene por objetivo también el de recuperar azufre, para posteriormente ser procesado. El proceso Claus es una modificación del original -- hecho en 1883, dicha modificación la realizó la C.G. Faber\_Industrie en Alemania en 1938. Esta modificación no sólo aumentó significativamente la capacidad del proceso, sino que proveyó un mecanismo para recuperar la energía que era desperdiciada.

Al proceso Claus es alimentado gas ácido, proveniente de la Torre Regeneradora de amina de la planta de Tratamiento con aminas de una refinería para el procesamiento del petróleo\_ crudo ó de gas. El gas efluente de la Regeneradora, es un producto de tratamiento con dietanolamina de las siguientes corrientes de la refinería :

- a) Gas producido en la desintegración catalítica
- b) Gas producido por la planta Reductora de Viscosidad.
- c) Gas producido por las Hidrodesulfuradoras de Kerosina, Turbosina y Naftas.
- d) Gas producido en el endulzamiento de una corriente de licuables.

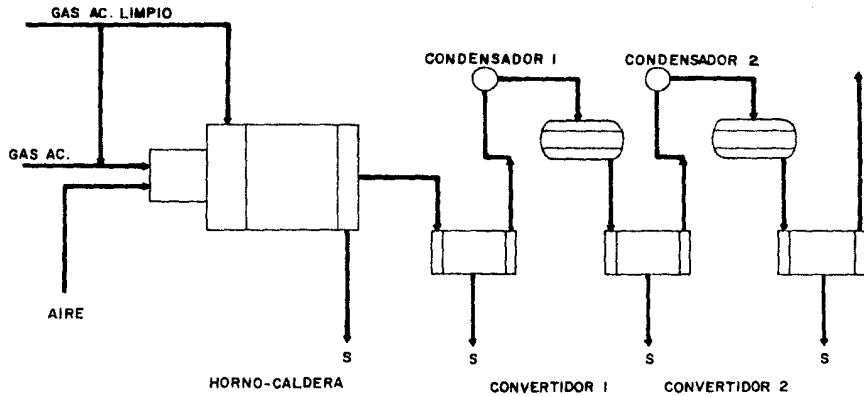
En el proceso Claus se efectúan las siguientes reacciones :



en donde el  $\text{H}_2\text{S}$  se oxida parcialmente a  $\text{SO}_2$  y posteriormente el  $\text{SO}_2$  reacciona con el  $\text{H}_2\text{S}$  no oxidado para dar vapores de azufre. Del balance aplicado a las reacciones anteriores, debe existir una relación de  $\text{H}_2\text{S}$  a  $\text{SO}_2$  igual a 2, para que el rendimiento de azufre sea el máximo.

Por ello es importante tomar como base de diseño de la caldera de recuperación, el quemar sólo 1/3 parte del ácido sulfhídrico que se alimenta. El gas ácido alimentado pasa primero por un separador con el objeto de eliminar todos los componentes líquidos, como son hidrocarburos o arrastres de solución de dietanolamina; los gases separados posteriormente son alimentados al horno de reacción; que junto con aire proveniente de un compresor, se mezclan para llevar a cabo la combustión. Los gases de combustión pasan a la caldera en donde se produce parte del azufre elemental; los gases efluentes de la caldera entran al primer condensador en donde el azufre se condensa y recolecta en una fosa de azufre líquido. El resto de los gases se une a la corriente que sale del condensador para entrar a un convertidor catalítico, en donde se efectúa la reacción del  $\text{H}_2\text{S}$  con el  $\text{SO}_2$ , para la producción de azufre.

PROCESO CLAU:



Los gases que salen del convertidor, entran a un segundo -- condensador colectándose el azufre en la fosa de azufre líquido.

Los gases que salen de este condensador, pueden ser tratados en el proceso Post Claus, para una mayor conversión del gas de colas en azufre.

El catalizador utilizado en los convertidores, es alumina - activada a 400° F y 1 atmósfera.



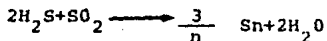
## CAPITULO I

### DESCRIPCION DEL PROCESO

Existen en la actualidad diversos procesos Post Claus, que tienen como aplicación tratar gas de colas proveniente de la unidad Claus, entre los que se encuentran los siguientes :

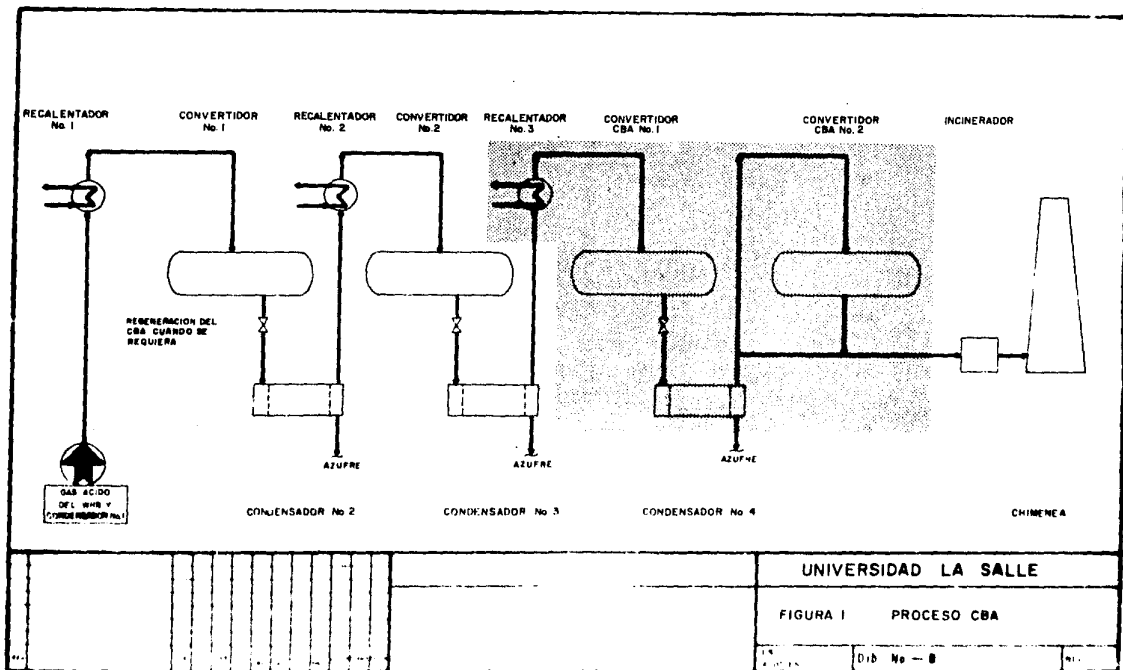
#### PROCESO CBA

Es un proceso de cama seca, con temperaturas finales bajas en los convertidores catalíticos, desplazando el equilibrio de la reacción para incrementar la conversión de la reacción Claus :



El azufre formado es absorbido por el catalizador a baja temperatura, separándose del vapor efluente, incrementando con ello la conversión. El catalizador poco a poco pierde sitios activos en donde se lleva a cabo la reacción, debido a la absorción del azufre, por lo que es necesario regenerarle, para ello se utiliza el calor generado dentro del mismo proceso.

El diagrama del flujo de la Figura 1 muestra las secciones del proceso CBA dentro de una unidad Claus de tres conver-



UNIVERSIDAD LA SALLE

FIGURA 1 PROCESO CBA

Div No - 8

tidores existente. Las modificaciones principales a la --  
unidad Claus para la adición de la unidad CBA se muestran\_  
en la figura con sombreado.

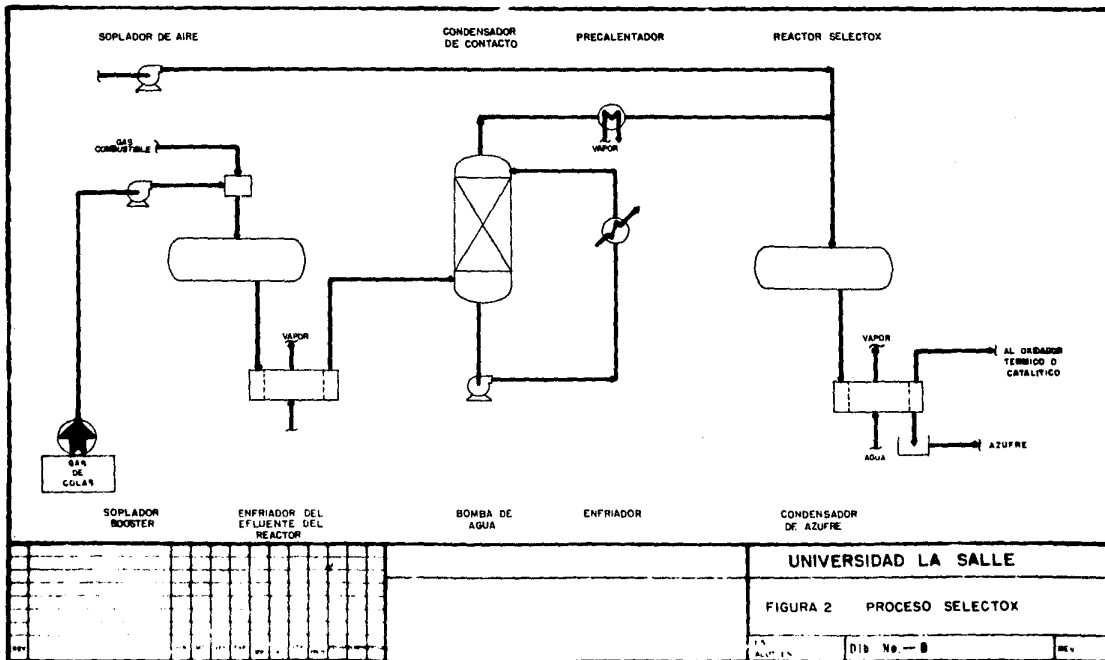
Mediante la absorción el gas que sale del tercer condensa-  
dor fluye a través de dos lechos CBA conectados en serie.  
Durante la regeneración, el gas caliente del primer conver-  
tidor Claus es enviado al CBA en regeneración antes de que  
pase al segundo condensador.

Si el soplador de aire existente no puede incrementar su -  
presión de descarga se requerirá de un soplador Booster.

#### PROCESO DE REMOCION DE AZUFRE BEAVON-SELECTOX

Este proceso consiste de dos etapas; en la primera, esen-  
cialmente todos los compuestos de azufre provenientes de -  
la unidad Claus ( $SO_2, Sx, COS, Cs_2$ ) son convertidos a  $H_2S$ . El  
gas de colas es calentado hasta la temperatura de reacción  
al mezclarse con los productos de la combustión del gas --  
combustible y el aire (Figura 2).

La combustión se lleva a cabo con deficiencia de aire, pa-  
ra proveer de suficiente hidrógeno y monóxido de carbono,-  
donde todos los compuestos son sometidos a  $H_2S$  por hidrogene-  
ación e hidrólisis. El gas de colas mezclado con el de -  
combustión, pasa a través de una cama de catalizador, don-



de se lleva a efecto la reducción.

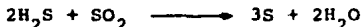
El gas hidrogenado se enfría en un generador de vapor, poniéndolo en contacto posteriormente con una solución buffer, para pasar a otra sección del proceso.

La segunda etapa es la remoción de  $H_2S$ , ésto se logra, mediante un catalizador Selectox, que selectivamente oxida el  $H_2S$  a azufre, con aire a temperaturas en el intervalo de - 350 - 700°F sin formación de  $SO_3$  ni oxidación de hidrocarburos ligeros. Este proceso es enteramente catalítico, --- eliminando la necesidad de utilizar altas temperaturas de - combustión.

El gas de colas residual contiene un 5 % de  $H_2S$ , y estos - gases posteriormente son enviados a incineración.

#### PROCESO POST CLAUS-IFP

La reacción básica del Proceso Post Claus IFP es la misma - que se utiliza en la unidad Claus :



La reacción es conducida en un solvente que disuelve el --  $H_2S$ , el  $SO_2$  y un catalizador.

La solubilidad del azufre en el solvente es baja y permite\_ separar continuamente el azufre producido de la mezcla ----

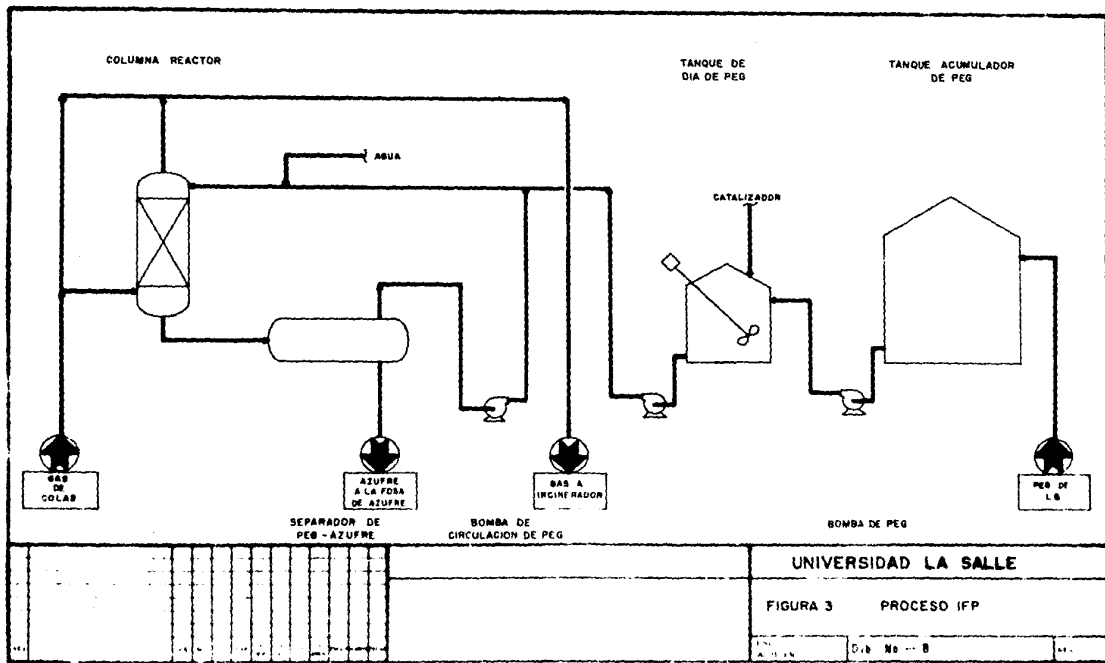
reaccionante con la cual se desplaza el equilibrio de la --  
reacción hacia la derecha, mejorando con ello la conversión.  
Trabajar a baja temperatura también favorece la producción\_  
de azufre, sin embargo, ésta debe ser lo suficientemente --  
elevada para prevenir la condensación del agua o la solidi-  
ficación del azufre formado. El intervalo de temperaturas\_  
recomendado es de 230 a 320°F. Es necesario cuidar la tem-  
peratura máxima de operación limitada por la temperatura de  
descomposición del catalizador empleado

Algunas características del sistema catalizador-solvente --  
son las siguientes.

- Alta actividad catalizadora.
- Baja presión de vapor del solvente.
- Máximo contacto gas/líquido sin producción de espuma.
- Baja solubilidad del azufre en el solvente y gran di  
ferencia en sus gravedades específicas, lo cual faci  
lita la separación.
- Baja solubilidad del solvente en el azufre para un -  
máximo de pureza en el producto.
- Bajo costo del solvente.

La Figura 3 muestra en forma simplificada el esquema del --  
proceso Post Claus IFP.

El gas proveniente de la unidad Claus es alimentado en la -



UNIVERSIDAD LA SALLE

FIGURA 3 PROCESO IFP

Dib No -- B

parte inferior del Reactor Post Claus IFP, manteniendo la -- caída de presión dentro de un intervalo aceptable, sin necesidad de un compresor.

Se usa un empaque en el Reactor para proporcionar una gran -- área de contacto entre la fase gaseosa y la fase líquida, -- teniendo éstas una circulación en contracorriente. La fase\_ gaseosa, se pone en contacto con una solución de Polietilenglicol, en donde va disuelto el catalizador (Sales de Zinc), dándole a dicha solución una alta actividad catalizadora.

El catalizador combinado con el  $H_2S$  y el  $SO_2$  forman un com-- plejo el cual reacciona con más  $H_2S$  y  $SO_2$  para regenerar el\_ catalizador y formar azufre elemental, el gas residual de la reacción es enviado a un incinerador.

La reacción es exotérmica y para quitar el calor generado, - se inyecta condensado el cual se vaporiza, manteniendo con - ello la temperatura de operación dentro del rango recomendado. El azufre líquido que es producido en la combinación -- del catalizador con el gas de colas; pasa al tanque separa-- dor de azufre, en donde se le da un tiempo de residencia, -- tal que sólo gotas de azufre de cierto tamaño se recirculen\_ con la solución de polietilenglicol; el azufre separado es - enviado a una fosa de azufre.



El polietilenglicol es recirculado, a dicha línea se le --  
adiciona solución de polietilenglicol de reposición prove-  
niente del tanque de almacenamiento, en dicho tanque se --  
mezclan las sales de Zinc con el polietilenglicol.

Los procesos Post Claus, tienen como principal aplicación\_  
el controlar las emisiones atmosféricas de azufre de las -  
plantas Claus que utilizan las refinерías en instalaciones  
de proceso de Gas y plantas químicas. Dado que el proceso  
Post Claus IFP es muy simple en cuanto a sus característi-  
cas de diseño, operación y de construcción relativamente -  
sencilla (caracterizada por el requerimiento casi nulo de\_  
acero inoxidable y el uso de muy pocas piezas de equipo --  
para su implementación). Este proceso se selecciona para\_  
tratar el gas de colas efluente de una planta de azufre --  
que actualmente emite altas cantidades de contaminantes a\_  
la atmósfera. El objetivo de este trabajo es el diseñar -  
una planta piloto que permita evaluar el comportamiento de  
diferentes catalizadores a fin de encontrar alguno que pue-  
da utilizarse en este proceso y que no esté protegido por\_  
la patente.

#### IV.- PROCESO ALKALIZED ALUMINA

Este proceso es a alta temperatura para absorción de gases de chimenea.

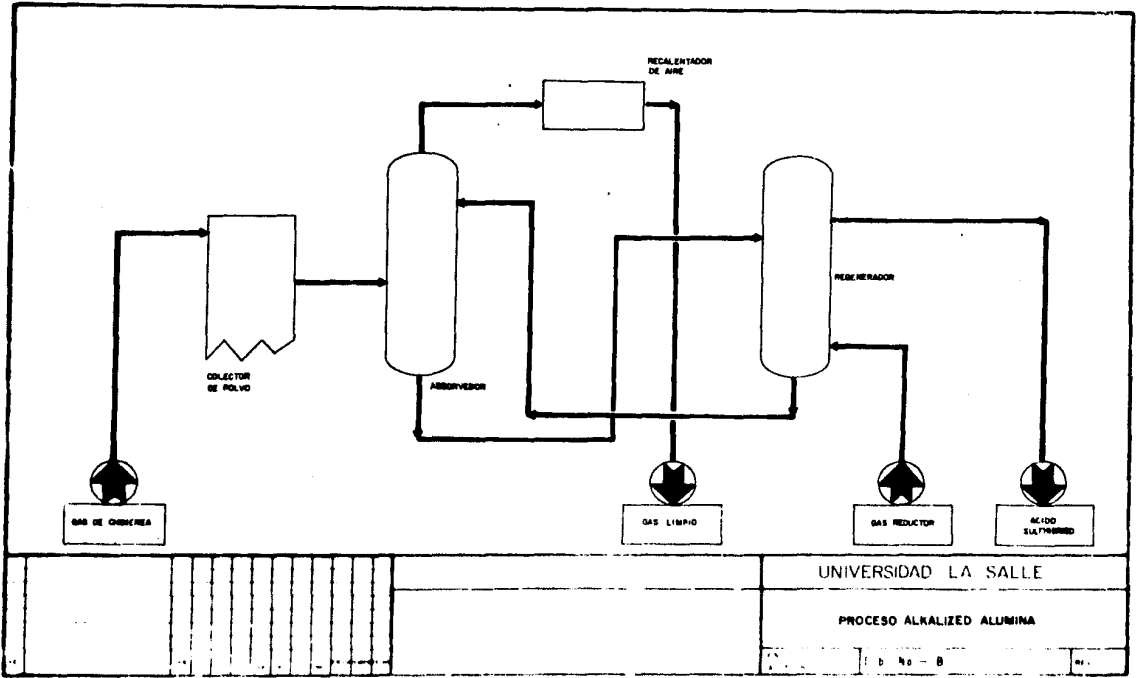
En este proceso el gas entra a un colector de polvo a una temperatura de 300°C para luego pasar al absorbedor, antes de ir a la atmósfera entra a un precalentador.

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.

En el proceso se llevan a cabo las siguientes reacciones :



De las ventajas que tiene el proceso están el que tiene baja caída de presión y que los equipos son de acero al carbón. Una desventaja es que se obtiene  $\text{H}_2\text{S}$  como producto.



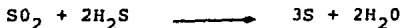
## V.- PROCESO USBM CITRATE

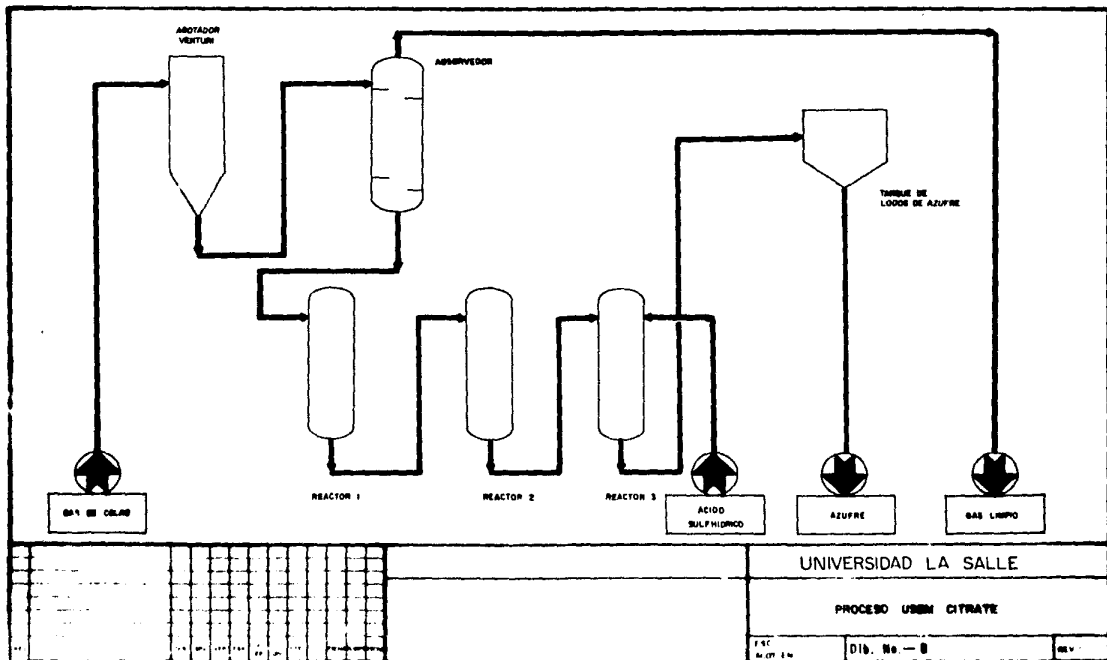
Este proceso se usa para la limpieza de gases de combustión y remoción de azufre mediante una solución de citrato de sodio y ácido cítrico, utilizando un absorbedor venturi.

Este proceso fue realizado por la United States Bureau of Mines al que llamaron "Citrate" ó "Buffered  $SO_2-H_2S$ " Es un proceso que todavía está en desarrollo.

En este proceso los gases entran a un agotador venturi para remover las partículas pequeñas ó 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 entra a un sistema de tres reactores continuos agitados donde fluye a contracorriente 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.

En el proceso se lleva a cabo la siguiente reacción química :





La ventaja de este proceso es que se obtiene azufre como producto y sus desventajas son el que se utilizan -- reactivos comunes y aún no está totalmente desarrollado.

Se obtienen eficiencias mayores al 90 %.

#### VI.- PROCESO SHELL SCOT

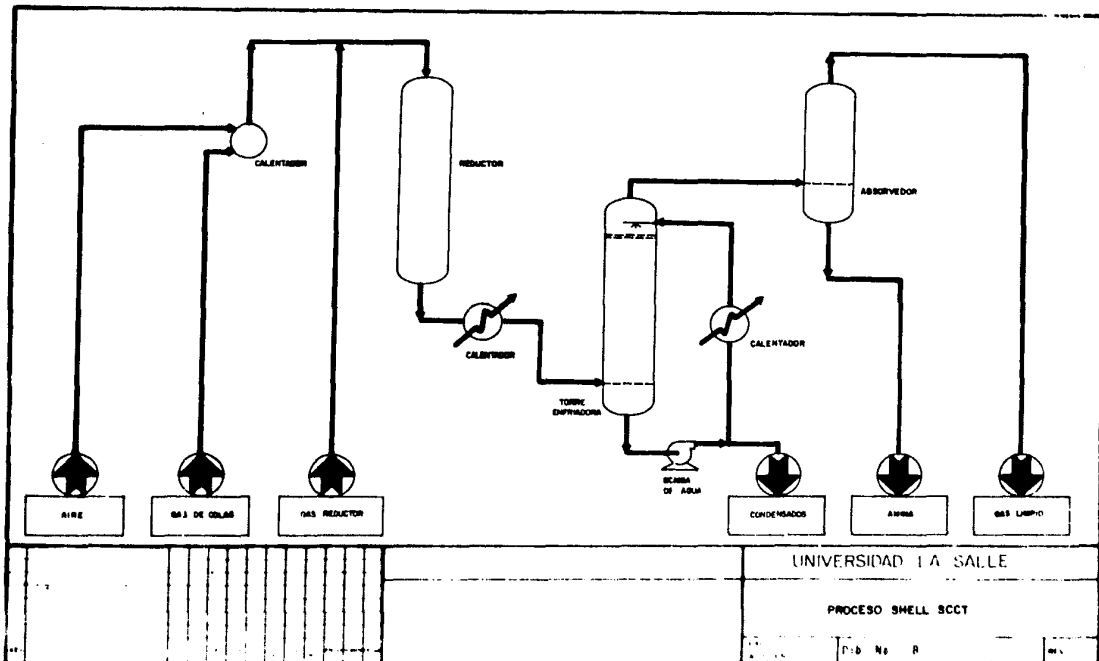
Este proceso reduce todos los compuestos azufrosos presentes en los gases de combustión a ácido sulfhídrico, seguido de una absorción.

Este proceso fue anunciado a la industria en 1972. Desarrollado por Royal-Dutch/Shell laboratorios de Holanda. Se autorizó en Estados Unidos por Shell Development Co. de Houston, Texas. Las primeras dos instalaciones fueron pequeñas e instaladas para Chanplin Petrolera y Douglas Oil en California.

El proceso consta de tres pasos principales :

- a) Calentamiento y reducción.
- b) Enfriamiento (quen ching)
- c) Absorción

En el primer paso, los gases se calientan alrededor de 300°C, para después reaccionar con hidrógeno (u otro reductor) sobre un catalizador. Así todos los compues



tos azufrosos ( $\text{SO}_2$ , S, COS,  $\text{CS}_2$ , etc.) se reducen a  $\text{H}_2\text{S}$ . 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  $\text{H}_2\text{S}$  en una solución Alcalonamina, normalmente DEA.

El gas que sale del absorbedor contiene por lo general entre 200 y 500 ppmv de  $\text{H}_2\text{S}$ . Este proceso es de operación sencilla y flexible y con alto grado de remoción de azufres, una de sus ventajas es que utiliza catalizador y gases reductores.

Su eficiencia es de 99.8 % aproximadamente.

#### VII.- PROCESO APCI - IFP

Este es un proceso regenerativo para desulfurización de gases de combustión. En este proceso el gas limpio 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 amoníaco.

El gas limpio sale por la parte alta de la torre hacia la atmósfera y por el fondo sale la solución amoniacal ya usada, que pasa a la etapa de recuperación.

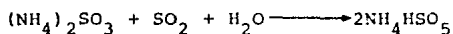


La regeneración consiste en la descomposición térmica de los sulfitos en un evaporador y la reducción de sulfatos en una unidad de combustión; dando como productos, dióxido de azufre, amoníaco y agua. Después - el dióxido de azufre entra a un reductor donde se --- convierte en  $H_2S$ .

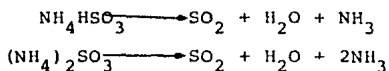
El dióxido de azufre que no reaccionó, junto con el - ácido sulfhídrico, se convierten en azufre dentro de - un reactor de fase líquida.

En este proceso se llevan a cabo las siguientes reac- ciones :

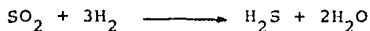
Absorbedor :



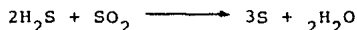
Evaporador :



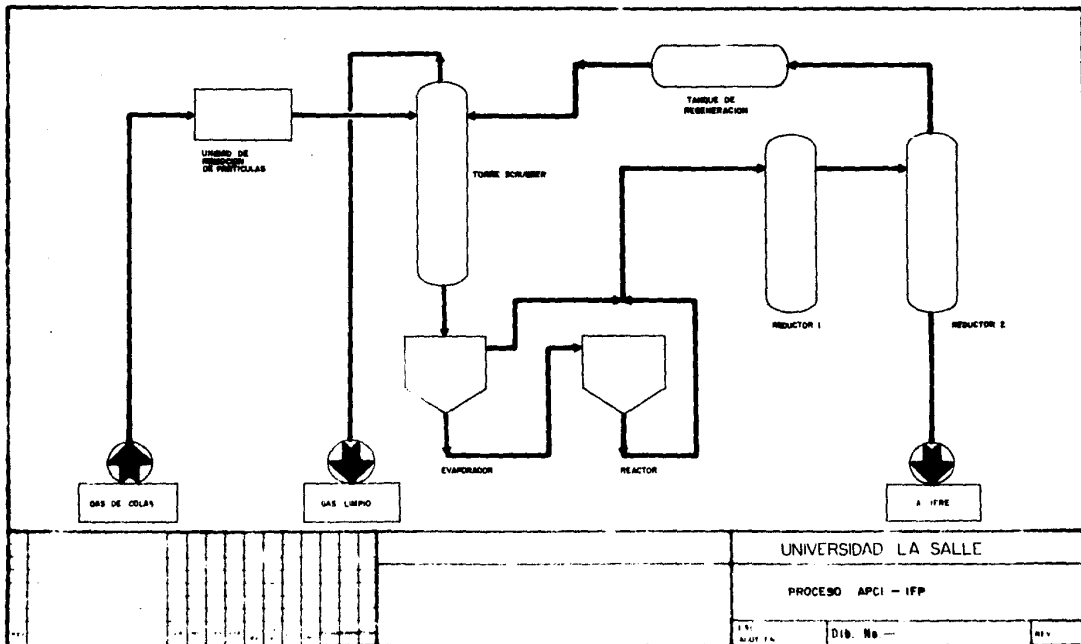
Reductor :



Reactor :



Una ventaja de este proceso es que los reactivos uti- lizados son comunes y además la obtención de azufre - como producto, aunque su eficiencia de remoción es -- muy baja (80 - 90 %)



UNIVERSIDAD LA SALLE

PROCESO APCI - IFP

1.1  
ALOT 1.1

Dib. No -

NO 1

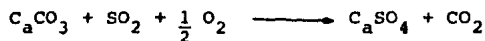
### VIII.- PROCESO NCN - REGENERATIVE

Este proceso se usa para la remoción de dióxido de azufre de gases de combustión que utiliza piedra caliza ó carbonato de calcio.

En este proceso el gas pasa primero 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, conteniendo 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.

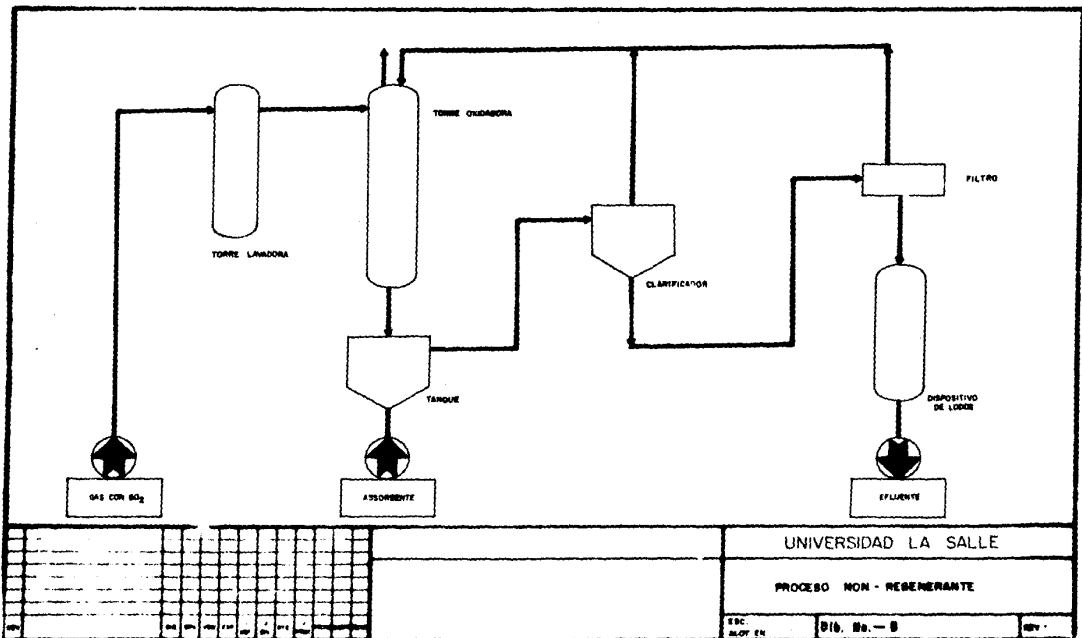
El lodo se filtra para reducir el contenido de agua y concentrar los sólidos, para después desecharlos. En este proceso se presenta la siguiente reacción :



Las ventajas del proceso son el utilizar reactivos de bajo costo y obtener azufre como producto. Pero la eficiencia de remoción es muy baja (70 - 85 %)

### IX.- PROCESO WESTVACO

Este proceso se utiliza carbón activado para remover -



el dióxido presente en los gases de salida de plantas de ácido sulfúrico.

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

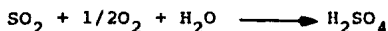
En el primer paso, se utiliza un catalizador de carbón activado con el fin de obtener trióxido de azufre para su subsecuente hidrolización y obtención de ácido sulfúrico, que se encuentra todavía en los poros del carbón.

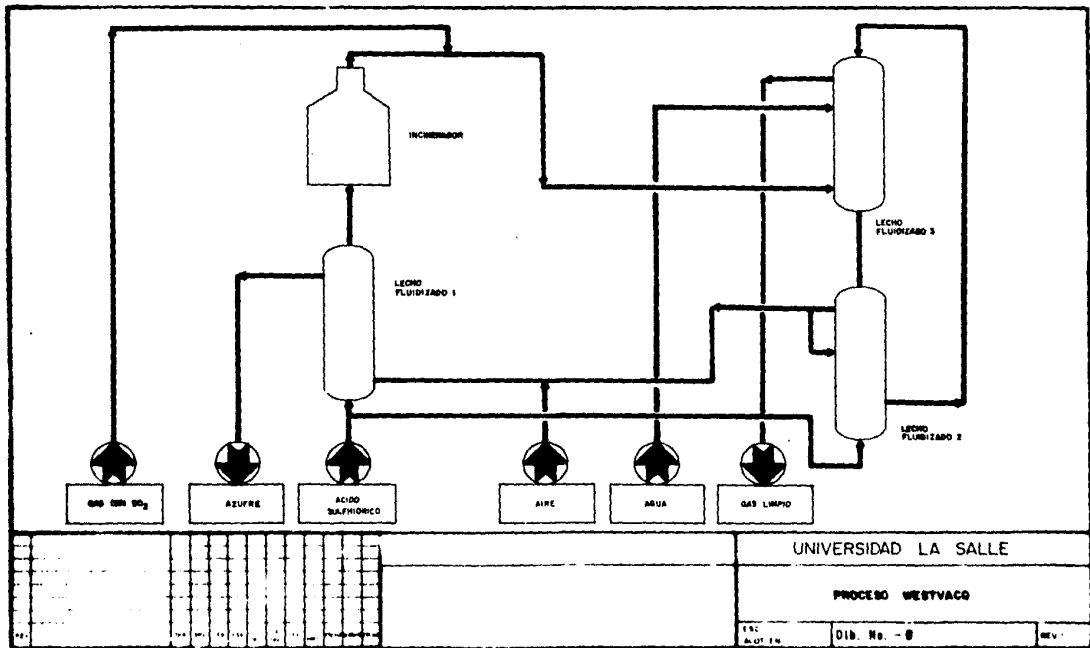
El carbón lleno de ácido, pasa al segundo lecho, donde se hace reaccionar con ácido sulfhídrico y así liberar el ácido sulfúrico, pero ya en forma de azufre.

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 provee el  $H_2S$  necesario.

El carbón regenerado se recicla continuamente. En el proceso se llevan a cabo las siguientes reacciones :

Absorción :





UNIVERSIDAD LA SALLE

PROCESO WESTVACO

ESC:  
AUT. T.M.

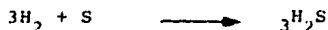
Dib. No. - 8

REV.

Generación de Azufre :



Generación de  $\text{H}_2\text{S}$  :



Este proceso tiene la facilidad de usar carbón activado como catalizador y absorbente, obtiene azufre como producto y la eficiencia de remoción es alta (98 %). Sus desventajas son el uso de lecho fluidizado, al igual que involucrar el lavado con agua.

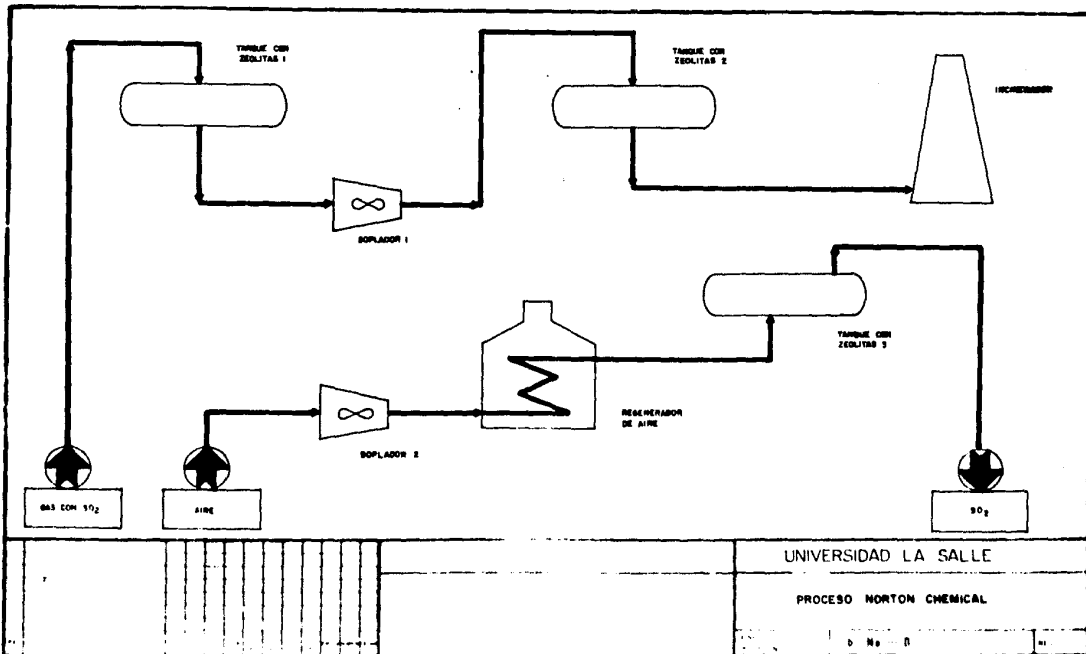
#### X.- PROCESO NORTON CHEMICAL

Este proceso sirve para la remoción de dióxido de azufre en gases de salida de plantas de ácido sulfúrico por medio de zeolitas.

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

El gas a tratar debe ser frío, pasa a través del lecho de absorción 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.

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 %.

Las ventajas del proceso son que tiene diferentes alternativas para el calentamiento de la regeneración, se adapta a cualquier tamaño y no utiliza reactivos, sólo zeolitas.

Su desventaja está en que la construcción de los equipos debe ser de material anticorrosivo.

## CRITERIOS DE EVALUACION

A continuación se darán los criterios que se utilizaron para evaluar a los diferentes procesos aquí estudiados.

PARAMETRO 1.- En este caso se les otorgó una calificación - de 8 a aquellos procesos que no utilizaron catalizadores ó - bien reactivos de alto costo ó difícil manejo. La calificación de 5 se les otorgó a aquéllos que no cumplieran lo -- anterior.

PARAMETRO 2.- En este caso se le otorgó una calificación -- de 9 a aquellos procesos que se adaptan con mayor sencillez\_ a las materias primas y además proporcionan mayor seguridad\_ en su manejo. La calificación de 7 se les otorgó a aquéllos que no cumplieran lo anterior.

PARAMETRO 3.- En este caso se les dió una calificación de - 9 a aquellos procesos que utilizan menor número de equipos y de fácil instalación. 5 se le dió a aquéllos que tienen --- demasiado equipo ó bien son de difícil instalación.

PARAMETRO 4.- En este caso se dieron 10 puntos al proceso\_ que tuviera mayor acceso para su estudio y a su vez no tuviera restricciones de acuerdos de secreta. 7 se dió a ---

aquéllos de difícil acceso a su tecnología.

PARAMETRO 5.- En este caso se dió 10 puntos a aquellos procesos que tuvieran equipos con diseño conocido y 8 a aquéllos que tuvieran equipos de diseño especial.

PARAMETRO 6.- En este caso se dió una nota de 9 a aquellos procesos con condiciones de operación, como presión y temperatura menores a 150°C y 5 6 se les otorgó a aqué---llos que no cumplan lo anterior.

PARAMETRO 7.- En este caso se dió 9 puntos a los procesos con materiales de construcción de bajo costo ó bien sin tratamientos anticorrosivos. 6 se les dió a los procesos que utilizaron materiales de alto costo ó bien con tratamientos anticorrosivos.

PARAMETRO 8.- Se dió nota de 10 a procesos con productos -- como ácido sulfúrico ó sulfato de amonio. 9 a procesos con productos como azufre ó  $SO_2$ . 6 a procesos con otro tipo de productos.

En la tabla 1, se encuentra en forma global, una comparación de todos los procesos aquí presentados. En esta tabla se ve

como el Proceso Post Claus - IFP, resulta ser el mejor des--  
pués de esta evaluación.

TABLA 1.

## PARAMETROS DE COMPARACION

PROCESOS	MATERIAS PRIMAS CATALIZADOR	MIXEJO DE MATERIALES	FLEXIBILIDAD OPERACIONAL	ACCESIBILIDAD TECNOLÓGICA	COMPLEJIDAD DEL EQUIPO	CONDICIONES DE OPERACION	MATERIALES DE CONSTRUCCION	PRODUCTOS	TOTAL
a) C B A	5	7	9	7	8	6	6	9	57
b) SELECTOR	5	7	5	7	8	6	6	9	53
c) I F P	5	9	9	10	10	9	9	9	70
d) ALKALIZED ALUMINA	8	9	9	7	8	6	9	9	65
e) U S B M CITRATE	8	8	5	7	8	9	9	9	63
f) SHELL SCOT	5	7	5	10	8	6	9	9	59
g) APCI - IFP	8	7	5	10	8	6	9	9	62
h) NON REGENERATIVE	8	7	5	7	8	6	9	6	56
i) WESTVACO	8	9	9	7	8	9	9	9	68
j) NORTON CHEMICAL	8	9	5	7	10	6	6	9	60

TABLA I.

## PARAMETROS DE COMPARACION

PROCESOS	MATERIAS PRIMAS CATALIZADOR	MANEJO DE MATERIALES	FLEXIBILIDAD OPERACIONAL	ACCESIBILIDAD TECNOLÓGICA	COMPLEJIDAD DEL EQUIPO	CONDICIONES DE OPERACION	MATERIALES DE CONSTRUCCION	PRODUCTOS	TOTAL
a) C B A	5	7	9	7	8	6	6	9	57
b) SELECTOX	5	7	5	7	8	6	6	9	53
c) I F P	5	9	9	10	10	9	9	9	70
d) ALKALIZED ALUMINA	8	9	9	7	8	6	9	9	65
e) U S B M CITRATE	8	8	5	7	8	9	9	9	63
f) SHELL SCOT	5	7	5	10	8	6	9	9	59
g) APCI - IFP	8	7	5	10	8	6	9	9	62
h) NON REGENERATIVE	8	7	5	7	8	6	9	6	56
i) MESTVACO	8	9	9	7	8	9	9	9	68
j) NORTON CHEMICAL	8	9	5	7	10	6	6	9	60

Este análisis comparativo se hizo tomando en cuenta los materiales y catalizadores que se manejan en cada proceso, es decir, la disponibilidad de materias primas que tendremos - al operar nuestra planta. La naturaleza de las mismas, lo\_ cual nos servirá para predecir, el tipo de equipo que se -- requerirá, medidas de seguridad en el caso de ser tóxicas;- la naturaleza nos indicará también si requerimos de catali- zadores para que se pueda llevar a cabo la reacción desea- da.

Relacionado con ésto, se encuentra el manejo de materiales, ya que se refiere a la naturaleza de las materias primas, - es decir, a aquel proceso que nos proporcione más seguridad, más estabilidad, menor costo, mayor producción y sobre todo que se adapte a nuestras materias primas.

La flexibilidad operacional. Se refiere a la posibilidad - de que nuestro proceso sea o tenga un mantenimiento rápido\_ y seguro, así como a la versatilidad que tenga para poder - adaptarse a nuevos requerimientos de capacidad ó de funcio\_ namiento operacional.

La accesibilidad tecnológica. Se refiere a los procesos -- que se encuentran disponibles comercialmente, es decir, --- aquellos procesos que ya fueron totalmente desarrollados, -

que no tienen secretas, que se tienen experiencias en campo con ellos y se puede tener acceso a él, en cualquier momento.

La complejidad del equipo. Se refiere a aquellos procesos que cuentan con equipo de diseño conocido, es decir, del -- que se tienen estándares de diseño, ya que a veces se requiere de diseños especiales, lo cual hace más costoso el proceso.

Las condiciones de operación. Se refieren a las condiciones a las que se opera el proceso. En este caso a condiciones como presión, temperatura, densidades, viscosidades, -- que en algún momento pueden hacer difícil la operación del proceso y por ende más costoso.

Los materiales de construcción. Se refiere al tipo de materiales que se utilizan en los equipos del proceso. Esto es de gran importancia, ya que en algunos procesos se requiere de materiales especiales, con lo que dicho proceso se vuelve más costoso.

Los productos. Se refiere al tipo de productos que se obtienen en los diferentes procesos. En algunos procesos se tienen productos que pueden ser comercializados, debido a -



sus características, lo cual nos va a traer como consecuencia una retribución económica y al proceso una ventaja sobre otros en los que se obtienen productos tóxicos ó bien productos que necesitan ser reprocesados para poder ser --- utilizados.

Finalmente se muestra una tabla de ventajas y desventajas - de cada proceso (Tabla II)

TABLA II.

PROCESO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
C B A	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se obtiene azufre como producto</li> <li>- Se alcanzan eficiencias del 90%</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Utilización de catalizadores</li> <li>- Altos costos de operación</li> <li>- Se utilizan materiales anticorrosivos en los equipos</li> </ul>
SELECTOX	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se obtiene azufre como producto</li> <li>- Se alcanzan eficiencias del 90%</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Utilización de un catalizador</li> <li>- Utilización de gases reductores</li> <li>- Difícil de operar</li> </ul>
I F P	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se obtiene azufre como producto</li> <li>- Sencillo de operar</li> <li>- Utiliza poco equipo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Utilización de un catalizador</li> </ul>
ALKALIZED ALUMINA	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Baja caída de presión en el proceso</li> <li>- Equipos de acero al carbón</li> <li>- Sencillo de operar</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se produce H<sub>2</sub>S como producto</li> <li>- Utiliza gases reductores</li> </ul>
U S B M CITRATE	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se obtiene azufre como producto</li> <li>- Tiene eficiencia mayor al 90 %</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- No está totalmente desarrollado</li> <li>- Utiliza reactivos que son costosos</li> <li>- Difícil de operar</li> </ul>
SHELL SCOT	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se alcanzan eficiencias del 99 %</li> <li>- Produce gases muy limpios</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Utiliza catalizadores</li> <li>- Utiliza gases reductores</li> <li>- Se debe regenerar la DEA usada</li> </ul>
APCI - IFP	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se obtiene azufre como producto</li> <li>- Reactivos fáciles de manejar</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Tiene una eficiencia baja 80 %</li> <li>- No es muy flexible operacionalmente</li> </ul>
NON REGENERATIVE	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Utiliza reductivos de bajo costo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Productos de poca utilidad</li> <li>- Tiene una baja eficiencia 75 %</li> <li>- Difícil de operar</li> </ul>
WESTVACO	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se obtiene azufre como producto</li> <li>- La eficiencia es alta (98%)</li> <li>- El catalizador y absorbente son lo mismo (carbón activado)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Difícil de operar</li> <li>- La operación es de alto costo</li> </ul>
NORTON CHEMICAL	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Se produce SO<sub>2</sub> como producto</li> <li>- La eficiencia es de 98 %</li> <li>- Utiliza zeolitas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Los equipos son construídos de material anticorrosivo</li> <li>- Altos costos de servicios auxiliares</li> </ul>

## ASPECTOS TERMODINAMICOS

Los términos sistemas y alrededores guardan en la termodinámica una relación singular, el sistema se considera como cualquier objeto, cualquier cantidad de materia, región, etc. Seleccionada para su estudio y considerada como independiente de todo lo que le rodea, que es lo que se califica como alrededor.

Un sistema aislado no puede intercambiar materia ó energía con su alrededor y si no está aislado se puede imaginar que sus paredes permiten el intercambio de materia y/o energía con el medio que lo rodea.

Si el intercambio de materia es permisible, se dice que el sistema es abierto, si sólo se puede intercambiar energía, pero no materia el sistema se califica como cerrado (pero no aislado) y su masa es constante.

Cuando un sistema es aislado, no se ve afectado por su alrededor. Sin embargo, pueden ocurrir cambios dentro del mismo que sean detectables con instrumentos de medición tales como termómetros, manómetros, etc. y otros que se determinan en forma indirecta, la energía interna por ejemplo. No obstante estos cambios no continúan indefinidamente y el sistema debe llegar en algún momento a una condición diná-

mica final de equilibrio interno.

En el caso de un sistema cerrado que interactúa con su alrededor, también es factible alcanzar una condición dinámica final tal que el sistema no solo tenga un equilibrio interno sino también un equilibrio externo con lo que le rodea.

El concepto de equilibrio es primordial en la termodinámica porque el concepto de estado se asocia con la condición de equilibrio de un sistema. El estado de un sistema es identificable y reproducible cuando todas sus propiedades son fijas. Existe el mismo género de asociación entre los conceptos de estado y propiedad y se puede decir con igual corrección que las propiedades de un sistema quedan determinadas y fijas por su estado.

Cuando un sistema abandona su estado de equilibrio, sufre un proceso durante el cual varían sus propiedades hasta llegar a un nuevo estado de equilibrio. Durante dicho proceso el sistema puede verse obligado a interactuar con su alrededor con el fin de intercambiar energía en la forma de calor y/o trabajo y producir de esta manera cambios en el sistema o en el alrededor.

#### CRITERIOS DE EQUILIBRIO

En el estudio de los sistemas es posible deducir un buen número de criterios en términos de varias funciones termodinámicas, que aunque no sean generales pueden ser aplicadas

adecuadamente bajo las condiciones en las cuales se estableció el equilibrio.

Existen tres criterios de equilibrio principales y difieren entre sí en las restricciones impuestas, es decir, en las variables que se mantienen constantes, así se dice que se presenta el equilibrio cuando :

- a volumen y temperatura constantes, la energía libre de Helmholtz es un mínimo,  $(\Delta A)_{v,t}=0$
- el volumen y la energía interna se mantienen constantes y la Entropía es un máximo,  $(\Delta S)_{v,e}=0$
- a presión y temperatura constantes la energía libre de Gibbs tiene su valor máximo,  $(\Delta G)_{p,t}=0$

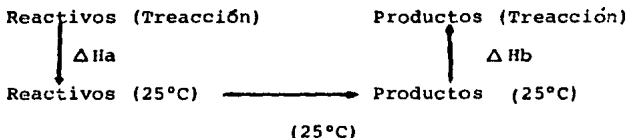
De los tres criterios señalados, el de mayor aplicación es el que se expresa en función de la energía libre de Gibbs -- pues las variables con que se trabaja más frecuentemente -- son la temperatura y la presión.

Si se realiza una reacción química en un sistema, la temperatura final es generalmente diferente de la temperatura inicial; para restablecer la temperatura inicial del sistema, debe fluir calor desde o hacia el medio ambiente.

Si después de la reacción, el sistema queda más caliente, - debe fluir calor hacia el medio ambiente, para que el sistema recobre su temperatura inicial; en este caso la reacción es exotérmica y según la convención establecida para el flujo de calor, el calor de reacción es negativo.

Si después de la reacción, el sistema queda más frío, debe fluir calor del medio ambiente para llevar el sistema a su temperatura inicial, en este caso la reacción es endotérmica y el calor de reacción es positivo.

El calor de reacción es igual a la suma del calor de los reactivos de la temperatura de reacción a la temperatura de referencia (25°C), más el calor de reactivos a productos a la temperatura de referencia, y más el calor de productos de la temperatura de referencia a la temperatura de reacción. Todo esto queda representado en el siguiente esquema:



$$\text{Siendo } \Delta H_r = H_a + \Delta H^{25^\circ\text{C}} + \Delta H_b$$

$$\Delta H = \int_{\text{T}_{\text{reacción}}}^{25^\circ\text{C}} C_p dt \quad (\text{Reactivos})$$

$\Delta H^\circ (25^\circ\text{C}) =$  Calor de formación de productos menos reactivos,

$$\Delta H_b = \int_{25^\circ\text{C}}^{\text{Treaccion}} C_{pdt} \quad (\text{Productos})$$

$$\Delta H^\circ 25^\circ\text{C} = \Delta H_{\text{prod}} - \Delta H_{\text{reac}}$$

$$\Delta H_{\text{prod}} = \sum \alpha H_{f1}$$

$$\Delta H_{\text{reac}} = \sum \alpha H_{f1}$$

$$\Delta H_a + \Delta H_b = \int_{25^\circ\text{C}}^{\text{Treaccion}} \Delta C_{pdt}$$

### EQUILIBRIO EN REACCIONES QUIMICAS

Bajo un conjunto de condiciones dadas de temperatura, presión y concentración, el punto en el cual una reacción particular parece detenerse es siempre el mismo y existe en este punto una relación fija y definida entre las concentraciones de los diversos reactivos y productos; cuando una reacción alcanza este estado se dice que se encuentra en equilibrio el que no debe considerarse como aquel en que cesa todo movimiento sino que es un estado en el cual la velocidad con que desaparecen los reactivos originando productos es igual a la de los productos que restablecen las sustancias reaccionantes. En estas condiciones no hay un cambio perceptible en el sistema y el resultado final es un estado aparente de reposo completo. Este equilibrio se designa como dinámico y contrasta con el estático donde no hay movimiento alguno.

Entonces se dice que una reacción química está en equili---

brío cuando las condiciones para que la reacción proceda -- son iguales en cualquiera de los dos sentidos (formación y \_descomposición de los productos).

Los equilibrios químicos se clasifican en dos grupos :

- homogéneos
- heterogéneos

Los homogéneos son los que se establecen en un sistema en - el cual sólo existe una fase, y un equilibrio heterogéneo - es el que se establece en un sistema con más de una fase, - como por ejemplo el que hay entre un sólido y un gas, un -- líquido y un gas, etc.

El equilibrio puede llegar a ser de gran utilidad en el estudio de los mecanismos cinéticos de una reacción química - así como en el diseño de reactores.

La Energía libre de Gibbs es un criterio de equilibrio para un sistema a temperatura y presión constantes, de acuerdo a la expresión  $(\Delta G)_{p,t}=0$ . Este criterio puede aplicarse a un sistema que involucre reacciones químicas, por ejemplo :

Considerando la expresión  $aA + bB \rightleftharpoons mM + nN$  --- (A) donde \_ A y B representan los reactivos, M y N los productos y a,b, m y n los coeficientes estequiométricos para las correspon-



brio cuando las condiciones para que la reacción proceda -- son iguales en cualquiera de los dos sentidos (formación y descomposición de los productos).

Los equilibrios químicos se clasifican en dos grupos :

- homogéneos
- heterogéneos

Los homogéneos son los que se establecen en un sistema en el cual sólo existe una fase, y un equilibrio heterogéneo es el que se establece en un sistema con más de una fase, como por ejemplo el que hay entre un sólido y un gas, un líquido y un gas, etc.

El equilibrio puede llegar a ser de gran utilidad en el estudio de los mecanismos cinéticos de una reacción química así como en el diseño de reactores.

La Energía libre de Gibbs es un criterio de equilibrio para un sistema a temperatura y presión constantes, de acuerdo a la expresión  $(\Delta G)_{p,t}=0$ . Este criterio puede aplicarse a un sistema que involucre reacciones químicas, por ejemplo :

Considerando la expresión  $aA + bB \rightleftharpoons mM + nN$  --- (A) donde A y B representan los reactivos, M y N los productos y a,b, m y n los coeficientes estequiométricos para las correspon-

dientes sustancias.

El cambio en la Energía libre en un sistema que involucra - una reacción química puede expresarse :

$$(\delta G)_{P,T} = (\delta G \text{ productos} - \delta G \text{ reactivos})_{P,T} \quad \text{---(B)}$$

Integrando  $(\Delta G)_{P,T} = (\Delta G \text{ productos} - \Delta G \text{ reactivos})_{P,T}$

pero en el equilibrio  $(\delta G)_{P,T}=0$  ,  $(\delta G)_{P,T}=0$

sustituyendo en (B)  $(\delta G \text{ productos} - \delta G \text{ reactivos})_{P,T}=0$

refiriéndose a la ec. (A)  $(m\bar{G}_M + n\bar{G}_N) - (a\bar{G}_A + b\bar{G}_B) = 0$

Sabemos, por la definición de potencial químico, que :

$$M_i = \bar{G}_i = G^\circ_i + RT \ln a_i$$

donde :  $\bar{G}_i$  es la Energía libre de Gibbs molar para la sus tancia i a la temperatura de operación

$G^\circ_i$  es la Energía libre de Gibbs molar para la -- sustancia i a la temperatura de referencia.

$a_i$  es la actividad del componente i

T es la temperatura de trabajo

R es la constante universal de los gases.

Entonces

$$mG^\circ_M + nRT \ln a_M + nG^\circ_N + nRT \ln a_N - aG^\circ_A - aRT \ln a_A - bG^\circ_B - bRT \ln a_B = 0$$

Si  $G^\circ = (mG^\circ_M + nG^\circ_N) - aG^\circ_A + bG^\circ_B)$

$$G^\circ + RT \ln \frac{a_M^m a_N^n}{a_A^a a_B^b} = 0$$

$$-\Delta G^\circ = RT \ln \frac{a_M^m a_N^n}{a_A^a a_B^b} \ln ; K_a = \frac{a_M^m a_N^n}{a_A^a a_B^b}$$

$$-\Delta G^\circ = RT \ln K_a$$

Esta es la expresión que nos representa el estado de equilibrio para un sistema que involucra reacción química.

#### FACTIBILIDAD DE UNA REACCION QUIMICA

Las condiciones bajo las que una reacción química se puede llevar a cabo se resumen en :

- Quando  $(\Delta G)_{T,P} = 0$ , la reacción se encuentra en equilibrio y no ocurrirá ningún cambio
- Quando  $(\Delta G)_{T,P} < 0$ , la reacción está favorecida y puede llevarse a cabo
- Quando  $(\Delta G)_{T,P} > 0$ , la reacción es desfavorable y no ocurrirá

Los criterios anteriores referidos a una expresión química como  $aA + bB \rightleftharpoons mM + nN$  resultarían en :

- $(a\bar{G}_A + b\bar{G}_B) = (m\bar{G}_M + n\bar{G}_N)$  EQUILIBRIO
- $(a\bar{G}_A + b\bar{G}_B) > (m\bar{G}_M + n\bar{G}_N)$  REACCION ESPONTANEA
- $(a\bar{G}_A + b\bar{G}_B) < (m\bar{G}_M + n\bar{G}_N)$  NO HAY REACCION

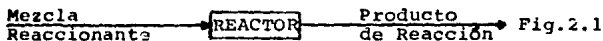
Lo antes mencionado no da la verdadera factibilidad de una reacción química, ya que el valor de  $G$  puede cambiar al --

existir en el sistema un cambio de presión; por esta razón, se prefiere usar la  $\Delta G^\circ$  como mejor medida y se presenta un problema ya que en las condiciones de equilibrio la  $\Delta G^\circ$  no es igual a cero sino que tiene cualquier valor distinto de cero. Para tratar de resolverlo, Dodge ha establecido los siguientes enunciados :

- a.- Cuando  $\Delta G^\circ < 0$  la reacción se favorece
- b.- Cuando  $\Delta G^\circ > +1000$  cal/gmol, la reacción es desfavorable, pero puede ser factible en condiciones extremas. Para que una reacción no pueda llevarse a cabo se necesitaría que la constante de equilibrio fuera cero y que la  $\Delta G^\circ$  fuera infinita.

#### DESARROLLO DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO

Consideremos lo que sucede con la energía libre de Gibbs de una mezcla reaccionante, que pasa a través de un reactor -- isotérmico, a presión y flujo constante. Como se muestra en la figura 2.1



Se ha mostrado que si la energía libre de Gibbs de una mezcla reaccionante disminuye, la reacción continuará llevándose a cabo de manera espontánea, esto es, sin que tenga que efectuarse trabajo de los alrededores hacia el sistema. Sin embargo, cuando la energía libre de una mezcla reaccionante aumente, la reacción dejará de proceder espontáneamente, --

porque los alrededores tendrán que darle trabajo al sistema. Lo anterior puede expresarse en una gráfica de G de la mezcla contra la conversión, quedando como en la figura 2.2

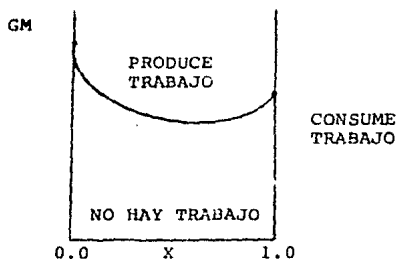


FIGURA 2.2

Una vez que la reacción se encuentra en el mínimo de la curva G vs X es claro que no puede proceder en ninguna dirección siempre y cuando los alrededores no ejerzan trabajo -- sobre el sistema.

La mezcla reaccionante, en este punto, alcanza el equilibrio sujeto a las limitaciones de presión y temperatura --- constante; no es posible darle trabajo adicional al sistema, sino es con un cambio de presión y de temperatura. La condición que determina el mínimo de la curva se expresa :

$$\frac{dG}{dx} = 0$$

y en el equilibrio se tiene  $-\Delta G^{\circ} = RT \ln K_a$  como ya se estableció anteriormente.

Con esta ecuación se puede determinar la energía libre de Gibbs total para una mezcla reaccionante en el estado estándar, y permite determinar las composiciones en el punto de equilibrio. La constante de equilibrio, expresada por el término  $K_a$ , únicamente aplica a las actividades en la mezcla reaccionante que se encuentra en el punto de equilibrio y se puede expresar :

$$K_a = \frac{A_M^m A_N^n}{A_A^a A_B^b}$$

La constante de equilibrio principalmente es función de la temperatura, a presiones elevadas la mezcla reaccionante se aleja del comportamiento ideal y se modificará significativamente la composición de equilibrio de la mezcla reaccionante. Es importante decir que a determinada temperatura, el cambio en la presión total o el cambio en la proporción de reactivos, no cambiará el valor de la constante de equilibrio respetando de esta manera el principio de Le Chatelier Brown que establece que siempre que actúa una fuerza sobre un sistema en el estado de equilibrio, éste reaccionará en una dirección tal que tienda a contrarrestar la fuerza aplicada.

Si la presión total del sistema aumenta a temperatura constante, se favorecerá la reacción si el valor de  $\Delta n$  que se expresa como :

$$\Delta n = (m+n) - (a+b)$$

es negativo y viceversa. Para la condición límite de  $\Delta\theta=0$ , el punto de equilibrio de un sistema puede cambiar dependiendo de las propiedades de éste; esto se debe a que el cambio en la presión total, puede cambiar los coeficientes de las actividades de algún componente presente en la mezcla, de tal manera que cambie la composición de equilibrio:

$$K_a = K_f = K_p K_y = K_v K_y P^{\Delta\theta}$$

en caso de tratarse de un sistema ideal  $K_v=1$

Para una reacción endotérmica el valor de  $K_a$  generalmente aumenta al aumentar la temperatura; así como para una reacción exotérmica, el valor de  $K_a$  disminuye al aumentar la temperatura.

El cambio en la presión a temperatura constante no afecta a la constante de equilibrio  $K_a$ , el porcentaje de conversión de equilibrio y por tanto la composición en el equilibrio.

En el caso específico del proceso Post Claus, es importante hacer notar que la relación de  $H_2S$  a  $SO_2$  afecta el valor de la conversión, si se requiere tener una conversión alta, la relación de  $H_2S$  a  $SO_2$  deberá sostenerse entre 1.9 y 2.1. Para esto se puede practicar el uso de gráficas cromáticas de entrada de gas y monitores espectrofotométricos ultravioleta que permiten la regulación de la relación  $H_2S$  a  $SO_2$

- A continuación se presenta una metodología para el cálculo al equilibrio :

a) Primero se debe conocer la ecuación de la reacción, -  
como por ejemplo :  $aA + bB \rightleftharpoons cC + dD$

b) Proseguir con el cálculo de la constante de equilibrio

1) Sabiendo que  $G = -RT \ln K$

despejamos :  $-\ln K = G/RT$

2) Dicha ecuación quedaría para la reacción como sigue:

$$-\ln K = c \frac{GC}{RT} + d \frac{GD}{RT} - a \frac{GA}{RT} + b \frac{GB}{RT}$$

3) Los valores de  $G/RT$  se pueden encontrar en tablas termodinámicas, se recomienda el uso de las de

4) El cálculo de la  $K$  debe estar referido a la temperatura a la cual se va a llevar a cabo la reacción.

c) Se debe continuar después de haber calculado  $K$ , al --  
cálculo de la conversión de la reacción en el equilibrio.

1) Se debe saber el compuesto el cual queremos que se convierta, en este caso será B.

2)  $E$  va a ser la cantidad de B convertida, en moles, en este caso será  $E = nB X$

donde  $nB =$  cantidad de moles que entran de B

$X =$  conversión de B.



- 3) Se debe llevar a cabo un balance de las moles de entrada, referido a la conversión del elemento designado. El balance se realiza como sigue :

$$nA = nA(\text{entrada}) - aE$$

$$nB = nB(\text{entrada}) - bE$$

$$nC = nC(\text{entrada}) + cE$$

$$nD = nD(\text{entrada}) + dE$$

$$\underline{nN = nN(\text{entrada})}$$

$$n_{\text{Total}} = (nA+nB+nC+nD+ nN) + (aE+bE+cE+dE)$$

- 4) Sabiendo que la K también se refiere a concentraciones :

$$K = \frac{(Y_C)^c (Y_D)^d}{(Y_A)^a (Y_B)^b} \quad \text{donde} \quad Y = \frac{n_i}{n_{\text{total}}}$$

- 5) Se podrá calcular con esto la conversión

#### EJEMPLO

-Para ilustrar el cálculo de la constante de equilibrio, se efectuará el mismo para la siguiente ---- reacción :



se calcula en este ejemplo la K de equilibrio a --- 800°K

1° Se calcula la K de equilibrio a 25°C ó 298°K

$$\ln K (298) = \frac{G^\circ (298)}{RT}$$

$$\text{El } G^\circ (298) = G^\circ \text{Productos } (298) - G^\circ \text{Reactivos } (298)$$

$$\text{por lo que : } G^\circ (298) = -394.36 - (-228.59 - 137.15) = -28.62 \text{ KJ/mol}$$

$$\text{por lo tanto: } \ln K = \frac{28620 \text{ J/mol}}{(8.314 \text{ J/Kmol}) (298 \text{ K})} = 11.54$$

$$K(298) = 10.3 \times 10^4$$

2° Se establece una ecuación para la K de equilibrio, que quede en función de la temperatura.

$$\ln K (t) = -\frac{H_o^\circ}{RT} + \ln T + BT + CT^2 + \dots + I \dots (1)$$

$$\text{y donde } H_o^\circ = H^\circ - (AT + 1/2 BT^2 + 1/3 CT^3)$$

$$H_o^\circ (298) = -393.50 - (-241.83 - 110.41) = 41.26 \text{ KJ}$$

$$\text{y el } \Delta C_p = C_p(\text{CO}_2) + C_p(\text{H}_2) - C_p(\text{CO}) - C_p(\text{H}_2\text{O})$$

$$C_p = -2.15 + 26.1 \times 10^{-3} T - 13.2 \times 10^{-6} T^2 \text{ J/K} \dots (2)$$

$$\text{por lo que: } H_o^\circ = -41.26 \text{ KJ} - (-2.15 T + 13.1 \times 10^{-3} T^2 - 4.4 \times 10^{-6} T^3)$$

$$H_o^\circ (298) = 41.67 \text{ KJ} \dots (3)$$

Sustituyendo (3) y (2) en (1)

$$\ln K = \frac{41670}{RT} - \frac{2.15}{R} \ln T + \frac{13.1 \times 10^{-3}}{R} T - \frac{4.40 \times 10^{-6}}{2R} T^2 + I$$

$$\text{donde } I = -4.26 \text{ ya que } K(298) = 10.3 \times 10^4$$

por lo tanto la K a 800°K

$$K(800) = 5.64$$

## 3.1 BASES DE DISEÑO

En esta sección se describen las bases de diseño, para la planta piloto Post-Claus, las cuales se consideran el punto de partida para el diseño de la misma.

- FUNCION DE LA PLANTA

Se pretende diseñar una planta piloto Post Claus, destinada al estudio del comportamiento de diferentes catalizadores, para poder alcanzar la máxima conversión de los gases de colas procedentes de una planta de azufre. Para ello se tiene la corriente de gas de colas de salida de la planta de Azufre en Cactus, Chiapas, dicha corriente se presenta en la sección de 3.2 de este Capítulo.

- CAPACIDAD DE LA PLANTA

La capacidad de la planta estará dada para manejar 5220 lb/hr de gas de colas. El factor de servicio a emplear es del 90.5%, lo que indica que se trabajarán 330 dtos al año.

La capacidad de diseño será igual a la capacidad normal

- HORAS OPERADAS POR AÑO

De acuerdo al factor de servicio considerado, se laborarán 7920 horas al año.

### 3.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

Se desea reducir el contenido de gases ácidos en la corriente de gas de colas procedente de una planta de azufre; para ello se piensa instalar un Proceso Post Claus que minimize la descarga de gases contaminantes a la atmósfera.

Antes de proceder a la instalación del Proceso Post Claus - se desea probar el comportamiento de varios catalizadores - tratando de optimizar el rendimiento del proceso.

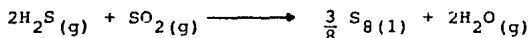
Para lo anterior, se diseña una planta piloto que permita efectuar tales experimentos.

En este capítulo se presenta el balance de materia y energía de la planta piloto para el Proceso Post Claus. Se considera como alimentación a la planta piloto una corriente de gas de colas con un flujo de 5220 lb/hr con la siguiente composición :

	lbmol/hr
S <sub>8</sub>	0.0192
H <sub>2</sub> S	1.016
SO <sub>2</sub>	0.508
H <sub>2</sub> O	47.595

N <sub>2</sub>	79.04
CO <sub>2</sub>	47.228
Total :	175.406

- Cálculo de la conversión de azufre en la reacción :



$$*\Delta G/\text{RT H}_2\text{S} = -3368.772/\text{T} - 2.861$$

$$\Delta G/\text{RT SO}_2 = -36333.41/\text{T} + 0.394$$

$$\Delta G/\text{RT S}_8 = 7.1228 \times 10^{-2} - 7.302 \times 10^{-1} \text{T} + 3.7354 \times 10^{-4} \text{T}^2 - 1.7935 \times 10^{-7} \text{T}^3$$

$$\Delta G/\text{RT H}_2\text{O} = -29269.891/\text{T} + 5.976$$

- \* El cálculo de la conversión se hará por minimización de energía libre de Gibbs; los datos se obtuvieron por linealización de la energía libre de Gibbs de las ---- 'Tablas Termodinámicas' de Jannaf

COMPUESTO	ENTRADA	G/RT 398°K
H <sub>2</sub> S	1.016	-11.3253
SO <sub>2</sub>	0.508	-90.8958
S <sub>8</sub>	0.0192	10.4292
H <sub>2</sub> O	47.595	-67.5664

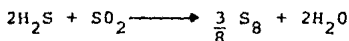
$$-\text{RTlnK} = \Delta G$$

$$-\ln K = \frac{\Delta G}{\text{RT}} \quad 398^\circ\text{K PRODUCTOS} - \frac{\Delta G}{\text{RT}} \quad 398^\circ\text{K REACTIVOS}$$

$$-\ln K = \frac{3}{8}(10.4292) + 2(-67.5664) - [2(-11.3253) + 1(-90.8959)] = -17.6753$$

$$\therefore K = 4.7457 \times 10^7$$

H <sub>2</sub> S	1.016	0.580	34.5
SO <sub>2</sub>	0.508	0.29	32.5
H <sub>2</sub> O	47.595	27.133	856.7
N <sub>2</sub>	79.04	45.063	2213.2
CO <sub>2</sub>	47.228	26.924	2978.1
Total	175.406	1000	5220



H<sub>2</sub>S que reacciona: 1.016 (0.8915) = 0.9058 lbmol H<sub>2</sub>S

H<sub>2</sub>S que sale: 1.016 - 0.9058 = 0.1102 lbmol H<sub>2</sub>S

SO<sub>2</sub> que reacciona: 0.9058 (1/2) = 0.4529 lbmol SO<sub>2</sub>

SO<sub>2</sub> que sale: 0.508 - 0.4529 = 0.0551 lbmol SO<sub>2</sub>

S<sub>8</sub> que se genera: 0.9058 (3/8) (1/2) = 0.1698 lbmol S<sub>8</sub>

S<sub>8</sub> que sale: 0.0192 + 0.1698 = 0.189 lbmol S<sub>8</sub>

H<sub>2</sub>O generada: 0.9058 (2/2) = 0.9058 lbmol H<sub>2</sub>O

H<sub>2</sub>O que sale: 47.595 + 0.9058 = 48.50 lbmol H<sub>2</sub>O

#### SALIDA DEL REACTOR

	lbmol/h	% mol	lb/hr
S <sub>8</sub>	0.188	0.11	48.3
H <sub>2</sub> S	0.1102	0.06	3.8
SO <sub>2</sub>	0.0551	0.03	3.6
H <sub>2</sub> O	48.50	27.68	873.0
N <sub>2</sub>	79.04	45.11	2213.2

CO <sub>2</sub>	47.228	26.95	2078.1
Total	175.1223	100.00	5220

BALANCE DE ENERGIA :

$$C_p dT = aT + \frac{b}{2} T^2 + \frac{c}{3} T^3 \quad (\text{BTU/lbmol})$$

Compuesto :

S <sub>8</sub>	3.6108	8.7764x10 <sup>-3</sup>	-5.477x10 <sup>-6</sup>
H <sub>2</sub> S	7.8988	9.8126x10 <sup>-4</sup>	1.6282x10 <sup>-7</sup>
SO <sub>2</sub>	9.1088	2.8055x10 <sup>-3</sup>	-9.0358x10 <sup>-7</sup>
H <sub>2</sub> O	7.9330	4.1771x10 <sup>-4</sup>	2.3295x10 <sup>-7</sup>
N <sub>2</sub>	6.9176	7.1177x10 <sup>-5</sup>	2.1734x10 <sup>-7</sup>
CO <sub>2</sub>	8.4775	2.9463x10 <sup>-3</sup>	-8.007x10 <sup>-7</sup>

Calor de los reactivos de 160°C a 25°C (320-77°F)

Q reactivos : mC<sub>p</sub> ΔT

$$Q \text{ reactivos} : m \left[ a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2} (T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3} (T_2^3 - T_1^3) \right]$$

	lbmol/hr	BTU/lbmol	Qi=BTU
S <sub>8</sub>	0.0192	-9443.9421	-181.3237
H <sub>2</sub> S	1.016	-2019.3325	-2051.6393
SO <sub>2</sub>	0.508	-2454.8918	-1247.085
H <sub>2</sub> O	47.595	-1975.5429	-94025.964
N <sub>2</sub>	79.04	-1694.8659	-133962.2
CO <sub>2</sub>	47.228	-2318.3992	-109493.36

$$Q_t \text{ reactivos} = -340961.57$$

Calor de los productos de 125°C a 25°C (257-77°F)

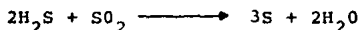
Q productos:  $mC_p \Delta t$

Q productos:  $m \left[ a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) \right]$

	lbmol/hr	BTU/lbmol	Qi = BTU
S <sub>8</sub>	0.189	1369.9371	258.9181
H <sub>2</sub> S	0.1102	1483.4668	163.478
SO <sub>2</sub>	0.0551	1793.3253	98.8122
H <sub>2</sub> O	48.5	1456.900	70659.65
N <sub>2</sub>	79.04	1253.0372	99040.06
CO <sub>2</sub>	47.228	1689.8555	79808.496

Qt productos = 250 029.41 BTU

Calor producido por la reacción



Q reacción:  $m \Delta H^{\circ} f$

$\Delta H^{\circ} f$  77°F, 14.696 psia (25°C, 1atm)

	H <sup>o</sup> f	lbmol/hr	Q = BTU
H <sub>2</sub> S	-8667.0	0.9058	-7850.5686
SO <sub>2</sub>	-127728.0	0.4529	-57848.011
S <sub>8</sub>	44196.04	0.1698	+ 7504.487
H <sub>2</sub> O	-104036.0	0.9058	-94235.809

Q reacción = 152 429.9

Calor total del proceso

Qt = Q reactivos + Q productos + Q reacción



$$Q_t = 340961.57 + 250\,029.41 - 152429.9$$

$$Q_t = -243\,362.06$$

Cantidad de agua requerida para mantener la temperatura de reacción

$$m_{H_2O} = \frac{Q_{total}}{\lambda_{H_2O}}$$

de tablas de vapor : h líquido sat = 180.19 BTU/lb

T = 257°F h vapor sat = 1151.2 BTU/lb

$$= 1151.2 - 180.19 = 971.01 \text{ BTU/lb}$$

$$m_{H_2O} = \frac{243362.06}{971.01} = 251 \text{ lb/hr}$$

$$V_{H_2O} = 0.501 \text{ GPM}$$

## CAPITULO IV

### 4.1 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS

En este capítulo se realizará el diseño del Reactor Post - Claus el cual es una torre empacada; siendo entonces importante conocer los conceptos básicos, sobre las partes que integran una torre de este tipo (Fig. 4.1) que son :

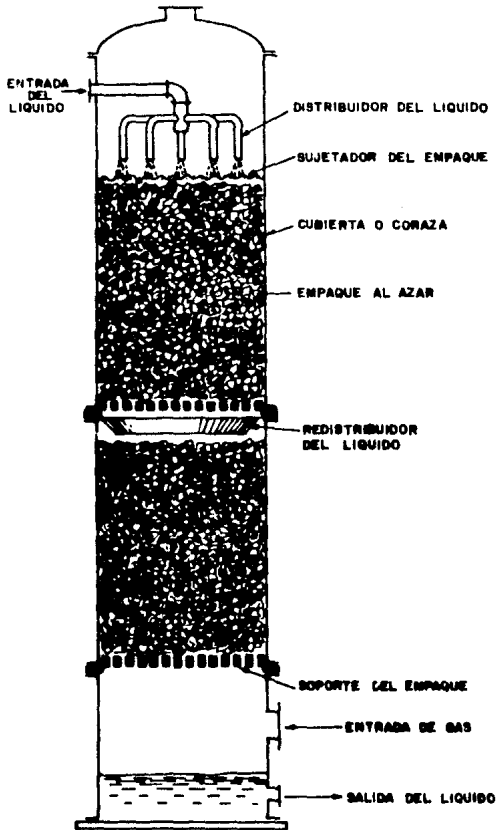
- a.- Empaques
- b.- Soportes de empaque
- c.- Sujetador del empaque
- d.- Limitadores de cama
- e.- Distribuidores de líquido
- f.- Redistribuidores de líquido

#### a.- EMPAQUES

El empaque es una de las partes integrantes de la torre empacada; y define fundamentalmente las características de operación, siendo el medio por el cual las fases líquido-gas, se ponen en contacto para realizar la transferencia de masa. El empaque debe cumplir con ciertos requisitos para que este contacto se realice en la forma más adecuada :

- 1.- Debe poseer una gran superficie de contacto por unidad de volumen.

FIGURA 4.1



TORRE EMPACADA

Al fluir el líquido, debe formar una película lo más delgada y uniforme posible sobre el empaque, para que el gas pase sobre ella, entonces ambas corrientes poseerán la suficiente turbulencia para alcanzar una buena transferencia, pero al mismo tiempo no habrá demasiadas fricciones para que la caída de presión no sea alta.

- 2.- La caída de presión deberá ser baja. Cuando la orientación general de los ejes de los empaques coincida con el de la torre, la caída de presión y la turbulencia son bajas. Pero cuando las superficies se colocan en un plano perpendicular al eje de la torre, la caída de presión y la turbulencia son altas.
- 3.- El lecho empacado permitirá el paso del gas y líquido por pequeñas aberturas, más o menos uniformes, sin que se produzcan obstrucciones, ya que los valores de caída de presión aumentarían.
- 4.- El empaque debe ser estructuralmente fuerte, pues roturas en el lecho, ocasionan altas caídas de presión.

- 5.- El empaque debe ser estable química y físicamente ante los fluidos con los que estará en contacto.
- 6.- Debe tener una baja densidad a granel. Para grandes torres empacadas, el peso del empaque puede llegar a ser muy considerable, lo cual suscita -- problemas serios de soporte.
- 7.- Debe ser relativamente barato.

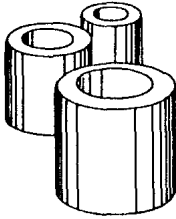
Existen una gran diversidad de empaques disponibles -- comercialmente; en seguida se describen algunos de los más importantes. (Fig. 4.2)

- Anillos Raschig

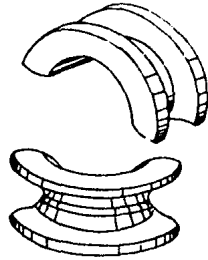
Este tipo de empaque es más barato pero también el -- de menor capacidad y eficiencia. Físicamente, su -- principal característica es que la altura es igual -- al diámetro externo (diámetro nominal).

El espesor varía con el material y el fabricante, -- siendo más eficientes para la transferencia de masa, los de pared delgada. Se fabrican desde  $\frac{1}{4}$  hasta 3 -- pulgadas, en porcelana y cerámica química, carbón, -- plásticos y de cualquier metal o aleación laminable. En cuanto a su operación, la eficiencia que exhiben,

FIGURA 4.2



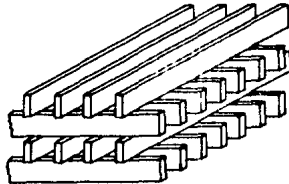
ANILLO RASCHIG



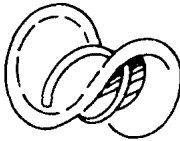
SILLETA INTALOX



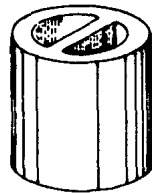
ANILLO PALL



REJILLA DE MADERA



SILLETA BERL



ANILLO LESSING

es muy sensible a cambios de carga. Además presentan tendencia a canalizar el flujo de líquido hacia las paredes de la torre por lo que se deben usar redistribuidores cada 16 pies. La capacidad y eficiencia de los Anillos Rasching se hacen impredecibles - cuando el diámetro de la torre es mayor que 30 veces el diámetro nominal del empaque.

#### - Anillos Pall

El Anillo Pall es un cilindro de longitud igual a su diámetro y tiene las paredes parcialmente abiertas - con ranuras y las proyecciones de los cortes de éstas están dobladas hacia adentro.

Se fabrican en cerámica, porcelana química, plástico, acero al carbón o cualquier otro metal o aleación laminable en tamaños desde 5/8 hasta 4 pulgadas siendo los más comunmente empleados los de 1½ y 2 -- pulgadas. Los más efectivos son los metálicos por - su pequeño espesor de pared. Para el mismo tamaño - nominal los Anillos Pall tienen una capacidad entre 50 y 100 % mayor y una caída de presión entre 50 y - 70 % menor que los Rasching.

La eficiencia que presentan respecto a estos últimos en el punto de carga (punto de máxima eficiencia) es mayor entre 10 y 50 % además de que la mantienen --- constante en un rango de flujos mayor.

Para este tipo de empaque es muy importante una distribución inicial uniforme y se recomienda que el -- flujo mínimo del líquido que se maneje por  $\text{ft}^2$  de -- área transversal de la columna sea de 0.5GPM utilizando distribuidores convencionales, con distribuidores del tipo de boquillas de esparido u otras especiales, es posible manejar flujos menores, del orden de 0.2 GPM.

- Monturas Berl

Se desarrolló como una mejora de los empaques del tipo anillo y ha tenido un amplio uso desde entonces. Aunque el porcentaje de espacio libre para iguales -- tamaños nominales, es menor que el exhibido por los Raschig, la caída de presión y eficiencia que manifiestan, bajo las mismas condiciones de operación -- son mejores que los que exhiben éstos últimos. Lo anterior se debe a su forma física que es más susceptible de mojado que la de los Raschig. No presentan tendencia a desviar el flujo hacia las paredes. Son más caras que los Raschig debido a que se fabrican -- por prensado, no por extrusión como éstos últimos, -- esta situación se ve compensada por la superioridad que presentan en capacidad y eficiencia, mismas que sólo han sido superadas por las Monturas Intalox y --



los Anillos Pall. Presentan la desventaja de poder\_ formar conglomerados que disminuyen su eficiencia. Se fabrican en porcelana química, en tamaños desde  $\frac{1}{4}$  hasta 2 pulgadas.

- Monturas Intalox

Es una mejora que la US Stoneware Company LTD. hizo\_ a la Montura Berl, la modificación elimina la posibi\_ lidad de formación de agregados que tiene el ante--- rior. Debido a la distribución uniforme de huecos - en el lecho y a la forma de la montura, los flujos - de líquido y vapor no están sujetos a cambios brus-- cos de dirección, lo que agregado a los bajos valo-- res de líquido retenido, provocan caídas de presión\_ muy pequeñas respecto a otros empaques y una elevada eficiencia.

La eficiencia de este empaque es menos sensible a -- cambios en los flujos de líquido y vapor que la de - los anillos Raschig y las monturas Berl. Se fabri-- can en tamaños de  $\frac{1}{4}$  a 3 pulgadas, en porcelana quími\_ ca y plásticos. El tamaño nominal de la Montura In- talox es un tercio de la suma de su largo, alto y an\_ cho. Es un poco más cara que la Montura Berl y pre- senta menos problemas de erosión mecánica por el pro\_ ceso de vitrificado a que se les somete.

- Rejilla Glitsch

Este es un empaque ordenado de gran área abierta fabricado de 2 1/8 pulgadas de altura, 15 - 24 pulgadas de ancho y hasta 10 pies de largo o dos paneles individuales se construyen de bandas metálicas expandidas de 2 3/4 pulgadas, de ancho y unidas mediante soldadura. Los paneles se arreglan en capas y cada capa está rotada respecto a la contigua 45°. La capa del fondo de la rejilla Glitsch está soportada -- por canales sujetos a un anillo soporte soldado a la coraza de la columna / éstos se colocan en intervalos de 5 pies a lo largo de la columna.

Para este tipo de empaque es esencial una buena y -- uniforme distribución inicial del líquido. La rejilla Glitsch tiene una gran resistencia a la incrustación de sólidos contenidos en la alimentación o los formados por reacciones de polimerización.

La rejilla Glitsch se fabrica en acero al carbón, -- acero inoxidable, aluminio y otros materiales que -- pueden soldarse. Comúnmente se construyen en espesores de calibre 16 para aleaciones y calibre 14 para acero al carbón.

Este tipo de dispositivo tiene tres aplicaciones para los cuales es practicamente adecuado :

- 1) Cuando la caída de presión es una consideración

importante.

- 2) Cuando se requiera una gran capacidad.
- 3) Aquellos servicios en los cuales se esperarían -  
taponamientos de los otros dispositivos conven-  
cionales.

La eficiencia de la rejilla Glitsch es para servi-  
cios de destilación, sólo alrededor de 2/3 la de un  
Anillo Pall de 2 pulgadas; por esta razón no se uti-  
liza comunmente para destilación excepto en casos --  
muy especiales y las principales aplicaciones de la  
rejilla han sido en transferencia de calor, sección  
de lavado y en aquellos sistemas sujetos a taponaa-  
miento.

#### - Anillos de Lessing

Estructuralmente son semejantes a los Raschig, pero  
en su interior se encuentra un tabique, dos en cruz  
o bien un elemento de forma helicoidal con una o más  
vueltas. Se denominan respectivamente Anillos de Le  
ssing partidos en Cruz y en Espiral de una o más ---  
vueltas.

Con estos se aumenta la superficie del empaque aun-  
que, la efectiva no se aumenta en la misma propor-  
ción, ya que el incremento se logra en la región me-  
nos accesible así por ejemplo, el Lessing aumenta un

20 % de superficie pero su eficiencia es sólo ligeramente superior a la del Raschig.

La resistencia mecánica es superior y se empaqueta usualmente en forma ordenada dando caídas de presión bajas. La desviación del líquido a la pared es pequeña requiriéndose pocos redistribuidores.

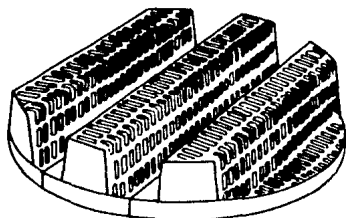
#### b.- SOPORTES DE EMPAQUE

El primer requerimiento que debe cumplir el soporte de empaque es sostener a la cama empacada. Debe tener un alto porcentaje de área libre, para que no restrinja el flujo de líquido y vapor. Debe ser diseñado para que pueda introducirse fácilmente a la torre y en materiales resistentes al ambiente esperado en el servicio (Fig. 4.3)

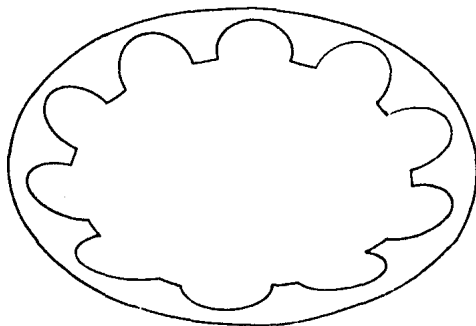
Los primeros tipos de soportes de empaque fueron placas planas perforadas o con ranuras para el flujo del vapor y del líquido, tenían entre 15 y 25 % de área libre (perforada o ranurada) y no tenían la suficiente resistencia para soportar camas altas.

Los soportes planos presentan la desventaja de que por las mismas ranuras, fluyen el vapor y el líquido, lo que desarrolla gran caída de presión, además de que su

FIGURA 4.3



SOPORTE DE EMPAQUE



REDISTRIBUIDOR DE LIQUIDO

operación es muy sensible (por su área libre relativamente pequeña) a taponamientos de los hoyos o ranuras\_ por la primera capa de empaque, lo cual limita la capa\_ ciudad de la columna.

Para solucionar esos problemas se diseñó el soporte co\_ nocido como de 'inyección de gas'. Este tiene forma - acanalada y está diseñado con trayectorias separadas - para el líquido y el vapor, el líquido fluye por las - ranuras colocadas en los valles y el vapor asciende a\_ través de las ranuras de los elevadores del soporte. - El área libre para los flujos en este soporte, es mu-- cho más grande que la del plano, por lo que presentará menores caídas de presión.

En ocasiones se usan como soporte de los lechos empa\_ dos, barras de cerámica espaciadas entre sí y cubier-- tas de una o dos capas de Anillos Lessing de tamaño -- grande (4 y 6 pulgadas). Este tipo de soporte se reco\_ mienda para usarse en barras, recubiertas de ladrillo\_ resistente al ataque ácido, como los absorbedores de -  $H_2SO_4$  y en general, en servicios con sustancias muy -- corrosivas.

#### c.- SUJETADOR DEL EMPAQUE

El 'Hold Down Plate' se usa únicamente en torres con -

empaque cerámico o de carbón. Su función es evitar -- que las capas superiores de empaque se fluidicen duran-- te los períodos de operación con altas caídas de pre-- sión o con flujo de vapor variable, logrando con ésto\_ que no se rompan y no se disminuya la capacidad del -- lecho para conducir los fluidos (o aumente la caída de presión). Este accesorio se coloca sobre la cama de - empaque, sin sujetarse a la pared de la torre. Res--- tringe el movimiento del empaque únicamente por la --- acción de su peso.

Idealmente, el 'Hold Down Plate' debe tener una rejilla con ranuras lo suficientemente pequeñas para evi-- tar el paso del empaque. En algunas aplicaciones la - estructura pesada sin rejilla, se descansa directamen-- te sobre el empaque, ésto se hace para que el área li-- bre del 'Hold Down Plate' no sea menor del 70 % del -- área libre del empaque sobre el que se coloca. Cuando no se espera ensuciamiento en el servicio, se puede -- substituir el enrejado metálico por una malla, la que\_ disminuye ligeramente el área de flujo.

#### d.- LIMITADORES DE CAMA

Este interno se usa exclusivamente en torres con empa-- que metálico ó plástico. Su propósito es evitar la --

expansión de la cama empacada cuando opera a altas --- caídas de presión o con súbitos cambios en la carga de vapor. Los empaques metálicos ó plásticos no se rom-- pen en las situaciones operacionales anteriores (lo -- que sí pasa con los cerámicos), pero por su relativa - ligereza, es posible que sean arrastrados fuera de la\_ torre.

Los limitadores de cama siempre se sujetan a las pare- des de la torre, (lo que no se hace con los 'Hold Down Plates') y además se diseñan con una malla para evitar el paso de piezas individuales de empaque. Son más li\_ geros que los 'Hold Down Plates'

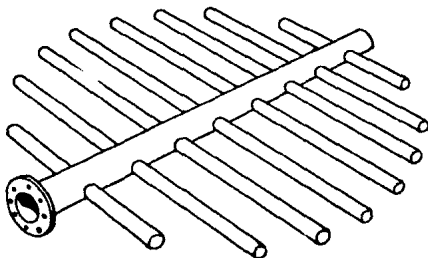
#### e.- DISTRIBUIDORES DE LIQUIDO

Debe darse especial atención a la forma en la cual el\_ líquido se distribuye en el empaque, tanto en el domo\_ como en las alimentaciones, ya que la eficiencia de -- lecho disminuirá significativamente cuando no se tenga un adecuado mojado del empaque. (Fig. 4.4)

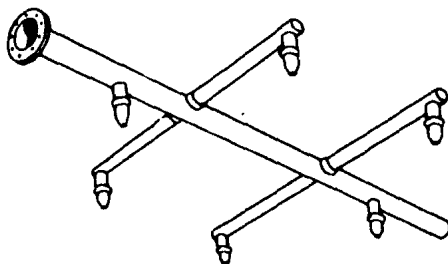
Se recomienda que el flujo de líquido sea de 1 - 3 GPM /pie<sup>2</sup> para garantizar el mojado del empaque aunque se\_ han utilizado valores tan bajos como 0.8 GPM/pie<sup>2</sup> sin\_ que la eficiencia haya disminuído notablemente. Los -



FIGURA 4.4



DISTRIBUIDOR DE LIQUIDOS



DISTRIBUIDOR DE LIQUIDOS

empaques que no permiten el paso de los fluidos a través de ellos, sino únicamente a su alrededor, como los Anillos Raschig y las Monturas Berl, pueden corregir -- una no muy buena distribución inicial del líquido y -- para ellos la selección del tipo de distribuidor no es tan crítica.

Sin embargo, para los empaques que permiten el paso de los fluidos tanto alrededor como a través de ellos, -- como son los Anillos Pall, las silletas Intalox metálicas y los elementos ordenados (Glitsch Grid) una mala distribución inicial no se corregirá por el lecho empacado.

El diseño de un distribuidor de líquido puede hacerse basándose en el número de corrientes líquidas que se alimentan a la cama empacada, por unidad de área transversal.

En torres de diámetro mayor o igual a 4 pies, se requieren distribuidores de líquido que tengan cuando menos 4 puntos de distribución por pie<sup>2</sup> de sección transversal de empaque. En torres de diámetro entre 2.5 y 4 pies, se requieren distribuidores que tengan 16 puntos de distribución por pie<sup>2</sup>. Para torres de diámetro

menor a 2.5 pies se deben usar distribuidores con 32 - puntos de distribución por pie<sup>2</sup>. Generalmente las torres de diámetro pequeño son más sensibles, en su operación, a la mala distribución de líquido.

Si el flujo de vapor predomina en la determinación del diámetro de la torre, el espacio libre para flujo vapor en el distribuidor se hace un factor importante en su selección. Para lechos de Anillos Raschig se recomienda un distribuidor con un área libre mínima de --- 35 %; 50 % para Monturas Intalox y para Anillos Pall - 65 %.

En la Industria Química y Petroquímica se usan fundamentalmente dos tipos de distribuidor líquido, el de orificio y el de vertederos, en ambos el flujo es por gravedad. Los distribuidores con alta caída de presión no se usan, en las operaciones de contacto líquido - vapor por los tamaños tan finos de partícula ---- (spray) que producen (provocan arrastre de líquido), - además de que se tapan fácilmente cuando manejan líquidos con alto contenido de sales disueltas (incrustación) o de sólidos.

Los distribuidores de líquido se soportan sobre aros -

soldados a la pared interna de la torre.

Las características que debe poseer un distribuidor de líquido son :

- 1.- Distribución uniforme del líquido.
- 2.- Resistencia al taponamiento y al ensuciamiento.
- 3.- Alta flexibilidad.
- 4.- Adaptabilidad para fabricarse de muchos materiales de construcción.
- 5.- Gran área libre para flujo de vapor.
- 6.- Construcción seccion 1 (modular) para su instalación a través de los Registros de hombre.

Se recomienda colocar a los distribuidores a una altura de 6 a 12 pulgadas sobre el lecho empacado.

#### f.- REDISTRIBUIDORES DE LIQUIDO

La redistribución de líquido en una torre empacada, es otro factor importante en su eficiencia. Todos los empaques que se usan actualmente en la Industria Química y Petroquímica, orientan en menor o mayor grado el flujo de líquido hacia la pared de la torre, por lo que -

se hace necesario, en torres de gran altura, colocar - redistribuidores.

En los Anillos Raschig se agudiza la tendencia a la mala distribución de líquido (flujo hacia la pared) cuando la relación entre el tamaño nominal de empaque y el diámetro interno de la torre (en las mismas unidades) es mayor a  $1/30$ . Para el diseño de una torre empacada con Anillos Raschig, debemos mantener la relación anterior menor ó igual a  $1/30$ . Ya satisfecha la condición anterior, en las camas de este empaque debemos colocar un redistribuidor de líquido cada  $2\frac{1}{2}$  veces el diámetro interno de la torre ó cada 20 pies de cama; para un -- servicio específico, se debe aplicar el límite menor - de los dos anteriores.

En las Monturas Berl e Intalox, la relación entre el tamaño nominal y el diámetro interno de la torre no debe ser mayor a  $1/15$  (para evitar que se agudice la mala distribución). Además, las camas de estos empaques deben tener un redistribuidor de líquido cada 5 veces el diámetro interno de la torre ó cada 20 pies de cama, aplicando el límite menor.

En los Anillos Pall la relación entre tamaño nominal y

el diámetro interno de la torre debe ser menor ó igual a 1/15. Además, en las camas de este distribuidor se debe colocar un distribuidor cada 5 veces el diámetro interno de la torre ó cada 20 pies de cama, aplicando el límite menor.

Los criterios de diseño de un redistribuidor son similares a los de un distribuidor, además de ser compatible con el plato de soporte bajo el cual se localizará.

Existe un interno de torres empacadas que frecuentemente se asocia con los redistribuidores es el 'limpiador de pared'. Se utiliza en casi cualquier punto de la columna (dentro del lecho, sobre el empaque o sobre los distribuidores) y su principal función es remover el líquido de las paredes y dirigirlo hacia el centro de la columna, este problema se presenta más frecuentemente en las columnas de diámetros pequeños.

Un dispositivo de este tipo debe colocarse siempre que se desee un perfecto agotamiento de los compuestos volátiles en una corriente de fondos.

Conociendo los conceptos básicos de los internos de una torre empacada, es importante y debido a que en

este capítulo tratamos el diseño de una columna empacada, mencionaremos ahora los conceptos sobre algunos términos relacionados con el diseño de este tipo de torre.

- Caída de presión.

A muy bajos flujos de líquido hay una gran sección transversal disponible para el flujo de vapor y la caída de presión es baja. Incrementando el flujo de líquido, disminuye dicha área y aumenta la caída de presión. Así tenemos que el lecho empacado se comporta como una gran cantidad de orificios de forma irregular cuya área se modifica con cambios en el flujo de líquido. Cuando los flujos son elevados se presenta la retención del líquido en el empaque (punto de carga) y con mayores flujos se alcanza el inundamiento.

En general la caída de presión de un lecho empacado estará entre 0.1 y 0.8 pulgadas de agua/pie dependiendo del servicio. Así para destilaciones a presiones altas o moderadas la caída de presión será de 0.4 a 0.75 pulgadas de agua/pie, para destilación al vacío de 0.1 a 0.2 pulgadas de agua/pie y para absorbedores y agotadores de 0.2 a 0.4 pulga--

das de agua/pie.

Se dice que trabajando con caídas de presión de 0.5 a 0.6 pulgadas de agua/pie todos los empaques son igualmente eficientes. Sin embargo, abajo de estos valores la eficiencia de los Anillos Raschig cae -- drásticamente mientras que los Anillos Pall y las -- silletas Intalox no pierden su buen comportamiento, hasta valores tan bajos como 0.2 pulgadas de agua / pie.

- Inundación y zona de carga.

La caída de presión a través del lecho empacado se incrementa en una forma prácticamente constante hasta llegar a la zona de carga donde la caída de presión se eleva bruscamente pues el líquido para poder formar la carga hidrostática necesaria para vencer la mayor presión existente en el fondo de la columna. En la zona de carga el lecho alcanza su máxima eficiencia pues se tiene un gran contacto entre las fases. Al llegar al límite superior de la zona de carga si se aumenta el flujo de gas ocurrirá el inundamiento, en este punto pueden ocurrir -- dos situaciones :

1.- Se formará una capa de líquido en la parte su-



perior del empaque y a través de ella burbujeará el gas.

- 2.- La columna se llevará el líquido y éste será - ahora la fase continua (esto se conoce como inversión de fases)

En ambos casos la caída de presión se incrementará gradualmente, disminuye el contacto interfacial y se incrementa el arrastre de líquido por el vapor efluente. Lo anterior provoca una brusca disminución en la eficiencia de la columna.

Se recomienda diseñar la columna para que opere a inundaciones entre 40 y 85 % y que el porcentaje -- respecto al punto de carga se encuentre alrededor -- del 90 % de la inundación, por esto se recomienda -- no tener inundación máxima del 80 - 85 % ya que al -- rebasar el punto de carga la eficiencia disminuye -- rápidamente.

El límite inferior para el funcionamiento de un lecho lo determina el punto de mojado, es el flujo de líquido mínimo necesario para mojar el empaque y -- existe el contacto entre las fases, este valor es --

de alrededor de 1-3 GPM/pie<sup>2</sup>. Sin embargo, se recomienda que no se trabaje a inundaciones menores al 35 % pues a estos valores la eficiencia disminuirá notablemente.

Para los Anillos Raschig el unudamiento ocurre a - caídas de presión del orden de 1.5 pulgadas de --- agua/pie y para empaques más eficientes, como los - Anillos Pall a valores entre 2 y 2.5 pulgadas de -- agua/pie.

- Factor de empaque.

Este es un valor obtenido experimentalmente y depende de las características geométricas del empaque, - relaciona el área total del empaque por pie<sup>3</sup> de lecho con la fracción hueca o vacfa existente en dicho lecho. Una estimación muy gruesa del factor de empaque la da la relación  $F_p = a/t^3$  donde :

a= área total del empaque pie<sup>2</sup>/pie<sup>3</sup> de cama

t= fracción hueca en el empaque seco.

De esta función se aprecia que mientras menor sea - el factor de empaque mayor será su capacidad pues - la fracción hueca del lecho será mayor.

- H E T P

Altura de empaque en la que se logra, a las condiciones de operación, una separación equivalente a la de un plato teorico.

En columnas comerciales, los valores de HETP para empaques de gran eficiencia como los Anillos Pall y las sillecas Intalox serán del siguiente orden :

TAMAÑO NOMINAL	HETP
1 pulgada	18 pulgadas
1½ pulgada	26 pulgadas
2 pulgadas	35 pulgadas

Para servicios a vacio será necesario agregar 6 pulgadas más a los valores recomendables a causa de -- las dificultades para obtener una buena distribu--- ción del poco líquido que se maneja en este tipo de servicios. Para sistemas de absorción la HETP gene\_ ralmente está del orden de 5 a 6 pies.

En columnas de diámetro pequeño (menores que 2 pies) la HETP será igual al diámetro de la columna si se\_ utiliza el tamaño apropiado de empaque y éste se co\_ loca adecuadamente en la columna.

Para un tipo particular de empaque, la relación ---  
(HETP/ P) es casi constante para todos los tamaños.  
Por ello, poco se ganará reemplazando en servicios\_  
a vacío Anillos Pall de 2 pulgadas por otros de 1 -  
pulgada tratando de mejorar la HETP pues la mayor -  
caída de presión contrarestará el beneficio de una\_  
disminución en la altura.

- Retención de líquido ó 'Hold Up'

Se define como la cantidad de líquido retenido so--  
bre las paredes y en los espacios huecos del empa--  
que.

Existen tres tipos de retención de líquido en una -  
columna empacada :

- 1.- Estática
- 2.- Total
- 3.- De operación

La retención estática del líquido es la cantidad re  
manente sobre un lecho de empaque cuando éste se ha  
mojado completamente y luego se drenó el líquido. -  
La retención total es la cantidad de líquido sobre\_  
el empaque bajo condiciones dinámicas. La reten---  
ción de operación del líquido es la diferencia en--

tre los dos anteriores. Antes de llegar a la zona de carga la retención del líquido se mantiene baja y prácticamente constante con los cambios en el flujo de gas, aunque aumenta al incrementarse el flujo de líquido. Al llegar a la zona de carga la retención se incrementa rápidamente al aumentar el flujo de gas y se reduce el espacio libre para que éste - fluya lo que provoca un incremento en la caída de - presión.

Habiendo estudiado las partes que conforman y los términos relacionados con una torre empacada, debemos proseguir con el Diseño Hidráulico de la misma, el cual se llevará a cabo mediante el método de Eckert, descrito a continuación :

La caída de presión en una torre empacada se puede estimar mediante la gráfica mostrada en la figura 4.5

En ésta la abscisa es un número adimensional llamado parámetro de flujos, definido por la expresión  $\left(\frac{L}{G} \frac{DG}{DL}\right)^{1/2}$ . La ordenada se denomina parámetro de capacidad,  $C_p$  y se define -

como :

$$C_p = G \frac{F_p}{D} \frac{MC}{D_L} \frac{1}{g}^{0.2}$$

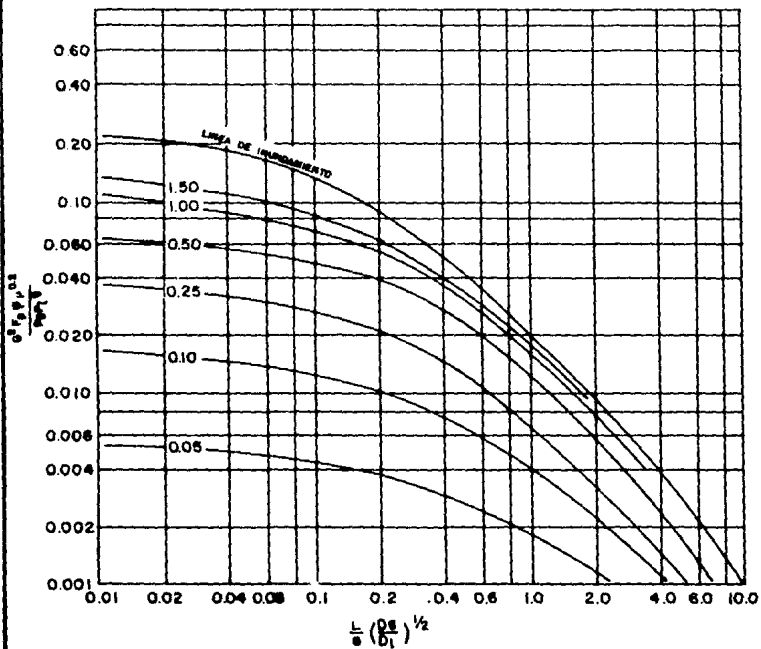
donde :  $G$  = Flujo de vapor,  $\text{lb}/\text{ft}^2\text{seg}$   
 $L$  = Flujo de líquido,  $\text{lb}/\text{ft}^2\text{seg}$   
 $D_g$   $D_l$  = densidades del vapor o líquido,  $\text{lb}/\text{ft}^3$   
 $F_p$  = Factor de empaque  
 $\mu_c$  = Viscosidad del líquido,  $\text{cp}$   
 $g$  = Constante gravitacional  
 $\rho$  = Densidad del agua/densidad del líquido

Conocidas la abscisa y la ordenada el valor de la caída se lee directamente en la gráfica en pulgadas de agua/pie. -- Sin embargo, Fair y Bolles encontraron que los resultados -- obtenidos por este método no eran muy precisos y sugieren -- que se aplique un factor de seguridad de 2.2 para obtener -- resultados más confiables, ésto equivale a usar el doble -- del valor leído en la gráfica. Una mejor aproximación se -- obtiene utilizando la literatura proporcionada por el fabri-- cante para el tipo de empaque.

La misma correlación de la figura 4.5 utilizada para calcular la caída de presión se utiliza para calcular la capacidad en el inundamiento.

Para ésto Fair recomienda que la velocidad del vapor en el inundamiento obtenida de la gráfica de Eckert se divida --- entre 1.32 y el resultado obtenido se considere como la ve-

FIGURA 4.5



CORRELACION DE ECKERT

locidad en el inundamiento.

A continuación se da una tabla de factores de empaque, de -  
algunos empaques.



TABLA 4-1

## FACTORES DE EMPAQUE (EMPAcado HUMEDO Y AL AZAR)

TIPO DE EMPAQUE	MATERIAL	TAMANO NOMINAL - PULGADAS									
		1/4	3/8	1/2	5/8	3/4	1	1 1/2	1 3/4	2	3
Monturas Intalox	Cerámica	725	330	200	-	145	98	-	52	40	22
Monturas Intalox	Plástico	-	-	-	-	-	33	-	-	21	16
Anillos Raschig	Cerámica	1600	1000	580	380	255	155	125	95	65	37
Monturas Berl	Cerámica	900	-	240	-	170	110	-	65	45	-
Anillos Pall	Plástico	-	-	-	97	-	52	-	35	25	-
Anillos Pall	Metal	-	-	-	70	-	48	-	28	20	-
Anillos Raschig	Metal	700	390	300	170	155	115	-	-	-	-

## DISEÑO HIDRAULICO DEL REACTOR POST CLAU DC-1

De acuerdo al balance de materia, los flujos máximos a manejar son :

Datos del gas :

$$G = 25 \text{ft}^3/\text{seg}$$

$$G = 1.45 \text{ lb/seg}$$

$$D_G = 0.058 \text{ lb/ft}^3$$

Datos del líquido :

$$L = 112 \text{ GPM}$$

$$L = 16.277 \text{ lb/seg}$$

$$D_L = 65.23 \text{ lb/ft}^3$$

$$M_{\text{líquido}} = 5.9 \text{ cp}$$

- Cálculo del parámetro de flujos

$$\left( \frac{L D_g}{G D_l} \right)^{0.5} = \left( \frac{16.277 \quad 0.058}{1.45 \quad 65.23} \right)^{0.5} = 0.3347$$

- Estimación del diámetro de la columna

Por la gráfica de Eckert, en la inundación se tiene :

$$C_P = \frac{G^2 F_p M_L^{0.2}}{D_G D_l g} = 0.06$$

Se propone utilizar silletas Intalox de cerámica y de --  
1 pulgada, con lo que se tiene un factor de empaque de :

$$F_p = 98$$

$$G^2 = \frac{C_p D_g D_l g}{F_p M_L^{0.2}} = \frac{0.060 (0.058) (65.23) 32.2}{98 (62.4/65.23) (5.9)^{0.2}} = 0.0546$$

$$G'_{\text{inundación}} = 0.2336$$

Fair recomienda afectar este valor por el factor (1/1.32)

$$G = \frac{0.2336}{1.32} = 0.1769$$

$$G_{\text{diseño}} = 0.85 (0.1769) = 0.1503$$

$$D_T = \frac{4 G_v D_g}{G_{\text{diseño}}}^{0.5} = \frac{4 (25) (.058)}{(0.1503)}^{0.5} = 3.5 \text{ ft}$$

- Cálculo de la caída de presión en la columna :

$$A_t = \frac{(3.5)^2}{4} = 9.6 \text{ ft}^2$$

$$G = \frac{1.45 \text{ lb/seg}}{9.62 \text{ ft}^2} = 0.15 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ seg}}$$

$$G^2 = 0.0227$$

$$C_p = \frac{G^2 F_p M_L}{D_g D_l} = \frac{0.0227 (98) (62.4/65.23) (5.9)^{0.2}}{65.23 (.058) 32.2} = 0.02474$$
$$0.5$$

$$\left( \frac{L D_g}{G D_l} \right) = 0.3347$$

Caída de presión por la gráfica de Eckert

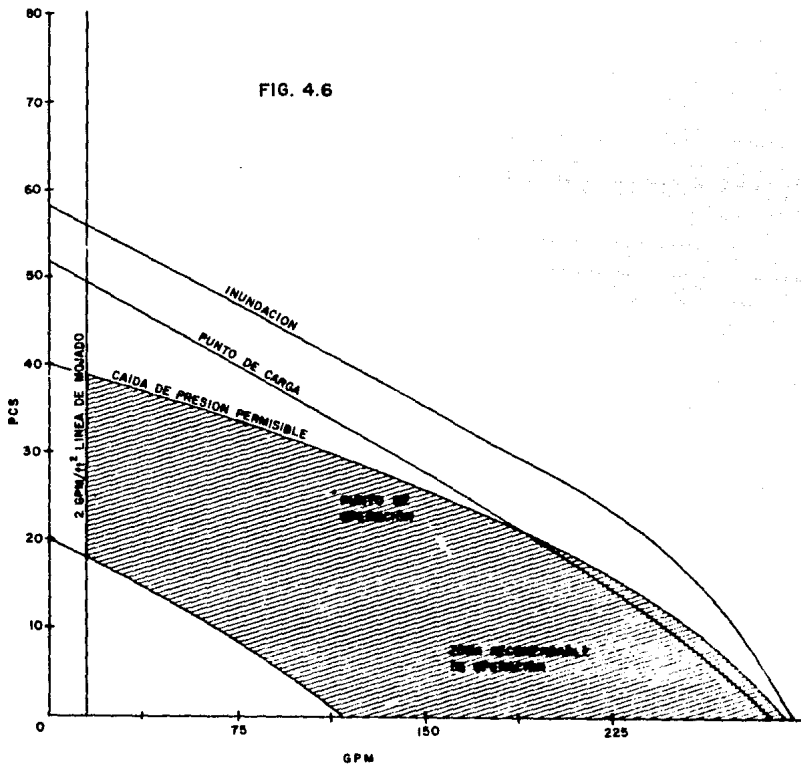
$$P = 0.40 \text{ pulgadas de H}_2\text{O/pie}$$

Este valor se afecta por el factor recomendado por Fair

$$P = 0.4 (2.22) = 0.888 \text{ pulg. H}_2\text{O/pie}$$

$$P = 0.032 \text{ psi/pie}$$

# COMPORTAMIENTO HIDRAULICO DE LA COLUMNA REACTOR DC-1



- Cálculo de la curva de Inundación del DC-1

L/G (Dg/Dl) <sup>1/4</sup>	Cp	G inundación lb/seg ft <sup>2</sup>	PCS	L inundación lb/seg ft <sup>2</sup>	GPM
0.02	0.21	0.3347	55.43	0.2294	15.1837
0.04	0.18	0.3094	51.3177	0.4126	27.304
0.06	0.17	0.3007	49.874	0.6038	39.957
0.08	0.16	0.2917	48.381	0.7828	51.802
0.1	0.15	0.2824	46.839	0.9473	62.688
0.2	0.09	0.2187	36.274	1.4659	97.607
0.4	0.05	0.1630	27.035	2.1871	144.727
0.6	0.038	0.1421	23.569	2.8581	189.130
0.8	0.028	0.1220	20.235	3.2740	216.656
1.0	0.020	0.1031	17.100	3.4585	228.865

- Cálculo de la curva de caída de presión permisible del -  
DC-1

L/G (Dg/D1) <sup>4</sup> Cp	G P	ft <sup>3</sup> /seg	L P	GPM	
0.02	0.058	0.2318	38.446	0.1555	10.2911
0.04	0.056	0.2278	37.783	0.3056	20.222
0.06	0.054	0.2237	37.103	0.4502	29.7947
0.08	0.050	0.2152	35.693	0.5773	38.2034
0.10	0.048	0.2109	34.98	0.7074	46.8164
0.20	0.038	0.1876	31.115	1.2586	83.2884
0.40	0.030	0.1667	27.649	2.2341	148.0189
0.60	0.018	0.1291	21.412	2.5964	171.8156
0.80	0.016	0.1277	21.180	3.4250	226.644
1.00	0.012	0.1054	17.481	3.5357	233.9712

#### 4.3 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE SEPARADOR DE AZUFRE (FA-1)

Se requiere conocer algunos conceptos sobre el diseño del separador líquido-líquido. El tipo de separación entre el azufre y el polietilenglicol es por asentamiento de las dos fases líquidas de densidades marcadamente diferentes, las gotas de la fase pesada tienen una tendencia a caer y a separarse de la fase ligera bajo la influencia de la gravedad.

Las gotas de líquido pesado salen del líquido ligero a velocidad constante. Esta es la velocidad terminal o de asentamiento libre.

Se aplica un mecanismo análogo a la separación de las gotas de líquido ligero que pueden estar presentes en el grueso de la fase pesada, excepto que en este caso el movimiento de la gota es hacia arriba.

El objetivo del asentador es lograr una separación líquido-líquido eficiente y no tanto el dar volumen de residencia. Una vez diseñado el asentador líquido-líquido, pueden instalarse ciertos arreglos mecánicos, tales como mamparas, para proporcionar volumen de residencia dentro del mismo tanque.

Para los tamaños de partícula que se encuentran comúnmente en operaciones de separación líquido-líquido, la siguiente

ecuación basada en la ley de Stokes de la velocidad de asentamiento libre para las gotas de un líquido que abandona -- otra fase líquida continua.

$$V_a = K_s \left( \frac{\rho_p - \rho_l}{\mu_c} \right); \text{ pero sin exceder de } 0.42 \text{ cm/seg}$$

donde :

$V_a$  = velocidad de asentamiento, cm/seg

$\rho_p$  = densidad de la fase pesada (azufre),  $\text{g/cm}^3$

$\rho_l$  = densidad de la fase ligera (peg),  $\text{g/cm}^3$

$\mu_c$  = viscosidad de la fase continua, centipoise

$$K_s = 5.45 \times 10^3 p^2$$

donde  $p$  es el tamaño de partícula que arrastra la fase ligera en cm

El diseño del asentador deberá cumplir con el requisito de que, para cada fase líquida continua, el tiempo de residencia, sea mayor que el tiempo de asentamiento, que necesitan las gotas del líquido disperso, para separarse.

Dentro de los puntos más importantes, en el diseño de biseparador líquido-líquido, se encuentra la relación óptima de  $L/D$ . Para la selección de un valor adecuado para la relación  $L/D$  de un separador, se toman en cuenta los siguientes factores :



a) Un criterio importante para el diseño mecánico y para la obtención del L/D óptimo es la presión de operación de diseño del separador. Dentro de este renglón se llegan a tomar los siguientes criterios, para determinar la presión óptima de diseño :

1.- Cuando la presión de operación es superior a la atmosférica, la presión de diseño será equivalente a la máxima presión de operación del recipiente, más un 10 % o 2 kg / cm<sup>2</sup> de sobrediseño, empleándose el valor que resulte mayor.

2.- Cuando la presión de vapor del líquido, correspondiente a la temperatura máxima que pudiera alcanzar dicho líquido, sea superior al del anterior criterio, se considera una presión de diseño equivalente a la presión de vapor a dicha temperatura, más 2 kg/cm<sup>2</sup> o 10 % de sobrediseño, empleándose el valor que resulte mayor.

3.- Cuando la presión de operación es positiva y subatmosféricas, se consideran las dos condiciones de diseño respectivas, es decir, 10 % sobre la presión máxima o 2 kg/cm<sup>2</sup> y vacío total.

b) Otro factor que se toma es el de la relación L/D de todos los separadores deben estar dentro del rango :

$$1 \leq L/D \leq 5.$$

- c) Se debe tomar en cuenta el sistema de fases que se está manejando, es decir las características del sistema, como pueden ser la diferencia de densidades, el tipo de dispersión que se tiene ó bien los tiempos de asentamiento de cada fase.
- d) Se debe llegar a una relación L/D óptima, adecuándose a las medidas comerciales, en las que existen las láminas para la construcción de separadores.
- e) Las consideraciones de costos dictan una relación L/D - óptima para cualquier volúmen de separador.

Diseño del

Separador FA-1

Se considerará que :

- El tamaño de partículas de Azufre que puede arrastrar el polientilglicol es de  $1/32'' = .793 \times 10^{-4}$  cm.

$$V_a = K_s \frac{(d_p - d_l)}{M_c} \quad \text{siendo : } d_p = \text{densidad de la fase pesada (9/cm}^3\text{)}$$

$$d_l = \text{densidad de la fase ligera (9/cm}^3\text{)}$$

$$M_c = \text{viscosidad de la fase (cp)}$$

$$K_s = 5.45 \times 10^3 d_p^2 = 5.45 \times 10^3 (.793 \times 10^{-4})^2 = 34.147$$

$$V_l = K_s \frac{(d_p - d_l)}{M_c(p)} = 34.147 \frac{(1.7988 - 1.0453)}{10.57} = 2.434 \text{ cm/seg}$$

$$V_p = K_s \frac{(d_p - d_l)}{M_c(l)} = 34.147 \frac{(1.7988 - 1.0453)}{5.9} = 4.36 \text{ cm/seg}$$

Sin embargo se recomienda que para diseño, la velocidad de asentamiento no exceda a 0.423 cm/seg y que la altura mínima de asentamiento sea de 1 pie (30.48 cm)

Los tiempos teóricos de asentamiento de cada fase serán :

$$t_l = \frac{30.48 \text{ cm}}{0.423 \text{ cm/seg}} = 72 \text{ seg} = 1.2 \text{ min}$$

$$t_p = \frac{30.48 \text{ cm}}{0.423 \text{ cm/seg}} = 72 \text{ seg} = 1.2 \text{ min}$$

Se recomienda establecer los tiempos reales de asentamiento al doble del tiempo teórico, para evitar arrastres.

$$T_l = T_p = 2 (1.2) = 2.4 \text{ min} = 144 \text{ seg}$$

Se recomienda establecer los tiempos reales de asentamiento al doble del tiempo teórico, para evitar arrastres.

$$T_1 = T_p = 2 (1.2) = 2.4 \text{ min} = 144 \text{ seg}$$

$$\text{Peg lb/hr} = 58615$$

$$S_8 \text{ lb/hr} = 48.3$$

$$S_8 = \frac{48.3 \text{ lb/hr} \times 1 \text{ hr} = 1.195 \times 10^4 \text{ ft}^3/\text{s}}{112.245 \text{ lb/ft}^3 \quad 3600\text{s}}$$

$$\text{Peg} = \frac{58625 \text{ lb/hr} \times 1 \text{ hr} = 0.2496 \text{ ft}^3/\text{s}}{65.23 \text{ lb/ft}^3 \quad 3600\text{s}}$$

$$\text{Volumen} = 1.195 \times 10^4 (144) + 0.2496 (144) = 35.95 \text{ ft}^3$$

de asentamiento.

- Cálculo del diámetro del separador FA-1, en base al área de coalescencia.

$$\text{Suponiendo un diámetro} = 3\text{ft} \quad A = \frac{(3)^2}{4} = 7.06 \text{ ft}^2$$

- Cálculo del área a nivel mínimo :

$$\frac{H}{D} = \frac{0.5}{3} = 0.166 \quad \frac{Ad}{At} = 0.1089$$

$$Ad = 0.1088 (7.06) = 0.788$$

- Cálculo del área del espacio vapor :

$$0.16 D = 0.16 (3) = 0.48 \text{ ft por lo tanto se to}$$

ma un pie de altura.

$$\frac{H}{D} = \frac{1}{3} = 0.333 \quad \frac{Ad}{At} = 0.2914$$

$$Ad = 0.2914 (7.06) = 2.057 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area de coalescencia} = 7.06 - (2.057 + 0.788) = 4.23 \text{ ft}^2$$

Con una suposición de  $L = 8 \text{ ft}$

$$\text{Volúmen de coalescencia} = 29.61 \text{ ft}^3 \quad 35.95 \text{ ft}^3$$

Por lo tanto tomamos una  $L = 8.5 \text{ ft}$

$$\text{Volúmen de coalescencia} = 35.96 \text{ ft}^3$$

$$L/D = 2.8$$

#### 4.4 REQUERIMIENTO DE SERVICIOS AUXILIARES.

La planta piloto Post Claus, requerirá durante su operación normal, se esté alimentando de agua de enfriamiento, junto - con el polietilenglicol y el catalizador, para que se pueda - mantener la temperatura de reacción (257°F). El cálculo de - la cantidad requerida se realizó en el Capítulo III, viéndo - se que se requieren 0.501 GPM de agua de enfriamiento.

Se debe contar con un generador de energía eléctrica, para - que se puedan poner en funcionamiento los motores de las bom - bas y del agitador del tanque de día de PEG y catalizador.

# UNIVERSIDAD LA SALLE

## HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES

FUENTE <i>U.S.A.</i>	PROYECTO Nº E-
PLANTA	HOJA " " DE 1
LOCALIZACIÓN	REQ./O.C. Nº
CLAVE DEL EQUIPO <i>FA-1</i>	Nº UNIDADES <i>UUA</i>

SERVICIO <i>MALTA DE AZÚCAR DE AZÚCAR</i>		POSICIÓN VERTICAL	HORIZONTAL
TIPO DE FLUIDO <i>LIQUIDO AZÚCAR Y TEG.</i>	FLUJO	1m <sup>3</sup> / DENSIDAD	<i>198 / 125</i> g/cm <sup>3</sup>
VAPOR O GAS	FLUJO	m <sup>3</sup> / DENSIDAD	g/cm <sup>3</sup>
TEMPERATURA OPERACION <i>257</i> °C	MAXIMA <i>292</i> °C	DISEÑO <i>307</i> °C	
PRESION OPERACION <i>0.15</i> kg/cm <sup>2</sup> man.	MAXIMA <i>2.24</i> kg/cm <sup>2</sup> man.	DISEÑO <i>4.34</i> kg/cm <sup>2</sup> man.	
DIMENSIONES LONGITUD T.Y. <i>2591</i> mm		DIAMETRO <i>214</i> mm	CAP TOTAL <i>1700</i> litros
NIVEL NORMAL <i>(2)</i> mm		MAXIMO <i>(2)</i> mm	MINIMO <i>(2)</i> mm
ALARMA ALTO NIVEL <i>(2)</i> mm		ALARMA BAJO NIVEL <i>(2)</i> mm	NIVEL DE PARO <i>(2)</i> mm
INTERNALES CASCARON <i>1.0</i>		CABEZAS <i>11.1</i>	MALLA REBRANDORA ESPESOR mm
TIPO ESFERA DIAMETRO mm		TIPO RECTANGULAR LONGITUD mm	ANCHO mm
COMPOSICION PERM. CASCARON <i>35</i> mm		CABEZAS <i>35</i> mm	AMPLIAMENTO NO. SI
		RECUBRIMIENTO INTERNO NO. <input checked="" type="checkbox"/>	

### BOQUILLAS

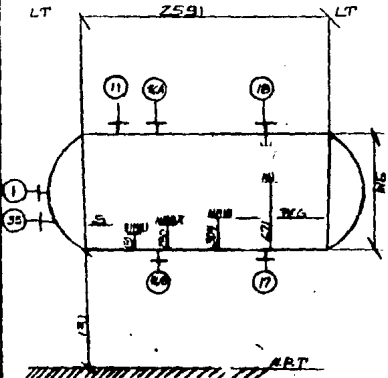
Nº	CONT.	BOQUILLA	SERVICIO
1	1		REGISTRO DE NIVEL
4	1		INDICADOR DE NIVEL AZÚCAR DE 11.1
11	1		AGUIJA A LA CITA DE AZÚCAR
12	1		TEGA A CADA
15	1		CONEXION DE SERVICIO
16	2		INDICADOR DE NIVEL

### NOTAS

1. ALERACIONES EN MILIMETROS

2. EL TAPONE DEBERA NORMAMENTE LLEVAR 4 UDC UNDES INDICADOS CORRESPONDEN A LA INTERFEZ

3. CUMPLINDO POR TUBERIAS



REVISOR	0 - PREL	1 - APOP	2	3	4	5	6	7
FECHA								
ELAB. POR	<i>Y.E.C.</i>							
APR. POR								

# UNIVERSIDAD LA SALLE

## HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES

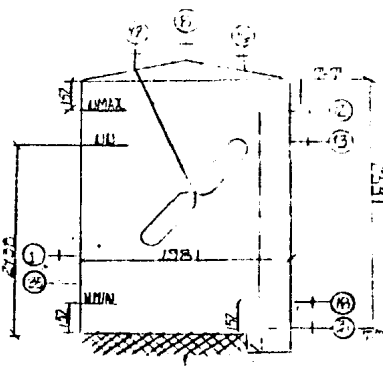
CLIENTE <u>ULSA</u>		PROYECTO N° <u>L-</u>
PLANTA <u>PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA</u>		HOJA <u>1</u> DE <u>1</u>
LOCALIZACION		REG. / O. C. N°
CLAVE DEL EQUIPO <u>FP-1</u>	N° UNIDADES <u>UNA</u>	
SERVICIO <u>TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA</u>	POSICION VERTICAL <u>HORIZONTAL</u>	
TIPO DE FLUIDO <u>LÍQUIDO</u>	FLUJO <u>FLUJO</u>	TEMP. DENSIDAD <u>1.000</u> g/cm <sup>3</sup>
<u>VAPOR O GAS</u>	FLUJO <u>FLUJO</u>	TEMP. DENSIDAD <u>1.000</u> g/cm <sup>3</sup>
TEMPERATURA OPERACION <u>ATM</u> °C MAXIMA	°C DISEÑO	°C
OPRESION OPERACION <u>ATM</u> kg/cm <sup>2</sup> max, MAXIMA	kg/cm <sup>2</sup> max, DISEÑO	kg/cm <sup>2</sup> max
DIMENSIONES: ANCHURAS T <u>2000</u> mm, DIAM. TRO. <u>100</u> mm, CAP. TOTAL <u>7700</u> litros		
NIVEL NORMAL <u>1000</u> mm MAXIMO	mm MINIMO <u>100</u>	mm
ALAMBA ALTO NIVEL <u>1000</u> mm, ALAMB. BAJO NIVEL	mm, NIVEL DE PARO	mm
MATERIALES CARCASON <u>AL</u> CAPAZAS <u>AL</u>	MALLA SEPARADORA ESPESOR	mm, MATERIAL
TIPO SANGULAR CARBETEO <u>AL</u> mm, TIPO RECTANGULAR LONGITUD	mm, ANCHO	mm
CORR. EN PERM. CARBON <u>2</u> mm, CARB. T. <u>5</u> mm, REBLAMIENTO NO. <u>1</u> , RECURBIMIENTO INTERNO NO. <u>1</u>		

### SOQUILLAS

N°	CANT.	MON.	SERVICIO
1	1		RECORTE DE AL
2	1		VEN. AL
10	1		ALIMENTACION DE AGUA
13	1		ALIMENTACION DE AGUA
15	1		ALIMENTACION DE AGUA
31	1		ALIMENTACION DE AGUA
35	1		CONEXION DE SERVIDOR
42	1		ALIMENTACION DE AGUA
47	1		CENTRAL DE A. REGULADORA

### NOTAS

(1) RECORTE EN MILIMETROS



REVISION	0 - PREL	1 - APP P	2	3	4	5	6	7
FECHA								
ELAB. POR	V.E.C.							
APR. POR								



# UNIVERSIDAD LA SALLE

## HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES

CLIENTE <u>USA</u>	PROYECTO N.º <u>E-</u>
PLANTA <u>TANQUE ALMACENAMIENTO DE POLIETILENO</u>	HOJA <u>DE</u> <u>1</u>
LOCALIZACION <u>1</u>	REQ / O.C. N.º
CLAVE DEL EQUIPO <u>FB-2</u>	N.º UNIDADES <u>UNA</u>

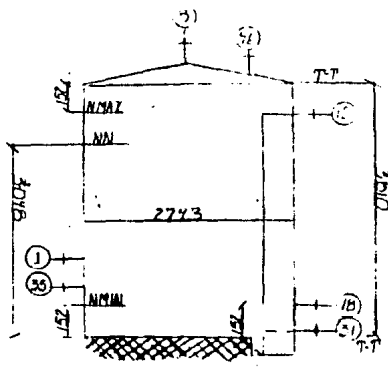
SERVICIO <u>TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE POLIETILENO</u>		POSICION VERTICAL <u>HORIZONTAL</u>
TIPO DE FLUIDO <u>LIQUIDO POLIETILENO</u>	FLUJO	1mm, DENSIDAD <u>1.55</u> g/cm <sup>3</sup>
VAPOR O GAS	FLUJO	m <sup>3</sup> /s, DENSIDAD g/cm <sup>3</sup>
TEMPERATURA OPERACION <u>RTM</u>	°C, MAXIMA	°C, DISEÑO
PRENSION OPERACION <u>ATM</u>	kg/cm <sup>2</sup> man, MAXIMA	kg/cm <sup>2</sup> man, DISEÑO
DIMENSIONES LONGITUD T T <u>3810</u> mm, DIAMETRO <u>2743</u> mm, CAP TOTAL <u>22150</u> litro		
NIVEL NORMAL <u>3078</u> mm, MAXIMO <u>3658</u> mm, MINIMO <u>152</u> mm		
ALARMA ALTO NIVEL mm, ALARMA BAJO NIVEL mm, NIVEL DE PARO mm		
MATERIALES: CASCARON <u>AC</u> CABEZAS <u>AC</u> ; MALLA SERPADORA: ESPESOR mm, MATERIAL		
TIPO CIRCULAR DIAMETRO mm, TIPO RECTANGULAR: LONGITUD mm, ANCHO mm		
CORROSION PERM: CASCARON <u>5</u> mm; CABEZAS <u>5</u> mm; AISLAMIENTO: NO, INS. RECLAMAMIENTO INTERNO: NO, IN.		

### BOQUILLAS

N.º	CANT.	NOMB.	SERVICIO
1	1		REGISTRO DE NIVEL
2	1		VENTEO
17	1		ALIMENTACION DE PIG
18	1		SALIDA A CA-3
21	1		DRENE
35	1		CONEXION DE SERVICIO
42	1		INDICADOR DE NIVEL

### NOTAS

(1) ACOTACIONES EN MILIMETROS  
 (2) LA CAPACIDAD NOMINAL DE ESTE TANQUE, SE ESCOGIO EN BASE A LA CAPACIDAD QUE MANTIENE UN CARRO TANQUE



REVISION	0 - PREL	1 - APDP	2	3	4	5	6	7
FECHA								
ELAB. POR	<u>V.F.C</u>							
APR. POR								

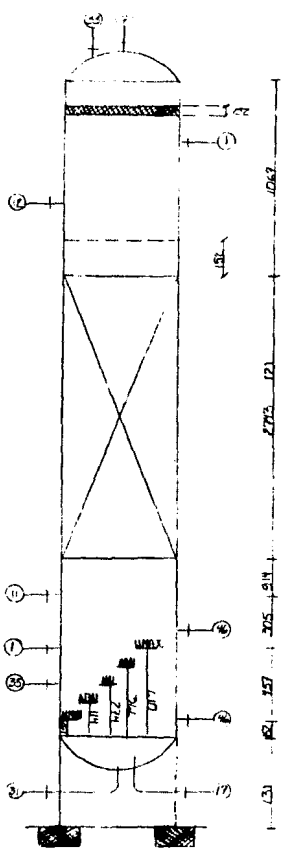
UNIVERSIDAD LA SALLE  
 INSTITUTO DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLO TECNOLÓGICO  
 CENTRO DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLO TECNOLÓGICO  
 INSTITUTO DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLO TECNOLÓGICO  
 INSTITUTO DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLO TECNOLÓGICO  
 INSTITUTO DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLO TECNOLÓGICO

PLATOS

EMPAQUES

BOQUILLAS

Nº	CANTIDAD	DESCRIPCIÓN
1	2	RECIPIENTE DE EMBOLE
2	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE NIVEL
11	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
12	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
13	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
14	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
15	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
16	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
17	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
18	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
19	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
20	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
21	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
22	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
23	1	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA
24	2	ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA



LISTA DE MATERIALES: EQUIPAMIENTO  
 (2) 24 METROS DE CABLES PARA ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA  
 (2) 24 METROS DE CABLES PARA ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA  
 (2) 24 METROS DE CABLES PARA ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA  
 (2) 24 METROS DE CABLES PARA ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA  
 (2) 24 METROS DE CABLES PARA ALIMENTACION DE LÍMITE DE BATERIA

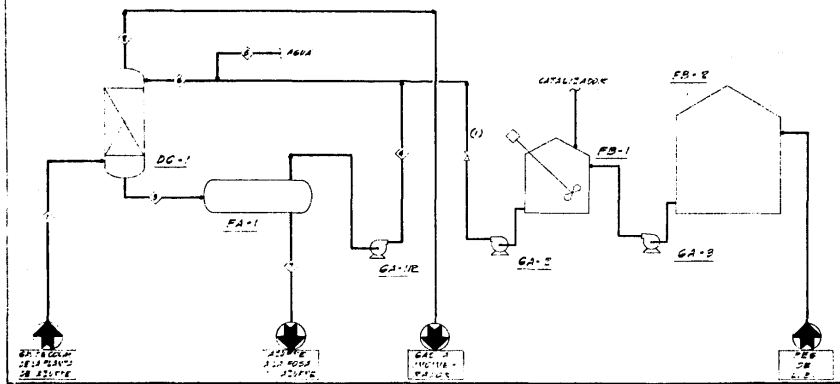
REVISION	0	1	2	3	4	5
FECHA						
ELAB. POR						
APR. POR						



CONTINUA

ITEM	DESCRIPCION	UNIDAD	CANTIDAD	VALOR UNITARIO	VALOR TOTAL	VALOR UNITARIO	CANTIDAD	VALOR TOTAL	VALOR UNITARIO	CANTIDAD	VALOR TOTAL
1	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
2	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
3	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
4	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
5	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
6	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
7	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
8	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
9	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
10	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
11	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
12	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
13	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
14	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
15	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
16	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
17	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
18	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
19	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
20	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
21	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
22	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
23	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
24	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
25	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
26	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
27	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
28	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
29	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
30	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
31	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
32	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
33	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
34	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
35	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
36	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
37	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
38	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
39	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
40	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
41	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
42	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
43	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
44	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
45	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
46	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
47	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
48	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
49	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
50	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...

NOTAS:  
 (1) - ...



UNIVERSIDAD LA SALLE									
CALIDAD SELECCION INGENIERIA									
No. 14      DIB No-C									

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La planta purificadora de gas de colas (Proceso Post Claus), se diseñó con el propósito de disminuir la emisión de contaminantes de compuestos de azufre, que en la Industria Petroquímica actual tiene una elevada importancia.

Con los resultados de este trabajo es posible implementar -- una planta piloto que permita evaluar el comportamiento de - diferentes catalizadores disueltos en Polietilenglicol, a -- diferentes condiciones y relaciones gas/líquido a fin de encontrar la óptima y llevar a cabo el proceso a escala industrial.

En base al estudio hidráulico del Reactor Post Claus y considerando el tiempo de residencia dado en el diseño del --- separador, se recomienda operar la bomba de recirculación - de Polietilenglicol, en la forma que se indica para obtener flexibilidad operacional en la planta que permitirá operar\_ en un amplio rango de relaciones gas/líquido. Desde 70 GMP hasta 150 GMP con una bomba y desde 150 hasta 250 GMP con - las dos bombas en paralelo. Es importante tomar en cuenta\_ que al probar con diferentes catalizadores que se puedan -- disolver en el Polietilenglicol, se considere su temperatura de descomposición, y así adecuar las condiciones del --- proceso a esta limitante.

El tanque de Dña se diseñó para contener la cantidad necesaria de PEG que tendrfa inundados la columna reactor y el -- separador polietilenglicol-azufre. El tanque de almacenam-- miento de Polietilenglicol, se hizo en base a la capacidad\_ normal que tiene un carro tanque.

Cuando se opere la planta piloto, es necesario mantener la\_ relación de  $H_2S/SO_2$  de 2.0, para así obtener la mayor con-- versión posible, dentro del Reactor Post Claus, para lo --- cual se recomienda se utilice en la corriente de alimenta-- ción, un analizador de gases (espectrofotómetro UV) para -- regular el flujo y la relación.

## N O M E N C L A T U R A

A	=	Energía libre de Helmholtz
a	=	Actividad
Cp	=	Capacidad Calorífica
Dg	=	Densidad del vapor
Dl	=	Densidad del Líquido
C	=	Energía libre de Gibbs
G°	=	Energía libre de Gibbs estándar
g	=	Constante gravitacional
H	=	Entalpía
Hf	=	Entalpía de Formación
Ka	=	Constante de equilibrio
L	=	Flujo de líquido
M	=	Potencial Químico
Mc	=	Viscosidad de la fase continua
m	=	Masa
n	=	Número de moles totales
p	=	Presión de Operación
Q	=	Cantidad de calor
R	=	Constante universal de los gases
S	=	Entropía
T	=	Temperatura
X	=	Conversión de la reacción
Yi	=	Fracción mol del componente i en la fase gas

## S I M B O L O S

- $\delta$  = Derivada parcial  
 $\Delta$  = Diferencia  
 $\lambda$  = Calor latente de evaporación



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

- 1.- Andrews y John W, Bonnifay Pierre y Barthel Yves;  
" Control of Claus Plant Sulfur Compound Emissions";  
Journal of the air pollution control association;  
Julio 1976 - Vol. 6
  
- 2.- Balzhiser Richard y Samuels Michael;  
" Termodinámica para Ingenieros ";  
Editorial Prentice - Hall Internacional; España 1979.
  
- 3.- Barthel Yves, Bistri Yaouda, Deschamps André y Renault  
Philippe;  
" Treat Claus Tail Gas ";  
Hydrocarbon processing; Mayo 1971.
  
- 4.- Barthel Yves, Deschamps André, Bonnifay Pierre y  
Renault Philippe;  
" The Technology of Claus Unit Tail Gas Clean-Up With  
the IFP Process ";  
Gas Processors Association, proceedings of fifty third  
annual convention.
  
- 5.- Barthel Yves, Bistri Yaouda, Deschamps André y Renault  
Philippe;

- " The IFP Process for Reducing Total Sulfur in Claus Unit Tail Gas "
- 6.- Bonnifay Pierre, Robert Dutriov y Deschamps André;  
" Portail and Total Sulfur Recovery Using IFP Processes in Oil Refineries ";  
AICHE Symposium Series.
- 7.- Caraveo Sánchez Luz Marfa;  
" Aplicación del Cálculo del Equilibrio Químico a la Simulación de Hornos Reactores en Fase Gas "  
Tesis ULSA - 1983.
- 8.- Foust Alan, Wenzler Leonard, Clump Curtis, Mans Louis y Andersen Bryce;  
" Principios de Operaciones Unitarias ";  
Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V.; Edición Décima Cuarta; México - 1982.
- 9.- Ludwig Ernest;  
" Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants ";  
Editorial Gulf Publishing Company; Volúmen 2; E.U.A. 1964.

- 10.- Maldonado Jiménez Velino;  
" Estudio sobre Algunos Empaques para Torres de  
Absorción ";  
Tesis UIA - 1970.
- 11.- McCabe Warren y Smith Julian;  
" Unit Operations of Chemical Engineering "  
Editorial McGraw Hill; Tercera Edición; E.U.A.  
1976.
- 12.- Perry Robert y Chilton Cecil;  
" Chemical Engineers Handbook ";  
Editorial Mc Graw Hill, Inc.; Quinta Edición;  
E. U. A. - 1973
- 13.- Smith J.J. y Van Ness H.C.;  
" Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics ";  
Editorial McGraw Hill, Inc.; Tercera Edición;  
E.U.A. - 1975.
- 14.- Robert Treybal ;  
" Liquid Extraction ";  
Editorial McGraw Hill, Inc.; Segunda Edición; E.U.A.  
1973.