



**UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO**

FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS

**CALCULO DE LAS DIMENSIONES
DE UNA COLUMNA PARA
ABSORBER ACIDO SULFHIDRICO
LIBERADO EN UNA SINTESIS ORGANICA**

TESIS

**Que para obtener el título de
INGENIERO QUIMICO**

Presenta:

José Fernando Ortiz Cázarez

1978



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.

CLAS TESIS 1978
AÑO ~~U.C.~~ ~~1978~~
FECHA ~~1978~~ 317
PROC ~~1978~~



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

TITULO DEL TEMA: Cálculo de las dimensiones de una columna para absorber ácido sulfhídrico liberado en una síntesis orgánica.

NOMBRE DEL SUSTENTANTE: Ortiz Cázarez José Fernando

CARRERA: Ingeniería Química

AÑO: 1978

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

PRESIDENTE

Antonio Valiente Balderas

VOCAL

Lucila C. Méndez

SECRETARIO

Jesús Torres. M.

1er SUPLENTE

Carlos Bazán Villegas

2do. SUPLENTE

Angel González H.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA

Searle de México, S.A. de C.V.

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTANTE

Ortíz Cázarez José Fernando



NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR

Antonio Valiente Balderas



A G R A D E C I M I E N T O S

Entre las contribuciones más importantes a éste trabajo, deseo mencionar en especial a mis padres, que a lo largo de su vida se esforzaron para orientarme en la realización de mi carrera. Al Gerente de Planta de Searle de México, el Ing. Jorge Martínez S., por haberme dado la oportunidad de desarrollar el tema así como por sus valiosas observaciones. Al M. C. Antonio Valiente B., por su acertada dirección. Al M.C. Agustín López Munguía, por su interés y su apreciable ayuda. A mi esposa Lupita y a mi hijo Fernando. A mis hermanos. A mis maestros. A Searle de México, S.A., por haberme brindado todas las facilidades para la realización del trabajo.

CALCULO DE LAS DIMENSIONES DE UNA COLUMNA PARA ABSORBER
ACIDO SULFHIDRICO LIBERADO EN UNA SINTESIS ORGANICA.

CAPITULOS DEL TEMA

- I Introducción
- II Generalidades
- III Discusión del Problema
- IV Parte Experimental
- V Determinación Experimental de los Coefi-
 cientes de Transferencia de Masa de la
 fase gaseosa.
- VI Determinación de la Concentración míni-
 ma de la solución.
- VII Cálculo de las Dimensiones de la Colum-
 na.
- VIII Conclusiones
- IX Bibliografía

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

En una de las síntesis orgánicas que se realizan en Searle de México, S.A. de C.V., se libera ácido sulfhídrico como un subproducto contaminante del medio ambiente.

Actualmente la eliminación del ácido sulfhídrico se logra mediante el método de solución en sosa cáustica, lo que constituye un método caro, porque la solución de sosa no es regenerable y además, por tener el problema de la disposición de la solución saturada.

Los objetivos primordiales de éste trabajo son; cambiar el método de eliminación del ácido sulfhídrico liberado, abatir los costos anuales de eliminación y contribuir al abatimiento de la contaminación ambiental de éste tóxico y nocivo agente indeseable.

Se analizan en el trabajo los métodos más empleados para eliminar ácido sulfhídrico y se selecciona el proceso catabán por las ventajas que presenta.

En el proceso catabán se usa como agente catalítico, un quelato de fierro férrico en solución, el cual es fácilmente regenerable usando simplemente oxígeno atmosférico.

Una abundante experiencia de laboratorio nos da los elementos necesarios para llegar al cálculo de las dimensiones de la columna de absorción, y eliminar ácido sulfhídrico usando solución catabán.

II. - GENERALIDADES

1. - ORIGENES DEL ACIDO SULFHIDRICO

La rápida industrialización del mundo ha hecho posible la eliminación del ácido sulfhídrico, principalmente porque constituye un subproducto indeseable y por formar parte de uno de los problemas más grandes de contaminación en la sociedad industrial.

Al comenzar el siglo, las emisiones de ácido sulfhídrico fueron confinadas en su mayor parte a la actividad de los volcanes donde ocasionalmente se percibía un hedor a azufre y a huevos podridos, de ahí en adelante las emisiones se incrementaron en un grado sin precedente hasta tener en el aire y en el agua un alto índice de contaminación.

Las mayores emisiones de ácido sulfhídrico se deben a:

- a). Al procesamiento del gas natural.
- b). A la refinación del petróleo.
- c). Al carbón y sus usos.
- d). Algunos procesos metalúrgicos.
- e). La industria del papel, donde algunos de los reactivos, en especial el sulfuro de sodio, se convierten en ácido sulfhídrico.
- f). Algunos procesos químicos donde se libera ácido sulfhídrico como un subproducto.
- g). Las emisiones de ácido sulfhídrico en la industria Kraft son reportadas como considerables contaminantes.

Durante la producción de azufre en el año de 1975, se obtuvo ácido sulfhídrico como un subproducto y las cantidades pueden ser consultadas en la siguiente lista:

De azufre nativo por el método de Flash, 8.3 millones de toneladas.

De la recuperación de azufre a partir de ácido sulfhídrico, 9.1 millones de toneladas. Hasta ahora la recuperación de azufre ha sobrepasado a la producción primaria.

En adición se tiene una considerable cantidad de ácido sulfhídrico producido a partir de azufre recuperado del mismo - ácido sulfhídrico.

La producción y cantidad de consumo de los Estados Unidos es la mitad de la producción libre en el mundo y en el año de 1975 fué de 9 millones de toneladas.

Un ejemplo muy representativo es la Planta de Siberia, en donde se recuperan 2000 toneladas diarias de azufre a partir de 1.6 billones de pies cúbicos de gas, lo cual indica que el gas original contiene 2.5% de ácido sulfhídrico, lo que da una producción al año de 700 000 toneladas de azufre.

El gas natural en el Campo Lacq en el Suroeste de Francia, produce 1.7 toneladas al año de azufre, el cual satisface - virtualmente las necesidades del país.

El mejor proceso para convertir ácido sulfhídrico a - azufre es el Proceso Claus, en el cual, una tercera parte de la corriente ácida es quemada a SO_2 y la mezcla de $2 \text{H}_2\text{S}$ y SO_2 es catalíticamente convertida a azufre. (ref.1)

2. - CONTAMINACION DE ACIDO SULFHIDRICO.

El ácido sulfhídrico es una sustancia altamente tóxica y posee uno de los olores más poderosos y desagradables. La Conferencia Americana asienta el límite de 10 p.p.m. (partes por millón) en el aire como límite, el límite está basado en las primeras manifestaciones que son dolor de cabeza e irritación en -- los ojos.

El principal daño del ácido sulfhídrico en la atmósfera deriva de su olor repulsivo. El Centro de Estudios Arthur D. Little, asienta los límites para poder trabajar 8 horas de exposición continua de la siguiente manera; 0.00047 p.p.m. y 0.0047, estipulando que la diferencia entre las cantidades se debe a las impurezas.

El ácido sulfhídrico posee un poder de expansión extra ordinario, a tal grado que si se tuviera una tonelada de ácido a una dilución de 0.001 p.p.m., se requeriría de $8.5 \times 10^{11} \text{ m}^3$ para expandirse y formaría una capa de 30.48 metros de alto para - cubrir un área de 2.5×10^{10} metros cuadrados. (ref.2)

3.- CONSTANTES Y CARACTERISTICAS DEL ACIDO SULFHIDRICO

NOMBRES.- Acido Sulfhídrico, Sulfuro de Hidrógeno

FORMULA.- H_2S

PESO MOLECULAR.- 34.08, donde S = 94.09% y H = 5.91%

PUNTO DE EBULLICION.- $-60.4\text{ }^{\circ}C$.

PUNTO DE CRISTALIZACION.- $-85.5\text{ }^{\circ}C$.

DENSIDAD.- 1.294 gr/lt. a $20\text{ }^{\circ}C$.

TEMPERATURA DE AUTOIGNICION.- $260\text{ }^{\circ}C$.

PRESION DE VAPOR.- 20 atmósferas a $25\text{ }^{\circ}C$

RANGO DE EXPLOSIVIDAD.- Cuando se mezcla con el aire, 4.3% por volumen como límite inferior y 46% como límite superior.

PRODUCCION.- Por reacción del ácido sulfúrico con sulfuro de hierro.

Por reacción del hidrógeno con azufre en fase vapor
Por calentamiento de azufre con parafinas.

En el laboratorio, por sulfuro de calcio con cloruro de magnesio, y está representado por la reacción



DISOLUCION.- Un gramo de H_2S se disuelve en 187 ml de agua a $10\text{ }^{\circ}C$, en 242 ml de agua a $20\text{ }^{\circ}C$, en 314 ml de agua a $30\text{ }^{\circ}C$, en 94.3 ml de alcohol absoluto, a $20\text{ }^{\circ}C$. También se disuelve en glicerol. Las soluciones de ácido sulfhídrico agua no son estables, porque la solución se torna turbia rápidamente. En un volumen 50 a 50 de mezcla con glicerol, la precipitación de azufre es retardada considerablemente.

LIMITES DE ACEPTACION.- 20 p.p.m. en el aire
28 mg. por metro cúbico de aire.

USOS.- En la manufactura de productos químicos, en metalurgia, como agente catalítico, en la purificación de ácido clorhídrico, en la purificación de ácido sulfúrico y en la precipitación de sulfuros metálicos.

TOXICIDAD. - El ácido sulfhídrico es irritante y asfixiante, a bajas concentraciones entre 20 y 150 p.p.m., causa irritación de los ojos y dolor de cabeza, concentraciones más altas pueden causar irritación en la tráquea respiratoria y si la exposición es constante y prolongada, puede causar edema pulmonar. Con altas concentraciones la acción del gas es más prominente y afecta al sistema nervioso. Con 30 minutos de exposición a 500 p.p.m., produce dolor de cabeza, vértigo, excitación, paso tambaleante, diarrea y muchas veces bronquitis, posteriormente bronconeumonía. La acción dañina en el sistema nervioso con pequeñas cantidades es una depresión, en altas cantidades un estimulante y con muy altas concentraciones el centro respiratorio es paralizado. Exposiciones en concentraciones de 800 a 1000 p.p.m., pueden ser fatales en 30 minutos y con muy altas concentraciones, fatales instantáneamente. Su poder venenoso en muy altas concentraciones es muy semejante al del ácido cianhídrico. El ácido sulfhídrico no se combina con la sangre y su poder asfixiante se debe a la parálisis del centro respiratorio. Las exposiciones periódicas pueden dar como resultado un envenenamiento crónico que se manifiesta con dolor de cabeza, inflamación conjuntiva y de los párpados, problemas digestivos, pérdida de peso y debilidad general.

PELIGRO DE FUEGO. - Peligroso cuando se expone directamente a la llama. En caso de fuego, usar dióxido de carbono, polvo químico o bien extintor de agua a presión.

PELIGRO DE DESASTRE. - Altamente peligroso, el choque puede quebrar el recipiente del gas comprimido con fuerza explosiva. Cuando se calienta hasta descomposición emite vapores altamente tóxicos de óxido de azufre, los cuales pueden reaccionar vigorosamente con materiales oxidantes. (ref. 3)

4. - PROCESOS PARA ELIMINAR ACIDO SULFHIDRICO.

El problema de eliminación de ácido sulfhídrico de corrientes gaseosas siempre ha sido una preocupación universal y es tan complejo que se han desarrollado innumerables procesos para resolverlo.

Como todos los procesos existentes para eliminar ácido sulfhídrico no pueden ser mencionados aquí, se han agrupado en varias categorías de acuerdo a su modo de acción y a la vez se dan algunos ejemplos representativos.

A. - DESTRUCCION QUIMICA DEL ACIDO SULFHIDRICO.

En muy pocas situaciones especiales resulta práctico - eliminar ácido sulfhídrico y mercaptanos de corrientes gaseosas con reactivos oxidantes sin la recuperación de dichos reactivos - ó bien de sus compuestos sulfurados. Estas aplicaciones están - restringidas a operaciones en pequeña escala, tal como la purifi - cación del aire de interiores. Su alto costo de operación debe estar justificado por la simplicidad en la aplicación, algunos - oxidantes empleados son el cloro, hipocloritos y permanganatos.

B. - ABSORCION QUIMICA SIN CONVERSION DEL ACIDO SULFHIDRICO.

Estos métodos, que son muy usados en la industria, se basan en la combinación del ácido sulfhídrico con sustancias -- básicas para dar lugar a la formación de sales débiles que pueden descomponerse fácilmente en sus componentes por medio de la aplicación de vapor.

Algunos métodos permiten una eliminación casi completa del ácido sulfhídrico, pero requieren de un segundo paso químico para convertirlo en una forma más aceptable, usualmente a azufre elemental, el proceso más empleado en la industria para convertir H_2S a azufre es el proceso Claus.

a). PROCESO GIRBOTOL. - La absorción del H_2S de la corriente gaseosa se logra mediante una solución concentrada de alcanolaminas (en especial la monoetanolamina), en exceso para formar sales ácidas con el ácido sulfhídrico de la forma $R-NH_3-SH$. La solución saturada es separada y se agota de su contenido de H_2S por medio de barboteo de vapor y de ese modo regenerar la solución absorbente para su reuso. El H_2S liberado tiene que ser sometido a un tratamiento químico posterior.

b). PROCESO SULFINOL. - Es una reciente modificación que aprovecha las propiedades superiores de absorción de una mezcla de di-isopropanolamina y sulfolano.

c). PROCESO FOSFATADO. - En éste proceso la absorción del ácido de la corriente gaseosa se efectúa con una solución --

concentrada de fosfato tripotásico para formar fosfato dipotásico, la solución saturada debe ser sometida a un barboteo de vapor para liberar nuevamente H_2S y regenerarla, igualmente el H_2S liberado tiene que ser sometido a un segundo paso químico para su total eliminación.

d). PROCESO KOPPERS.- La absorción de ácido sulfhídrico se lleva a cabo en una solución al 3% de carbonato de sodio, durante la reacción se forma bicarbonato de sodio e hidrosulfuro de sodio, la solución absorbente se regenera por medio de calentamiento y aplicación de vacío, nuevamente se libera ácido sulfhídrico.

e). ABSORCION CON SOSA.- A pesar que la solución de sosa es eficiente para eliminar H_2S , no es muy aplicable por ser un proceso caro, porque la solución de sosa no es regenerable y también por tener el problema de la disposición de la solución a gotada, lo que constituye a la vez un problema de contaminación. La sosa cáustica no es selectiva y absorbe otros materiales ácidos como CO_2 que frecuentemente acompaña al H_2S , sólo es recomendable para corrientes gaseosas que contengan muy bajo contenido de ácido sulfhídrico.

C. - OXIDACION QUIMICA DEL ACIDO SULFHIDRICO CON REGENERACION DEL OXIDANTE.

a). CATALITICA.- Dentro de éste grupo se distinguen los procesos Catabán y Lo-Cat, porque el oxidante químico sólo es requerido en cantidades catalíticas, las que sirven para producir cantidades ilimitadas de azufre, ya que el catalizador es regenerable. La regeneración de la solución se efectúa simultáneamente a la eliminación de ácido sulfhídrico.

b). ESTEQUIOMETRICA.- Esta categoría tiene algunos métodos de mucha aplicación industrial, las cantidades de oxidante a emplear deben ser estequiométricas y tienen la desventaja de que la solución absorbente tiene que ser regenerada en una operación por separado, lo que implica un incremento en el equipo necesario, a esta categoría pertenecen los siguientes procesos:

PROCESO THYLOX.- El sulfuro de hidrógeno se absorbe con una solución concentrada de tioarsenato de sodio, para dar lugar a la formación de una sal altamente tionatada, en un paso por separado la solución saturada es regenerada con oxígeno, forándose el azufre elemental. Este método es ampliamente usado para eliminar el ácido sulfhídrico liberado en la combustión del coke, se tienen los inconvenientes de que la solución es muy lenta en regenerarse, el H_2S no es eliminado totalmente y el reactivo presenta un 12% de pérdidas en cada regeneración.

PROCESO STRETFORD.- Método desarrollado en la Gran - Bretaña, absorbe ácido sulfhídrico de una corriente gaseosa usando una solución diluida de bicarbonato de sodio y una sal del ácido disulfuro de antraquinona. En un tanque de reacción, bajo condiciones de $\text{pH} = 9$, el NaHS es gradualmente oxidado a azufre por medio del disulfonato de antraquinona, que se reduce hasta - hidroantraquinona. En un tercer paso la hidroantraquinona se reoxida por medio de una corriente de aire. Debido a que la oxidación del ácido sulfhídrico es lenta y por la necesidad de usar cantidades estequiométricas de oxidante, éste proceso está limitado a corrientes gaseosas de poco contenido de ácido sulfhídrico.

El Proceso Stretford fué mejorado notablemente con la adición de sales de metavanadato sobre la solución absorbente, dichas sales oxidan rápidamente al ácido sulfhídrico hasta azufre elemental, reduciéndose las sales de metavanadato hasta vanadato. Para regenerar la solución, se le aplica una corriente de aire por separado y las sales del ácido disulfuro de antraquinona aceleran la oxidación del vanadato a metavanadato. Se continúa con la corriente de aire hasta reoxidar nuevamente a la hidroantraquinona, de ésta manera el proceso puede ser empleado con mayor eficiencia en corrientes gaseosas que contengan mayores cantidades de ácido sulfhídrico.

D.- PROCESOS BASADOS EN SALES DE HIERRO.

Las sales de hierro han sido usadas extensivamente para eliminar sulfuro de hidrógeno, en éstos métodos se tiene la formación de sulfuros de hierro, los que por medio de aire son convertidos en azufre y sales de hierro. Dentro de ésta categoría tenemos los siguientes procesos:

a). PROCESO KNOX.- Básicamente es una mejora del proceso de óxido de hierro, con la regeneración de la solución oxidante y la formación de azufre.

b). METODO DE LA CAJA SECA.- En éste proceso la corriente gaseosa se pone en contacto con una cama de óxido e hidróxido de hierro en exceso, durante la eliminación del H_2S se forma sulfuro de hierro, el cual es regenerado nuevamente a óxido de hierro por medio de aire, dando lugar a la formación de azufre, la solución absorbente tiene que ser renovada periódicamente.

c). PROCESO FERROX.- En éste caso, la absorción del sulfuro de hidrógeno se realiza por medio de una solución diluida de carbonato de sodio, que contiene una suspensión adicional

de óxido de fierro y óxido de fierro hidratado, formando durante la eliminación sulfuros de fierro. En una operación por separado, la solución saturada se oxida para dar azufre y tenerla lista para su reuso. Las desventajas de éste método incluyen una eliminación incompleta de H_2S , lenta regeneración de la solución absorbente y pérdidas del reactivo por la formación del sulfuro-férrico estable y también por la formación del tiosulfato.

d). METODO DEL ACETATO DE FIERRO.- El H_2S se pone en contacto con una solución de acetato férrico para formar azufre y acetato ferroso, la regeneración de la solución es lenta y se tienen pérdidas considerables de alrededor del 50%. (ref.4)

5. - GENERALIDADES DEL PROCESO CATABAN.

El Proceso Catabán representa una mejora adicional a los métodos para eliminar ácido sulfhídrico y alquil mercaptanos de corrientes fluídas que contengan esos tóxicos y nocivos agentes indeseables, el método esta destinado a abatir la contaminación ambiental.

El catabán es la solución catalítica usada en el proceso, donde el ácido sulfhídrico es oxidado hasta azufre elemental en forma de finos cristales, los cuales pueden ser separados fácilmente por cualquier medio mecánico como la filtración, decantación ó bien fundición sin ningún riesgo ya que la solución catabán es estable aún a altas temperaturas.

La regeneración de la solución se lleva a cabo simultáneamente a la oxidación del ácido sulfhídrico por medio de oxígeno atmosférico (aire) y de ese modo la corriente gaseosa puede ser liberada a la atmósfera libre de ácido sulfhídrico sin ningún riesgo de contaminación.

CARACTERISTICAS Y PROPIEDADES DEL CATABAN.

FORMA. - Solución acuosa.

APARIENCIA. - Líquido, color obscuro y en solución con agua color naranja.

MISCIBILIDAD. - En agua en todas proporciones.

pH. - Alcalino de 10.2

DENSIDAD RELATIVA. - 1.176 a 25 °C.

DENSIDAD.- 9.8 lb/gal. USA; 1.198 gr/ml a 20 °C.

NORMALIDAD.- 1.3988 a 20 °C.

ESTABILIDAD A LA TEMPERATURA.- Satisfactoria aún arriba de 130 °C.

TEMPERATURA DE CRISTALIZACION.- -8 °C.

VISCOSIDAD.- 6.1 C.P. a 20 °C.

PESO MOLECULAR.- 336.82

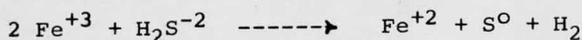
El catabán es un quelato de hierro férrico, es muy estable y permite un amplio rango de pH que va desde 1 a 11, procede bien a temperaturas que van desde 20 °C hasta 150 °C. El contenido de hierro férrico es de 2 a 4%

PRINCIPIOS DEL PROCESO CATABAN

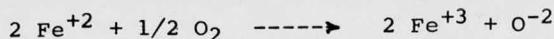
El Proceso Catabán está basado en un sistema de óxido-reducción, donde está implicado un ión polivalente, el ión férrico, el cual es conservado en solución por medio de un agente orgánico quelatante. El ión férrico al oxidar el ácido sulfhídrico se reduce hasta el estado ferroso y simultáneamente el oxígeno del aire reoxida el ferroso a férrico.

Las reacciones iónicas involucradas en el proceso están representadas por las siguientes ecuaciones:

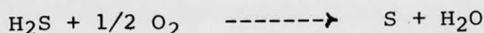
I.- OXIDACION DEL ACIDO SULFHIDRICO A AZUFRE ELEMENTAL:



II.- REGENERACION DEL ION FERRICO:



III.- REACCION COMPLETA DE DOS PASOS:



La reacción se lleva a cabo perfectamente a presión atmosférica y a temperatura de 20 °C, así mismo es más eficiente cuando la regeneración de la solución catabán es simultánea a la eliminación del ácido sulfhídrico, siempre y cuando exista una buena área de contacto entre las fases líquida y gaseosa.

Para llevar a cabo la reacción, es suficiente una pequeña fracción de catabán con respecto al ácido sulfhídrico, ya que la oxidación del ácido es instantánea y la regeneración del ión férrico depende del suministro del oxígeno y del pH del medio de la reacción. La reoxidación del ferroso es fácil, suministrando el oxígeno requerido, ya que la solubilidad del oxígeno es muy baja en la fase acuosa, quedando únicamente por diseñar, un equipo que esté provisto de una buena área interfacial - que mantenga un contacto directo entre las fases.

En términos prácticos, el paso II de la reacción, constituye el factor limitante en la velocidad total del proceso.

VARIABLES DEL PROCESO CATABAN.

La velocidad y la completa eliminación del ácido sulfhídrico en una columna de absorción, dependen de varios factores que son:

INFLUENCIA DEL CONTACTO ENTRE LAS FASES. - Un factor muy importante, es la habilidad para seleccionar un equipo que contenga una eficiente área de contacto entre la fase gas y la solución catabán, es decir, la eliminación es en gran parte función de dicha área, en particular se cree que la razón del proceso catabán, es la difusión del oxígeno en la fase líquida.

Cerca del 100% de ácido sulfhídrico puede ser eliminado en una fracción de segundo, teniendo una eficiente área de contacto, las pruebas de laboratorio y de planta piloto así lo demuestran.

EFFECTO DE LA CONCENTRACION DEL CATABAN. - La eliminación completa del ácido sulfhídrico se puede lograr cuando la proporción catabán-ácido sulfhídrico en la reacción, es por lo menos un equivalente estequiométrico de catabán. Un pie cúbico de H_2S es equivalente a 14 libras de catabán, si en un flujo de contracorriente se tiene una corriente de aire de $1000 \text{ ft}^3/\text{min.}$, con una concentración de H_2S de 1000 partes por millón, el flujo de catabán necesario es por lo menos de 14 libras, ó bien de 40 gal/min. de catabán al 5%.

Las pruebas efectuadas en planta piloto en una columna de 4 pulgadas de diámetro y 20 pies de alto, se varió la concentración y el tiempo de residencia y se obtuvieron los siguientes resultados:

Solucion Catabán		pH	Conc. H ₂ S		Tiempo resid. 20 seg	H ₂ S Removido	
Conc. %	Fe %		dentro ppm	fuera 4 seg.		4 seg. %	20 seg %
1.0	0.02	7.5-9	1000	600	150	40	85
1.5	0.03	7.5-9	1000	400	44	60	95.6
2.5	0.05	7.5-9	1000	210	1	79	99.9
5.0	0.10	7.5-9	1000	30	0	97	100
10.0	0.2	7.5-9	1000	5	0	99.5	100
20.0	0.4	7.5-9	1000	0	0	100	100

EFFECTO DEL pH. - El efecto del pH en la eliminación del ácido sulfhídrico es muy considerable, bajo condiciones ácidas de pH de 2 a 6.5, la reacción es retardada e incompleta. Con un pH de 7, la velocidad de la reacción es más acelerada y por lo tanto más completa. Con un pH entre 7.5 y 10, la reacción es perfectamente satisfactoria e instantánea. Con un pH arriba de 11.5, el catabán deposita hidróxido de fierro gradualmente y se obtienen pérdidas. La tabla siguiente muestra los resultados obtenidos en pruebas hechas en el laboratorio, en las que se usó el mismo equipo y el tiempo de residencia, de 1/3 seg.

Solución Catabán		pH	Conc. de H ₂ S		H ₂ S Elimin. %	ciclos duracion
Conc. %	Fe %		dentro ppm	fuera ppm		
5	0.1	4.6	12000	2000	78	50
5	0.1	5.0	12000	1200	90	50
5	0.1	5.5	12000	720	94	60
5	0.1	6.0	12000	550	95.6	50
5	0.1	6.5	10000	300	97	65
5	0.1	6.8	10000	20	99.8	45
5	0.1	7.2	10000	0	100	50
4	0.08	7.5 9.5	14000	0	100	100

En operaciones hechas en planta piloto con un tiempo de residencia de 8 segundos, se probó primeramente con un pH de 7.5 y después con un pH de 8.5 y la eliminación del H₂S subió de 99.2 a 100 %.

CONCENTRACION DEL ACIDO SULFHDIRICO. - En pruebas realizadas en planta piloto en una columna de 4 pulgadas de diámetro y 20 pies de alto, se fué incrementando la concentración del H₂S de la corriente gaseosa y se observó que la eliminación del ácido, - baja con el aumento en la concentración, los resultados en la siguiente tabla.

Solución Catabán		pH	Conc. H ₂ S	H ₂ S Eliminado	
Conc.	Fe %			4 seg.	20 seg.
10 %	0.20	7.5-9.0	1000-2000 ppm	95-97 %	99.5-100 %
10 %	0.20	7.5-9.0	3000-4000 ppm	85-95 %	97.5-100 %
10 %	0.20	7.5-9.0	10,000 (1%)	80 %	99.9 %
10 %	0.20	7.5-9.0	20,000 (2%)	35 %	96.5 %

EFFECTO DE LA TEMPERATURA. - La temperatura ejerce una - menor influencia en la eficiencia del catabán. Las temperaturas de operación van desde la temperatura de cristalización del agua hasta la temperatura de ebullición. En pruebas de laboratorio se observó que aumentando la temperatura la eficiencia del catabán es ligeramente mayor, como resultado de la menor solubilidad del oxígeno en la fase líquida a temperaturas más altas. A continuación se dan los resultados obtenidos en una planta piloto - con una solución al 5% de catabán, y donde se varió la temperatura desde 25 °C hasta 80 °C.

Solución	Catabán	pH	H ₂ S	tiempo	H ₂ S	Temp.
Conc. %	Fe %		Conc. ppm	residenc.	Elimin.	
				seg.	%	
5	0.1	7	1000	4	96.7	25-30
5	0.1	7	1000	4	97.6	60
5	0.1	7	1000	4	99.0	80

OXIGENO REQUERIDO.- La cantidad estequiométrica de oxígeno requerido para convertir ácido sulfhídrico a azufre elemental, es de 1/2 de volumen por volumen de H₂S; en forma de aire el requerimiento teórico es de cuando menos 2.5 volúmenes de aire por volumen de H₂S.

En una corriente de aire que contenga H₂S por arriba del límite explosivo del ácido que es de 4.3% por volumen, el oxígeno necesario es 10 veces el requerido. En pruebas de laboratorio y de planta piloto se estableció que para aplicaciones prácticas, es recomendable usar 4 veces el oxígeno requerido debido a que cantidades menores inhiben la rápida difusión del oxígeno en la fase líquida. Un exceso de aire puede perjudicar el grado de contacto entre las fases; en el laboratorio se probó con una corriente gaseosa de 100 000 partes por millón de ácido sulfhídrico y fueron oxidadas fácilmente con un exceso de oxígeno del 400%.

EFFECTO DEL BIOXIDO DE CARBONO.- Las corrientes de gases industriales en ocasiones contienen otros contaminantes además del ácido sulfhídrico, y muy frecuentemente el CO₂. En numerosas pruebas de laboratorio se observó que el CO₂ mezclado con sulfhídrico tiene efectos despreciables cuando está presente en una concentración menor del 30% por volumen, en las pruebas efectuadas sólo se apreció un incremento en el tiempo de residencia para eliminar el 100% de H₂S, y que el pH bajó de 9 a 7.5.

EFFECTO DEL MONOXIDO DE CARBONO.- En la planta piloto se trabajó con una corriente de aire con un contenido de 13 000 p.p.m. de H₂S y un 30% de CO, y se logró eliminar el 100% del H₂S con una solución de catabán al 5% y de pH de 9, en base a ello, se puede considerar que concentraciones menores del 30% de CO no afectan al proceso catabán.

EFFECTO DEL ACIDO CIANHIDRICO.- Para estudiar los efectos del HCN en el proceso, se trató a nivel de planta piloto una corriente de aire consistente de 10 000 p.p.m., de H₂S y de 100 a 40 000 p.p.m. de HCN gas, con una solución de catabán de 4 a 8% y con un pH de 7.5 a 9.5, los resultados fueron los siguientes:

Conc. %	Fe. %	H ₂ S p. p. m.	HCN Conc. p. p. m.	H ₂ S Elimin. %	pH
4 - 8	0.8 - 1.6	10000	40000	94	7.5 - 9.5
4 - 8	0.8 - 1.6	10000	25500	98.5	7.5 - 9.5
4 - 8	0.8 - 1.6	10000	5000	99.8	7.5 - 9.5
4 - 8	0.8 - 1.6	10000	1000	99.5	7.5 - 9.5
4 - 8	0.8 - 1.6	10000	1000	98.5	7.5 - 9.5
4 - 8	0.8 - 1.6	10000	500	99.7	7.5 - 9.5
4 - 8	0.8 - 1.6	10000	250	99.9	7.5 - 9.5
4 - 8	0.8 - 1.6	10000	100	100	7.5 - 9.5
4 - 8	0.8 - 1.6	10000	0	100	7.5 - 9.5

El cambio de color sugiere la formación de otro complejo, el de la ferrocianida y la desaparición del quelato de hierro, obteniéndose un equilibrio entre los dos complejos, razón por la cual arriba de 200 p.p.m. de HCN, el catabán no es efectivo. Se cree que manteniendo el pH de 7.5 a 9.5, el HCN no se acumula en la solución, pero es liberado a la atmósfera por la corriente de aire.

EFFECTO DEL BIOXIDO DE AZUFRE. - En solución acuosa, el SO₂ forma ácido sulfúrico con un pH de 1.5 que es un ácido fuerte y afecta el pH de la solución catabán y con ello la efectividad en la eliminación del H₂S, por lo que sólo se puede tolerar SO₂ si se mantiene el pH por arriba de 7 por medio de la adición de un alcalí para convertir la mayor parte del SO₂ en Na₂SO₃ con un pH de 9.5.

TOXICIDAD Y CONTAMINACION DEL CATABAN

Los quelatos de metales pesados (Fe, Mn, Cu, Sn), son usados extensivamente en la Agricultura, en la rectificación de los metales del suelo, por ejemplo, Ciba Geigy Corp., ofrece una línea completa de quelatos de fierro como los sequestrenes, 330 Fe y 130 Fe; investigaciones toxicológicas de esos quelatos orgánicos de fierro, demuestran que tienen muy baja toxicidad animal.

Uno de los principales campos de acción del catabán, es el abatimiento de la contaminación ambiental para producir aire limpio, así como para obtener azufre, el cual es comúnmente azufre industrial, y si es impuro, puede ser desechado por su bajo valor ó bien puede ser purificado. Sin embargo, una operación larga produciría una formación de cantidades considerables de sales solubles (sulfato y tiosulfato), las que después de diluirlas se pueden tirar al caño.

EQUIPO USADO

El proceso catabán se distingue de otros procesos para remover H_2S , por la relativa simplicidad de su operación, y por el equipo requerido, por ser una operación de un sólo paso se lleva a cabo satisfactoriamente a presión y temperatura ordinaria.

La solución catabán corroe al hierro dulce, por lo que los materiales de construcción de preferencia deben ser, acero inoxidable, algunos plásticos (poliestireno, PVC, teflón, hule, etc.) y vidrio, así como también poliéster reforzado con fibras de vidrio.

En el caso de corrientes gaseosas, el cuerpo principal del equipo, debe contar con una eficiente área de contacto entre las fases, en vista de la gran variedad de condiciones en contradas, el equipo a usarse debe ser diseñado o seleccionado de acuerdo con el problema específico.

En operaciones de Planta Piloto, se han usado muchas las columnas de bandejas y de empaques sin tener formación ó incrustación de azufre.

También en Planta Piloto se han usado los lavadores Venturi, con resultados satisfactorios, observándose un reducido tiempo de contacto en la eliminación del ácido sulfhídrico.

El azufre formado se encuentra en forma dispersa en la solución como finos cristales. Estableciéndose que cuando el -- contenido de azufre exceda del 10% produce interferencia en la - recirculación de la solución catabán, el azufre puede ser removido de la solución por medio de cualquier método mecánico apropiado, tal como la filtración, decantación, ó bien puede ser separado de la solución en forma fundida sin riesgo de descomponer a - la solución, el azufre separado en forma fundida fué analizado y dió un contenido de fierro menor de 0.017%.

ECONOMIA DEL PROCESO CATABAN

El catabán es económico porque es catalítico comparado con la estequiometría del proceso, cantidades mucho menores son necesarias para lograr una eliminación total del ácido sulfhídrico.

El catabán es regenerado en el mismo sitio de la reac- ción, razón por la que no se requiere un incremento en el equipo de operación, la regeneración se logra por medio de aire y no re quiere de calor en ninguna forma. (ref.5)

6. - ASPECTOS TEORICOS DE TRANSFERENCIA DE MASA

A. - Discusión General

En los procesos de absorción de gases, es muy importante hacer una buena selección del líquido absorbente. Usualmente se selecciona una solución que absorba vigorosamente al componente que se pretenda eliminar de la corriente gaseosa y además que sea regenerable para su reuso.

Se considera que la absorción acompañada de reacción química es más efectiva que la absorción simple y cuando la reacción es instantánea e irreversible la absorción es mucho más eficiente.

En algunas ocasiones se emplea absorción con reacción para obtener un producto determinado en la fase líquida.

La absorción con reacción para el desarrollo de su teoría, asume la presencia de un plano de reacción ubicado entre la película líquida y la interfase.

La absorción con reacción clasifica algunos casos bajo el siguiente criterio:

La reacción puede ser:

- a). Reversible
- b). Irreversible

La reacción puede efectuarse:

- a). En la película líquida
- b). En alguna distancia entre la película líquida y la interfase
- c). En la interfase

La reacción puede correr a una velocidad:

- a). Muy lenta
- b). Intermedia
- c). Rápida
- d). Instantánea

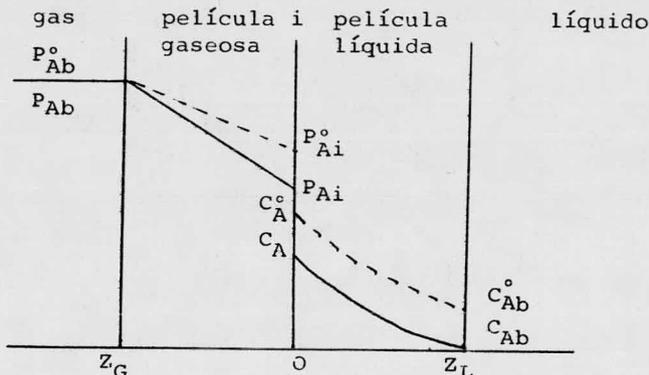
B. - Representación de la Teoría de la Película

Condiciones:

- a). Se asume el tipo de reacción $aA + bB \rightarrow pP$
(en solventes)

- b). Se trata de solución diluída
- c). Cada componente se difunde independientemente
- d). Se pueden usar coeficientes de difusión binaria

El caso general de absorción con reacción se representa por el siguiente diagrama, donde se grafica una absorción física (la línea punteada) y una absorción con reacción (línea con t́nua).



Donde:

P_{Ab}° = Presión parcial del componente A en la fase gaseosa (absorción física)

P_{Ab} = Presión parcial del componente A en la fase gaseosa (absorción con reacción)

P_{Ai}° = Presión del gas en el equilibrio para absorción física.

P_{Ai} = Presión del gas en el equilibrio para absorción con reacción.

C_A° = Concentración del gas en el equilibrio, para absorción física.

C_A = Concentración del gas en el equilibrio para absorción con reacción.

El diagrama muestra que el perfil de concentración en la absorción con reacción es más grande, lo que produce una mayor transferencia de masa de la fase gaseosa a la fase líquida.

El modelo de la doble película asume que la interfase no representa ninguna resistencia a la transferencia y se pueden

utilizar el equilibrio para determinar la concentración de A en el Líquido y viceversa.

El flujo para absorción física es:

$$(B-1) \quad N_A = K_G (P_{Ab}^{\circ} - P_{Ai}^{\circ}) = K_L (C_{Ai}^{\circ} - C_{Ab}^{\circ})$$

El flujo para absorción con reacción es:

$$(B-3) \quad N_A = K_G (P_{Ab} - P_{Ai}) = K_L (C_{Ai} - C_{Ab})$$

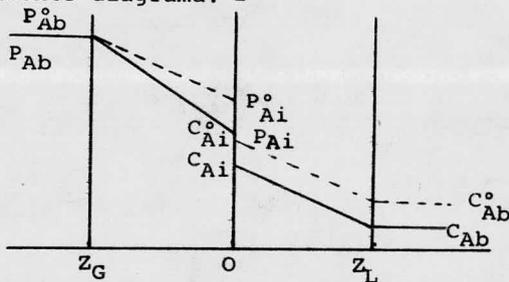
Por la ley de Henry para soluciones diluídas:

$$(B-2) \quad H = P_{Ai}^{\circ} / C_{Ai}^{\circ} = P_{Ai} / C_{Ai}$$

Conclusión N_A N_A°

B- II REACCION MUY LENTA

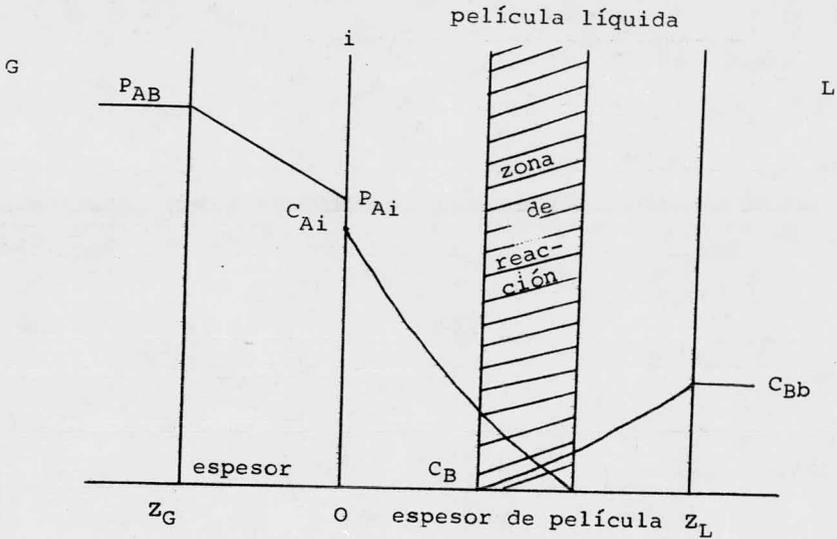
La absorción con reacción muy lenta está representada por el siguiente diagrama: i



Cuando la reacción es muy lenta, como lo muestra el diagrama, la reacción se lleva a cabo en la película líquida y la absorción con reacción tiene una velocidad ligeramente mayor a la absorción física.

B- III REACCION MUY RAPIDA

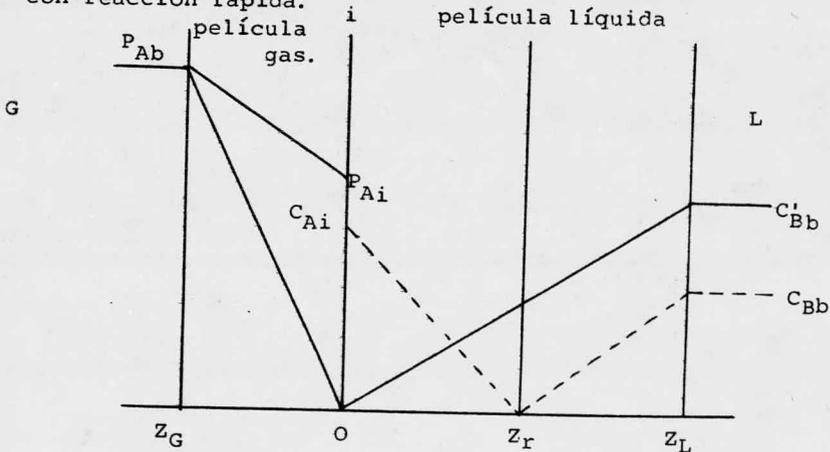
La absorción con reacción muy rápida se representa por el siguiente modelo:



La reacción se lleva a cabo en alguna distancia entre la interfase y la película líquida. La posición del plano r varía de acuerdo con las concentraciones de los componentes y cual de los dos se difunde más rápidamente. En realidad la posición del plano la define por las resistencias a la difusión y por la fase que controla la transferencia de masa. La reacción es rápida cuando $C_{Bb} = 0$ a $z = 0$.

B- IV ABSORCION CON REACCION INSTANTANEA

Representada por el modelo siguiente donde se compara con reacción rápida.



La reacción se lleva a cabo en la interfase

Por un balance de materia:

$$(B-4) \quad b N_A + a N_B = 0 \quad \text{ó} \quad N_A / N_B = -a/b$$

De la teoría de la película:

$$(B-5) \quad K_L^\circ = D_{AS} / Z_L$$

Coficiente de transferencia de masa en absorción física:

$$(B-6) \quad \frac{1}{K_{OG}^\circ} = \frac{1}{K_G} + \frac{H}{K_L}$$

De la ecuación (B-5)

$$(B-7) \quad N_A = \frac{D_{AS}}{Z_R} (C_{Ai} - 0) = K_L^\circ \frac{Z_L}{Z_R} C_{Ai}$$

Y para N_B :

$$(B-8) \quad N_B = - \frac{D_{BS}}{Z_L - Z_R} C_{Bb} = - K_L^\circ \frac{D_{BS}}{D_{AS}} \frac{C_{Bb}}{1 - Z_R/Z_L}$$

De la ecuación (B-5)

$$\frac{K_L^\circ Z_L}{D_{AS}} = 1$$

De las ecuaciones (B-4); (B-7) y (B-8)

$$\text{de (B-4)} \quad N_A = - N_B \quad (a / b)$$

$$\text{de (B-8)} \quad N_A = \frac{a}{b} K_L^\circ \frac{D_{BS}}{D_{AS}} \frac{C_{Bb}}{1 - Z_R/Z_L}$$

$$N_A (1 - Z_R / Z_L) = \frac{a}{b} K_L^\circ \frac{D_{BS}}{D_{AS}} C_{Bb}$$

De (B-7)

$$N_A - K_L^\circ C_{Ai} = \frac{a}{b} K_L^\circ \frac{D_{BS}}{D_{AS}} C_{Bb}$$

(B-9) $N_A = K_L^{\circ} (C_{Ai} + \frac{a}{b} \frac{D_{BS}}{D_{AS}} C_{Bb})$ Para absorción con reacción.

$N_A^{\circ} = K_L^{\circ} (C_{Ai}^{\circ} - C_{Ab}^{\circ})$ Para absorción física

De: (B-3); (B-2); (B-9)

$$N_A = K_G (P_{Ab} - P_{Ai}) = K_G (P_{Ab} - H C_{Ai})$$

Entonces:

$$\frac{1}{K_{OG}^{\bullet}} = \frac{1}{K_G} + \frac{H}{K_L^{\bullet}}$$

Substituyendo:

$$\frac{1}{K_{OG}^{\bullet}} = \frac{1}{N_A} + \frac{1}{N_A} \frac{C_{Bb}}{C_{Ai} + \frac{a}{b} \frac{D_{BS}}{D_{AS}}}$$

$$(B-10) \quad N_A = K_{OG}^{\bullet} (P_{Ab} + H \frac{a}{b} \frac{D_{BS}}{D_{AS}} C_{Bb})$$

Para $C_{Bb} < C'_{Bb}$ la reacción se lleva a cabo a la orilla de la interfase, siendo el valor C'_{Bb} el valor mínimo en la concentración del líquido para que la reacción se lleve a cabo en la interfase.

Para absorción física: $N_A^{\circ} = K_G (P_{AB} - H C_{Ai})$

Del diagrama y de la ecuación (B-3) cuando $P_{Ai} = 0$

$$(B-11) \quad N_A = K_G P_{Ab} \text{ para } C_{Bb} = C'_{Bb}$$

Entonces la reacción se lleva a cabo en la interfase siendo C_{Bb} el mínimo valor para que la reacción se lleve a cabo en la interface.

De las ecuaciones: (B-2); (B-4); (B-8)

Para $C_{Bb} = C'_{Bb}$ y $Z_R = 0$

$$(B-12) \quad C'_{Bb} = \frac{b}{a} \frac{D_{AS}}{D_{BS}} \frac{K_G^{\circ}}{K_L^{\circ}} P_{Ab}$$

Cuando $C_{Bb} = C'_{Bb}$ la reacción se lleva a cabo en la interface y el proceso es controlado por la fase gas.

Así como hay una concentración de B en la fase líquida que fija el plano de la reacción existe su equivalente, la presión de A en la fase gas:

$$(B-13) \quad P'_{Ab} = \frac{a}{b} \frac{D_{Bs}}{D_{AS}} \frac{K_L^{\circ}}{K_G^{\circ}} C_{Bb}$$

Cuando el plano de reacción se localiza en la interface, es decir, que se tiene la concentración C'_{Bb} , el proceso de transferencia de masa está controlado por la fase gaseosa.

NOMENCLATURA

- P_{Ab} = Presión parcial del gas en absorción con reacción.
- C_{Bb} = Concentración del componente B en el líquido con reacción.
- P_{Ab}° = Presión parcial del gas con absorción sin reacción.
- P_{Ai} = Presión del gas en el equilibrio, para absorción con reacción.
- P_{Ai}° = Presión del gas en el equilibrio, para absorción física.
- C_{Ai} = Concentración de a en la interfase, para absorción con reacción.
- C_{Ai}° = Concentración de A en la interfase, para absorción física.
- K_L = Coeficiente de transferencia de masa fase líquida, para absorción con reacción.
- K_L° = Coeficiente de transferencia de masa fase líquida, para absorción física.
- K_G = Coeficiente de transferencia de masa fase gas, para absorción con reacción.
- K_G° = Coeficiente de transferencia de masa fase gas, para absorción física.
- C_{Bb}^l = Concentración mínima del componente B para que la reacción se lleve a cabo en la interface.
- N_A° = Flujo de transferencia de masa, para absorción física.
- N_A = Flujo de transferencia de masa, para absorción con reacción.
- H = Constante de la ley de Henry para soluciones diluídas.
- D_{AS} = Difusividad del componente a en el solvente S.
- D_{AS} = Difusividad del componente B en el solvente S.

III. - DISCUSION DEL PROBLEMA

La Empresa Searle de México, S.A. de C.V., en la elaboración de sus productos esteroidales, realiza síntesis orgánicas a partir de la raíz del barbasco, en una de las síntesis orgánicas se libera ácido sulfhídrico como un subproducto contaminante del medio ambiente industrial y que por sus propias características es considerado como un agente indeseable.

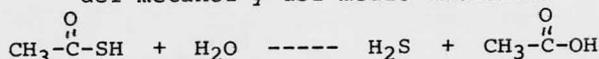
En dicha síntesis se realiza la adición de un radical en un carbono determinado del esqueleto del esteroide, el reactivo usado para llevar a cabo la adición es el ácido tiolacético (con una cierta cantidad en exceso para asegurar una reacción completa), y el solvente empleado es el metanol.

Se considera que la reacción de adición no libera al H_2S , sino que las emisiones son debidas a dos reacciones colaterales al proceso, que son:

a). Reacción del ácido tiolacético con el metanol.



b). Reacción entre el ácido tiolacético y la humedad del metanol y del medio ambiente.



Estas dos reacciones son continuas durante todo el proceso y la mayor parte de las emisiones de H_2S se deben a la reacción entre el ácido tiolacético y el metanol ya que la reacción entre el tiolacético y la humedad se considera despreciable porque es función de la humedad del metanol y en este caso el metanol es original y tiene una humedad de 0.05%. La humedad del medio ambiente es cero porque es arrastrada con una corriente de nitrógeno lo que produce un medio inerte.

El ácido sulfhídrico liberado es eliminado mediante el método de solución de sosa cáustica y se pretende cambiarlo por el proceso catabán.

Para llegar al cálculo de las dimensiones de la columna de absorción del nuevo método de eliminación de H_2S se realizó lo siguiente:

- 1.- Se verificó experimentalmente a nivel de laboratorio la efectividad de la solución catabán para eliminar el ácido sulfhídrico liberado en el proceso.

- 2.- Se verificó a nivel de laboratorio la regeneración de la solución catabán.
- 3.- Se realizaron a nivel de laboratorio 120 experiencias donde se variaron las emisiones de H_2S , la concentración de la solución catabán, así como los gastos del gas y del líquido.
- 4.- En base a los resultados experimentales se calcularon los coeficientes de transferencia de masa de la fase gaseosa
- 5.- Se determinó que la resistencia de la fase gas, controla la transferencia de masa.
- 6.- Se determinó la concentración mínima de la solución catabán.

IV. - PARTE EXPERIMENTAL

La parte experimental se realizó en 3 etapas, a saber:

- 1.- Verificación de la solución catabán en el proceso específico.
- 2.- Verificación de la regeneración de la solución catabán.
- 3.- Realización de 120 corridas en donde se variaron - las concentraciones del ácido sulfhídrico y de la solución catabán, así como de los gastos de las corrientes, para tener elementos necesarios para calcular los coeficientes de transferencia de masa de la fase gaseosa y así determinar la concentración mínima de la solución de catabán para que la reacción se lleve a cabo en la interfase, lo que significa que el proceso está controlado por la fase -- gas.

1.- VERIFICACION DE LA EFECTIVIDAD DEL CATABAN

La primera fase de la parte experimental que consistió en probar a nivel laboratorio y dentro del problema específico la efectividad de la solución de Catabán, así como de algunas variables del proceso como, el pH, el tiempo de regeneración de la solución de Catabán, el grado de dificultad de la filtración del azufre de la solución Catabán, fué realizada con Catabán, con una concentración que varió desde el 3% al 50%.

A.- Equipo Usado

- a).- 2 matraces de bola de 3 bocas, de 1000 ml y 500 ml respectivamente.
- b).- Motor y agitador.
- c).- Baño maría.
- d).- Refrigerante
- e).- Tubo de vidrio
- f).- Columna de absorción de vidrio de 0.40 m de altura de empaque y de 2.5 cm. de diámetro.
- g).- Empaque colocado al azar, anillos rasching de 3/8 pulgadas.

h). - Bomba

i). - Termómetro

La figura 1 muestra el equipo adaptado donde se verificó esta primera parte experimental.

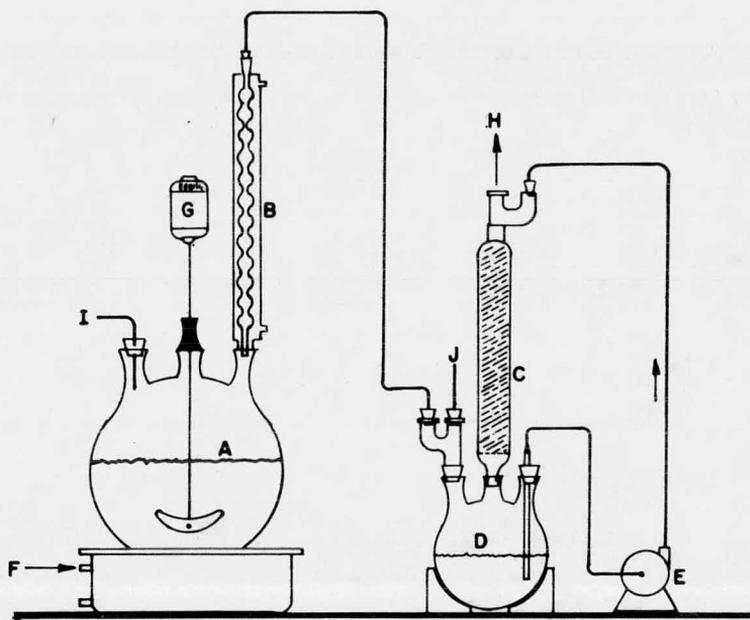


FIG. No. 1

- A= fuente de ácido sulfhídrico
- B= condensador
- C= columna de absorción
- D= fuente de cataban
- E= b6miba
- F= fuente de calor
- G= motor
- H= venteo
- I= nitrgeno
- J= aire

B. - PROCEDIMIENTO

En el matraz "A" se carga el esteroide, el metanol y el ácido tiolacético, para de esa manera tener nuestra fuente emisora de ácido sulfhídrico al producirse el reflujo durante tres horas, se pasa una pequeña corriente de nitrógeno para arrastrar al ácido sulfhídrico hacia la columna, el metanol es condensado por el refrigerante y regresado al mismo matraz. De esa manera se pasan a contracorriente nitrógeno y ácido sulfhídrico con solución de catabán, el cual es recirculado por medio de la bomba. Simultáneamente se pasa una pequeña corriente de aire para ir regenerando al mismo tiempo la solución de catabán. La temperatura se verificó constantemente y se mantuvo en 20 °C durante todo el proceso.

Las emisiones de ácido sulfhídrico a la salida de la columna, se detectaron prácticamente con tiras de papel filtro húmedas con una solución de acetato de plomo, haciéndose la prueba del espejo.

Los resultados de las diferentes pruebas hechas durante esta fase experimental son registrados en la Tabla 1.

OBSERVACIONES

En las pruebas que se hicieron con menos concentración de catabán, la solución paulatinamente se fué tornando de un color naranja cristalino a un aspecto lechoso, una vez que la solución se regeneró, volvió a adquirir su color inicial naranja cristalino. Después de la regeneración del catabán, la solución se dejó en reposo para que se asentara el azufre y se filtró satisfactoriamente.

CONCLUSIONES DE LA PRIMERA PARTE EXPERIMENTAL

1. - La solución de catabán aún en bajas concentraciones, es efectiva para eliminar al ácido sulfhídrico liberado del proceso específico.
2. - El pH se mantiene alcalino y es efectivo
3. - La regeneración por medio de aire, es efectiva en la solución catabán.
4. - Procede bien a la temperatura de 20 °C.
5. - La filtración del azufre de la solución de catabán no ofrece ningún problema.

CORRIDA	VOLUMEN DE LA SOLUCIÓN CATABAN. ml.	% CATABAN	pH INICIAL	pH a 1 Hr.	pH a 2 Hrs.	pH FINAL	TEMPERATURA °C	H ₂ S LIBERADO	TIEMPO DE REGENERACION DE LA SOLUCION CATABAN Hrs.	GASTO DE LA SOLUCION. ml/min.	TIEMPO DE LA FILTRACION DE LA SOLUCION. seg.	ASPECTO DE LA SOLUCION INICIAL	ASPECTO DE LA SOLUCION YA REGENERADA.
1	200	50	10.2	10.1	10	9.8	20	0	1.0	85	4	normal c/5.6.6.70	normal c/5.6.6.70
2	200	40	10.2	10.1	10	9.8	20	0	1.0	85	4	-	-
3	200	30	10.2	10	9.8	9.6	20	0	1.5	85	4	-	-
4	200	20	10.2	9.8	9.6	9.3	20	0	2.0	85	4	-	-
5	200	15	10.2	9.5	9.2	9.0	20	0	2.0	85	4	-	-
6	200	10	10.2	9.5	9.2	8.9	20	0	3.0	85	4	-	-
7	200	5	10.2	9.5	9.2	8.9	20	ligero	3.0	85	4	-	-
8	200	5	10.2	9.5	9.2	8.9	20	ligero	4.0	85	4	-	-
9	200	3	10.2	9.3	9.0	8.5	20	ligero	5.0	85	4	-	-
10	200	3	10.2	9.3	9.0	8.5	20	ligero	5.0	85	4	-	-

2.- VERIFICACION DE LA REGENERACION DE LA SOLUCION CATABAN

La segunda etapa de la parte experimental consistió en verificar la regeneración de la solución de catabán, para lo cual se hicieron 10 pruebas usándose la misma solución de catabán, pero regenerada con oxígeno del aire antes de cada una de las pruebas, la concentración inicial de catabán fué de 20%.

El equipo y los procedimientos empleados, fueron los -- mismos que se usaron en la primera fase de la parte experimental. (Fig. 1).

La tabla 2 muestra los resultados obtenidos en la segunda etapa experimental.

OBSERVACIONES

Al volumen final filtrado después de cada una de las -- pruebas, fué necesario adicionarle un 5% de agua, para completar el volumen inicial de la solución.

Para la prueba número 17, fué necesario regenerar el pH de la solución, ya que se había bajado a 6.5 - 6.0 con una solución de sosa al 1%, posteriormente la solución se tornó ligeramente a verdosa, tal vez por la captación del H_2S por la sosa.

CONCLUSIONES

La solución de catabán regenerada con oxígeno del aire, puede ser usada durante varios ciclos en la eliminación del ácido sulfhídrico.

CORRIDA	VOLUMEN DE LA SOLUCION CATABAN ml.	% DE LA SOLUCION CATABAN.	pH INICIAL	pH INTERMEDIO	pH FINAL	TEMPERATURA °C	H ₂ S LIBERADO	GASTO DE LA SOLUCION ml/min	TIEMPO DE REGENERACION DE LA SOLUCION. Hrs.	TIEMPO DE FILTRACION. seg.	ASPECTO INICIAL DE LA SOLUCION	ASPECTO DE LA SOLUCION ANTES DE REGENERAR	ASPECTO DE LA SOLUCION DESPUES DE REGENERAR
11	200	20	10.2	10.1	10	20	0	85	1.0	4	marroya cristalino	lechoso	marroya cristalino
12	200	20	10	9.9	9.8	20	0	85	1.5	4	✓	✓	✓
13	200	20	9.8	9.7	9.5	20	0	85	2.0	4	✓	✓	✓
14	200	20	9.5	9.3	8.8	20	0	85	3.0	4	✓	✓	✓
15	200	20	8.8	8.4	8	20	0	85	3.5	4	✓	✓	✓
16	200	20	8.5	7.5	7	20	0	85	5.0	4	✓	✓	✓
17	200	20	7	6	8	20	0	85	5.0	4	✓	✓	✓
18	200	20	8	7.7	7.5	20	0	85	5.0	4	✓	✓	✓
19	200	20	7.5	7.3	7	20	0	85	6.0	4	✓	✓	✓
20	200	20	7.0	6.5	6.5	20	0	85	7.0	4	✓	✓	✓

3.- TERCERA PARTE EXPERIMENTAL.

El objetivo de esta parte experimental fué el hacer variaciones en las concentraciones del gas y del líquido, así como de los gastos para tener elementos y determinar los coeficientes de transferencia de masa K_{Ya} . La variación en la concentración del H_2S se logró incrementando la cantidad de ácido tiolacético en la fuente productora de H_2S .

EQUIPO USADO

- a). Matraz de bola de 3 bocas de 1000 ml.
- b). 2 matraces de adición de 5 lts. cada uno.
- c).- 1 matraz earlenmeyer de 100 ml.
- d).- Motor y agitador
- e).- Refrigerantes
- f).- Baño de vapor
- g).- Tubo de vidrio
- h).- Columna de vidrio de 0.40 m. de altura de empaque y de 2.5 com. de diámetro.
- i).- Empaque de 3/8 de pulgada al azar, de anillos rasching.
- j).- Manómetro diferencial
- k).- Burbujómetro o medidor de gasto de gases.

La figura 2 muestra el equipo adaptado donde se verificaron estas pruebas experimentales.

PROCEDIMIENTO

A.- Primeramente se determinó la cantidad de nitrógeno a pasar durante todas las corridas, y se registró la presión de trabajo. El nitrógeno fluyó por la siguiente trayectoria:

- a).- Por el matraz de bola de 1000 ml, para arrastrar las emisiones de H_2S .
- b).- Por el refrigerante.
- c).- Por el manómetro diferencial donde se determinó una presión de 20 mm Hg.

d).- Por la columna de absorción

e).- Por el burbujómetro ó medidor de gasto para gases previamente calibrado en ml ó cm^3 . El burbujómetro lleva en la parte inferior hasta el nivel donde entra el gas, una solución de jabón muy diluída para que al entrar el gas, forme una burbuja, la cual es arrastrada a todo lo alto del medidor y así poder medir el gasto en cm^3/seg . El nitrógeno se graduó a $12.5 \text{ cm}^3/\text{seg}$.

B.- En seguida se cuantearon las cantidades de ácido sulfhídrico antes y después de entrar a la columna de absorción, para conocer las concentraciones inicial y final del gas. La mezcla gaseosa compuesta por sulfhídrico-nitrógeno, siguió la misma trayectoria que inicialmente se describió para el nitrógeno, sólo que antes de pasar por la columna a contracorriente con el líquido y después, se cuantearon las cantidades de ácido sulfhídrico y se determinaron las concentraciones.

Para llevar a cabo estas determinaciones, las emisiones de H_2S se barbotearon en un matraz agitado que contenía una solución de 50 ml de I_2 de normalidad 0.023, la cual contiene 0.146 gramos de yodo. A la solución de yodo previamente se le adicionaron unas gotas de almidón como indicador y así poder apreciar el vire de color de la solución y con ello el tiempo de reacción entre el yodo y el ácido sulfhídrico.

La reacción está representada por la siguiente ecuación



Estequiométricamente se calculó la cantidad de H_2S que reacciona con 0.146 gramos de yodo.

P.M. del yodo = 253.8

P.M. del H_2S = 34.08

Entonces con 0.146 de yodo reaccionan 0.019604 gr. de H_2S .

Prácticamente se determinó para cada una de las corridas el tiempo de reacción entre el yodo antes y después de pasar por la columna, de esa manera se determinaron los gramos/seg. inicial y final para cada una de las corridas.

En todas y cada una de ellas se trabajó a régimen permanente, es decir, no se suministró oxígeno para no regenerar a la solución y poder llegar a la concentración mínima de la solución catabán.

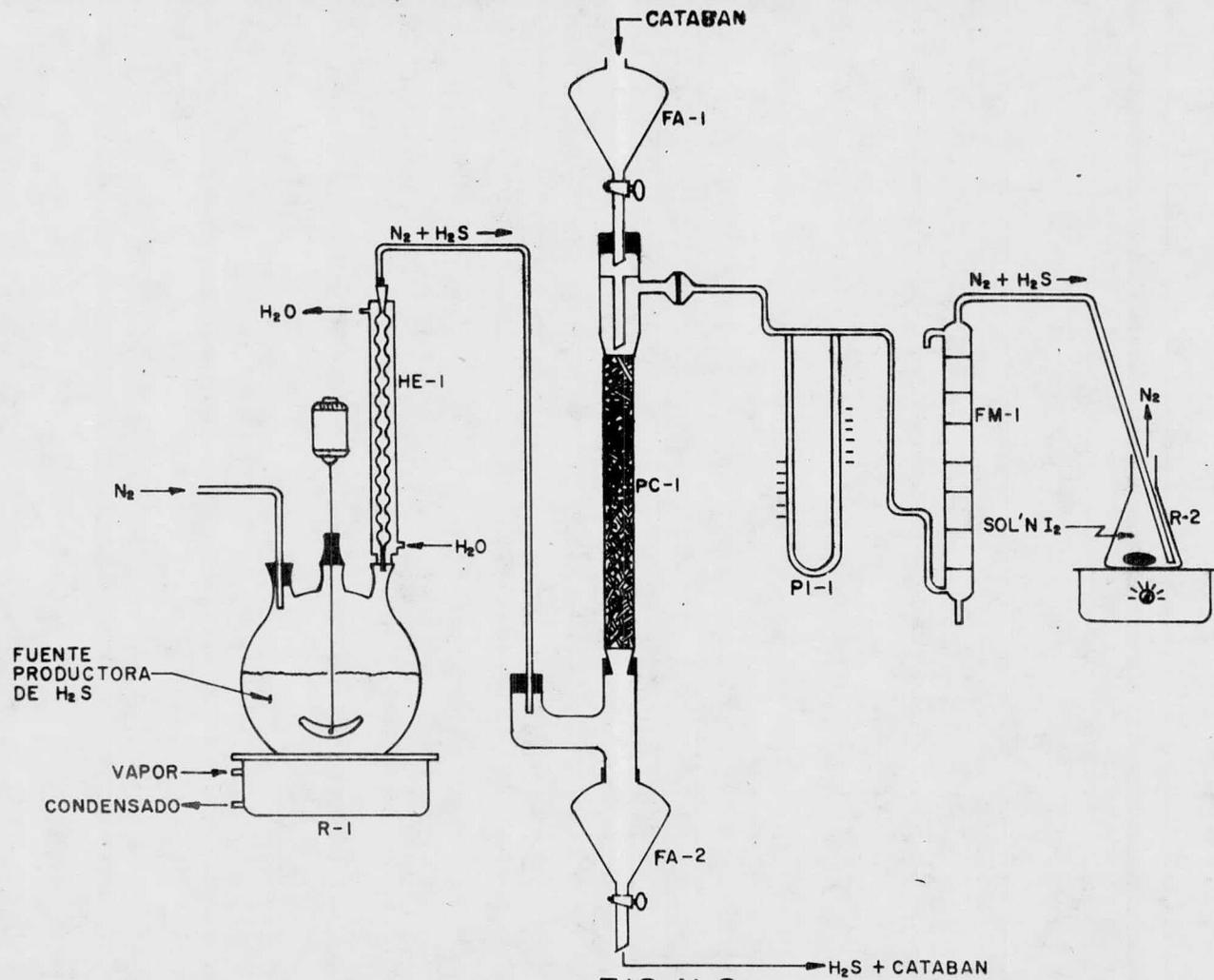


FIG. N^o 2

Las tablas de la 3-A a la 3-F, muestran los resultados obtenidos durante la tercera etapa experimental.

La tabla 3-A, muestra 20 experiencias hechas con agua como solución absorbente

La tabla 3-B, muestra los resultados con las experiencias hechas con solución de catabán al 0.5% de concentración.

La tabla 3-C, muestra los resultados obtenidos con 20 experiencias hechas con solución catabán al 1.0% de concentración

La tabla 3-D, muestra los resultados obtenidos en 20 experiencias hechas con solución catabán al 2.5% de concentración.

La tabla 3-E, muestra los resultados obtenidos con las experiencias hechas con solución catabán al 5% de concentración.

La tabla 3-F, muestra los resultados obtenidos en 20 experiencias hechas con solución catabán al 10% de concentración.

TABLA 3-A SOLAMENTE CON AGUA

corrida	Acido Tiolacético ml.	Metanol ml.	H ₂ S que reacciona gr.	Tiempo de reacción seg.	H ₂ S a la Entrada gr/seg x 10 ⁻⁴	H ₂ S a la Salida gr/seg x 10 ⁻⁴	gasto de N ₂ cm ³ /seg	gasto de agua cm ³ /seg	H ₂ S a la Entrada cm ³ /seg	H ₂ S a la Salida cm ³ /seg
1	100	400	1.9604 x 10 ²	55	3.92	3.56	12.5	0.4167	0.303	0.2751
2	100	"	"	60	3.92	3.26	"	0.8333	0.303	0.252
3	100	"	"	70	3.92	2.80	"	1.250	0.303	0.2164
4	100	"	"	78	3.92	2.51	"	1.666	0.303	0.194
5	75	"	"	60	3.44	3.26	"	0.4167	0.266	0.252
6	75	"	"	66	3.44	2.97	"	0.8333	0.266	0.229
7	75	"	"	78	3.44	2.51	"	1.250	0.266	0.194
8	75	"	"	93	3.44	2.51	"	1.666	0.266	0.1629
9	50	"	"	80	3.227	2.45	"	0.4167	0.2494	0.1893
10	50	"	"	88	3.227	2.23	"	0.8333	0.2494	0.1723
11	50	"	"	110	3.227	1.78	"	1.250	0.2494	0.1375
12	50	"	"	138	3.227	1.42	"	1.666	0.2494	0.1097
13	31.42	"	"	373	0.643	0.525	"	0.4167	0.045	0.0405
14	31.42	"	"	375	0.643	0.525	"	0.8333	0.045	0.0405
15	31.42	"	"	415	0.643	0.475	"	1.250	0.045	0.0367
16	31.42	"	"	476	0.643	0.410	"	1.666	0.045	0.0317
17	10	"	"	490	0.495	0.400	"	0.4167	0.0383	0.0251
18	10	"	"	600	0.495	0.326	"	0.833	0.0383	0.0203
19	10	"	"	830	0.495	0.236	"	1.250	0.0383	0.0182
20	10	"	"	1078	0.495	0.181	"	1.666	0.0383	0.0139

TABLA 3-B SOLUCION CATABAN AL 0.5 %

corrida	Acido Tioacético ml.	Metanol ml.	H ₂ S que reacciona gr.	Tiempo de reacción seg.	H ₂ S a la Entrada gr/seg x 10 ⁻⁴	H ₂ S a la Salida gr/seg x 10 ⁻⁴	gasto de N ₂ cm ³ /seg	gasto de agua cm ³ /seg	H ₂ S a la Entrada cm ³ /seg	H ₂ S a la Salida cm ³ /seg
21	100	400	1.9604 x 10 ⁻²	77	3.92	2.54	12.5	0.4167	0.303	0.19675
22	100	"	"	106	3.92	1.85	"	0.833	0.303	0.1429
23	100	"	"	116	3.92	1.69	"	1.250	0.303	0.130
24	100	"	"	125	3.92	1.56	"	1.666	0.303	0.121
25	75	"	"	87	3.44	2.25	"	0.4167	0.266	0.1741
26	75	"	"	108	3.44	1.81	"	0.833	0.266	0.1402
27	75	"	"	128	3.44	1.53	"	1.250	0.266	0.1184
28	75	"	"	139	3.44	1.43	"	1.666	0.266	0.1089
29	50	"	"	125	3.227	1.56	"	0.4167	0.2494	0.121
30	50	"	"	141	3.227	1.39	"	0.833	0.2494	0.1074
31	50	"	"	170	3.227	1.15	"	1.250	0.2494	0.0810
32	50	"	"	187	3.227	1.048	"	1.666	0.2494	0.0415
33	31.42	"	"	365	0.643	0.537	"	0.4167	0.045	0.03176
34	31.42	"	"	477	0.643	0.410	"	0.833	0.045	0.0232
35	31.42	"	"	650	0.643	0.300	"	1.250	0.045	0.0181
36	31.42	"	"	835	0.643	0.235	"	1.666	0.045	0.01443
37	10	"	"	1050	0.495	0.1867	"	0.4167	0.0383	0.01017
38	10	"	"	1490	0.495	0.1316	"	0.833	0.0383	0.0069
39	10	"	"	2200	0.495	0.0891	"	1.250	0.0383	0.0042
40	10	"	"	3500	0.495	0.056	"	1.666	0.0383	0.003

TABLA 3-C SOLUCION CATABAN AL 1.0 %

corrida	Acido Tiolacético ml.	Metanol ml.	H ₂ S que reacciona gr.	Tiempo de reacción seg.	H ₂ S a la Entrada gr/seg x 10 ⁻⁴	H ₂ S a la Salida gr/seg x 10 ⁻⁴	gasto de N ₂ cm ³ /seg	gasto de agua cm ³ /seg	H ₂ S a la Entrada cm ³ /seg	H ₂ S a la Salida cm ³ /seg
41	100	400	1.9604x10 ⁻²	95	3.92	2.064	12.5	0.4167	0.303	0.1595
42	100	"	"	105	3.92	1.867	"	0.8333	0.303	0.1443
43	100	"	"	110	3.92	1.782	"	1.250	0.303	0.1377
44	100	"	"	125	3.92	1.568	"	1.666	0.303	0.1212
45	75	"	"	107	3.44	1.832	"	0.4167	0.266	0.1416
46	75	"	"	113	3.44	1.735	"	0.8333	0.266	0.1341
47	75	"	"	120	3.44	1.634	"	1.250	0.266	0.1262
48	75	"	"	129	3.44	1.520	"	1.666	0.266	0.1174
49	50	"	"	188	3.227	1.043	"	0.4167	0.2494	0.0808
50	50	"	"	213	3.227	0.920	"	0.833	0.2494	0.0712
51	50	"	"	250	3.227	0.784	"	1.250	0.2494	0.0606
52	50	"	"	290	3.227	0.676	"	1.666	0.2494	0.0522
53	31.42	"	"	417	0.643	0.470	"	0.4167	0.045	0.0363
54	31.42	"	"	470	0.643	0.417	"	0.833	0.045	0.1819
55	31.42	"	"	833	0.643	0.2353	"	1.250	0.045	0.01046
56	31.42	"	"	1448	0.643	0.1354	"	1.666	0.045	0.0069
57	10	"	"	2200	0.495	0.0891	"	0.4167	0.0383	0.004
58	10	"	"	3785	0.495	0.05176	"	0.833	0.0383	0.00253
59	10	"	"	5935	0.495	0.0327	"	1.250	0.0383	0.0023
60	10	"	"	7132	0.495	0.0275	"	1.666	0.0383	0.0021

TABLA 3-D SOLUCION CATABAN AL 2.5 %

corrida	Acido Tiolacético. ml.	Metanol ml.	H ₂ S que reacciona gr.	Tiempo de reacción seg.	H ₂ S a la Entrada gr/seg x 10 ⁻⁴	H ₂ S a la Salida gr/seg x 10 ⁻⁴	gasto de N ₂ cm ³ /seg	gasto de agua cm ³ /seg	H ₂ S a la Entrada cm ³ /seg	H ₂ S a la Salida cm ³ /seg
61	100	400	1.9604x10 ³	76	3.92	2.579	12.5	0.4167	0.303	0.1993
62	100	"	"	91	3.92	2.154	"	0.833	0.303	0.1765
63	100	"	"	104	3.92	1.885	"	1.250	0.303	0.1457
64	100	"	"	197	3.92	0.995	"	1.666	0.303	0.0769
65	75	"	"	106	3.44	1.849	"	0.4167	0.266	0.1429
66	75	"	"	155	3.44	1.265	"	0.833	0.266	0.09774
67	75	"	"	179	3.44	1.063	"	1.250	0.266	0.0822
68	75	"	"	213	3.44	0.920	"	1.666	0.266	0.0711
69	50	"	"	222	3.227	0.880	"	0.4167	0.2494	0.0680
70	50	"	"	305	3.227	0.640	"	0.833	0.2494	0.0497
71	50	"	"	379	3.227	0.500	"	1.250	0.2494	0.040
72	50	"	"	503	3.227	0.389	"	1.666	0.2494	0.030
73	31.42	"	"	675	0.643	0.290	"	0.4167	0.045	0.0224
74	31.42	"	"	1800	0.643	0.109	"	0.833	0.045	0.0084
75	31.42	"	"	3000	0.643	0.0653	"	1.250	0.045	0.00505
76	31.42	"	"	6440	0.643	0.0441	"	1.666	0.045	0.00235
77	10	"	"	835	0.495	0.235	"	0.4167	0.0383	0.01814
78	10	"	"	3950	0.495	0.04903	"	0.833	0.0383	0.0038
79	10	"	"	8890	0.495	0.0220	"	1.250	0.0383	0.0017
80	10	"	"	10234	0.495	0.0191	"	1.666	0.0383	0.00148

TABLA 3-E SOLUCION CATABAN AL 5 %

corrida	Acido Tiolacético ml.	Metanol ml.	H ₂ S que reacciona gr.	Tiempo de reacción seg.	H ₂ S a la Entrada gr/seg x 10 ⁻⁴	H ₂ S a la Salida gr/seg x 10 ⁻⁴	gasto de N ₂ cm ³ /seg	gasto de agua cm ³ /seg	H ₂ S a la Entrada cm ³ /seg	H ₂ S a la Salida cm ³ /seg
81	100	400	1.9604 x 10 ²	141	3.92	1.39	12.5	0.4167	0.303	0.1074
82	100	"	"	155	3.92	1.265	12.5	0.8333	0.303	0.0977
83	100	"	"	166	3.92	1.1181	12.5	1.250	0.303	0.09127
84	100	"	"	235	3.92	0.834	12.5	1.666	0.303	0.06447
85	75	"	"	218	3.44	0.8993	12.5	0.4167	0.266	0.0695
86	75	"	"	309	3.44	0.6344	12.5	0.833	0.266	0.04903
87	75	"	"	660	3.44	0.2970	12.5	1.250	0.266	0.02295
88	75	"	"	887	3.44	0.2210	12.5	1.666	0.266	0.01798
89	50	"	"	1425	3.227	0.1376	12.5	0.4167	0.2494	0.01063
90	50	"	"	3955	3.227	0.04957	12.5	0.8333	0.2494	0.00383
91	50	"	"	7000	3.227	0.028	12.5	1.250	0.2494	0.002164
92	50	"	"	9323	3.227	0.021	12.5	1.666	0.2494	0.00163
93	31.42	"	"	6000	0.643	0.0326	12.5	0.4167	0.045	0.0025
94	31.42	"	"	9465	0.643	0.02071	12.5	0.833	0.045	0.0016
95	31.42	"	"	11491	0.643	0.01706	12.5	1.250	0.045	0.0013
96	31.42	"	"	13222	0.643	0.0148	12.5	1.666	0.045	0.00146
97	10	"	"	1203	0.495	0.163	12.5	0.4167	0.0383	0.0126
98	10	"	"	6477	0.495	0.03027	12.5	0.833	0.0383	0.00234
99	10	"	"	9327	0.495	0.02102	12.5	1.250	0.0383	0.00163
100	10	"	"	14251	0.495	0.01376	12.5	1.666	0.0383	0.00106

TABLA 3-F SOLUCION CATABAN AL 10 %

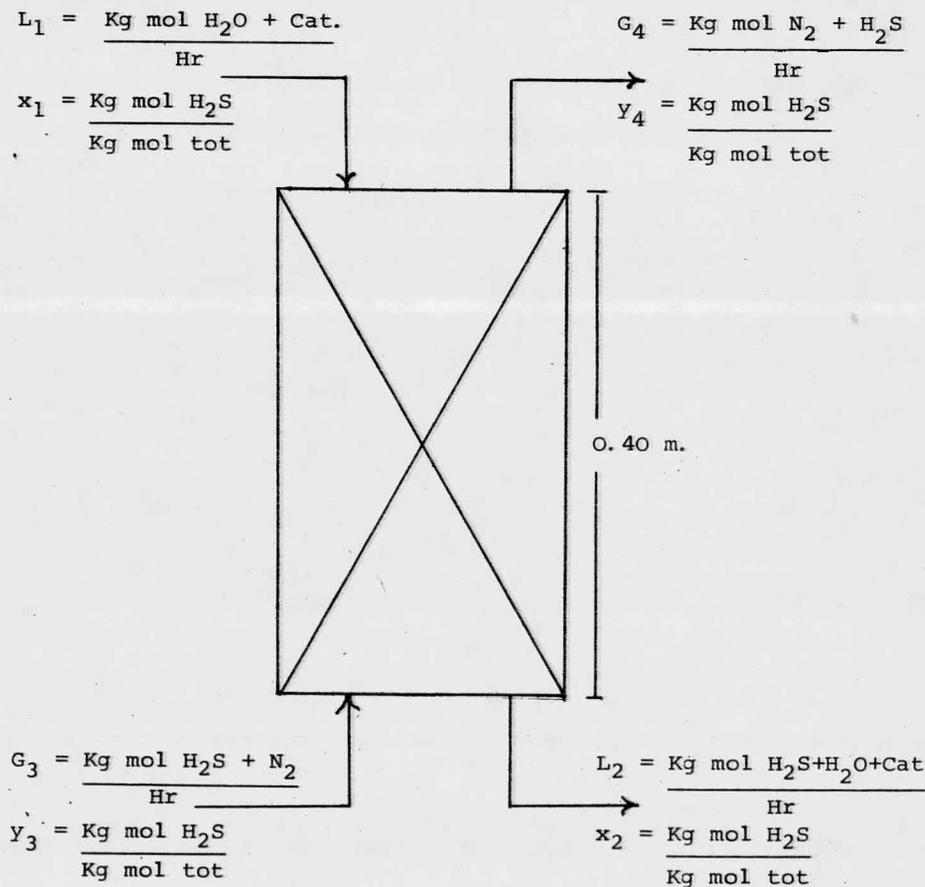
corrida	Acido Tiolacético ml.	Metanol ml.	H ₂ S que reacciona gr.	Tiempo de reacción seg.	H ₂ S a la Entrada gr/seg x 10 ⁻⁴	H ₂ S a la Salida gr/seg x 10 ⁻⁴	gasto de N ₂ cm ³ /seg	gasto de agua cm ³ /seg	H ₂ S a la Entrada cm ³ /seg	H ₂ S a la Salida cm ³ /seg
101	100	400	19604x10 ⁻²	729	3.92	0.269	12.5	0.4167	0.303	0.02078
102	100	"	"	9000	3.92	0.0218	"	0.8333	0.303	0.00168
103	100	"	"	11934	3.92	0.0164	"	1.250	0.303	0.00127
104	100	"	"	13483	3.92	0.0145	"	1.666	0.303	0.00123
105	75	"	"	4982	3.44	0.0394	"	0.4167	0.266	0.00304
106	75	"	"	6474	3.44	0.0302	"	0.833	0.266	0.00234
107	75	"	"	13233	3.44	0.0144	"	1.250	0.266	0.00144
108	75	"	"	15100	3.44	0.0129	"	1.666	0.266	0.001003
109	50	"	"	9835	3.227	0.0199	"	0.4167	0.2494	0.00154
110	50	"	"	12750	3.227	0.0150	"	0.833	0.2494	0.001188
111	50	"	"	16274	3.227	0.0120	"	1.250	0.2494	0.00092
112	50	"	"	20195	3.227	0.0097	"	1.666	0.2494	0.00075
113	31.42	"	"	∞	0.643	0	"	0.4167	0.045	0
114	31.42	"	"	∞	0.643	0	"	0.833	0.045	0
115	31.42	"	"	∞	0.643	0	"	1.250	0.045	0
116	31.42	"	"	∞	0.643	0	"	1.666	0.045	0
117	10	"	"	∞	0.495	0	"	0.4167	0.0383	0
118	10	"	"	∞	0.495	0	"	0.833	0.0383	0
119	10	"	"	∞	0.495	0	"	1.250	0.0383	0
120	10	"	"	∞	0.495	0	"	1.666	0.0383	0

V. - DETERMINACION EXPERIMENTAL DE LOS
COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE
MASA DE LA FASE GASEOSA.

Para cada una de las corridas experimentales, se calculó el coeficiente de transferencia de masa de la fase gas. Primeramente para saber si la resistencia a la transferencia de masa se localiza en la fase gaseosa y, posteriormente para poder determinar la concentración mínima de la solución catabán.

Partiendo de los datos obtenidos experimentalmente y registrados en las tablas 3-A a 3-F, se hicieron los cálculos para obtener los coeficientes de transferencia de masa de la fase gaseosa.

Los cálculos se obtuvieron en base al siguiente diagrama de balance de materia. Para cada una de las 120 corridas se siguió la secuencia de pasos a saber.



Para la realización de los cálculos se requirieron los siguientes datos:

- 1). Altura del empaque = 0.40 m.
- 2). Diámetro de la columna = 0.025 m.
- 3). Empaque anillos Rasching al azar de 3/4"
- 4). Temperatura de operación = 20 °C.
- 5). Presión de Operación (20 mm + 586 mm) = 0.797 Atm
- 6). Pesos moléculas de los componentes:

$$\text{P.M. N}_2 = 28$$

$$\text{P.M. H}_2\text{S} = 34.08$$

$$\text{P.M. H}_2\text{O} = 18$$

$$\text{P.M. Catabán} = 336.82$$

- 7). Densidades de los componentes a 20 °C.

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 0.99823 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{S}} = 1.294 \text{ gr/lit}$$

$$\rho_{\text{N}_2} = 0.92826 \text{ gr/lit}$$

$$\rho_{\text{Cat.}} = 1.198 \text{ gr/cm}^3$$

- 8). Viscosidades de los gases a 20 °C.

$$\mu_{\text{N}_2} = 0.0172 \text{ c.p.}$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{S}} = 0.0126 \text{ c.p.}$$

- 9). Constantes de los gases

$$R = 0.08205 \frac{\text{Atm} \cdot \text{Lt}}{\text{mol} \cdot \text{°K}}$$

1.- Primeramente se hicieron las correcciones por peso molecular de las mezclas y densidades de las mezclas, así como las conversiones a las unidades requeridas.

- a). Conversión de todos los L_1 obtenidos experimentalmente, a $L_1 = \text{Kg mol tot/hr}$.

La conversión se hizo por medio de la ecuación:

$$L_1 = \frac{l_1 \int_m}{\overline{PM}} \quad \frac{\text{Kg mol H}_2\text{O} + \text{Cat.}}{\text{Hr}}$$

donde: $l_1 = \text{cm}^3/\text{hr}$, obtenido experimentalmente

y: $\int_m =$ Densidad de la mezcla líquida, que por ser ideal, se calculó por:

$$\int_m = \% \text{H}_2\text{O} \times \int_{\text{H}_2\text{O}} + \% \text{Cat.} \times \int_{\text{Cat.}} = \text{gr/cm}^3$$

y: $\overline{PM} =$ Peso molecular promedio de la mezcla líquida.

$$\overline{PM} = \% \text{H}_2\text{O} \times \text{PM}_{\text{H}_2\text{O}} + \% \text{Cat.} \times \text{PM}_{\text{Cat.}}$$

El % de cada uno de los componentes fué medido experimentalmente.

- b). Experimentalmente $x_1 = 0$ para todas las corridas.

- c). Conversión de los G_3 obtenidos experimentalmente en cada una de las corridas a $G_3 = \text{Kg mol tot/hr}$.

$$G_3 = \frac{V_{\text{exp.}} \times \int_m}{\overline{PM}} = \frac{\text{Kg mol H}_2\text{S} + \text{N}_2}{\text{Hr}}$$

donde: $V = \% \text{H}_2\text{S} + \% \text{N}_2$ medido experimentalmente

$V = \text{cm}^3/\text{seg.}$ y convertido a lt/hr

$$\overline{PM} = \% \text{H}_2\text{S} \times \text{PM}_{\text{H}_2\text{S}} + \% \text{N}_2 \times \text{PM}_{\text{N}_2}$$

y: $\int_m = \frac{P \times \overline{PM}}{R \times T}$ gr/lt convertido a Kg/hr

donde: $P = 0.797 \text{ Atm.}$ y $R = 0.08205 \frac{\text{Lt} - \text{Atm.}}{\text{mol} \text{ } ^\circ\text{K}}$

$T = 20 \text{ } ^\circ\text{C} + 273 = 293 \text{ } ^\circ\text{K.}$

- d). Conversión de los y_3 obtenidos en cada una de las corridas experimentalmente a $\frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}}{\text{Kg mol tot}}$

Experimentalmente y_3 se obtuvo en gr/seg y se convirtió a Kg/Hr, se dividió entre el $\text{PM}_{\text{H}_2\text{S}}$ y nos dió:

Kg mol $\text{H}_2\text{S}/\text{Hr}$, entonces dividimos entre G_3 :

$$y_3 = \frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}/\text{Hr}}{\text{Kg mol tot}/\text{Hr}} = \frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}}{\text{Kg mol tot}}$$

- e). Conversión de G_4 obtenido experimentalmente para cada una de las corridas a $G_4 = \text{Kg mol tot}/\text{Hr}$.

$$G_4 = \frac{V_{\text{exp.}} \times \rho_m}{R T} = \frac{\text{Kg mol tot}}{\text{Hr}}$$

donde $V = \% \text{H}_2\text{S} + \% \text{N}_2$ Experimentalmente

$V = \text{cm}^3/\text{seg}$ y convertido a lt/hr

$$\rho_m = \frac{P \cdot \overline{\text{PM}}}{R T} = \frac{\text{gr}/\text{lt}}{\text{Kg}/\text{lt}}$$

y $\overline{\text{PM}} =$ Peso molecular promedio de la mezcla

$$\overline{\text{PM}} = \% \text{H}_2\text{S} \cdot \text{PM}_{\text{H}_2\text{S}} + \% \text{N}_2 \cdot \text{PM}_{\text{N}_2}$$

$P =$ presión = 0.797 atm.

$$R = 0.08205 \frac{\text{Lt} \cdot \text{Atm}}{\text{Mol} \cdot ^\circ\text{K}}$$

$$T = 293 \text{ } ^\circ\text{K}$$

- f). Conversión de los y_4 obtenidos experimentalmente a $\text{Kg mol H}_2\text{S}/\text{Kg mol tot}$.

Experimentalmente se obtuvo gr/seg de H_2S , se convirtieron a $\text{Kg mol}/\text{Hr}$ por medio del $\text{PM}_{\text{H}_2\text{S}}$.

$$\text{Entonces } y_4 = \frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}/\text{Hr}}{G_4}$$

$$\text{Por lo que } y_4 = \frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}/\text{Hr}}{\text{Kg mol tot}/\text{Hr}} = \frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}}{\text{Kg mol tot}}$$

g). Conversión de los L_2 obtenido experimentalmente - en cada una de las corridas a Kg mol tot/Hr

$$L_2 = \frac{L_1 + (\text{Kg mol H}_2\text{S Inic.} - \text{Kg mol H}_2\text{S finales})}{\overline{\text{PM}}}$$

$\overline{\text{PM}}$ = Peso molecular promedio de la mezcla.

$$L_2 = \frac{\text{Kg mol H}_2\text{S} + \text{H}_2\text{O} + \text{Cat.}}{\text{Hr.}}$$

h). Conversión de cada una de las x_2 obtenidas experimentalmente a Kg mol H₂S/Kg mol tot.

Experimentalmente x_2 se obtuvo en Kg H₂S/Hr, que por medio del peso molecular del H₂S se convirtió a Kg mol H₂S / Hr

$$\text{Entonces } x_2 = \frac{\text{Kg mol H}_2\text{S/Hr}}{L_2} = \frac{\text{Kg mol H}_2\text{S/Hr}}{\text{Kg mol tot/Hr}}$$

$$x_2 = \frac{\text{Kg mol H}_2}{\text{Kg mol tot.}}$$

2. - Cálculo del coeficiente volumétrico de transferencia de masa de la fase gas. K_{Ya} para cada corrida.

El K_{Ya} fué calculado por medio de la ecuación:

$$K_{Ya} = \frac{G_1 \cdot (Y_3 - Y_4)}{Z \cdot A \cdot \Delta Y_{ml}} = \frac{\text{Kg mol H}_2\text{S Transf.}}{\text{Hr m}^3 \text{ Atm.}}$$

donde: Z = Altura del empaque = 0.040 m.

$$A = \text{Area transversal} = \frac{\pi}{4} D^2$$

si el $D = 0.025$ m. entonces $A = 0.00049 \text{ m}^2$

ΔY_{ml} = media logarítmica de la fuerza impulsora.

$$\Delta Y_{ml} = \frac{Y_3 \cdot P - Y_4 \cdot P}{\ln \frac{Y_3 \cdot P}{Y_4 \cdot P}} = \text{Atmósferas}$$

donde: Y_3 y Y_4 son las concentraciones del gas en razón Mol = Kg mol H_2S /Kg mol Inerte.

P = Presión en Atm. = 0.797

y: $G_I (Y_3 - Y_4) = \text{Kg mol H}_2\text{S transferidos/Hr}$

Por medio de un balance de materia se calcula $G_I (Y_3 - Y_4)$

Del diagrama de balance de materia tenemos:

$$G_3 Y_3 - G_4 Y_4 = L_2 x_2 - L_1 x_1$$

$$\text{donde: } Y = \frac{y}{1-y} \quad \text{entonces } Y_3 = \frac{y_3}{1-y_3}$$

$$Y_4 = \frac{y_4}{1-y_4}$$

$$y: X = \frac{x}{1-x} \quad \text{entonces } X_1 = \frac{x_1}{1-x_1}$$

$$y \text{ para } X_2 = \frac{x_2}{1-x_2} = \frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}}{\text{Kg mol Inerte}}$$

En base al gas inerte ó libre de H_2S el balance queda:

$$G_I = G_3 (1 - y_3) = G_4 (1 - y_4) = \text{Kg mol inerte/Hr}$$

$$G_I = L_2 (1 - x_2) = L_1 (1 - x_1) = \text{Kg mol inerte/Hr}$$

En razón mol, tenemos:

$$G_I (Y_3) - G_I (Y_4) = L_I (X_2) - L_I (X_1)$$

$$\text{Entonces } G_I (Y_3 - Y_4) = L_I (X_2 - X_1)$$

$$\text{donde } G_I (Y_3 - Y_4) = \text{Kg mol } H_2S \text{ Transferidos/Hr.}$$

VI. - DETERMINACION DE LA CONCENTRACION
MINIMA DE LA SOLUCION.

Para determinar la concentración mínima de catabán para eliminar al ácido sulfhídrico liberado en la reacción, en base a los resultados obtenidos experimentalmente, se calculó para cada una de las corridas:

- A. - Las alturas de las unidades de transferencia de masa (H_{OG}), experimentalmente.
- B. - Las alturas de las unidades de transferencia de masa (H_G), a partir de los datos teóricos.

Una vez obtenidas las H_{OG} y H_G se comparan y en el momento que estas dos alturas sean iguales ó bien se aproximen bastante, podremos llegar a la concentración mínima de la solución catabán que se debe usar para que la reacción se lleve a cabo en la interfase, es decir:

Si $H_{OG} \cong H_G$ entonces:

- a). La resistencia a la transferencia de masa está controlada por la fase gas.
 - b). La reacción se lleva a cabo en la interfase.
 - c). Se determina la concentración mínima de la solución catabán.
 - d). Se tienen los elementos necesarios para calcular las dimensiones de la columna de absorción.
- C. - Cálculo de la altura de la unidad de transferencia de masa experimental para cada una de las corridas.

Para calcular la H_{OG} se empleó la ecuación que Fellinger propone;

$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a P} = \text{metros}$$

donde

H_{OG} = Altura de la unidad de transferencia de masa experimental.

G = Velocidad másica del gas = $\frac{\text{Kg mol}}{\text{Hr m}^2}$

$K_y a$ = Coeficiente de transferencia de masa experimentalmente = $\frac{\text{Kg mol H}_2\text{S Transf.}}{\text{Hr m}^3 \text{ Atm.}}$

D.- Cálculo de la altura de la unidad de transferencia para cada una de las corridas a partir de las constantes físicas.

El cálculo de cada una de las unidades de transferencia fué hecho por medio de la ecuación que Fellingner propone:

$$H_G = \frac{\alpha G^\beta}{L^\gamma} Sc^{0.5} = \text{metros.}$$

donde:

H_G = Altura de la unidad de transferencia = m.

L y G = Velocidades másicas del líquido y gas
= Kg mol/Hr m^2

α, β, γ = Constantes características del tamaño y tipo de empaque usado. Para anillos Rasching de 3/8", tenemos:

$$\alpha = 0.730$$

$$\beta = 0.45$$

$$\gamma = 0.47$$

Sc = Módulo de Schmidt para el gas

$$Sc = \frac{\mu_m}{\rho_m D_{H_2S - N_2}}$$

donde:

$$\mu_m = \bar{y}_{H_2S} \mu_{H_2S} + \bar{y}_{N_2} \mu_{N_2} ; \text{ a } 20^\circ C$$

donde:

\bar{y} = concentración molar promedio

$$\rho_m = \bar{y}_{H_2S} \rho_{H_2S} + \bar{y}_{N_2} \rho_{N_2} ; \text{ a } 20^\circ C$$

La difusividad de la mezcla se calculó por medio de la ecuación de Wilke-Lee.

$$D_{AB} = \frac{(0.00107 - 0.000246 \sqrt{1/M_A + 1/M_B}) T^{3/2} \sqrt{1/M_A - 1/M_B}}{P (r_{AB})^2 \left[f (kT/\epsilon_{AB}) \right]}$$

donde:

$$D_{AB} = \text{Difusividad en cm}^2/\text{seg}$$

$$T = \text{Temperatura absoluta} = 293 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$P = \text{Presión} = 0.797 \text{ Atm}$$

$$M_A = \text{Peso molecular de A} = 28$$

$$M_B = \text{Peso molecular de B} = 34.08$$

$$r_{AB} = \text{Separación molecular en la colisión} = \text{Å}$$

$$= \frac{r_A + r_B}{2} = \frac{3.681 + 3.78106}{2} = 3.73103$$

$$\frac{\epsilon_{AB}}{k} = \sqrt{\frac{A}{k} \frac{B}{k}} = \sqrt{93.412 \times 252.406} = 153.55$$

$$\text{de } \frac{\epsilon_A}{k} = 1.21 T_b = 1.21 \times 77.2 \quad 93.412$$

$$\frac{\epsilon_B}{k} = 1.21 \times 208.6 = 252.406$$

entonces:

$$\frac{K \cdot T}{\epsilon_{AB}} = \frac{273}{153.55} = 1.7779$$

Entonces en la tabla de función de colisión por difusión:

$$f\left(\frac{kT}{\epsilon}\right) = 0.560$$

Substituyendo todos los datos en la ecuación:

$$D_{H_2S - N_2} = 0.207397 \text{ cm}^2/\text{seg}$$

Todos los cálculos realizados para cada una de las corridas en la obtención de los K_{ya} y las H_{OG} y H_G se encuentran registrados en la tabla 4.

TABLA 4 SOLAMENTE CON AGUA

corrida	L1	L2	X1	X2	G3	G4	Y3	Y4	Y3	Y4
	$\frac{\text{Kg mol tot}}{\text{Hr}}$	$\frac{\text{Kg mol tot}}{\text{Hr}}$		$\frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}}{\text{Kg mol tot}} \times 10^{-5}$	$\frac{\text{Kg mol tot}}{\text{Hr}} \times 10^{-3}$	$\frac{\text{Kg mol tot}}{\text{Hr}} \times 10^{-3}$	$\frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}}{\text{Kg mol tot}} \times 10^{-3}$	$\frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}}{\text{Kg mol tot}} \times 10^{-3}$	$\frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}}{\text{Kg mol N}_2} \times 10^{-3}$	$\frac{\text{Kg mol H}_2\text{S}}{\text{Kg mol N}_2} \times 10^{-3}$
1	0.083186	0.083190	0	4.5712	1.528	1.5247	27	24.66	27.75	25.28
2	0.16633	0.166388	0	4.1912	1.528	1.5219	27	22.63	27.75	23.13
3	0.24955	0.249565	0	4.1740	1.528	1.5176	27	19.49	27.75	19.88
4	0.33274	0.332758	0	4.1476	1.528	1.515	27	17.50	27.75	17.81
5	0.083186	0.083188	0	2.285	1.5236	1.5219	23.85	22.63	24.43	23.154
6	0.16633	0.166386	0	2.984	1.5236	1.5219	23.85	20.65	24.43	21.08
7	0.24955	0.249562	0	3.936	1.5236	1.515	23.85	17.50	24.43	17.81
8	0.33274	0.3327412	0	2.9115	1.5236	1.513	23.85	17.54	24.43	17.80
9	0.083186	0.083196	0	9.8655	1.5216	1.5144	22.40	17.09	22.91	17.39
10	0.16633	0.166393	0	6.329	1.5216	1.5124	22.40	15.57	22.91	15.82
11	0.24955	0.249568	0	6.125	1.5216	1.5083	22.40	12.47	22.91	12.63
12	0.33274	0.332742	0	5.657	1.5216	1.5049	22.40	9.97	22.91	11.074
13	0.083186	0.083187	0	1.4984	1.4972	1.4967	4.537	3.78	4.558	3.714
14	0.16633	0.1663812	0	0.749	1.4972	1.4962	4.537	3.70	4.558	3.714
15	0.24955	0.249556	0	0.7238	1.4972	1.4956	4.537	3.33	4.558	3.34
16	0.33274	0.332740	0	0.7294	1.4972	1.4955	4.537	2.895	4.558	2.903
17	0.083186	0.08319	0	1.2063	1.4964	1.4942	3.494	2.825	3.506	2.833
18	0.16633	0.16638	0	1.0729	1.4964	1.4921	3.494	2.307	3.506	2.312
19	0.24955	0.24955	0	1.0541	1.4964	1.492	3.494	1.671	3.506	1.674
20	0.33274	0.332740	0	0.983	1.4964	1.492	3.494	1.281	3.506	1.283

TABLA 4 (CONTINUACION) SOLAMENTE CON AGUA

corrida	G_1	$G_1 (Y_3-Y_4)$	ΔY_{ml}	K_{ya}	μ_m	P_m	S_c	H_{OG}	H_G
	$\frac{\text{Kg mol N}_2}{\text{Hr}} \times 10^{-3}$	$\frac{\text{Kg mol H}_2\text{S Tr}}{\text{Hr}} \times 10^{-6}$							
1	1.48674	3.6722	21.11	0.886	17.095	0.93282	0.8855012	4.3929	0.1026
2	1.48674	6.8390	20.23	1.7217	17.099	0.932632	0.885887	2.2725	0.07392
3	1.48674	11.700	18.80	3.1695	17.125	0.931236	0.888563	1.2344	0.06133
4	1.48674	14.778	17.864	4.213	17.129	0.931185	0.888820	0.9287	0.05358
5	1.48726	1.9022	18.96	0.5109	17.106	0.938323	0.886514	7.6464	0.102599
6	1.48726	4.9868	18.104	1.4028	17.1106	0.932169	0.886928	2.6774	0.07409
7	1.48726	9.8501	16.70	3.004	17.1169	0.931915	0.887496	2.7855	0.06125
8	1.48726	9.850	16.70	3.00	17.1224	0.931657	0.888027	1.300	0.05352
9	1.48752	10.7146	16.55	3.2972	17.1206	0.931735	0.887934	1.300	0.1025
10	1.48752	13.045	15.85	4.1916	17.1237	0.931602	0.888147	1.1817	0.074043
11	1.48752	17.790	14.31	6.328	17.1299	0.931326	0.888732	0.9295	0.06122
12	1.48752	20.105	13.5	7.584	17.1349	0.931108	0.889199	0.6157	0.05349
13	1.49041	1.258	3.285	1.950	17.1843	0.928943	0.893841	0.5138	0.102147
14	1.49041	1.258	3.285	1.950	17.1843	0.928919	0.893864	1.966	0.07374
15	1.49041	1.8153	3.122	2.9603	17.1850	0.928877	0.893945	1.966	0.06095
16	1.49041	2.466	2.924	4.296	17.1859	0.928827	0.894039	1.295	0.05325
17	1.4912	1.0035	2.520	2.030	17.1872	0.928817	0.894114	0.8924	0.10213
18	1.4912	1.780	2.286	3.9654	17.1883	0.928761	0.894225	0.9662	0.07374
19	1.4912	2.7318	1.975	7.0445	17.1896	0.928715	0.894337	0.5439	0.06099
20	1.4912	3.315	1.762	9.5818	17.1904	0.928695	0.894397	0.3998	0.05577

TABLA 4 (CONTINUACION) 0.5 %

corrida	L1	L2	X1	X2	G3	G4	Y3	Y4	Y3	Y4
	Kg mol tot Hr	Kg mol tot Hr		Kg mol H2S Kg mol tot x 10 ⁻⁵	Kg mol tot Hr x 10 ⁻³	Kg mol tot Hr x 10 ⁻³	Kg mol H2S Kg mol tot x 10 ⁻³	Kg mol H2S Kg mol tot x 10 ⁻³	Kg mol H2S Kg mol N2 x 10 ⁻³	Kg mol H2S Kg mol N2 x 10 ⁻³
21	0.076415	0.076433	0	19.072	1.528	1.5153	27	17.71	27.75	18.03
22	0.15383	0.15385	0	14.212	1.528	1.5089	27	12.95	27.75	13.12
23	0.22925	0.229284	0	10.27	1.528	1.5073	27	11.84	27.75	11.98
24	0.305663	0.305696	0	8.155	1.528	1.5052	27	10.95	27.75	11.07
25	0.076415	0.076433	0	16.45	1.5236	1.5126	23.85	15.71	24.43	15.96
26	0.15383	0.153857	0	11.19	1.5236	1.5086	23.85	12.67	24.43	12.83
27	0.22925	0.229278	0	8.80	1.5236	1.506	23.85	10.73	24.43	10.85
28	0.305663	0.305693	0	7.015	1.5236	1.5048	23.85	9.89	24.43	9.99
29	0.076415	0.0764303	0	23.038	1.5216	1.5052	22.4	10.95	22.91	11.07
30	0.15383	0.153851	0	12.61	1.5216	1.5046	22.4	9.76	22.91	9.85
31	0.22925	0.229274	0	9.57	1.5216	1.4929	22.4	8.14	22.91	8.207
32	0.305663	0.305686	0	7.53	1.5216	1.4928	22.4	7.42	22.91	7.47
33	0.076415	0.076436	0	1.46	1.4972	1.4968	4.537	3.79	4.56	3.80
34	0.15383	0.153856	0	1.60	1.4972	1.4956	4.537	2.90	4.56	2.90
35	0.22925	0.229277	0	1.58	1.4972	1.4946	4.537	2.12	4.56	2.13
36	0.305663	0.305668	0	1.41	1.4972	1.494	4.537	1.66	4.56	1.665
37	0.076415	0.076419	0	4.26	1.4964	1.4935	3.494	1.32	3.506	1.322
38	0.15383	0.153835	0	2.49	1.4964	1.493	3.494	0.93	3.506	0.931
39	0.22925	0.229253	0	1.87	1.4964	1.4926	3.494	0.63	3.506	0.617
40	0.305663	0.305663	0	1.517	1.4964	1.4923	3.494	0.39	3.506	0.397

TABLA 4 (CONTINUACION) 0,5%

corrida	G_1	$G_1 (Y_3 - Y_4)$		K_{Ya}	μ_m	P_{im}		H_{OG}	H_G
	$\frac{\text{Kg mol } N_2}{\text{Hr}} \times 10^{-3}$	$\frac{\text{Kg mol } H_2S \text{ Tr.}}{\text{Hr}} \times 10^{-6}$	$\frac{\Delta Y_{ml}}{\text{atm}} \times 10^{-3}$	$\frac{\text{Kg mol } H_2S \text{ Tr.}}{\text{Hr m}^3 \text{ atm}}$	c.p. $\times 10^{-3}$	gr/LT	S_c	Experiment. m.	Teórico m.
21	1.48674	14.45	17.96	4.096	17.128	0.9322	0.8878	0.9552	0.10693
22	1.48674	21.751	15.56	7.1193	17.138	0.93178	0.888735	0.5500	0.07699
23	1.48674	23.44	14.96	7.9812	17.1384	0.93167	0.88884	0.49023	0.06383
24	1.48674	24.80	14.47	8.7287	17.1406	0.93161	0.889015	0.44825	0.05577
25	1.48726	12.601	13.86	4.046	17.120	0.931745	0.887919	0.9669	0.10692
26	1.48726	17.25	14.36	6.1179	17.126	0.931469	0.888393	0.6387	0.07693
27	1.48726	20.201	13.34	7.7123	17.130	0.93130	0.888762	0.5066	0.06379
28	1.48726	21.48	12.87	8.500	17.132	0.931231	0.888942	0.4597	0.05730
29	1.48752	20.111	18.50	7.5869	17.1329	0.931198	0.889010	0.5135	0.10678
30	1.48752	21.92	12.84	8.6912	17.1354	0.93109	0.889243	0.4483	0.07687
31	1.48752	24.37	11.90	10.430	17.140	0.93094	0.889553	0.3736	0.06374
32	1.48752	25.465	11.45	11.330	17.184	0.93088	0.889682	0.3440	0.05569
33	1.49041	1.1237	3.32	11.722	17.186	0.928956	0.893813	2.2260	0.1063
34	1.49041	2.465	2.92	4.2934	17.187	0.928878	0.893987	0.8929	0.07651
35	1.49041	3.623	2.54	7.2673	17.188	0.928809	0.894132	0.5278	0.06374
36	1.49041	4.3117	2.29	9.590	17.190	0.92879	0.894182	0.3998	0.05542
37	1.4912	3.256	1.78	9.290	17.1911	0.928685	0.894102	0.4124	0.1063
38	1.4912	3.838	1.55	12.627	17.1917	0.928651	0.894476	0.3034	0.0765
39	1.4912	4.287	1.37	15.867	17.192	0.928624	0.894534	0.2415	0.06373
40	1.4912	4.636	1.13	20.93	17.1923	0.928619	0.894554	0.1831	0.05541

TABLA 4 (CONTINUACION) 1.0%

corrida	L1	L2	X1	X2	G3	G4	Y3	Y4	Y3	Y4
	Kg mol tot Hr	Kg mol tot Hr		Kg mol H2S Kg mol tot $\times 10^{-5}$	Kg mol tot Hr $\times 10^{-3}$	Kg mol tot Hr $\times 10^{-3}$	Kg mol H2S Kg mol tot $\times 10^{-3}$	Kg mol H2S Kg mol tot $\times 10^{-3}$	Kg mol H2S Kg mol N2 $\times 10^{-3}$	Kg mol H2S Kg mol N2 $\times 10^{-3}$
41	0.0708	0.070823	0	27.68	1.528	1.5109	27	14.43	27.75	14.64
42	0.1416	0.141626	0	15.31	1.528	1.509	27	13.07	27.75	13.24
43	0.2124	0.212427	0	10.63	1.528	1.508	27	12.49	27.75	12.65
44	0.2832	0.28323	0	8.77	1.528	1.506	27	10.99	27.75	11.11
45	0.0708	0.070820	0	23.98	1.5236	1.5087	23.85	12.83	24.43	13.0
46	0.1416	0.141622	0	12.72	1.5236	1.507	23.85	12.15	24.43	12.3
47	0.2124	0.212423	0	8.98	1.5236	1.5063	23.85	11.45	24.43	11.58
48	0.2832	0.283214	0	7.161	1.5236	1.5058	23.85	10.66	24.43	10.77
49	0.0708	0.070828	0	32.57	1.5216	1.5014	22.4	7.34	22.91	7.4
50	0.1416	0.141629	0	17.21	1.5216	1.5003	22.4	6.48	22.91	6.52
51	0.2124	0.212431	0	12.15	1.5216	1.500	22.4	5.52	22.91	5.56
52	0.2832	0.283232	0	9.51	1.5216	1.498	22.4	4.77	22.91	4.79
53	0.0708	0.070802	0	2.58	1.4972	1.496	4.537	3.32	4.558	3.33
54	0.1416	0.141603	0	1.686	1.4972	1.495	4.537	2.94	4.558	2.95
55	0.2124	0.212405	0	2.027	1.4972	1.494	4.537	1.66	4.558	1.667
56	0.2832	0.283206	0	1.90	1.4972	1.493	4.537	0.96	4.558	0.96
57	0.0708	0.070805	0	6.056	1.4964	1.493	3.494	0.63	3.506	0.64
58	0.1416	0.1416057	0	3.306	1.4964	1.4923	3.494	0.37	3.506	0.366
59	0.2128	0.212406	0	2.3	1.4964	1.4921	3.494	0.23	3.506	0.235
60	0.2832	0.283206	0	1.744	1.4964	1.492	3.494	0.194	3.506	0.1947

TABLA 4 (CONTINUACION) 1.0 %

corrida	G_1 Kg mol N ₂ Hr $\times 10^{-3}$	$G_1 (Y_3 - Y_4)$ Kg mol H ₂ S Tr. Hr $\times 10^{-6}$	ΔY_{ml} atm $\times 10^{-3}$	K_{ya} Kg mol H ₂ S Tr. Hr m ³ atm	μ_m c.p. $\times 10^{-3}$	P_{im} gr/LT	S_c	H _{OG} Experiment. m.	H _G Teórico m.
41	1.48674	19.4911	16.52	6.0089	17.1354	0.93191	0.889450	0.6511	0.11086
42	1.48674	21.568	15.63	7.030	17.1381	0.93179	0.888715	0.5568	0.0806
43	1.48674	22.45	15.32	7.460	17.1392	0.93174	0.888819	0.5245	0.06616
44	1.48674	24.74	14.49	8.695	17.1423	0.93170	0.889018	0.4199	0.0578
45	1.48726	17.00	14.44	5.990	17.126	0.93149	0.888373	0.6515	0.11079
46	1.48726	18.04	14.10	6.520	17.1276	0.93142	0.888523	0.5995	0.0799
47	1.48726	19.11	13.72	7.094	17.129	0.93136	0.888653	0.5508	0.06619
48	1.48726	23.313	13.30	7.780	17.1306	0.93131	0.888784	0.5022	0.05776
49	1.48752	25.582	11.40	11.43	17.140	0.93088	0.889682	0.3409	0.11073
50	1.48752	26.870	10.85	12.62	17.142	0.93080	0.889863	0.3088	0.07982
51	1.48752	28.307	10.20	14.13	17.1438	0.93071	0.890040	0.2756	0.0660
52	1.48752	29.601	9.646	15.63	17.1454	0.93065	0.890183	0.2493	0.0577
53	1.49041	1.8317	3.117	3.00	17.1850	0.928915	0.893823	1.3027	0.11018
54	1.49041	2.390	2.947	4.130	17.1858	0.92883	0.894028	0.928	0.07955
55	1.49041	4.310	2.290	7.580	17.1884	0.928769	0.894229	0.700	0.0657
56	1.49041	5.364	1.840	14.85	17.1898	0.928321	0.894727	0.2582	0.6548
57	1.4912	4.288	1.336	16.35	17.1917	0.928625	0.894533	0.2344	0.11020
58	1.4912	4.6816	1.108	21.52	17.1922	0.928620	0.894564	0.178	0.07956
59	1.4912	4.8818	0.960	25.904	17.1925	0.928586	0.894612	0.1449	0.0657
60	1.4912	4.9370	0.913	27.540	17.1926	0.928581	0.894691	0.1391	0.05741

TABLA 4 (CONTINUACION) 2.5 %

corrida	L1	L2	X1	X2	G3	G4	Y3	Y4	Y3	Y4
	Kg mol tot	Kg mol tot		Kg mol H2S	Kg mol tot	Kg mol tot	Kg mol H2S	Kg mol H2S	Kg mol H2S	Kg mol H2S
	Hr	Hr		Kg mol tot	Hr	Hr	Kg mol tot	Kg mol tot	Kg mol N2	Kg mol N2
			x 10 ⁻⁵	x 10 ⁻³						
61	0.05794	0.057957	0	24.44	1.528	1.5156	27	17.97	27.75	18.64
62	0.11588	0.115902	0	16.095	1.528	1.5129	27	15.04	27.75	15.27
63	0.1730	0.17382	0	12.367	1.528	1.5092	27	13.19	27.75	13.37
64	0.2317	0.23173	0	13.33	1.528	1.5010	27	7.03	27.75	7.05
65	0.05794	0.057956	0	28.99	1.5236	1.5089	23.85	12.94	24.43	13.11
66	0.11588	0.115902	0	19.82	1.5236	1.5035	23.85	8.89	24.43	8.96
67	0.1730	0.173825	0	14.44	1.5236	1.5016	23.85	7.48	24.43	7.56
68	0.2317	0.231727	0	11.49	1.5236	1.5010	23.85	6.48	24.43	6.52
69	0.05794	0.057964	0	42.77	1.5216	1.500	22.40	6.19	22.91	6.24
70	0.11588	0.115904	0	23.57	1.5216	1.4977	22.40	4.51	22.91	4.53
71	0.1730	0.173829	0	16.57	1.5216	1.4965	22.40	3.53	22.91	3.54
72	0.2317	0.23173	0	12.94	1.5216	1.4964	22.40	2.75	22.91	2.755
73	0.05794	0.057943	0	6.82	1.4972	1.4945	4.537	2.05	4.558	2.654
74	0.11588	0.115887	0	4.87	1.4972	1.4928	4.537	0.76	4.558	0.764
75	0.1730	0.173806	0	3.51	1.4972	1.4924	4.537	0.46	4.558	0.465
76	0.2317	0.231702	0	2.73	1.4972	1.4921	4.537	0.21	4.558	0.2123
77	0.05794	0.057942	0	41.74	1.4964	1.494	3.494	1.6	3.506	1.664
78	0.11588	0.115882	0	4.06	1.4964	1.4923	3.494	0.35	3.506	0.3514
79	0.1730	0.17308	0	2.87	1.4964	1.4921	3.494	0.15	3.506	0.1558
80	0.2318	0.231705	0	2.17	1.4964	1.492	3.494	0.13	3.506	0.1352

- 99 -

TABLA 4 (CONTINUACION) 2.5 %

corrida	G_1 Kg mol N ₂ Hr $\times 10^{-3}$	$G_1 (Y_3-Y_4)$ Kg mol H ₂ S Tr. Hr $\times 10^{-6}$	ΔY_{ml} atm $\times 10^{-3}$	K_{ya} Kg mol H ₂ S Tr. Hr m ³ atm	μ_m c.p. $\times 10^{-3}$	ρ_m gr/LT	S_c	H _{OG} Experiment. m.	H _G Teórico m.
61	1.48674	14.049	18.00	3.975	17.1282	0.93222	0.887994	0.9843	0.12178
62	1.48674	18.55	16.65	5.6753	17.1319	0.93203	0.888165	0.6894	0.08793
63	1.48674	21.38	15.70	6.9355	17.138	0.931812	0.888689	0.5641	0.0727
64	1.48674	30.775	12.00	13.6613	17.150	0.931264	0.889834	0.2995	0.06355
65	1.48726	16.84	14.50	5.9148	17.1260	0.93150	0.888369	0.6606	0.12181
66	1.48726	23.0	12.30	9.523	17.1342	0.93143	0.889130	0.4103	0.08793
67	1.48726	25.133	11.45	11.179	17.737	0.93102	0.889193	0.3495	0.0727
68	1.48726	26.64	10.80	12.563	17.139	0.93091	0.889601	0.311	0.06354
69	1.48752	26.88	10.85	12.6164	17.1425	0.93078	0.889906	0.3088	0.12168
70	1.48752	29.834	9.44	16.095	17.1464	0.93071	0.890177	0.2420	0.08787
71	1.48752	31.30	8.66	18.4075	17.1477	0.93065	0.890302	0.2117	0.07263
72	1.48752	32.48	8.00	20.677	17.1494	0.93056	0.890470	0.1884	0.06345
73	1.49041	13.739	2.50	7.6025	17.1895	0.9288	0.894146	0.5043	0.12109
74	1.49041	5.6537	1.70	16.937	17.1965	0.9287	0.894392	0.2263	0.08744
75	1.49041	6.100	1.43	21.725	17.1908	0.92845	0.894655	0.1765	0.07228
76	1.49041	6.328	1.26	25.25	17.19131	0.92813	0.89499	0.1502	0.06318
77	1.4912	2.745	1.97	7.096	17.1853	0.928682	0.894144	0.5399	0.12106
78	1.4912	4.70	1.10	21.78	17.1922	0.928652	0.89433	0.1759	0.08715
79	1.4912	4.99	0.86	29.58	17.1926	0.92863	0.894577	0.1295	0.07210
80	1.4912	5.026	0.826	30.98	17.1927	0.928591	0.894617	0.1236	0.06301

TABLA 4 (CONTINUACION) 5.0%

corrida	L1	L2	X1	X2	G3	G4	Y3	Y4	Y3	Y4
	Kg mol tot Hr	Kg mol tot Hr		Kg mol H2S Kg mol tot x 10 ⁻⁵	Kg mol tot Hr x 10 ⁻³	Kg mol tot Hr x 10 ⁻³	Kg mol H2S Kg mol tot x 10 ⁻³	Kg mol H2S Kg mol tot x 10 ⁻³	Kg mol H2S Kg mol N2 x 10 ⁻³	Kg mol H2S Kg mol N2 x 10 ⁻³
81	0.04456	0.044587	0	59.94	1.528	1.5047	27	9.758	27.75	9.854
82	0.08911	0.089138	0	39.46	1.528	1.5035	27	8.887	27.75	8.967
83	0.1337	0.133729	0	21.63	1.528	1.5027	27	8.302	27.75	8.372
84	0.1782	0.178233	0	18.28	1.528	1.4995	27	5.875	27.75	5.9097
85	0.04456	0.044587	0	60.19	1.5236	1.500	23.85	8.26	24.433	8.329
86	0.08911	0.089140	0	33.25	1.5236	1.4977	23.85	4.474	24.433	4.494
87	0.1337	0.133733	0	24.83	1.5236	1.4946	23.85	2.099	24.433	2.103
88	0.1782	0.17823	0	19.73	1.5236	1.4939	23.85	1.563	24.433	1.5654
89	0.04456	0.044592	0	73.18	1.5216	1.4931	22.40	0.9735	22.91	0.975
90	0.08911	0.089143	0	37.65	1.5216	1.4923	22.40	0.351	22.91	0.3511
91	0.1337	0.133734	0	25.27	1.5216	1.4921	22.40	0.1982	22.91	0.1983
92	0.1782	0.178234	0	19.0	1.5216	1.492	22.40	6.149	22.91	0.14902
93	0.04456	0.04457	0	14.47	1.4972	1.4921	4.537	0.231	4.558	0.2310
94	0.08911	0.089117	0	7.38	1.4972	1.4920	4.537	0.146	4.558	0.1463
95	0.1337	0.133707	0	4.94	1.4972	1.492	4.537	0.1210	4.558	0.1210
96	0.1782	0.178207	0	3.72	1.4972	1.4919	4.537	0.1048	4.558	0.104801
97	0.04456	0.044565	0	7.87	1.4964	1.4933	3.494	1.153	3.506	1.1539
98	0.08911	0.089115	0	5.51	1.4964	1.4921	3.494	0.2143	3.506	0.2143
99	0.1337	0.133705	0	3.75	1.4964	1.492	3.494	0.149	3.506	0.149
100	0.1782	0.178205	0	2.853	1.4964	1.4919	3.494	0.0974	3.506	0.0974

TABLA 4 (CONTINUACION) 5.0 %

corrida	G_1 Kg mol N ₂ Hr $\times 10^{-3}$	$G_1 (Y_3 - Y_4)$ Kg mol H ₂ S Tr. Hr $\times 10^{-6}$	ΔY_{ml} atm $\times 10^{-3}$	K_{Ya} Kg mol H ₂ S Tr. Hr m ³ atm	μ_m c.p. $\times 10^{-3}$	ρ_m gr/LT	S_c	H _{OG} Experiment. m.	H _G Teórico m.
81	1.48674	20.56	13.78	7.5987	17.1448	0.931503	0.88933	0.5149	0.1378
82	1.48674	27.92	13.25	10.7317	17.1465	0.931423	0.88950	0.3646	0.09956
83	1.48674	28.81	12.89	11.383	17.1477	0.931401	0.889584	0.3437	0.08228
84	1.48674	32.47	11.0	15.034	17.1526	0.931321	0.889914	0.2603	0.0719
85	1.48726	23.95	11.93	10.224	17.1393	0.93092	0.889611	0.3822	0.13782
86	1.48726	29.65	9.39	16.084	17.143	0.930721	0.889991	0.243	0.09953
87	1.48726	33.21	7.26	23.297	17.1478	0.930586	0.890371	0.1678	0.08226
88	1.48726	34.01	6.63	26.125	17.1489	0.930498	0.890509	0.1495	0.07188
89	1.48752	25.13	5.83	30.628	17.153	0.930317	0.890896	0.1269	0.1377
90	1.48752	36.06	4.55	40.363	17.1543	0.93027	0.891014	0.0965	0.09945
91	1.48752	36.28	4.033	45.85	17.1546	0.930203	0.891089	0.0850	0.08219
92	1.48752	36.36	3.815	48.53	17.1547	0.930145	0.891148	0.08028	0.082196
93	1.49041	6.45	1.156	28.4165	17.1913	0.928643	0.894493	0.134913	0.1370
94	1.49041	6.57	1.023	32.73	17.1914	0.928640	0.894506	0.1171	0.09893
95	1.49041	6.613	0.9745	67.86	17.1915	0.928636	0.894512	0.0565	0.08175
96	1.49041	6.64	1.69	35.93	17.19153	0.928632	0.894517	0.1067	0.07143
97	1.4912	3.51	0.938	10.568	17.1906	0.92867	0.894433	0.3625	0.13698
98	1.4912	4.91	0.941	26.659	17.1925	0.928588	0.894612	0.1437	0.09891
99	1.4912	5.00	0.847	30.097	17.1926	0.928582	0.894625	0.1273	0.08174
100	1.4912	5.09	0.753	34.406	17.1927	0.928577	0.894635	0.1114	0.07141

TABLA 4 (CONTINUACION) 10.0%

corrida	L1	L2	X1	X2	G3	G4	Y3	Y4	Y3	Y4
	Kg mol tot Hr	Kg mol tot Hr		Kg mol H2S Kg mol tot $\times 10^{-5}$	Kg mol tot Hr $\times 10^{-3}$	Kg mol tot Hr $\times 10^{-3}$	Kg mol H2S Kg mol tot $\times 10^{-3}$	Kg mol H2S Kg mol tot $\times 10^{-3}$	Kg mol H2S Kg mol N2 $\times 10^{-3}$	Kg mol H2S Kg mol N2 $\times 10^{-3}$
101	0.0306	0.030638	0	125.88	1.528	1.4943	27	1.90	27.75	1.90
102	0.06123	0.0612712	0	67.20	1.528	1.4921	27	0.1154	27.75	0.1154
103	0.09183	0.0918712	0	44.88	1.528	1.492	27	0.1106	27.75	0.1106
104	0.12243	0.122471	0	36.68	1.528	1.49199	27	0.1027	27.75	0.1027
105	0.0306	0.030836	0	33.69	1.5236	1.4922	23.85	0.278	24.43	0.278
106	0.06123	0.061266	0	117.25	1.5236	1.4921	23.85	0.213	24.43	0.213
107	0.09183	0.091865	0	58.79	1.5236	1.4919	23.85	0.1048	24.43	0.1048
108	0.12243	0.12244	0	39.38	1.5236	1.4919	23.85	0.0913	24.43	0.0913
109	0.0306	0.030634	0	29.57	1.5216	1.492	22.40	0.114	22.91	0.114
110	0.06123	0.061264	0	110.59	1.5216	1.4919	22.40	0.109	22.91	0.109
111	0.09183	0.09186	0	55.37	1.5216	1.49196	22.40	0.089	22.91	0.089
112	0.12243	0.122464	0	36.98	1.5216	1.49193	22.40	0.061	22.91	0.061
113	0.0306	0.030607	0	27.0	1.4972	1.49185	4.537	0	4.558	0
114	0.06123	0.061237	0	22.19	1.4972	1.49185	4.537	0	4.558	0
115	0.09183	0.091837	0	11.09	1.4972	1.49185	4.537	0	4.558	0
116	0.12243	0.122437	0	7.39	1.4972	1.49185	4.537	0	4.558	0
117	0.0306	0.030605	0	5.55	1.4964	1.49164	3.494	0	3.506	0
118	0.06123	0.061235	0	17.08	1.4964	1.49164	3.494	0	3.506	0
119	0.09183	0.091836	0	8.54	1.4964	1.49164	3.494	0	3.506	0
120	0.12243	0.122435	0	5.69	1.4964	1.49164	3.494	0	3.506	0

TABLA 4 (CONTINUACION) 10 %

corrida	G_1 Kg mol N ₂ Hr $\times 10^{-3}$	$G_1 (Y_3 - Y_4)$ Kg mol H ₂ S Tr. Hr $\times 10^{-6}$	ΔY_{ml} atm $\times 10^{-3}$	K_{ya} Kg mol H ₂ S Tr. Hr m ³ atm	μ_m c.p. $\times 10^{-3}$	P_m gr/LT	S_c	H _{OG} Experiment. m.	H _G Teórico m.
101	1.48674	38.43	7.68	25.476	17.160	0.930808	0.89079	0.1536	0.16466
102	1.48674	41.03	4.23	49.40	17.164	0.930743	0.891063	0.0792	0.1189
103	1.48674	41.08	4.02	52.04	17.16416	0.930693	0.891115	0.07519	0.09865
104	1.48674	41.10	4.00	52.33	17.1649	0.930656	0.89119	0.07476	0.0858
105	1.48726	35.92	4.30	42.55	17.1915	0.930389	0.892826	0.09183	0.1647
106	1.48726	36.02	4.07	45.04	17.1916	0.93038	0.892842	0.08675	0.1189
107	1.48726	36.18	3.35	54.90	17.1918	0.93036	0.892873	0.07117	0.0983
108	1.48726	36.20	3.148	53.13	17.1918	0.93033	0.892903	0.07354	0.08586
109	1.48752	36.37	3.80	48.745	17.1947	0.920244	0.892838	0.07993	0.1655
110	1.48752	36.42	3.60	51.52	17.1948	0.9202415	0.892843	0.07962	0.11922
111	1.48752	36.45	3.40	54.60	17.1948	0.920239	0.892848	0.07136	0.09871
112	1.48752	36.47	3.30	56.29	17.1948	0.920236	0.892853	0.06921	0.08633
113	1.49041	6.79	2.279	15.18	17.1974	0.928326	0.894537	0.02524	0.1635
114	1.49041	6.79	2.279	15.18	17.1974	0.928623	0.894537	0.02554	0.1180
115	1.49041	6.79	2.279	15.18	17.1974	0.928623	0.894537	0.02554	0.09755
116	1.49041	6.79	2.279	15.18	17.1974	0.928623	0.894537	0.02554	0.08521
117	1.4912	5.23	1.75	15.1887	17.1929	0.928569	0.89465	0.02522	0.16348
118	1.4912	5.23	1.75	15.1887	17.1929	0.928569	0.89465	0.02522	0.11796
119	1.4912	5.23	1.75	15.1887	17.1929	0.928569	0.89465	0.02522	0.09753
120	1.4912	5.23	1.75	15.1887	17.1929	0.928569	0.89465	0.02522	0.0852

CONCLUSIONES DE LA FASE EXPERIMENTAL

1. - En las corridas 89 a 93 se obtuvo una aproximación de los H_{OG} y H_G , de 95 a 98.65 %, dichas corridas se hicieron con solución catabán al 5% de concentración, es decir:

$$H_{OG} = 0.134913 \text{ m}$$

$$H_G = 0.1370 \text{ m}$$

$$\text{Entonces como } H_{OG} \approx H_G$$

- a). La resistencia a la transferencia de masa se localiza en la fase gas, donde $K_{ya} = 28.42 \text{ Kg mol/Hr m}^3 \text{ atm}$.
- b). La reacción se lleva a cabo en la interfase
- c). La concentración mínima para que la reacción se lleve a cabo en la interfase de 5%
2. - Las corridas 113 a 120 no se pueden tomar como base para un criterio, ya que el equipo que se usó para determinar la concentración del H_2S a la salida de la columna de absorción, fué insuficiente por lo que a esas pruebas se les dió valor de cero.

VII. - CALCULO DE LAS DIMENSIONES
DE LA COLUMNA

La cantidad de gas a tratar será $19.575 \text{ m}^3/\text{Hr}$, la cual contiene 2.366% de ácido sulfhídrico, 78.704% de aire y 18.93% de nitrógeno. La relación L/G experimental es de 0.0163, por lo que $L = 0.319 \text{ m}^3/\text{Hr}$, se tratará a contracorriente con solución de catabán al 5% en agua a una temperatura de $20 \text{ }^\circ\text{C}$ y presión de 586 mm Hg. El coeficiente de transferencia de masa obtenido experimentalmente es de $28.42 \text{ Kg mol}/\text{Hr m}^3 \text{ Atm}$, se desea emplear anillos Rasching de $3/8$ de pulgada.

Datos Adicionales a $20 \text{ }^\circ\text{C}$

peso molecular del $\text{H}_2\text{S} = 34.08$

peso molecular de $\text{N}_2 = 28$

peso molecular del agua = 18

peso molecular del catabán = 336.82

densidad del agua = $0.99823 \text{ gr}/\text{cm}^3$

densidad del catabán = $1.198 \text{ gr}/\text{cm}^3$

viscosidad del agua = 1 c.p.

viscosidad del catabán = 6.1 c.p.

1). Cálculo de la densidad del líquido

$$\begin{aligned} D_L &= 0.95 \times 0.99823 + 0.05 \times 1.198 = 1.0082 \text{ gr}/\text{cm}^3 \\ &= 1008.2 \text{ Kg}/\text{m}^3 = 62.913 \text{ lb}/\text{ft}^3 \end{aligned}$$

2). Cálculo de la viscosidad del líquido

$$\mu_L = 0.95 \times 1 + 0.05 \times 6.1 = 1.255 \text{ c.p.}$$

3). Peso molecular medio del líquido

$$\overline{PM}_L = 0.95 \times 18 + 0.05 \times 336.82 = 33.941$$

4). Peso molecular medio del gas

$$\overline{PM}_G = 0.02366 \times 34.08 + 0.787 \times 29 + 0.1893 \times 28 = 28.93$$

5). Densidad de la mezcla gaseosa

$$P_G = \frac{P \times \overline{PM}}{R \times T} = \frac{0.771 \times 28.93}{0.08205 \times 293} = 0.9278 \text{ gr}/\text{lt} = 0.058 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

Como en los absorvedores las mayores cantidades de flujo se hayan en la parte inferior, el diámetro se calculará para las condiciones existentes en el fondo.

6). Cálculo del diámetro de la columna.

$$\begin{aligned} \text{Gent.} &= 19.575 \text{ m}^3/\text{Hr} = 691.32 \text{ ft}^3/\text{Hr} \\ &= 691.32 \text{ ft}^3/\text{Hr} \times 0.058 \text{ lb/ft}^3 = 40.1 \text{ lb/Hr.} \\ &= \frac{40.1 \text{ lb/Hr}}{28.93 \text{ lb/lb mol}} = 1.386 \text{ lb mol/Hr} \end{aligned}$$

Como casi se tiene absorción completa el H₂S extraído será:

$$1.386 \text{ lb mol/Hr} (0.02366) (34.08) = 1.114 \text{ lb/Hr}$$

El líquido saliente será entonces:

$$L = 0.319 \text{ m}^3/\text{Hr} = 11.26 \text{ Ft}^3/\text{Hr} \times 62.913 \text{ lb/ft}^3 = 708.4 \text{ lb/hr}$$

entonces:

$$708.4 \text{ lb/Hr} + 1.114 \text{ lb/Hr} = 709.5 \text{ lb/Hr.}$$

entonces:

$$L / G (D_G / D_L)^{0.5} = \frac{709.5}{40.1} = (0.058 / 62.913)^{0.5} = 0.539$$

Que en la gráfica de inundación y caída de presión de LOBO es la abscisa y nos da una ordenada de 0.039, es decir:

$$\frac{G^2 C_f \mu^{0.2}}{g_c \beta_2 \beta_1} \cdot \frac{P_{ue}}{\beta_2} = 0.039$$

donde:

$$G = G \text{ de inuñ.} = \text{lb/Hr ft}^2$$

C_f = Constante característica del empaque = 750 para anillos Rasching de 3/8"

$$\mu_L = 1.255 \text{ c.p.}$$

$$\beta_2 = 0.058 \text{ lb/ft}^3$$

$$\beta_1 = 62.913 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_{ue} = 62.3 \text{ lb/ft}^3$$

$$g_c = 4.18 \times 10^8$$

entonces:

$$G_{\text{inun.}} = \frac{0.039 \times 4.18 \times 10^8 \times 0.058 \times 62.913 \times 62.913}{750 \times 1.04647 \times 62.3} \quad 0.5$$

$$= 276 \text{ lb/Hr ft}^2$$

Para un régimen de inundación de 50% entonces la G empleada será:

$$G_{\text{empl.}} = 138 \text{ lb/ft}^2 \text{ Hr}$$

Por lo que la sección transversal de la torre será:

$$A = \frac{40.1 \text{ lb/Hr}}{138. \text{ lb/Hr ft}^2} = 0.291 \text{ Ft}^2 = 0.02835 \text{ m}^2$$

Entonces el diámetro de la torre es:

$$D = (4 A / \pi)^{0.5} = 0.61 \text{ ft} = 19.0 \text{ cm.}$$

7). Cálculo de la altura del empaque

$$Z = H_G \times N_G$$

donde:

H_G = Altura de la unidad de transferencia

N_G = Número de unidades de transferencia

Z = Altura del empaque.

La altura de la unidad de transferencia se calculó por medio de la ecuación de Fellingner:

$$H_G = \frac{G_m}{K_{Ga} P}$$

donde:

$$G_m = \text{Kg mol /Hr m}^2$$

$$K_{Ga} = \text{Kg mol /Hr m}^3 \text{ Atm. obtenido experimentalmente.}$$

$$P = \text{Presión de trabajo} = 0.771 \text{ Atm.}$$

$$\text{Si } G = 19.575 \text{ m}^3/\text{Hr} \times 0.9278 \text{ Kg/m}^3 = 18.16 \text{ Kg/Hr}$$

$$= \frac{18.16 \text{ Kg/Hr}}{28.93 \text{ Kg/Kg mol}} = 0.627 \text{ Kg mol/Hr}$$

entonces:

$$G_m = \frac{0.627 \text{ Kg mol/Hr}}{0.02835 \text{ m}^2} = 22.11 \text{ Kg mol/Hr m}^2$$

y:

$$K_{Ga} = 28.42 \text{ Kg mol/Hr m}^3 \text{ Atm. (experimentalmente)}$$

substituyendo:

$$H_G = \frac{22.11 \text{ Kg mol/Hr m}^2}{28.42 \frac{\text{Kg mol}}{\text{Hr m}^3 \text{ Atm.}}} \times 0.771 \text{ Atm.} = 1.0 \text{ m.}$$

Para el número de unidades de transferencia de masa

$$N_G = \text{Ln} \frac{\bar{P}_{A1}}{\bar{P}_{A2}}$$

donde:

\bar{P}_{A1} = Presión parcial del H_2S a la entrada

\bar{P}_{A2} = Presión parcial de l gas a la salida

$$\text{Como } y_1 = 0.0236$$

$$y_2 = 0.0002366$$

$$P = 0.771 \text{ atm.}$$

Podemos calcular las presiones parciales:

$$\bar{P}_{A1} = P \times y_1 = 0.771 \times 0.236 = 0.01819$$

$$\bar{P}_{A2} = P \times y_2 = 0.771 \times 0.0002366 = 0.00018242$$

sustituyendo:

$$N_G = \text{Ln} \frac{0.01819}{0.00018242} = 4.6$$

Por lo que la altura del empaque será:

$$Z = 1.0 \times 4.6 = 4.6 \text{ metros.}$$

RECOMENDACIONES

- 1.- Es necesario verificar el pH de la solución de catabán cada media hora para detectar posibles variaciones y poder corregir inmediatamente.
- 2.- Durante la recirculación de la solución, es necesario filtrar la solución a través de un filtro Sparkler de placas horizontales con hojas de papel filtro, para eliminar de esa manera los finos cristales de azufre -- formados durante la reacción y evitar posibles incrustaciones de azufre.
- 3.- Sería muy conveniente que en el tanque donde se almacene la solución catabán que se está recirculando, sea barboteada con una pequeña corriente de aire para regenerar la solución más rápidamente.
- 4.- Es conveniente también, que después de terminada la -- absorción, la solución se siga recirculando a contracorriente con aire, durante aproximadamente dos horas para tener una total regeneración del catabán.
- 5.- Es necesario que después de haber usado la columna, sea sometida a un riguroso lavado con agua para su limpieza, y así evitar las incrustaciones de azufre.

VIII. - CONCLUSIONES



Al terminar éste estudio, podemos llegar a las siguientes conclusiones:

Definitivamente la eliminación de ácido sulfhídrico por medio de solución catabán, es más eficiente que con la solución de sosa, lo que nos proporciona un abatimiento de la contaminación ambiental de éste nocivo y tóxico agente indeseable. Así mismo, nos evita el problema del desecho de la solución saturada.

En el aspecto económico, también se tienen ventajas, más aún si se emplea la misma columna que ya se tiene instalada.

Actualmente se emplean 40 Kg de hidróxido de sodio grado técnico para cada lote que se procesa, siendo el costo del kilo de NaOH, de \$1045 pesos, lo que da un costo por lote de \$413.00 pesos, y si en el año se procesan 100 lotes, el gasto anual es de \$41,300.00 pesos.

El costo por litro de solución catabán, es de - - \$138.00 pesos (costo correspondiente al año de - 1977), si se usa una solución de 400 litros de catabán al 5%, se requiere de 20 litros de catabán, lo que da un costo de \$2,760.00 pesos.

Tomando como base la parte experimental donde una misma solución es útil para cuando menos 10 lotes, anualmente se tendría un gasto de \$27,600.00 pesos lo que nos daría un ahorro de \$13,700.00 pesos.

Cabe señalar que lo más importante es que las emisiones de ácido sulfhídrico se reducen hasta cero, lo que definitivamente nos da un abatimiento en la contaminación ambiental.

IX. - BIBLIOGRAFIA

- 1). British Sulphur Corp. C & E.N.
Nov. 2, 1970
pp. 11
- 2). Arthur D. Little, Inc.
Odor Thresholds for 53 Commercial Chemicals
Oct., 1968
- 3). Irving Sax N.
Dangerous Properties of Industrial Materials
Ed. Reinhold
3a. Ed.
1957
- 4). Paper Trade Journal
May 22, 1972
- 5). U.S. Pat. 3,226,320
W. C. Meuly and A. Seldner
(To Rhodia Inc.)
28, Dic. 1965
- 6). Astrerita Giovanni
Mass Transfer with Chemical Reaction
3a. Ed.
1963
- 7). Perry H. Robert and Chilton H. Cecil.
Chemical Engineer's Handbook
Mc. Graw Hill, Kogakusha, Ltd.
4a. Ed.
1963.
- 8). Ludwing E. Ernest
Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant.
Gulf Publishing Company
Houston, Texas
- 9). Reid C. Robert and Sherwood K Tomas
The Properties of Gases and Liquids, Their Estimation and conection.
Mc. Graw Hill Company
New York,
1958

- 10). The Merck Index Chemical and Drugs
7a. Ed.
Merck & Co. Inc.
1960
- 11). Treybal E. Robert
Operaciones con Transferencia de Masa
H. A. S. A. Editorial
Mc. Graw Hill Company
- 12). Ocon J. y Tojo G.
Problemas de Ingeniería Química
Vol. II,
Editorial Aguilar
1972
- 13). Molyneux F.
Ejercicios de Laboratorio de Ingeniería
Editorial Blume
Madrid, Barcelona
1967.

IMPRESO EN LOS TALLERES DE
INDUSTRIAL DE ARTES GRAFICAS
SAN BORJA 1003 ESQ. HERIBERTO FRIAS
MEXICO 12, D.F. TEL. 559-32-26