

2015



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
"CUAUTITLAN"

## DISEÑO DE UN PROCESO PARA EL TRATAMIENTO CAUSTICO DE LPG EN UNA REFINERIA

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
**INGENIERO QUIMICO**  
P R E S E N T A :

ANTONIO MIGUEL ANGEL CASTRO LANDEROS

CUAUTITLAN IZCALLI, ESTADO DE MEXICO

1987



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

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

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

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

## C O N T E N I D O

	Pág.
RESUMEN. . . . .	1
1. INTRODUCCION. . . . .	3
2. OPERACIONES BASICAS EN UNA REFINERIA Y TRATAMIENTO DE PRODUCTOS. . . . .	6
2.1. Ubicación de los procesos de endulzamiento en un esquema de refinación. . . . .	12
2.2. Procesos de endulzamiento. . . . .	14
a) Por reacción de oxidación. . . . .	15
b) Por disolución de los mercaptanos. . . . .	19
2.3. Lavado con reactivos alcalinos. . . . .	23
3. FUNDAMENTOS DEL TRATAMIENTO CAUSTICO. . . . .	25
3.1. Reacciones involucradas y condiciones de equilibrio. . . . .	25
a) En el pre-lavador. . . . .	28
b) En la etapa de disolución. . . . .	29
c) En la etapa de regeneración de sosa cáustica. . . . .	30
4. BASES DE DISEÑO DE LA PLANTA. . . . .	32
5. SELECCION DEL ESQUEMA DE PROCESAMIENTO. . . . .	38
6. BALANCE DE MATERIA, ENERGIA Y CALCULOS DE PROPIEDADES FISICAS. . . . .	41

	Pág.
7. DIMENSIONAMIENTO BASICO DEL EQUIPO. . . . .	62
a) Tanques de separación de fases. . . . .	62
b) Torre de oxidación. . . . .	67
Selección del tipo de relleno. . . . .	70
c) Contactores. . . . .	72
d) Calentador y enfriador. . . . .	73
8. CALCULO DE SERVICIOS Y AGENTES QUIMICOS. . . . .	98
9. REUTILIZACION Y/O DISPOSICION DE LA SOSA GASTADA. . . . .	105
10. CONCLUSIONES. . . . .	108
11. BIBLIOGRAFIA. . . . .	110

## RESUMEN

La mayoría de las gasolinas y el gas LP contienen compuestos de azufre en varias formas, las cuales son sensura- -bles en el producto acabado ya sea por su olor, color, corro- sividad, etc.

El siguiente trabajo comprende la selección del esque- ma de tratamiento para endulzar gas LP de una planta de frac- cionamiento y así como el dimensionamiento básico del equipo- envuelto en la elección del proceso.

Donde se usará sosa cáustica diluída como reactivo - en una primera etapa para remover selectivamente el sulfuro - de hidrógeno y parcialmente los mercaptanos, eliminándose la- interferencia del sulfuro de hidrógeno corriente arriba en el proceso.

En la etapa de disolución se manejará una solución de sosa cáustica concentrada para remover los mercaptanos del LP; con la posibilidad de utilizarla nuevamente por medio de la - regeneración de ésta en la etapa de oxidación.

En primer término se nombra brevemente el encadena- -miento de las operaciones básicas de transformación del petró- leo crudo, así como la utilización de los procesos para mejo- rar la calidad y eliminar el exceso de pesados con aumento de los gases y de la gasolina. Distinguiéndose los diferentes - procesos de endulzamiento para el tratamiento de los gases y- las gasolinas e indicando sus alcances y limitaciones.

Posteriormente se hace un análisis de los equilibrios existentes en el sistema, los cuales establecen el procedimiento de cálculo en la etapa de prelavado, seleccionando las condiciones necesarias para llegar a la remoción del sulfuro de hidrógeno en la corriente del LP y con la mínima pérdida de cáustica.

Dentro de las bases de diseño de la planta se establecen la cantidad y calidad del producto deseado, las corrientes de partida y sus características, los servicios (temperaturas y presiones), etc. los cuales son el punto de partida para la selección del esquema de proceso, la determinación de las propiedades físicas y por consiguiente los balances de materia y energía. Implicando la elección del intercambiador (calentador y enfriador), los requerimientos de servicios y agentes químicos; y por consiguiente el dimensionamiento básico del equipo.

Por último se nombran algunos métodos para la disposición de la sosa gastada.

## 1. INTRODUCCION

El gas licuado del petróleo "LPG" comprende cualquier material compuesto predominantemente de los siguientes hidrocarburos o mezclas de ellos: propano, propileno, butanos (n-butano o isobutano) y butilenos. Las mezclas de propano-butano contienen pequeñas cantidades de etano e isopentano presentes en los grados comerciales.

Las fracciones de propano y/o butano después del tratamiento para remover los constituyentes indeseables (tales como sulfuro de hidrógeno, mercaptanos, azufre y agua) constituyen los grados comerciales de LPG. Los cuales son disponibles en cuatro grados comerciales: Propano comercial, Propano HG-5, Butano comercial y mezcla de Butano-Propano. (Para mayor información sobre las propiedades específicas de estos productos ver tabla 1 ref. 5 vol. (12)).

Tabla 1.- Porcentaje de hidrocarburos en los diferentes grados comerciales de LPG.

Componente % vol. líq.	Propano Comercial	Propano HD-5	Butano Comercial	Mezcla de Butano-Propano
Etano	5 max.	5 max.		
Propano	25	90 min.	48	15
Propileno	70 max.	5 max.		
Isobutano	{ 2.5 max.	{ 2.5 max.	34	45
n-Butano			18	40

El gas licuado del petróleo es extraído del gas natural o derivado de la refinación del petróleo crudo.

La mayoría del gas licuado es usado como combustible-doméstico e industrial, además del amplio campo de aplicación como se indica a continuación:

tratamiento térmico de metales, incluyendo soldadura, bronceado templado, cementación y preparación de atmósferas controladas.

Cortadura de acero (llama oxi-propano), soldadura de metales no ferrosos, soldadura con plomo y recocido claro de aleaciones.

Fusión con gas, esmaltado vítreo y recocido de cerámica. Chamuscado, secado y satinado de tejidos.

Industria de la alimentación, tostado de cereales, ahumado de carnes y maduración de frutas.

Aplicaciones agrícolas, secado artificial, curación del tabaco y quemado de malezas.

Alumbrado, tal como boyas marinas y faros costeros.

Según datos estadísticos la variación de las ventas interiores y el volumen de las exportaciones del gas licuado entre 1983 y 1984 fueron 31.54 y 70.2% respectivamente, observándose un incremento en la demanda lo cual indica su actual importancia como fuente de calor y energía. Aunque dicha utilización sigue siendo predominante, su aplicación como producto de partida en la industria química se ve incrementada cada vez más. No obstante, los muchos factores que influyen en la posible utilización de los gases del petróleo licuados, su --

adaptabilidad, tanto en su sentido físico como químico, hace que tenga un lugar destacado en la larga lista de las materias primas asequibles.

## 2. OPERACIONES BASICAS EN UNA REFINERIA Y TRATAMIENTO DE PRODUCTOS.

El esquema de transformación del petróleo crudo comprende las diversas operaciones que siguen a la destilación inicial (ver la figura 1) que son las de transformación, descomposición y desulfuración.

La unidad de destilación tiene por objeto separar el petróleo crudo en un cierto número de fracciones clasificadas en función de las temperaturas de ebullición de los hidrocarburos, obteniéndose gas de destilación, gasolina ligera, gasolina pesada, querosina, aceite y residuo atmosférico.

Sin embargo, ningún producto de esta destilación inicial puede considerarse como producto acabado con excepción del residuo atmosférico, vendido como combustible pesado. El residuo atmosférico es procesado por cinco posibles caminos: (1) Rompimiento de viscosidad, o coquización, o destilación a vacío; seguido por (2) Craqueo catalítico; (3) Craqueo hidrogénante; (4) Fabricación de aceites lubricantes; y (5) Fabricación de asfalto.

El incremento en el contenido en azufre de los crudos de los que se dispondrán en el futuro, incrementan los problemas de corrosión, envenenamiento, etc., lo cual obliga a hacer un mayor esfuerzo en la eliminación de los constituyentes indeseables que son normalmente los compuestos de azufre, a la vez que aumentan los problemas de colocación para estos --



mismos productos indeseables una vez extraídos. Además, con este nivel alto de compuestos sulfurados, se observa que no todos los productos pueden eliminarse fácil y económicamente, tal como sucede con los compuestos del tipo tiofeno.

Por esto, la industria está investigando procesos nuevos y más baratos para la eliminación de azufre y al mismo tiempo modificar los valores máximos para el contenido en azufre vigentes en las especificaciones para productos.

Los productos de destilación directa (diesel, queroseno, destilado ligero) son desulfurados o tratados con hidrógeno, la gasolina pesada puede ser reformada catalíticamente para mejorar su número de octano. El aceite de destilación o de vacío o ambos constituyentes la alimentación al craqueo catalítico o hidrogenante. Los gases olefinicos son reunidos de todos los procesos de descomposición (rompimiento de viscosidad, coquización y craqueo catalítico) para la polimerización, más frecuentemente para la alquilación dentro de los rangos de ebullición de la gasolina.

Es pues, necesario utilizar los procesos de transformación y de separación para mejorar la calidad y el exceso de pesados con aumento de los gases y de la gasolina.

Los procesos de transformación se aplican a la mayor parte de las fracciones atmosféricas y se clasifican en función del fin perseguido:

- a) Modificación de la estructura molecular para mejorar la calidad y obtener rendimientos del número octano entre --

80 y 100.

- En el reformado catalítico se introduce la gasolina pesada para aumentar el número de octano, efectuándose reacciones de ciclación, de hidrogenación de los naftenos, isomerización y craqueo hidrogenante, conduciendo a la formación de estructuras aromáticas, isómeros, gases saturados e hidrógeno.

- Isomerización de las parafinas normales de la gasolina ligera en isoparafinas con buen número de octano.

- La reducción de viscosidad aplicada a los residuos con baja severidad de craqueo, se limita a destruir las moléculas más pesadas.

b) Transformación de los productos en exceso, para equilibrar la producción y la demanda:

- El craqueo catalítico aplicado al aceite y a los destilados de vacío produce gasolina con buen número de octano y gases saturados e insaturados, así como productos más pesados equivalentes a la gama de los combustibles.

- Reducción de viscosidad aplicada a los residuos que según la severidad produce destilado aceitoso, el cual a su vez podrá ser sometido al craqueo catalítico. Esta operación produce igualmente poco gas, cuyas moléculas son insaturadas, gasolina de calidad mediana, como consecuencia de formas olefínicas y por último un combustible pesado.

- Coquización de los residuos de vacío para reducir

la producción de los combustibles pesados. Frecuentemente se ajusta la coquización para obtener coque o un destilado que - previa hidrogenación constituye una excelente carga de cra- - queo catalítico. Por el contrario cuando no interesa el destilado se obtiene una gasolina de baja calidad y una gran producción de gases no saturados.

- El craqueo hidrogenante aplicado al aceite y a los residuos, la presencia de hidrógeno permite obtener, simultáneamente, un aumento del rendimiento en gasolina por eliminación de los residuos pesados en el efluente de la reacción y una mejora de los índices de viscosidad, de la estabilidad y del contenido de azufre de los destilados.

Dentro de los procesos de transformación también pueden incluirse la alquilación y la polimerización, utilizándose como materia prima los gases no saturados producidos por los procesos antes mencionados. Dichos procesos tienen los siguientes objetivos: fabricación de gasolinas de alto número de octano y preparación de materias para la industria petroquímica.

Las operaciones utilizadas para modificar la estructura moléculas no producen compuestos puros, ya sea como consecuencia de reacciones secundarias o por causa de una transformación incompleta o por la naturaleza misma de la reacción que conduce a la formación de varios productos, es necesario completar cualquier proceso de transformación con unidades de separación.

- Destilación de todos los efluentes de las unidades-

de craqueo y de síntesis para remover gases, gasolinas y residuos. Vuelven a aparecer unidades idénticas a las de destilación directa, pero funcionando bajo presión, como consecuencia de la abundancia de fracciones ligeras.

- Absorción, separación de los gases y estabilización de las gasolinas ligeras en las unidades de fraccionamiento de gases para ajustar la presión de las gasolinas y separación de los gases licuados, así como de las olefinas necesarias en petroquímica;

- Extracción con disolventes, de los aromáticos de las gasolinas de reformado catalítico o de los destilados de craqueo.

## 2.1.- Ubicación de los procesos de endulzamiento en un esquema de refinación.

Siguiendo con el esquema de procesamiento (figura 1) - la desulfuración es de las últimas operaciones aplicadas en la refinación del petróleo, los cuales tienen por objeto eliminar los compuestos de azufre.

La hidrodesulfuración que se practica actualmente con las gasolinas y los destilados ligeros, provocan una hidrogenación suave y selectiva. Los compuestos de azufre se destruyen en el orden siguiente: mercaptanos y sulfuros, polisulfuros y compuestos tiofénicos. El azufre se libera bajo la forma de sulfuro de hidrógeno mientras la parte hidrocarbonada de la molécula se hidrogena.

El tratamiento con hidrógeno aunque muy suave produce moléculas contaminadas con sulfuro de hidrógeno, cuya recuperación es posible mediante el proceso Girbotol.

La existencia de los procesos de hidrodesulfuración implica la existencia de una unidad productora de hidrógeno, el cual es obtenido por el reformado catalítico.

Según las condiciones de presión, temperatura y el tipo de catalizador es posible distinguir dos grupos de transformaciones:

- Con platino y óxido de molibdeno, se realizan transformaciones moleculares destinadas esencialmente a producir un máximo de gasolina de elevado número de octano.

- Con el catalizador mixto de cobalto y molibdeno, --

tiene lugar la descomposición selectiva de las moléculas sulfuradas.

Los procesos de hidrodesulfuración son aplicados a: - gasolina pesada, queroseno y gasoleos; en todos los casos obteniéndose sulfuro de hidrógeno como subproducto, el cual es enviado a la planta de transformación de azufre.

Posteriormente se explican los procesos existentes -- de desulfuración.

Para considerar una corriente como producto acabado - debe reunir las especificaciones establecidas por el mercado. Sin embargo el refinador no puede hacer trabajar el equipo de refinación de una manera distinta cada vez que se requiera, - por lo que se producen materiales básicos, los cuales son mezclados e incorporándose a estos agentes antioxidantes, anti--congelantes, etc., para satisfacer la demanda del mercado.

## 2.2.- Procesos de endulzamiento.

La mayoría de las gasolinas y las corrientes de gas LP contienen azufre en varias formas. Estas son sulfuro de hidrógeno, mercaptanos, oxisulfuro de carbono, dióxido de carbono y azufre elemental. Los factores que hacen al azufre y a sus compuestos indeseables, pueden resumirse en la siguiente forma:

a) El olor desagradable de los destilados directos o de craqueo puede ser debido a los mercaptanos (aunque son usados en pequeñas cantidades para odorizar los productos) o al sulfuro de hidrógeno, aparte de que este último es extremadamente tóxico, su presencia puede inducir a la depositación del azufre libre.

b) Mucha de la corrosión de los tanques de almacenamiento, líneas tubos de horno, columnas y equipo de recuperación de calor se debe a la presencia del sulfuro de hidrógeno los mercaptanos de peso molecular bajo, los polisulfuros y el azufre libre son corrosivos para el cobre y el latón en presencia de aire. Los sulfuros, disulfuros y tiofenos son corrosivos principalmente como resultado de los gases sulfurados producidos en su combustión;

c) Los compuestos de azufre en las gasolinas reducen el número de octano y la susceptibilidad al tetraetilo de plomo, con respecto a está los polisulfuros son los más dañinos seguidos por los disulfuros, mercaptanos, sulfuros y tiofenos;

d) Compuestos sulfurados tales como el azufre, los tiofenoles y mercaptanos; especialmente los productos del craqueo actúan como aceleradores de la disminución en la estabilidad del color, promoviendo por esto la formación de gomas y resinas;

e) La presencia de sulfuro de hidrógeno, mercaptanos y compuestos de azufre son generalmente indeseables en las cargas de algunos procesos catalíticos, por la rápida desactivación del catalizador.

f) El oxisulfuro de carbono no reacciona a la prueba de lamina de cobre<sup>(1)</sup>, sin embargo COS puede hidrolizarse a  $H_2S$  en los tanques de asentamiento, aunque la corriente estuviera exenta de  $H_2S$ .

g) La presencia de dióxido de carbono causa grandes pérdidas de cáustica cuando una corriente es tratada con sosa cáustica.

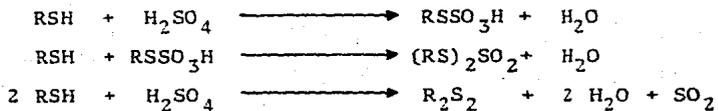
Un producto conteniendo elementos censurables puede ser tratado para remover el sulfuro de hidrógeno y el azufre elemental ya sea removiendo los mercaptanos o convirtiéndolos a compuestos menos censurables.

#### Clasificación de los procesos de desulfuración

a) Por reacciones de oxidación.

La desulfuración por oxidación es el procesamiento más antiguo, convirtiendo los mercaptanos a disulfuros.

Eliminación de los mercaptanos con ácido sulfúrico.

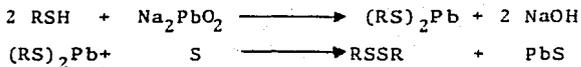


Este procedimiento exige grandes cantidades de ácido y no se usa comúnmente para el endulzamiento. El azufre no es eliminado sino que se cambia simplemente a disulfuro, que es corrosivo en menor grado e inodoro. El ácido sulfúrico -- concentrado por encima del 93% ataca a la mayor parte de las moléculas que contienen azufre así como a los aromáticos y a las olefinas. Esta disminución en el contenido de azufre provoca una mejoría en la estabilidad pero una pérdida de hidrocarburos en forma de polímeros ácidos, aparte de que el número de octano de las gasolinas queda seriamente reducido. En los productos pesados, la acción del ácido da lugar a decoloración.

Tratamiento doctor.

Este procedimiento consiste en el tratamiento de los hidrocarburos con una solución de litargirio de sosa cáustica en presencia de una mínima cantidad de azufre; el resultado final es la conversión de los alquil mercaptanos en dialquil disulfuros.

La reacción se esquematiza normalmente así:



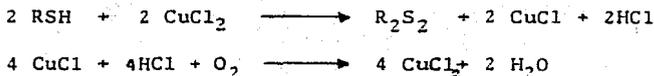
aunque, en realidad, tiene un mecanismo más complicado. El proceso doctor mejora simplemente el olor, pero no reduce el contenido de azufre total.

Si no se tiene cuidado al agregar la cantidad necesaria de azufre, un exceso de este puede incrementar la cantidad total de azufre y tener un efecto perjudicial sobre la estabilidad de la gasolina y por consiguiente reducir el efecto de la acción de los inhibidores antioxidantes, etc.

El sulfuro de plomo es regenerado por el soplado con aire.

Tratamiento con cobre.

Los diferentes procesos que utilizan el cobre aprovechan el cambio del ión cúprico a cuproso para oxidar los mercaptanos de la siguiente forma:



El oxígeno invierte continuamente la transición del ión cobre.

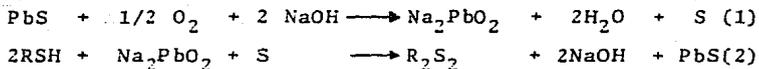
Las pérdidas de sales de cobre son normalmente pequeñas, pero en vista del marcado efecto que producen las trazas-

de cobre sobre las gasolinas (alto contenido en gomas, mal -- color), se les añaden desactivadores.

#### Tratamiento con sulfuro de plomo.

Ha encontrado cierta aceptación una variante del proceso doctor, el Stracto, que utiliza el sulfuro de plomo. Este método emplea la acción del sulfuro de plomo para la oxidación con aire de los mercaptanos a disulfuros.

El sulfuro de plomo en suspensión con sosa cáustica se mezcla con los hidrocarburos y aire. Las reacciones que se producen son:



El proceso funciona mejor con una carga de destilación directa de bajo contenido en mercaptanos, pues una gran cantidad de aire no solo aumenta las pérdidas de hidrocarburos, sino que también causa bastante formación de azufre -- reacción (1), de modo que la gasolina tratada se vuelve corrosiva.

Todos estos procedimientos para tratar gasolinas se parecen por que convierten el azufre del mercaptano en disulfuro, pero no disminuyen el contenido total de azufre.

En el pasado, la corrosividad y el olor eran los factores más destacados, pero hoy se aprecia que los efectos importantes del azufre son rebajar el número de octano y más --

aún disminuir la eficiencia del tetraetilo de plomo. La conversión de los mercaptanos en disulfuros, no mejora mucho esta situación por lo consiguiente se han ideado otros métodos para eliminar el azufre.

b) Procesos de disolución de los mercaptanos.

La mayoría de los procesos mencionados son modificaciones del lavado cáustico ideados para hacer los mercaptanos más solubles en la solución alcalina.

Lavado alcalino

La gasolina y los gases licuados son tratados con una solución de sosa cáustica de 5-15% en peso usando lavadores (etapas) en serie para remover primero el sulfuro de hidrógeno y luego los mercaptanos, separándolos de la fase de hidrocarburo.

Los mercaptanos de bajo peso molecular son disueltos por la solución de sosa cáustica solamente, pero para separar aquellos que tienen tres o más átomos de carbono por molécula se deben de agregar "solubilizadores", como es el caso de los siguientes procesos: Proceso "Shell Solutizer", "Atlantic Unisol", "Pure Oil Mercapsol" y "Tannin Solutizer", todos estos emplean compuestos químicos que favorecen la solubilidad de los mercaptanos depositándolos en la solución alcalina utilizándose como solubilizadores las sales de isobutírico, metanol, cresoles, ácidos naftenicos y alquil fenoles res

respectivamente, juntamente con sosa cáustica.

Las soluciones son regeneradas por calentamiento y -- destilación con vapor de agua, excepto en el proceso "Tannin-Solutizer" en el que se burbujea aire.

#### Proceso Merox.

El proceso Merox altamente prospero por su amplio espectro de aplicación (gasolina, combustible para aviación), -- queroseno e inclusive fracciones de  $C_3$ ,  $C_4$  y mezclas de ambas) y por su bajo costo de inversión y mantenimiento, es muy aplicado industrialmente.

El proceso Merox utiliza un lavador inicial con sosa cáustica para eliminar el sulfuro de hidrógeno de la corriente de hidrocarburo y así ponerlo en contacto en la siguiente etapa con un agente catalítico en solución cáustica, evitándose su contaminación de esta y por otra parte interferir en la eliminación de mercaptanos.

El proceso Merox toma la ventaja de la irreversibilidad de la oxidación catalítica de los mercaptanos a disulfuros con la introducción de aire, resultando los disulfuros en una capa aceitosa e insoluble en la solución de sosa cáustica y por lo consiguiente su separación.

Los procesos antes mencionados se utilizan principalmente para el tratamiento de las gasolinas y otras fracciones obteniendose un endulzamiento óptimo de la corriente.

Hay varios procedimientos que se usan para tratar ga-

ses del petróleo, con el fin de eliminar los contaminantes -- más comunes: sulfuro de hidrógeno, mercaptanos, dióxido de -- azufre, oxisulfuro de carbono y dióxido de carbono: cada uno de ellos causa problemas en el producto terminado.

A continuación se nombran algunos métodos usados para la eliminación de estos contaminantes.

#### Proceso Girbotol.

Es el proceso que más destaca ya que además de limpiar y purificar los gases sirve también para líquidos.

Utiliza una solución de mono o dietanolamina de 25-35% en peso reduciendo el sulfuro de hidrógeno entre 10-20 -- ppm. (30) y removiendo otros gases ácidos; la solución es susceptible de ser regenerada por calentamiento en un sistema -- cíclico.

#### Tratamiento con Mallas Moleculares.

Las corrientes de propano, butano y mezclas (gas LP) -- pueden ser tratadas con mallas moleculares para reunir las -- especificaciones de sequedad, contenido de azufre y corrosión

El proceso de Mallas Moleculares remueve selectivamente primero la agua y luego los compuestos de azufre, por medio de un sistema cíclico de dos recipientes de lechos empacados; mientras que un recipiente esta en operación el otro -- esta en regeneración. El tipo de lecho empacado depende primordialmente de la cantidad y tipo de los compuestos de azu--

fre presentes en la corriente de alimentación.

Tratamiento con hidróxido de potasio sólido.

El hidróxido de potasio sólido puede usarse para remover pequeñas cantidades de compuestos de azufre (10-20 ppm)<sup>31</sup> contenidos en el propano líquido y corrientes de LP.

La reacción para este proceso es:



Aunque el agua es formada como un producto es necesario agregar pequeñas cantidades de esta al lecho para que continúe la reacción.

El sistema utiliza dos recipientes empacados (KOH) -- arreglados en paralelo con el fin de tratar continuamente la corriente en uno de los recipientes mientras que el otro se encuentra en espera (cada 8 hrs todo el flujo es cambiado al recipiente disponible). Los productos de reacción son drenados del lecho (sólo requiere de 1 a 2 min. para realizar esta operación). Cuando se incrementa la concentración de azufre en la corriente tratada, el lecho es lavado con agua y cargado con cáustica fresca.

### 2.3.- Lavado con reactivos alcalinos.

Frecuentemente se emplea la sosa cáustica y la cal, para eliminar los constituyentes ácidos que estan presentes normalmente en las fracciones del petróleo y las que se han añadido en una parte precisa del refinado.

Las soluciones de sosa cáustica de concentración 15% en peso se emplean comúnmente en la eliminación de trazas de sulfuro de hidrógeno de los hidrocarburos ligeros. En particular se emplean para gases o gases licuados, que solo tienen pequeñas cantidades de sulfuro de hidrógeno o para el tratamiento posterior a la eliminación de todo el sulfuro de hidrógeno por los procesos con Fosfatos o Girbotol.

Estas soluciones de sosa cáustica pueden convertirse casi integramente en NaSH, antes de que se precise reemplazarlas. De forma semejante pueden las gasolinas lavarse antes del endulzamiento o eliminación de los mercaptanos. Esta sosa cáustica cuando se ha agotado no puede ser regenerada y debe ser desechada.

Los ácidos orgánicos producidos pueden también eliminarse por aplicaciones de soluciones cáusticas, en particular los ácidos naftenicos. Debido a su peso moléculuar, estos ácidos se encuentran en el queroseno, en el gas oil y en las fracciones más pesadas del petróleo.

Al aumentar el peso moléculuar de las fracciones, se dificulta la extracción debido a la formación de emulsiones, lo que se puede evitar empleando soluciones de sosa cáustica.

cada vez más diluidas. Frecuentemente, cuando se trata de ga  
soil pesado es necesario utilizar soluciones de 1 a 3% de con  
centración. Es cierto que el emulsionamiento puede evitarse-  
usando soluciones alcohólicas, pero raramente resultan econó-  
micas, por su costo.

### 3. FUNDAMENTOS DEL TRATAMIENTO CAUSTICO

#### 3.1.- Reacciones involucradas y condiciones de equilibrio.

El lavado cáustico de LP (mezcla de Butano-Propano) involucra la separación de todas las impurezas ácidas presentes en la corriente.

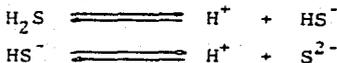
Los mercaptanos (Metil y Etil) son ácidos monopróticos, los cuales tienen un ión hidrógeno activo. Si ellos están en solución acuosa, su disociación es como sigue:



donde R denota un grupo metil ( $-\text{CH}_3$ ) o etil  $\text{R}' (-\text{C}_2\text{H}_5)$ . El grado de disociación es medido por la constante de ionización o acidez:

$$K_a = \frac{[\text{H}^+][\text{RS}^-]}{[\text{RSH}]} \quad \dots \quad (1)$$

El ácido sulfhídrico, es un ácido diprotico, el cual tiene dos etapas de disociación y tiene dos iones hidrógeno-activos. Si el  $\text{H}_2\text{S}$  esta presente en solución acuosa, la disociación es como sigue:



El grado de disociación para la primera etapa es medida por la constante de ionización:

$$K_{a1} = \frac{[H^+][HS^-]}{[H_2S]} \dots (2)$$

y para la segunda etapa:

$$K_{a2} = \frac{[H^+][S^{2-}]}{[HS^-]} \dots (3)$$

Puesto que la segunda ionización es extremadamente débil como indica el valor numérico de la constante ( $K_{a2}$ ), no contribuye de forma apreciable a la concentración total del ión hidrógeno, por lo que podemos considerar el ácido sulfhídrico como un ácido monoprótico (usando la constante de la primera etapa) por uso práctico.

La sosa cáustica, NaOH, es una base monovalente la cual tiene un ión hidroxilo activo. En solución acuosa, la disociación es como sigue:



y su constante de ionización es:

$$K_b = [Na^+][OH^-] \dots (4)$$

La solución en medio acuoso,  $H_2O$ , también tiene una constante de ionización:

$$K_w = \frac{[H^+][OH^-]}{[H_2O]} \dots (5)$$

Las constantes de ionización (aproximadamente a 90°F) para los ácidos presentes en la corriente LP son:

H <sub>2</sub> S	Ka <sub>1</sub> = 6.3 X 10 <sup>-8</sup>	Ka <sub>2</sub> = 1.3 X 10 <sup>-12</sup>	pKa <sub>1</sub> = 7.2
RSH	Ka <sub>1</sub> = 4.03 X 10 <sup>-11</sup>		pKa <sub>1</sub> = 10.33
R'SH	Ka <sub>1</sub> = 4.18 X 10 <sup>-11</sup>		pKa <sub>1</sub> = 10.5
NaOH	Kb = 1.0 X 10 <sup>2</sup>		pKa <sub>2</sub> = 11.89
H <sub>2</sub> O	Kw = 1.0 X 10 <sup>-14</sup>		

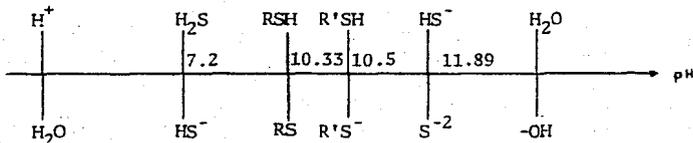


Fig. 2 Representación de los ácidos presentes en la escala de pH.

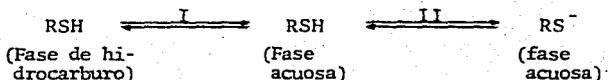
Como puede observarse en la escala de pH el ácido sulfhídrico es más fuerte que el metil y etil mercaptano, por lo que, se llevará a cabo primeramente la reacción entre el ácido sulfhídrico y la sosa cáustica y a continuación con los siguientes ácidos presentes de acuerdo a su fuerza.

Las sales formadas impondrán la acidez o basicidad de la solución dependiendo del ácido o de la base de las que fue ron formadas.

Las constantes de ionización decrecen más claramente con el aumento de la temperatura. Esta medida hace que una sal en equilibrio cambie hacia la formación del ácido y la base no disociada. En el caso del mercapturo de sodio (R o R'SNa), variando el equilibrio hacia la formación del ácido por medio de un gas o vapor de agua. Por esta razón las solu

ciones cáusticas de mercapturo de sodio pueden ser regeneradas. Sin embargo como existe una fase hidrocarburo, parte de los ácidos no-disociados quedarán disueltos en la fase hidrocarburo y no reaccionarán con la fase acuosa. En otras palabras hay dos equilibrios envueltos.

a) En el prelevador.



El equilibrio I depende de la solubilidad del mercapturo sin neutralizar en la fase acuosa y de hidrocarburo.

El equilibrio II depende de la constante de ionización de los mercaptanos y de la concentración del hidróxido libre.

El coeficiente de partición,  $K_p$ , es una relación de equilibrio del ácido en la fase acuosa a la del ácido en la fase de hidrocarburo:

$$K_p = \frac{|\text{RSH}|_{\text{ac}}}{|\text{RSH}|_{\text{hid}}} \dots (6)$$

El coeficiente de extracción,  $K_e$ , definido como la relación de equilibrio del ácido total en la fase acuosa a la del ácido total en la fase de hidrocarburo:

$$K_e = \frac{|\text{RSH}|_{\text{ac}} + |\text{RS}^-|_{\text{ac}}}{|\text{RSH}|_{\text{hid}}} \dots (7)$$

combinando las ecuaciones (1) y (7)

$$K_e = \frac{|\text{RSH}|_{\text{ac}} + (|\text{RSH}|_{\text{ac}}) (K_a / |\text{H}^+|)}{|\text{RSH}|_{\text{hid}}} \dots (7')$$

sustituyendo (5) y (6)

$$K_e = \frac{|\text{RSH}|_{ac} + |\text{RSH}|_{ac} \frac{K_a}{K_w} \frac{|\text{OH}^-|}{|\text{HOH}|}}{\frac{|\text{RSH}|_{ac}}{K_p}}$$

reordenando produce:

$$K_e = K_p + K_p \frac{K_a}{K_w} \frac{|\text{OH}^-|}{|\text{H}_2\text{O}|}$$

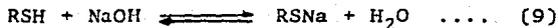
se puede simplificar la ecuación anterior ya que  $K_p$  es muy pequeña con respecto a  $K_a/K_w$ , e involucrando la actividad como una medida de la concentración del agua

$$K_e = K_p \frac{K_a}{K_w} \frac{|\text{OH}^-|}{|\text{H}_2\text{O}|} \dots (8)$$

La constante de extracción total es de importancia fundamental ya que puede ser usada para calcular el grado de remoción del mercaptano bajo condiciones específicas, concentración de la sosa cáustica utilizada, relación de volumen sosa cáustica-LP, número de etapas a contracorriente, etc.

b) En la etapa de disolución

El proceso de disolución y regeneración consisten de las siguientes reacciones:



La reacción (9) es de carácter reversible, cuyo equilibrio se verá afectada por la ley de acción de masas y por -

las siguientes variables:

- 1.- Temperatura.
- 2.- Concentración de la solución de sosa cáustica.
- 3.- Peso molecular de los compuestos mercaptánicos.
- 4.- Tipo de contacto entre las fases.

Para lograr el rendimiento adecuado en la reacción - - (9) es importante que el mercaptano se transfiera de la fase de hidrocarburo a la fase acuosa, en donde reaccionara para la for mación del mercaptano de sodio correspondiente, esta transferen cia se ve seriamente influenciada por la solubilidad de los com puestos mercaptánicos en solución acuosa de hidroxido de sodio- y que se ven afectada al incrementar el peso molecular del mercaptano.

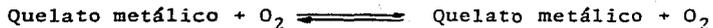
Por otra parte, la eficiencia de la reacción (9) se ve directamente afectada por la transferencia de masa de las especies activas en el proceso, por lo que la selección del tipo de contacto mejora la velocidad de transferencia de masa lo cual - dara un incremento en la conversión en el sistema.

c) En la etapa de regeneración de la sosa cáustica.

La reacción (10) ocurre espontaneamente en medio alcalino burbujeando aire, sin embargo, requiere de la presencia de un catalizador para acelerar la velocidad de reacción.

Los procesos más recientes de conversión de mercaptu- ros, consideran como catalizadores de oxidación los complejos - organometálicos, generalmente a base de fierro, cobre y cobal- to.

La función del caralizador durante la oxidación es -- como portador del oxígeno necesario en el proceso, por lo que se efectúa una reacción entre el oxígeno del aire y el quela- to metálico de acuerdo al siguiente esquema simplificado:



Entre los quelatos más adecuados para funcionar como- portadores de oxígeno y cumplir con los requisitos del proce- so, se encuentran las Ftalocianinas que son un grupo de bases orgánicas. Los átomos centrales de hidrógeno de la Ftalocia- nina pueden ser reemplazados por más de 50 metales diferentes y así formar los correspondientes derivados metálicos.

#### 4. BASES DE DISEÑO DE LA PLANTA

Es la información esencial para proceder con cualquier cálculo de diseño. Las bases de diseño comprenden la cantidad y calidad del producto deseado, las materias primas y sus características, los servicios y sus temperaturas y presiones, y otros factores de seguridad, mantenimiento y así -- como la probable aplicación de los subproductos.

##### A.1 Generalidades

###### A.1.1 Función de la planta.

Mejorar la calidad del gas licuado que se obtiene de una planta de fraccionamiento para prevenir la corrosión de equipos de almacenamiento y de proceso, reduciendo el contenido total de compuestos de azufre de la corriente.

###### A.1.2 Tipo de proceso.

En base a los niveles de contaminantes presentes en la carga y el volumen de LPG que será procesado, el endulzamiento se hará mediante una solución de sosa cáustica.

#### A.2.1 Factor de servicio

Se considera un factor de servicio de 90% para el diseño de la planta (329 días de operación al año).

#### A.2.2 Capacidad y Rendimiento.

La planta se diseñará para una carga de 15000 BPD, el cual es el flujo de diseño, considerándose una capacidad normal de 12000 BPD y el flujo mínimo de 5200 BPD.

#### A.2.3 Flexibilidad.

La planta no operará cuando se presente una falla de agua de enfriamiento, electricidad o aire. En caso de presentarse esta situación, se contará con las previsiones para efectuar un paro ordenado de la misma.

#### A.3 Especificaciones de las alimentaciones de proceso.

##### A.3.1 Alimentación.

La composición de la corriente de alimentación es la siguiente:

Componente	% vol. líquido
Etano	4.2
Propano	85.1
Isobutano	5.8
n-Butano	<u>4.9</u>
Total	100.0
Sulfuro de hidrógeno	9.7 p.p.m.
Metil mercaptano	36.4 p.p.m.
Etil mercaptano	18.2 p.p.m.
Corrosión (prueba doctor)	2 A
Flujo de diseño	15000 BPD (15.5°C)

#### A.4 Especificaciones de los productos.

##### A.4.1 LPG en límite de bacterias.

Componente	
Sulfuro de hidrógeno	1.0 p.p.m. max.
Total de mercaptanos	10.0 p.p.m. max.
Corrosión (prueba doctor)	1A

#### A.5 Condiciones en límites de bacterias

##### A.5.1 Alimentación a la planta.

Alimentación	Estado	Presión	Temperatura	Forma
	Físico	Kg/mc <sup>2</sup> man.	°C	recibo
		Nor.	Nor.	
LPG	Líquido	20	43.3	Tubería

A.5.2 Productos.

Productos	Estado	Presión	Temperatura	Forma de
	Físico	Kg/cm <sup>2</sup> man	°C	recibo
		Nor.	Nor.	
LPG	Líquido	15	43.3	Tubería

A.6 Eliminación de desecho.

A.6.1 Solución de sosa cáustica gastada se enviará al sistema de drenaje químico.

A.6.2 Agua amarga se enviará al sistema de drenaje químico.

A.7 Almacenamiento.

No se contará con almacenamiento dentro de límites de -- baterías.

A.8 Servicios auxiliares.

A.8.1 Vapor

A.8.1.1 Vapor de media en límites de baterías

Presión	17.6 Kg/cm <sup>2</sup> man.
Temperatura	270°C
Calidad	Sobrecalentado.
Disponibilidad	La requerida.

A.8.1.2 Vapor de baja presión en L.B.

Presión	3.5 Kg/cm <sup>2</sup> man.
Temperatura	148°C
Calidad	Saturado.
Disponibilidad	La requerida.

A.8.2 Retorno de condensado.

El condensado se entregará en L.B. con las siguientes -- características:

Presión	3.3 Kg/cm <sup>2</sup> man.
Temperatura	148°C

A.8.3 Agua de enfriamiento.

Las condiciones del agua de enfriamiento en L.B. con las siguientes características:

	Presión	Temperatura
	Kg/cm <sup>2</sup> man.	°C
Entrada	4.2	32.2
Salida	2.5 mín.	43.3
Disponibilidad	La requerida	

A.8.4 Agua de proceso

Será suministrada en L.B. con las siguientes características:

Presión	2.0 Kg/cm <sup>2</sup> man.
Temperatura	18°C
Disponibilidad	La requerida

A.8.5 Aire de instrumentos:

El aire de instrumentos será suministrado en L.B. a las siguientes condiciones:

Presión	4.0 Kg/cm <sup>2</sup>
Temperatura	38°C

A.8.6 Aire de planta.

Seña suministrado en L.B. en las siguientes condiciones:

Presión	5.0 Kg/cm <sup>2</sup>
Temperatura	38°C

A.8.7 Agentes químicos.

A.8.7.1 Sosa cáustica.

El recibo de sosa cáustica en L.B. será bajo las siguientes condiciones:

Composición	50% peso NaOH (50.2°Bé)
Temperatura	25°C
Viscosidad	80 centipoises
Densidad	1.52 g/lt.
Disponibilidad	La requerida
Forma de recibo	Carro tanque

A.8.8 Alimentación de energía eléctrica.

Tensión	4160 volts.
Número de fases	3
Frecuencia	60 cps.

## 5. SELECCION DEL ESQUEMA DE PROCESAMIENTO

En la actualidad se utilizan varios métodos para remover los contaminantes presentes en LPG.

Para grandes cantidades en contaminantes (200-3000 ppm -  $H_2S$ ) los métodos más usados son: El proceso de mallas moleculares y el proceso girbotol.

El proceso de mallas moleculares además de remover el  $H_2S$  hasta 1 ppm., reúne otras características como de sequedad y de corrosión; el proceso requiere de un alto costo de operación, mantenimiento e inversión (tanto para la selección del lecho a utilizar como de la compra de tecnología).

En el caso del proceso girbotol (aminas) todas las aminas son degradadas en algún grado por el oxisulfuro de carbono y el dióxido de carbono presentes en la corriente del LP., sin embargo la dietanolamina es menos degradada que la monoetanolamina.

La dietanolamina requiere menor calor de desorción debido a la alta concentración en solución y a la carga usada, así como por su bajo calor de absorción.

Además de que el proceso girbotol puede diseñarse bajo tecnología mexicana, remueve el contenido de sulfuro de hidrógeno de 10 a 20 ppm. en la corriente del LP. Por lo tanto la remoción por debajo de este límite correspondería a un incremento en las cargas térmicas y por consiguiente a un aumento en el costo de la generación del vapor.

Por lo tanto en base a los puntos anteriormente indicados el tratamiento con sosa cáustica regenerativa (proceso posterior al girbotol) es usado para remover los contaminantes -- (hasta 1 ppm.  $H_2S$  y hasta un cierto rango los mercaptanos) con la mínima cantidad de sosa cáustica a gastar.

El proceso de endulzamiento seleccionado consta de tres secciones: una etapa de prelavado, una de disolución y otra de regeneración para remover los contaminantes del LP.

El equipo incluye un prelavador con la intensidad de remover todo el sulfuro de hidrógeno y de esta manera que no interfiera en el transcurso del proceso. La cáustica utilizada remueve el sulfuro el hidrógeno el cual causa la formación de sulfuro de sodio que no es regerable. Usandose una concentración 6.86% de NaOH (10° Bé) con el fin de lograr la conversión total del sulfuro de hidrógeno. Esta etapa consta de un mezclador para poner en íntimo contacto las dos fases líquidas y lograr la transferencia de masa, un sedimentador para separar las fases por gravedad y una bomba de recirculación de sosa -- cáustica, después de un cierto tiempo necesario es vaciada y cargada la sosa cáustica en el separador a las mismas condiciones iniciales.

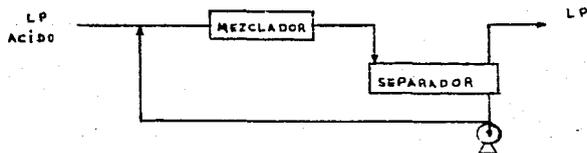
En la sección de disolución se utiliza una etapa de contacto para remover los mercaptanos. La sosa cáustica del 19% en peso es necesario para remover los mercaptanos y tener el medio básico para la disolución del catalizador. La cáustica en mercaptanos es enviada a una torre de oxidación, en -- donde se inyectará aire y un catalizador de oxidación en una -

concentración de 200 a 300 ppm. para lograr eficiente regeneración de la solución de sosa cáustica. La cáustica regenerada es bombeada del separador de la sección de regeneración hasta la sección de disolución, mientras los disulfuros son retirados por la parte superior del separador. El exceso de aire contiene trazas de disulfuros, los cuales deben ser incinerados para evitar la violación del medio ambiente. Los disulfuros pueden disponerse para los procesos de hidrodesulfuración ó cargarlos al craqueo catalítico.

## 6. BALANCE DE MATERIA, ENERGIA Y CALCULOS DE PROPIEDADES FISICAS

La selección del proceso se hará dependiendo de los requerimientos necesarios para llegar a las condiciones óptimas de la corriente de hidrocarburo, con la mínima pérdida de sosa cáustica.

El siguiente esquema representa la etapa de pre-lavado:



Balance de materia para el ácido  $i$ :

$$\begin{aligned}
 X_i R &= \text{ácidos que entran al sistema entre } f \text{ y } s^+ \\
 V(W_i^S - W_i^f) &= \text{ácido absorbido en la cáustica entre } f \text{ y } s. \\
 (Y_i^f + Y_i^s) \frac{R}{2} &= \text{ácido que permanece en el hidrocarburo a} \\
 &\quad \text{la salida entre } f \text{ y } s.
 \end{aligned}$$

Así:

$$X_i R = V(W_i^S - W_i^f) + \frac{R}{2} (Y_i^f + Y_i^s)$$

$K_e = W/Y$  por lo que la ec. anterior se puede escribir como:

$$X_i R = V(W_i^S - W_i^f) + \frac{R}{S} \left( \frac{W_i^f}{K_e^f} + \frac{W_i^s}{K_e^s} \right)$$

\* Nota: la nomenclatura se localizará al final de cada capítulo.

donde  $i = \text{ácidos } 1, 2, 3.$

Flujo de LP

$$15000 \text{ Bbl/día} = (15000 \text{ Bbl/día})(42 \text{ gal/Bbl})(1 \text{ día}/24 \text{ hrs})$$

$$F = 26250 \text{ gal/hr}$$

Densidad LP a 300 IB/in<sup>2</sup> abs. (3)

$$27.094 \text{ lb/pie}^3 = (27.094 \text{ lb/pie}^3)(1 \text{ pie}/7.48 \text{ gal})$$

$$\rho = 3.62 \text{ lb/gal LP}$$

Concentración de ácidos en la alimentación:

Acido sulfhídrico	9.7 ppm	$9.7 \times 10^{-6} \text{ wt}$
Metil mercaptano	36.4 ppm	$36.4 \times 10^{-6} \text{ wt}$
Etil mercaptano	18.2 ppm	$18.2 \times 10^{-6} \text{ wt}$

La concentración de sosa cáustica utilizada es 4.5-10° Bé.....(ref. 31).

El volumen de sosa cáustica será elegido, si al menos el tiempo de contacto (por lote) sea de 24 hrs. .... (ref. 7)

El rango de cáustica consumida en el tiempo de contacto (por lote) es de 70 a 80% ..... (ref. 7)

Contando con la información anterior procederemos al método de cálculo.

1.- Conversión de todas las cantidades de ácido alimentados - al pre-lavador en lb ácido/gal alimentación.

$$X_1 = (9.7 \times 10^{-6} \text{ lb H}_2\text{S/lb LP})(3.62 \text{ lb LP/gal LP})$$

$$X_1 = 35.114 \times 10^{-6} \text{ lb H}_2\text{S/gal LP}$$

$$X_2 = (36.4 \times 10^{-6} \text{ lb CH}_3\text{SH/lb LP})(3.62 \text{ lb LP/gal LP})$$

$$X_2 = 131.768 \times 10^{-6} \text{ lb CH}_3\text{SH/gal LP}$$

$$X_3 = (18.2 \times 10^{-6} \text{ lb C}_2\text{H}_5\text{SH/lb LP})(3.62 \text{ lb LP/gal LP})$$

$$X_3 = (65.884 \times 10^{-6} \text{ lb C}_2\text{H}_5\text{SH/gal LP})$$

2.- Suponiendo una concentración de 10°Bé de la tabla 10-47<sup>(2)</sup>  
 $M_f = 1.84 \text{ gmo1/lt.}$

3.- Suponiendo que se consume un 70% de la cáustica, la molaridad será:

$$M_s = M_f (1 - \% \text{ Consumida}/100)$$

$$M_s = 1.84 \text{ gmo1/lt } (1 - 0.7) \qquad M_s = 0.552 \text{ gmo1/lt}$$

4.- Usando las constantes de la tabla 1<sup>(10)</sup>, para 10°Bé de NaOH a 90°F

$$K_{e1}^f = 1.55 \times 10^6 \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

$$K_{e2}^f = 829 \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

$$K_{e3}^f = 157 \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

5.- Calcular el coeficiente de extracción para cada ácido cuando se ha consumido el 70% de la cáustica fresca:

$$K_{e1}^s = 421 \times 10^3 \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

$$K_{e2}^s = 368 \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

$$K_{e3}^s = 65 \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

6.- Como una primera aproximación suponemos  $W_f = 0$  y  $R/2 K_{e1}^s$

no aplicable. Por lo consiguiente la cáustica remueve el 100% de todos los ácidos alimentados.

- 7.- Usando la ec. siguiente para obtener el contenido de ácido en la cáustica para cada ácido:

$$W_i = \frac{S_i (MF) (Mwi)}{12000} \quad \frac{(\%) (gmol/l) (g/gmol)}{(g/l) (lb/gal)}$$

$$W_1 = \frac{S_1 (1.84) (34)}{12000} \quad W_1 = 5.213 \times 10^{-3} S_1$$

$$W_2 = \frac{S_2 (1.84) (48)}{12000} \quad W_2 = 7.36 \times 10^{-3} S_2$$

$$W_3 = \frac{S_3 (1.84) (62)}{12000} \quad W_3 = 9.507 \times 10^{-3} S_3$$

- 8.- Sustituyendo la ec. del paso 7 dentro de la ec. (3) recordando las suposiciones del paso 6, la ec. tiene la forma siguiente para la primera aproximación:

$$X_i R = W_i^S V$$

- 9.- Suponiendo el volumen de la cáustica:

$$V = 1500 \text{ gal NaOH}$$

$$(35.114 \times 10^{-6}) R = S_1 (5.213 \times 10^{-3}) (1500) = 7.82 S_1$$

$$(131.768 \times 10^{-6}) R = S_2 (7.36 \times 10^{-3}) (1500) = 11.04 S_2$$

$$(65.884 \times 10^{-6}) R = S_3 (9.507 \times 10^{-3}) (1500) = 14.26 S_3$$

$$\% \text{ total consumida} = S_1 + S_2 + S_3$$

$$\% \text{ tot. cons.} = R \left( \frac{35.114 \times 10^{-6}}{7.82} + \frac{131.768 \times 10^{-6}}{11.04} + \frac{65.884 \times 10^{-6}}{14.26} \right)$$

$$70 = R(4.49 \times 10^{-6} + 11.936 \times 10^{-6} + 4.62 \times 10^{-6})$$

$$R = 3.326 \times 10^6 \text{ gal.}$$

10.- Obtención del tiempo del lote:

$$t = 3.326 \times 10^6 / 26250 \quad t = R/F$$

$$t = 126.7 \text{ hrs.}$$

11.- Todavía suponemos que  $W_f = 0$  aplicaremos  $R/2 K e_i^S$  en la ec. (3), obteniéndose la ec. siguiente:

$$K_i R = W_i^S (V + R/2 K e_i^S)$$

usando ahora los valores conocidos de  $V$  y la primera aproximación de  $R$ , calcularemos  $W_i^S$  para cada ácido:

$$W_1^S = \frac{(35.114 \times 10^{-6})(3.326 \times 10^6)}{1500 + (3.326 \times 10^6 / 2(421 \times 10^{-3}))} \quad W_1^S = 77.656 \times 10^{-3} \text{ lb/gal}$$

$$W_2^S = \frac{(131.768 \times 10^{-6})(3.326 \times 10^6)}{1500 + (3.326 \times 10^6 / 2(368))} \quad W_2^S = 72.815 \times 10^{-3} \text{ lb/gal}$$

$$W_3^S = \frac{(65.884 \times 10^{-6})(3.326 \times 10^6)}{1500 + (3.326 \times 10^6 / 2(65))} \quad W_3^S = 8.091 \times 10^{-3} \text{ lb/gal}$$

12.- Con  $W_i^S$  calcular  $S_i$  para cada ácido por la ec. (4)

$$77.656 \times 10^{-3} = 5.213 \times 10^{-3} S_1 \quad S_1 = 14.896$$

$$72.813 \times 10^{-3} = 7.36 \times 10^{-3} S_2 \quad S_2 = 9.893$$

$$8.091 \times 10^{-3} = 9.507 \times 10^{-3} S_3 \quad S_3 = 0.815$$

$$S_i = 25.640$$

así, la primera aproximación de  $R = 3.326 \times 10^6$  gal. la cual es demasiada baja como para producir 70% de la cáustica agotada produciendo sólo el 25.64%. Esto es porque en la primera suposición asumimos un 100% de absorción de los ácidos alimentados en la cáustica, cuando el % de absorción efectivo es:

$$\% \text{ H}_2\text{S absorbido} = \frac{(77.656 \times 10^{-3})(1500)(100)}{(35.114 \times 10^{-6})(3.326 \times 10^6)} = 99.74\%$$

$$\% \text{ CH}_3\text{SH absorbido} = \frac{(72.813 \times 10^{-3})(1500)(100)}{(131.768 \times 10^{-6})(3.326 \times 10^6)} = 25\%$$

$$\% \text{ C}_2\text{H}_5\text{SH absorbido} = \frac{(8.091 \times 10^{-3})(1500)(100)}{(65.884 \times 10^{-6})(3.326 \times 10^6)} = 5.5\%$$

una segunda aproximación para R debe ser asumida, puesto que el ácido sulfhídrico cuenta con el 15% consumida, su pondremos por lo tanto:

$$R = (70/15)(3.326 \times 10^6) = 15.522 \times 10^6 \text{ gal}$$

así nos dará una cantidad más certera, tomando  $R = 13.1 \times 10^6$

$$(35.114 \times 10^{-6})(13.1 \times 10^6) = W_1^S (1500 + (13.1 \times 10^6 / 2(421 \times 10^3)))$$

$$W_1^S = 303.514 \times 10^{-3}$$

sustituyendo en la ec. del paso 7

$$S_1 = \frac{303.514 \times 10^{-3}}{5.213 \times 10^{-3}} \quad S_1 = 58.223$$

$$(131.768 \times 10^{-6})(13.1 \times 10^6) = W_2^S (1500 + (13.1 \times 10^6 / 2(330)))$$

$$W_2^S = 80.856 \times 10^{-3}$$

$$S_2 = \frac{80.856 \times 10^{-3}}{7.36 \times 10^{-3}} \quad S_2 = 10.896$$

$$(65.884 \times 10^{-6})(13.1 \times 10^6) = W_3^S (1500 + (13.1 \times 10^6 / 2)(65))$$

$$W_3^S = 8.439 \times 10^{-3}$$

$$S_3 = \frac{8.439 \times 10^{-3}}{9.507 \times 10^{-3}} \quad S_3 = 0.888$$

Total agotada

$$S_i = 70.096$$

suponiendo que se vacía el 90% de la cáustica agotada y se re-  
pone con cáustica fresca 10°Bé. Así, la cáustica en el tan-  
que será una mezcla de 10% de cáustica agotada y el resto de-  
fresca por lo que los valores de  $W_i^f$  y  $S_i^f$  serán:

$$W_1^f = 30.351 \times 10^{-3} \quad \text{lb/gal} \quad S_1^f = 5.8223$$

$$W_2^f = 8.084 \times 10^{-3} \quad \text{lb/gal} \quad S_2^f = 1.0986$$

$$W_3^f = 843.930 \times 10^{-3} \quad \text{lb/gal} \quad S_3^f = 0.0888$$

$$S_i = 7.0096$$

Con estos valores dará un valor más realista de  $W^f$  pa-  
ra repetir el cálculo ec. (3).

Puesto que la cáustica empleada es entre 7.0096% y - -  
70.096% más bien que 0% y 70.096%, para R usaremos:

$$R = (63.087 / 70.096)(13.1 \times 10^6) \quad R = 11.790 \times 10^6 \text{ gal.}$$

y ahora repetiremos el cálculo:

necesitamos los valores de  $Ke_i^f$  a 7.0096% de cáustica agotada

$$Mf = 1.84 \text{ gmol/lit} \quad (1 - 0.070096) \quad Mf = 1.711 \text{ gmol/lit}$$

de la tabla 1(10)

$$Ke_1^f = 1.435 \times 10^6 \quad \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

$$Ke_2^f = 789 \quad \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

$$Ke_3^f = 149 \quad \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

Para una concentración de  $M_c = 0.552$  gmol/lit los valores de  $Ke_i^s$  son:

$$Ke_1^s = 421 \times 10^3 \quad \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

$$Ke_2^s = 368 \quad \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

$$Ke_3^s = 65 \quad \frac{\text{vol. cáustica}}{\text{vol. LP}}$$

$$(35.114 \times 10^{-6})(11.79 \times 10^6) = W_1^s (1500 + (11.79 \times 10^6 / 2(421 \times 10^3)))$$

$$+ 30.351 \times 10^{-3} \left( \frac{11.79 \times 10^6}{2} - 1500 \right) (1.435 \times 10^6)$$

$$413.994 = W_1^s (1.514 \times 10^3) - 45.403$$

$$W_1^s = 303.432 \times 10^{-3}$$

$$S_1 = 303.432 \times 10^{-3} / 5.213 \times 10^{-3}$$

$$S_1 = 58.207$$

$$(131.768 \times 10^{-6})(11.79 \times 10^6) = W_2^s (1500 + (11.79 \times 10^6 / 2(368)))$$

$$+ 8.086 \times 10^{-3} \left( \frac{11.79 \times 10^6}{2} - 1500 \right) (789)$$

$$1.554 \times 10^3 = W_2^s (17.519 \times 10^3) + 48.285$$

$$W_2^s = 85.921 \times 10^{-3}$$

$$S_2 = 85.921 \times 10^{-3} / 7.36 \times 10^{-3} \quad S_2 = 11.674$$

$$(65.884 \times 10^{-6}) (11.79 \times 10^6) = W_3^S (1500 + (11.79 \times 10^6 / 2(65)))$$

$$+ 843.93 \times 10^{-6} \left( \frac{11.79 \times 10^6}{(2)} - 1500 \right) / (149)$$

$$776.772 = W_3^S (92.192 \times 10^3) + 32.132$$

$$W_3^S = 8.077 \times 10^{-3}$$

$$S_3 = 8.077 \times 10^{-3} / 9.507 \times 10^{-3} \quad S_3 = 0.850$$

$$\text{total agotada} \quad S_i = 70.731$$

Resumiendo:

$$\text{Cáustica vaciada} = 0.9(1500 \text{ gal}) = 1350 \text{ gal.}$$

$$\text{tiempo del lote} = \frac{11.79 \times 10^6 \text{ gal}}{26250 \text{ gal/hrs.}} = 449.143 \text{ hrs.}$$

$$\text{Cáustica fresca: } 10^\circ \text{Bé} = 6.86\% \text{ wt NaOH tabla } 10-47^{(2)}$$

Cáustica agotada:

$$W_1^S = 303.432 \times 10^{-3} \text{ lb H}_2\text{S/gal} \quad S_1 = 58.207\%$$

$$W_2^S = 85.921 \times 10^{-3} \text{ lb CH}_3\text{SH/gal} \quad S_2 = 11.674\%$$

$$W_3^S = 8.077 \times 10^{-3} \text{ lb C}_2\text{H}_5\text{SH/gal} \quad S_3 = 0.850\%$$

$$\text{total consumida} \quad S_i = 70.731\%$$

$$\text{H}_2\text{S} = 0.58207(68600)(34)/(40) \quad \text{H}_2\text{S} = 33940 \text{ ppm.}$$

$$\text{CH}_3\text{SH} = 0.11674(68600)(48)/(40) \quad \text{CH}_3\text{SH} = 9610 \text{ ppm.}$$

$$\text{C}_2\text{H}_5\text{SH} = 0.00850(68600)(62)/(40) \quad \text{C}_2\text{H}_5\text{SH} = 903 \text{ ppm.}$$

1b ácidos removidos por Batch:

$$H_2S = (303.402 \times 10^{-3} \text{ lb } H_2S/\text{gal})(1500 \text{ gal}) = 455.149 \text{ lb}$$

$$CH_3SH = (85.921 \times 10^{-3} \text{ lb } CH_3SH/\text{gal})(1500 \text{ gal}) = 128.882 \text{ lb}$$

$$C_2H_5SH = (8.077 \times 10^{-3} \text{ lb } C_2H_5SH/\text{gal})(1500 \text{ gal}) = 12.116 \text{ lb}$$

Ácidos que permanecen en el LP cuando salen del pre-lavador: del balance de materia ec. (3)

$$X_i R = V(W_i^S - W_i^f) + \frac{R}{2} (Y_i^f + Y_i^S)$$

donde  $X_i' = 1/2 (Y_i^f + Y_i^S)$

reordenando la ec. resulta:

$$X_i' = X_i - \frac{V}{R} (W_i^S - W_i^f)$$

sustituyendo valores en la ec. anterior obtenemos la cantidad de ácidos a la salida del pre-lavador:

$$X_1' = 35.114 \times 10^{-6} \frac{\text{lb } H_2S}{\text{gal}} - \frac{(1500 \text{ gal})(303.432 \times 10^{-3} - 30.351 \times 10^{-3})}{(11.79 \times 10^6)}$$

$$X_1' = 370.883 \times 10^{-9} \text{ lb } H_2S/\text{gal.}$$

$$X_2' = 131.768 \times 10^{-6} \frac{\text{lb } CH_3SH}{\text{gal}} - \frac{(1500 \text{ gal})(85.912 \times 10^{-3} - 8.086 \times 10^{-3})}{(11.79 \times 10^6)}$$

$$X_2' = 121.865 \times 10^{-6} \text{ lb } CH_3SH/\text{gal.}$$

$$X_3' = 65.884 \times 10^{-6} \frac{\text{lb } C_2H_5SH}{\text{gal}} - \frac{(1500 \text{ gal})(8.077 \times 10^{-3} - 843.93 \times 10^{-6})}{(11.79 \times 10^6)}$$

$$X_3' = 64.964 \times 10^{-6} \text{ lb C}_2\text{H}_5\text{SH/gal.}$$

Concentración de ácidos a la salida:

$$\text{H}_2\text{S} = 102.454 \times 10^{-9} \text{ wt } \delta \quad 102.454 \times 10^{-3} \text{ ppm.}$$

$$\text{CH}_3\text{SH} = 33.664 \times 10^{-6} \text{ wt } \delta \quad 33.664 \text{ ppm.}$$

$$\text{C}_2\text{H}_5\text{SH} = 17.946 \times 10^{-6} \text{ wt } \delta \quad 17.964 \text{ ppm.}$$

Tabla 2.- Resumen de datos en el prelavador.

Flujo de LP, gal/hr: 26250

ácidos en LP alimentado ppm.

ácido 1 ....  $H_2S$  9.7

ácido 2 ....  $CH_3SH$  36.4

ácido 3 ....  $C_2H_5SH$  18.2

Cáustica utilizada, gal: 1500

Concentración de cáustica fresca:  $10^\circ B\acute{e}$ , 6.86%wt, 68600 ppm

‡ Consumida cáustica:	70	80	90
Tiempo del lote, hrs.:	449.143	543.429	668.67
Cáustica agotada:			
$W_1^S$ lb $H_2S$ /gal	$303.432 \times 10^{-3}$	$363.822 \times 10^{-3}$	$434.312 \times 10^{-3}$
$W_2^S$ lb $CH_3SH$ /gal	$85.921 \times 10^{-3}$	$67.713 \times 10^{-3}$	$46.179 \times 10^{-3}$
$W_3^S$ lb $C_2H_5SH$ /gal	$8.077 \times 10^{-3}$	$6.168 \times 10^{-3}$	$3.730 \times 10^{-3}$
$S_1$ ‡	58.207	69.781	83.313
$S_2$ ‡	11.674	9.200	6.274
$S_3$ ‡	0.850	0.651	0.392
ácidos que permanecen LP:			
ppm $H_2S$	$102.454 \times 10^{-3}$	$188.988 \times 10^{-3}$	$473.098 \times 10^{-3}$
ppm $CH_3SH$	33.664	33.637	35.421
ppm $C_2H_5SH$	17.946	18.039	18.121

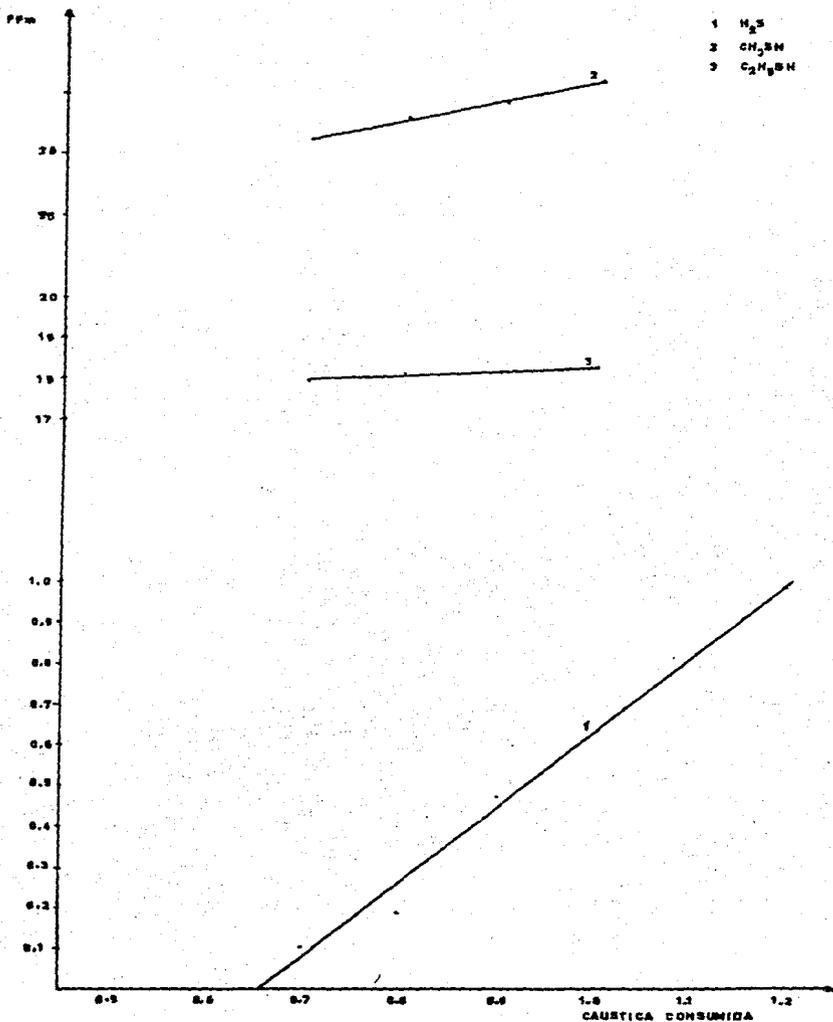
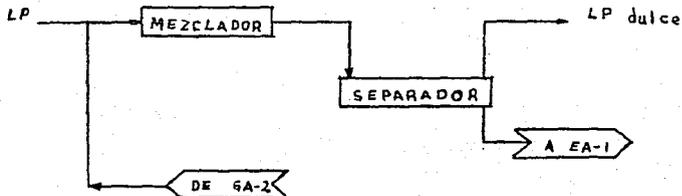


FIG. 3.- REPRESENTACION DE LA CAUSTICA CONSUMIDA V.S LA CONCENTRACION DE CONTAMINANTES EN LA CORRIENTE DEL LP EN EL PRELAVADOR.

El siguiente esquema representa la etapa de disolución para remover los mercaptanos y reunir las especificaciones de diseño.



Balance de materia:

$$FX' + F_{ac}Y' = FX'' + F_{ac}Y''$$

$$F(X' - X'') = F_{ac}(Y'' - Y') \dots (1)$$

Aplicando las condiciones de equilibrio (coeficientes de extracción para los ácidos 2 y 3):

$$Ke_2 = \frac{Y''_2}{X''_2} \quad ; \quad Ke_3 = \frac{Y''_3}{X''_3}$$

Si aplicamos los balances para el ácido 2 y 3 el término  $Y' = 0$  respectivamente, ya que todos los mercaptanos serán convertidos a disulfuros.

Suponiendo una relación de flujos:

$$s' = F_{ac}/F = 0.15 \dots (\text{ref. 18})$$

Sustituyendo en la ec. (1) las anteriores suposiciones la ec. para el ácido 2 es:

$$X''_2 = X'_2 / (0.15 Ke_2 + 1) \dots (2)$$

Para el ácido 3:

$$X_3'' = X_3' / (0.15 K_{e3} + 1) \dots\dots (3)$$

En la siguiente tabla (3) se observará el efecto que tiene la concentración de la cáustica fresca utilizada contra la concentración de los ácidos que permanecen en el LP.

Concentración de los ácidos que entran a la etapa de disolución:

$$X_2' = 33.664 \times 10^{-6} \text{ wt} \qquad X_3' = 17.946 \times 10^{-6} \text{ wt}$$

El rango de sosa cáustica es 15-25% en peso.

Tabla 3.- Resumen de datos para diferentes concentraciones, aplicadas a ecs. (2) y (3).

% wt	C gmo1/1t	Ke <sub>2</sub>	Ke <sub>3</sub>	X <sub>2</sub> <sup>11</sup>	X <sub>3</sub> <sup>11</sup>
19	5.741	1.785X10 <sup>3</sup>	358.480	125.650X10 <sup>-9</sup>	326.754X10 <sup>-9</sup>
18	5.383	1.710X10 <sup>3</sup>	343.249	130.756X10 <sup>-9</sup>	341.911X10 <sup>-9</sup>
16	4.700	1.559X10 <sup>3</sup>	310.818	148.305X10 <sup>-9</sup>	376.837X10 <sup>-9</sup>
14	4.035	1.407X10 <sup>3</sup>	278.189	158.751X10 <sup>-9</sup>	420.003X10 <sup>-9</sup>
12	3.393	1.252X10 <sup>3</sup>	245.233	178.332X10 <sup>-9</sup>	474.951X10 <sup>-9</sup>
10	2.773	1.093X10 <sup>3</sup>	211.767	204.159X10 <sup>-9</sup>	547.717X10 <sup>-9</sup>
8	2.174	927.357	177.436	240.279X10 <sup>-9</sup>	649.854X10 <sup>-9</sup>
6	1.597	754.427	141.822	295.293X10 <sup>-9</sup>	805.719X10 <sup>-9</sup>
4	1.043	565.225	104.018	392.429X10 <sup>-9</sup>	1.081X10 <sup>-9</sup>
2	0.510	349.151	61.866	630.935X10 <sup>-9</sup>	1.746X10 <sup>-9</sup>

Nota: Los valores de los coeficientes de extracción fueron calculados con las constantes de la referencia (10)  
 Los datos son graficados en la siguiente figura (4)

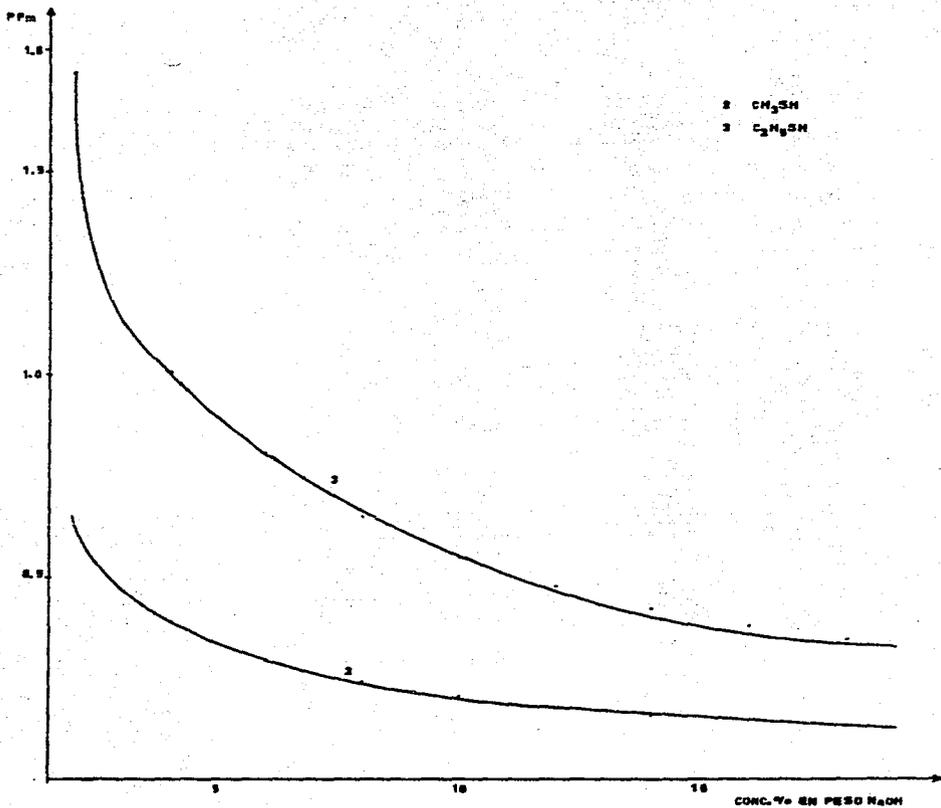
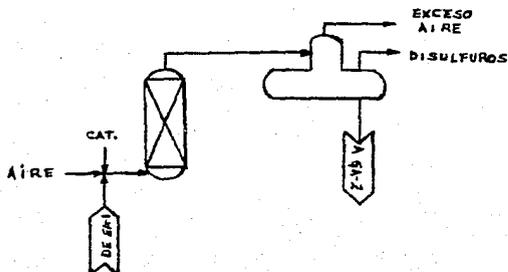


FIG. 4.- REPRESENTACION GRAFICA DE LA INFLUENCIA DE LA CONCENTRACION UTILIZADA V.S LA CONCENTRACION DE CONTAMINANTES EN EL LP A LA SALIDA DE LA ETAPA DE DISOLUCION.

Balance de materia en la etapa de regeneración:



Concentración de contaminantes después de la etapa de disolución: para una concentración utilizada del 19% de NaOH de la tabla (3)

$$Ke_2 = 1.785 \times 10^3$$

$$Ke_3 = 358.480$$

$$X_2'' = 125.650 \times 10^{-9} \text{ lb RSH/lb LP}$$

$$X_3'' = 326.754 \times 10^{-9}$$

$$\text{lb R'SH/lb LP}$$

Conversión de % en peso a lb/gal

$$p = 3.62 \text{ lb LP/gal a } 300 \text{ lb/in}^2$$

$$X_2'' = (125.650 \times 10^{-9} \text{ lb RSH/lb LP})(3.62 \text{ lb LP/gal LP})$$

$$X_2'' = 454.833 \times 10^{-9} \text{ lb RSH/gal LP}$$

$$X_3'' = (326.754 \times 10^{-9} \text{ lb R'SH /lb LP})(3.62 \text{ lb LP/gal LP})$$

$$X_3'' = 1.183 \times 10^{-6} \text{ lb R'SH/gal LP}$$

Concentración en el equilibrio:

$$Ke = Y'' / X''$$

$$Y_2'' = (1.785 \times 10^3)(454.853 \times 10^{-9}) = 811.912 \times 10^{-6} \text{ lb RSH/gal disoln.}$$

$$y''_3 = (358.480)(1.183 \times 10^{-6}) = 424.028 \times 10^{-6} \text{ lb R'SH/gal disoln.}$$

Concentración molar de mercapturos:

$$p = 10.034 \text{ lb/gal } 19\% \text{ en peso NaOH a } 35^\circ\text{C tabla } 10.47 \text{ ref.2}$$

$$.811.912 \times 10^{-6} \frac{\text{lb RSNa}}{\text{gal disoln}} = (811.912 \times 10^{-6} \frac{\text{lbRSNa}}{\text{gal disoln}}) \left( \frac{1 \text{ gal}}{10.034 \text{ lb}} \right)$$

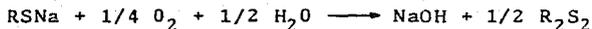
$$(39508.875 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}) \left( \frac{1 \text{ lbmol}}{31 \text{ lb RSNa}} \right)$$

$$= 39.961 \times 10^{-3} \text{ lbmol RSNa/hr}$$

$$424.028 \times 10^{-6} \frac{\text{lb R'SNa}}{\text{gal disoln.}} = 424.028 \times 10^{-6} \frac{\text{lb R'SNa}}{\text{gal disoln}} \left( \frac{1 \text{ gal}}{10.034 \text{ lb}} \right)$$

$$(39508.875 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}) \left( \frac{1 \text{ lbmol R'SNa}}{85 \text{ lb}} \right)$$

$$= 19.876 \times 10^{-6} \text{ lb mol R'SNa/hr}$$



de acuerdo con la reacción anterior se producirá:

$$39.967 \times 10^{-3} \frac{\text{lbmol RSNa}}{\text{hr}} = (39.967 \times 10^{-3} \text{ lbmol RSNa}) \left( \frac{1/2 \text{ lbmol R}_2\text{S}_2}{1 \text{ lbmol R'SNa}} \right)$$

$$\left( \frac{94 \text{ lb R}_2\text{S}_2}{1 \text{ lbmol}} \right)$$

$$= 1.878 \text{ lb R}_2\text{S}_2 / \text{hr}$$

$$19.876 \times 10^{-3} \frac{\text{lbmol R'SNa}}{\text{hr}} = (19.876 \times 10^{-3} \text{ lbmol R'SNa}) \left( \frac{1/2 \text{ lbmol R}_2\text{S}_2}{1 \text{ lbmol R'SNa}} \right)$$

$$\left( \frac{122 \text{ lb R}'_2\text{S}_2}{1 \text{ lbmol}} \right)$$

$$= 1.212 \text{ lb R}'_2\text{S}_2/\text{hr}$$



## NOMENCLATURA PARA EL CAPITULO 6

F <sub>ac</sub>	Flujo de la fase acuosa, gal/hr
F	Flujo de LP, gal/hr
K <sub>e</sub>	Coefficiente de extracción, $\frac{\text{wt/vol. cáustica}}{\text{wt/vol. LP}}$
M	Concentración de la solución de sosa cáustica, gmol/lit
M <sub>w</sub>	Peso molecular, g/mol
ρ	Densidad, lg/gal
R	Volumen de LP lavado entre f y s, gal
S	Porcentaje de cáustica agotada
s'	Relación de solución acuosa recirculada/LP alimentado
t	Tiempo del lote, hrs
V	Volumen de cáustica supuesta, gal
W	Concentración de ácidos en la cáustica, lb/gal
X	Concentración de ácidos en la corriente LP, lb/gal
X'	Concentración prom. de ácidos en LP a la salida del pre-lavador, lb/gal
X''	Concentración de ácidos en el LP a la salida de la etapa de disolución, lb/gal
Y	Concentración de ácidos en LP, lb/gal
Y'	Concentración de ácidos en la cáustica (convertidos a disulfuros), lb/gal.
Y''	Concentración de ácidos en equilibrio

### EXPONENTES Y SUBINDICES

f	Condiciones al principiar el batch
i	Componentes ácidos
s	Condiciones al término del batch

## 7. DIMENSIONAMIENTO BASICO DEL EQUIPO

### a) Tanque de separación de fases.

El tanque de separación de fases en la etapa de prelavado será calculado de acuerdo con el método de la referencia (18).

Fase hidrocarburo (LP)

Fase acuosa NaOH

de la tabla 2<sup>(18)</sup>

tiempo de residencia Lavado LP  
5-10 min.

$$s = \frac{\text{NaOH recirculado}}{\text{LP alimentado}} 0.15-0.25^{(18)}$$

elegiremos;  $s = 0.15$

$$F^+ = (26250 \text{ gal/hr}) (1 \text{ hr}/60 \text{ min})$$

$$F_{ac} = (0.15)(437.5 \text{ gal/min})$$

$$F = 437.5 \text{ gal/min}$$

$$F_{ac} = 65.625 \text{ gal/min}$$

$\mu$  Fig. 409 pag. 9 Handbook of  
Natural Gas Eng. a 90°F  
0.107 cp.

$\mu_{ac}$  Fig. 147 pag. 565<sup>(21)</sup>  
a 90°F y 6.86% wt NaOH  
1.147 cp

$$\mu = (0.107)(672.2 \times 10^{-6})$$

$$\mu_{ac} = (1.147)(672.2 \times 10^{-6})$$

$$\rho = 71.93 \times 10^{-6} \text{ lb}/(\text{seg})(\text{pie})$$

$$\rho_{ac} = 771.04 \times 10^{-6} \text{ lb}/(\text{seg})(\text{pie})$$

$$\rho = 27.094 \text{ lb}/\text{pie}^3 \text{ tabla}^{(3)}$$

$$\rho_{ac} = 66.69 \text{ lb}/\text{pie}^3 \text{ tabla}^{(24)}$$

velocidad de asentamiento:

$$v = g \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho) / \mu}{18}$$

Para una dispersión fina alcanzada en muchas operaciones petroquímicas el diámetro de partícula es 100 micrones,<sup>(18)</sup>

+ Nota: la nomenclatura se localiza al final del capítulo.

la ley de Stokes puede entonces ser expresada como:

$$v' = 140.16 \times 10^{-6} (\rho_p - \rho) / \mu$$

donde:

$$v' = \text{in/min}$$

$$\mu = \text{lb/(\text{pie})(\text{seg})}$$

$$\rho = \text{lb/pie}^3$$

sustituyendo los datos para cada una de las fases encontramos:

$$v' = 77.155 \text{ in/min}$$

$$v'_{ac} = 7.198 \text{ in/min}$$

6

$$v' = (1.2)(7.198 \text{ in/min})(437.5 \text{ gal/min}) / (65.625 \text{ gal/min})$$

$$v' = 57.584 \text{ in/min.}$$

ya que este valor es más grande que el valor máximo específico 10 in/min entonces:

$$v' = 10 \text{ in/min.}$$

$$v'_{ac} = 7.2 \text{ in/min}$$

Para propósitos del diseño:

$$f = f_{ac} = 2$$

$$r' = L/D = 3$$

Entonces las constantes a y b son:

$$a = (1.889)(v' f_{ac} F_{ac} + v'_{ac} f F) / (r' v' v_{ac})$$

$$b = (3.505)(f F f_{ac} F_{ac}) / (r'^2 v' v_{ac})$$

$$a = (1.889)((10)(2)(65.625) + (7.2)(2)(437.5)) / (3)(10)(7.2)$$

$$a = 66.574$$

$$b = (3.505)((2)(437.5)(2)(65.625)) / ((3)^2(10)(7.2))$$

$$b = 621.184$$

$$r = L/D$$

y

$$x = D^2$$

Obteniéndose una expresión para una relación económica del recipiente:

$$D^4 - a D^2 + b = 0$$

la solución para x es:

$$x = a/2 \pm (a^2 - 4b)^{1/2}/2$$

entonces

$$D = \pm (a/2 \pm (a^2 - 4b)^{1/2}/2)^{1/2}$$

al sustituir valores de a y b en la última expresión:

$$D_1 = 7.44 \text{ pie} \qquad D_2 = 3.35$$

con  $r = L/D = 3$

$$L_1 = 22.32 \text{ pie} \qquad L_2 = 10.05 \text{ pie}$$

para saber cual de los dos pares de datos son los correctos, -  
sustituiremos los datos en la siguiente expresión:

$$A_t = 1.2D ((7.48L v'/f F) - (38.4/\pi D))^{-1}$$

$$A_t = 1.2 (3.35) \left( \frac{7.48(10.05)(10)}{(2)(437.5)} \right) - \left( \frac{38.4}{(3.1416)(3.35)} \right)^{-1}$$

$$A_t = 1.2 (3.35) / (0.85 - 3.65)$$

Para  $L_2$  y  $D_2$ , el área del LP es un valor negativo (no real), por lo tanto para un diámetro de 7.44 pie y longitud - 22.32 pie tiene un valor de  $A_t = 33.67 \text{ pie}^2$  y por lo consi-  
guiente  $L_1$  y  $D_1$  son los buscados.

Aproximando a un diámetro comercial de  $D = 7.5 \text{ pie}$

$$\therefore L/D = 3 \qquad L = 22.5 \text{ pie}$$

sustituyendo los datos anteriores en la última expresión:

$$A_t = 1.2 (7.5) \left( \frac{7.48 (22.5) (10)}{(2) (437.5)} - \frac{38.4}{(3.1416) (7.5)} \right)^{-1}$$

$$A_t = 30.64 \text{ pie}^2$$

El área para el fondo del recipiente es:

$$A_b = 1.2 D \left[ (7.48 L v'_{ac} / f_{ac} F_{ac}) - (38.4/D) \right]^{-1}$$

$$A_b = 1.2 (7.5) \left( \frac{7.48 (22.5) (7.2)}{(2) (65.625)} - \frac{38.4}{(3.1416) (7.5)} \right)^{-1}$$

$$A_b = 1.183 \text{ pie}^2$$

Sin embargo como inicialmente hay un volumen de 1500-gal de NaOH, la altura de esta fase será:

$$V_{ac} = (1500 \text{ gal}) (1 \text{ pie} / 7.48 \text{ gal}) \quad V_{ac} = 200.53 \text{ pie}^3$$

$$V_{ac} = A L$$

$$A_c = 200.53 \text{ Pie}^3 / 22.5 \text{ pie} \quad A_{ac} = 8.91 \text{ pie}$$

Altura de la fase acuosa

$$h_{ac} = 38.4 A / D\pi + 1.2 D$$

$$h_{ac} = (38.4) (8.91) / (3.1416) (7.5) + 1.2 (7.5) \quad h_{ac} = 23.52 \text{ in}$$

$$V_{tot.} = V_{ac} + V_{hc}$$

$$V_{tot.} = 3.1416 D^2 L / 4$$

$$V_{tot.} = (3.1416) (7.5 \text{ pie})^2 (22.5 \text{ pie}) / 4 \quad V_{tot.} = 994.02 \text{ pie}^3$$

$$\therefore V_{hc} = 994.02 - 200.53 \quad V_{hc} = 793.49 \text{ pie}^3$$

$$A_{hc} = 994.02 \text{ pie}^3 / 22.5 \text{ pie} \quad A_{hc} = 44.18 \text{ pie}^2$$

Altura de la fase hidrocarburo

$$h_{hc} = (38.4) (41.91)/(3.1416) (7.5) + 1.2 (7.5) \quad h_{hc} = 81.00 \text{ in}$$

Tiempo de residencia:

$$t_{hc} = 81.00 \text{ in} / 7.2 \text{ in/min} \quad t_{hc} = 11.25 \text{ min}$$

$$t_{ac} = 23.52 \text{ in} / 10 \text{ in/min} \quad t_{ac} = 2.35 \text{ min}$$

Tiempo disponible

$$t = 7.48 \text{ V/F}$$

$$t_{hc} = 7.48 (793.49 \text{ pie}^3)/(437.5 \text{ gal/min}) \quad t_{hc} = 13.56 \text{ min.}$$

$$t_{ac} = 7.48 (200.53 \text{ pie}^3)/(65.625 \text{ gal/min}) \quad t_{ac} = 22.86 \text{ min.}$$

Resumiendo:

Diámetro	7.5	pie
Longitud	22.5	pie
$h_{hc}$	81.00	in
$h_{ac}$	23.52	in
$t_{ac}$	2.35	min
$t_{hc}$	11.25	min

El tanque de separación de fases en la etapa de disolución es idéntico al dimensionamiento anterior, porque se manejan las mismas cantidades cáusticas y LP aunque la única variación que es la concentración de cáustica no influye drásticamente ya que es adsorbido por los mismos críticos del método de dimensionamiento.

b) Torre de oxidación.

El sistema comprende la absorción con reacción para -- facilitar la separación de los mercapturos contenidos en la solución de sosa cáustica.

El gas que contiene el reactante A ( $O_2$ ) pasa en forma de burbujas a través del líquido que contiene a B (R ó R'SNa) y el catalizador sólido en suspensión.

El reactante A ha de alcanzar la superficie del catalizador antes de que pueda reaccionar con B.

Para el sistema suponemos que actúan en serie las siguientes resistencias:

- Etapas 1.- El reactante A ha de atravesar la película gaseosa para alcanzar la interfase gas-líquido.
- Etapas 2.- A ha de atravesar la película líquida para alcanzar el seno del líquido.
- Etapas 3.- A ha de atravesar la película líquida que rodea la partícula catalítica para alcanzar la superficie del catalizador.
- Etapas 4.- A reacciona en la superficie de la partícula del catalizador con el componente B en el líquido.

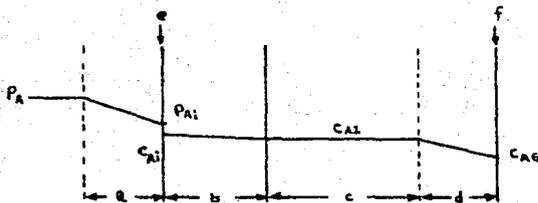


Fig. 4\* Resistencias que ha de vencer el reactante gaseoso para alcanzar la superficie del catalizador.

- a) Película gaseosa.
- c) Seno del líquido.
- b) Película líquida.
- d) Película que rodea la partícula del catalizador.
- e) Interfase gas-líquido.
- f) Superficie de la partícula del catalizador en suspensión.

La velocidad de estas etapas individuales vienen dado por:

$$\begin{aligned}
 -r_{A,1} &= \frac{1}{V_1} \frac{dN_A}{dt} = K_{Ag} a_i (P_A - P_{Ai}) = K_{Al} a_i (C_{Ai} - C_{Al}) \\
 &= K'_{Al} a_s (C_{al} - C_{As}) = K_I a_s C_{As}
 \end{aligned}$$

Donde:

$a_i$  = superficie de interfase/volumen del líquido.

$a_s$  = superficie del cat. en susp./volumen del líquido.

Los coeficientes de transferencia de masa ( $K_{Ag}$ ,  $K_{Al}$ ) y el área interfacial "a", dependen diferentemente de las propiedades del fluido, de los regímenes de flujo y del tipo de relleno.

Para obtener estos coeficientes deben escogerse condiciones experimentales tales que de alguna forma pueda simplificarse el sistema (variables) para poder correlacionar los coeficientes de transferencia de masa. Por otra parte conociendo la resistencia total y otra cualesquiera encontrar la restante.

Además el sistema incluye la reacción y es necesario conocer la cinética de reacción para el tipo de mercapturo, el

catalizador, la concentración del mismo, etc.

"De la referencia (22) realizaron el estudio de la oxidación catalítica en medio básico del n-butyl mercapturo por -- oxígeno molecular en presencia de varios complejos inorgánicos con metales de transición".

Los resultados de este estudio indican que el complejo inorgánico "Pirofosfato de cobalto y la Ftalocianina de cobalto" tienen un marcado efecto sobre la oxidación del n-butyl mercapturo a n-butyl disulfuro (sin embargo en investigaciones recientes la ftalocianina de cobalto tetrasulfonado ha tenido mayor aceptación). Usando una relación en peso alimentación-catalizador de 180; una conversión cuantitativa se llevo a cabo en 120 min".

Es importante saber que resistencia este controlando el sistema (interfase gas-líquido ó la superficie del catalizador) para tener una ecuación que satisfaga el fenómeno.

Por lo tanto sale del alcance obtener aquellos parámetros ya mencionados. Esto sería un buen tema de tesis que tendría como objetivos:

1) Obtener los valores de los parámetros del sistema ( $K_{Ag}$ ,  $K_{Al}$ ,  $K_1$ ,  $H_A$ , etc.), 2) Hacer el análisis para elegir el régimen cinético (caso A a H), 3) Utilizar la ecuación más sencilla de este régimen que permita hacer un escaldo adecuado y seleccionar el dispositivo de contacto más favorable.

Por lo consiguiente para cumplir con el objetivo tomaremos alturas de relleno (para el mismo sistema) recomendadas por diseñadores.

La altura recomendada por la oxidación del metil y - -  
etil mercapturo es de 18 pies.

Selección del empaque:

El tipo de empaque para la altura recomendada son los  
anillos Raschig los cuales deben de ser de carbón (para ser - -  
inertes con el NaOH manejado a 95°F), el diámetro del relleno -  
debe ser 1/30<sup>(23)</sup> (relación entre el tamaño nominal de empaque-  
y el diámetro interno de la torre) para evitar la mala distribu  
ción del líquido.

O.D in	Num. aprox. Pzas/pie <sup>3</sup>	Peso aprox. lb/pie <sup>3</sup>	Espacio libre "e"	Factor empaque "F"
1	1325	27	74	160
2	166	27	74	65

Diámetro de la Torre.

$$19.979 \times 10^{-3} \text{ lbmol } R_2S_2/\text{hr} = (19.979 \times 10^{-3} \text{ lbmol } R_2S_2/\text{hr}) \left( \frac{1/4 \text{ lbmol } O_2}{1/2 \text{ lbmol } R_2S_2} \right)$$

$$= 9.989 \times 10^{-3} \text{ lbmol } O_2$$

$$9.934 \times 10^{-3} \text{ lbmol } R_2S_2/\text{hr} = (9.934 \times 10^{-3} \text{ lbmol } R_2S_2/\text{hr}) \left( \frac{1/4 \text{ lbmol } O_2}{1/2 \text{ lbmol } R_2S_2} \right)$$

$$= 4.967 \times 10^{-3} \text{ lbmol } O_2$$

$$\frac{\text{lbmol } O_2}{\text{hr}} \text{ total} = 14.957 \times 10^{-3}$$

$$14.957 \times 10^{-3} \text{ lbmol/hr } O_2 = (14.957 \times 10^{-3} \text{ lbmol}/O_2) \left( \frac{1 \text{ lbmol aire}}{0.21 \text{ lbmol } O_2} \right)$$

$$\left( \frac{29 \text{ lb aire}}{1 \text{ lbmol}} \right)$$

$$= 2.065 \text{ lb/hr aire}$$

El rango utilizado de aire es 15 a 50% en exceso para llevar a cabo la oxidación .... ref. 32

Suponiendo un 15% de exceso:

$$(2.065 \text{ lb/hr aire}) (1.15) = 2.375 \text{ lb/hr aire}$$

De la referencia (31) fig. 6.26 inundación y caída de presión en torres rellenas,

y	x	log y	log y
0.2	0.03	- 698.970X10 <sup>-3</sup>	- 1.523
0.15	0.08	- 823.909X10 <sup>-3</sup>	1.097
0.09	0.2	- 1.046	698.970X10 <sup>-3</sup>
0.04	0.55	- 1.398	- 259.637X10 <sup>-3</sup>
0.02	1.05	- 1.699	21.189X10 <sup>-3</sup>
0.008	2.3	- 2.097	361.728X10 <sup>-3</sup>
0.004	3.8	- 2.398	579.784X10 <sup>-3</sup>
0.002	6.5	- 2.699	812.915X10 <sup>-3</sup>

Correlación: -978,713X10<sup>-3</sup>

Pendiente: -877,964X10<sup>-3</sup>

Intercepción - 1.805

$$x = \frac{F_{ac}}{G} (P_G/P_L)^{1/2}$$

$$y = \frac{(G')^2 F M_1 P_w}{g_c P_G P_L}$$

Sustituyendo valores para x:

$$x = \frac{39508.875}{2.375} (0.07528/75.054)^{1/2} \quad x = 527.111$$

Extrapolando con el valor de la abscisa, obtenemos la ordenada:

Por lo tanto  $y = 63.826 \times 10^{-6}$

$$G' = \left[ \frac{(63.826 \times 10^{-6}) (4.18 \times 10^8) (0.07528) (75.054)^2}{(160) (2.875)^{0.2} (62.116)} \right]^{1/2}$$

$$G' = 30.358 \text{ lb/hr pie}^2$$

Donde:

$$P_a = 0.07528 \text{ aire a } 68^\circ\text{F}$$

$$F = 160 \text{ para anillos Raschig de 1 in (ref. 31)}$$

$$P_w = 62.116 \text{ lb/pie}^3 \text{ agua a } 95^\circ\text{F A-1 Crane.}$$

Por lo tanto el área de la sección transversal de la torre es:

$$A = G/G' \quad A = 2.375/30.358 = 78.233 \times 10^{-5} \text{ pie}^2$$

$$D = (4 (78.233 \times 10^{-5}) / \pi)^{1/2} \quad D = 315.609 \times 10^{-3} \text{ pie}$$

Aproximando a un diámetro comercial:

$$D = 333.333 \times 10^{-3} \text{ pie}$$

### c) Contactores

Los contactores estáticos de película en fibra (13,14) no se dimensionaran ya que se carece de un método de cálculo, - pero si puede ser diseñados por la compañía de fabricación (Merrichem Co.)

Los contactores estáticos de película en fibra consisten en un doble haz de longitud continuo, las fibras de diámetro pequeño contenidas en un tubo o cilindro,

Las fibras son de acero, vidrio y otro material compatible con los fluidos de contacto. La orientación de los cilindros pueden ser ambos horizontales o verticales (normalmente --

los contactores van integrados a los tanques separadores).

El principio de transferencia de masa de los procesos son identificados por la marca de fabricación, la película en fibra y la diferencia de atracción basada en la superficie -- del sólido (tensión interfacial) entre los dos líquidos inmiscibles o entre un líquido y un gas.

El tipo de material sólido (fibra) es elegido para -- que la fase de menor volumen (acuosa) forme una delgada superficie sobre la fibra, así creando una gran superficie de -- transferencia por unidad de volumen.

La fase de mayor volumen (LP) fluye completamente paralelo al haz y realmente mueve la fase de menor volumen a lo largo de las fibras por la fuerza de arrastre en la interfase.

La elección del contactor de película en fibra proporciona alta eficiencia de contacto entre las fases, permite manejar volúmenes relativamente pequeños de sosa cáustica en -- comparación con el LP por sus bajos niveles de dispersión para facilitar la separación de las fases, además con un costo inferior a equipos de características similares.

#### d) Diseño del calentador

vapor de baja presión

Presión	3.5 $\bar{\text{kg}}/\text{cm}^2$ man.	65 psia abs.
Temperatura	148°C	298°F
Calidad	saturado	

sosa cáustica

Temperatura (°F)

Entrada 95  
Salida 158  
Flujo:  $39.088 \times 10^3$  lb/hr  
Concentración: 19% wt NaOH

1) Balance de energía

$$Q = W \lambda = w \text{ cp } (t_2 - t_1)$$

aP = 65 psia  $\lambda = 911.6$  Btu/lb Tabla 7<sup>+</sup>  
 $\bar{t} = 126.5^\circ\text{F}$  19% wt NaOH cp = 0.88 Btu/(lb)(°F)

Fig. 14-40b

$$Q = W(911.6) = (39.088 \times 10^3)(0.88)(158 - 95) = 2.167 \times 10^6 \text{ Btu/lb}$$

Cantidad de vapor

$$W = 2.377 \times 10^3 \text{ lb/hr}$$

2) Fluido caliente		Fluido frío	Diferencia
298	Temperatura alta	158	140
298	Temperatura baja	95	203
0	Diferencia	63	63

$$\text{LMTD} = 140 - 203 / \ln (140/203) \quad \text{LMTD} = 169.554^\circ\text{F}$$

3) Tabla 8. valores aproximados coeficientes totales para diseño

U Btu/(hr)(pie <sup>2</sup> )(°F)		
Fluido caliente	Fluido frío	U <sub>D</sub> total
Vapor de agua	Solución acuosa menos 2 cp	200-700

\* Nota: todos los datos se obtendrán de la referencia (24) siempre y cuando no se indique lo contrario.

4) Suponiendo  $U_D = 250$

$$A = \frac{Q}{U_D \text{LMTD}} \quad A = \frac{2.167 \times 10^6}{(250)(169.554)} \quad A = 51.122 \text{ pie}^2$$

5) Seleccionaremos tubos 1 in DE, en cuadrado de  $P_t = 1 \frac{1}{4}$  in, longitud 12 pie, BWG 16

$$6) N_t = A/a_t'' L$$

$$a_t'' = 0.2618 \text{ pie}^2/\text{pie lineal} \quad \text{tabla 10}$$

$$N_t = 51.122/(0.2618)(12) \quad N_t = 16.273$$

7) Suponiendo dos pasos en los tubos, de la tabla 9, el número comercial de tubos es 16 para un diámetro de coraza de 8 in DI.

8) Coeficiente  $U_D$  corregido:

$$A = (16)(0.2618)(12) \quad A = 50.266 \text{ pie}^2$$

$$U_D = 2.167 \times 10^6 / (50.266)(169.554) \quad U_D = 254.261$$

Fluido caliente: coraza, vapor      Fluido frío: tubos, sosa cáustica

$$a_t = N_t a_t' / 144 n$$

$$a_t' = 0.594 \text{ in}^2 \quad \text{tabla 10}$$

$$a_t = (16)(0.594)/(144)(2)$$

$$a_t = 33.0 \times 10^{-3} \text{ pie}$$

$$G_t = w/a_t$$

$$G_s = W/3.142 N_t D_o$$

$$G_s = 2.377 \times 10^3 / 3.142 (16) (83.3 \times 10^{-3}) \quad G_t = 39.088 \times 10^3 / 33.0 \times 10^{-3}$$

Fluido caliente: coraza, vapor

$$G_s = 567.467 \text{ lb/hr (pie lin)}$$

$$h_0 = 1.51 \left(\frac{4G}{F}\right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g}\right)^{-1/3}$$

$$aT = 298^\circ\text{F}$$

$$\mu_f = (0.13)(2.42) \text{ Fig. 14}$$

$$\mu_f = 314.6 \times 10^{-3} \text{ lb/hr (pie)}$$

$$k_f = 0.456 \text{ Btu/(hr) (pie}^2\text{)} (^\circ\text{F/pie)}$$

$$\rho_f = 57.369 \text{ lb/pie}^3 \text{ A-6 Crane}$$

$$h_0 = \frac{1.51(4(567.467)/314.6 \times 10^{-3})^{-1/3}}{\left(\frac{(314.6 \times 10^{-3})^2}{(0.456)^3 (57.369)^2 (4.18 \times 10^8)}\right)^{1/3}}$$

$$h_0 = 851.357 \text{ Btu/(hr) (pie}^2\text{)} (^\circ\text{F)}$$

Fluido frío: tubos, sosa cáustica

$$G_t = 1.184 \times 10^6 \text{ lb/(hr) (pie}^2\text{)}$$

$$a\bar{T} = 126.5^\circ\text{F}$$

$$\mu = (1.75 \text{ cp})(2.42) \text{ Fig. 147}^{(21)}$$

$$\mu = 4.235 \text{ lb/(hr) (pie)}$$

$$D = 870 \times 10^{-3}/12 \text{ tabla 10}$$

$$D = 72.5 \times 10^{-3} \text{ pie}$$

$$Re_t = D G_t / \mu$$

$$Re_t = \frac{(72.5 \times 10^{-3})(1.184 \times 10^6)}{4.235}$$

$$Re_t = 20.277 \times 10^3$$

$$J_H = 68 \text{ Fig. 24}$$

$$h_i = J_H \frac{k}{D} \left(\frac{\text{cp}}{k}\right)^{1/3} \phi_t$$

$$a\bar{T} = 126.5^\circ\text{F}$$

$$\text{cp} = 0.88 \text{ Btu/(lb) (}^\circ\text{F) Fig. 14.140b}$$

$$k = 0.9 k_{\text{agua}} \text{ pag. 197}$$

$$k = 0.9 (0.375) \text{ tabla 4}$$

$$k = 377.5 \times 10^{-3} \text{ Btu/(hr) (pie}^2\text{)} (^\circ\text{F/pie)}$$

$$\left(\frac{\text{cp}}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{(0.88)(4.235)}{337.5 \times 10^{-3}}\right)^{1/3} = 2.225$$

$$h_i = (68) \frac{(337.5 \times 10^{-3})}{72.5 \times 10^{-3}} (2.225) \phi_t$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 704.343$$

$$h_{oi} = \frac{h_i}{\phi_t} \frac{DI}{DE}$$

$$h_{io} = (704.343)(0.870)/(1.0)$$

$$h_{io} = 612.778$$

## Caída de Presión

$$a_s = ID C B / 144 P_t$$

$$C = P_t - DE C = 1.25 - 1.0 = 0.25$$

Suponiendo B = 6 in

Fluido caliente: coraza, vapor

$$a_s = (8) (0.25) (6) / (144) (1.25)$$

$$a_s = 66.667 \times 10^{-3} \text{ pie}^2$$

$$G_s = W/a_s$$

$$G_s = 2.377 \times 10^3 / 66.667 \times 10^{-3}$$

$$G_s = 35,655 \times 10^3 \text{ lb}/(\text{hr}) (\text{pie}^2)$$

$$aT = 298^\circ \text{ F}$$

$$\mu \text{ vapor} = (0.14 \text{ cp}) (2.42) \text{ fig. 15}$$

$$\mu \text{ vapor} = 33.880 \times 10^{-3} \text{ lb}/(\text{hr}) (\text{pie})$$

$$D_e = 0.99/12 \text{ Fig. 28}$$

$$D_e = 82.5 \times 10^{-3} \text{ pie}$$

$$Re_s = D_e G_s / \mu$$

$$Re_s = \frac{(82.5 \times 10^{-3}) (35,655 \times 10^3)}{33.880 \times 10^{-3}}$$

$$Re_s = 86.822 \times 10^3$$

$$f = 0.0014 \text{ pie}^2/\text{in}^2 \text{ Fig. 29}$$

$$N + 1 = 12 L/B$$

$$\bar{V} = 6.655 \text{ pie}^3/\text{lb} \text{ tabla 7}$$

$$S = (1.0/6.655)/62.5$$

Fluido frio: tubos, sosacástica

$$\text{con } Re_t = 20.277 \times 10^{-3}$$

$$f = 0.00023 \text{ pie}^2/\text{in}^2 \text{ Fig. 26}$$

$$at = 126.5^\circ \text{ F y } 19\% \text{ wt NaOH}$$

$$\rho = 74.218 \text{ lb}/\text{pie}^3 \text{ tabla (24)}$$

$$\rho_{\text{agua}} = 61.607 \text{ lb}/\text{pie}^3 \text{ A-6 Crane.}$$

$$S = 74.218/61.607 S = 1.205$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D S \phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.00023) (1.184 \times 10^6)^2 (12) (.2)}{(5.22 \times 10^{10}) (72.5 \times 10^{-3}) (1.205)}$$

$$\Delta P_t = 1.697 \text{ lb}/\text{in}^2$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{S} \frac{V^2}{2g}$$

$$\text{con } G = 1.184 \times 10^6$$

$$\frac{V^2}{2g} = 0.185 \text{ lb}/\text{in}^2 \text{ Fig. 27}$$

Fluido caliente: coraza, vapor

Fluido frio: tubos, sosa cáustica

$$S = 2.404 \times 10^{-3}$$

$$D_s = 8/12 \quad D_s = 66.667 \times 10^{-3}$$

$$\Delta P_r = \frac{(4)(2)(0.185)}{1.205}$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S \phi_s}$$

$$\Delta P_r = 1.228 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_s = \frac{(0.0014)(35.655 \times 10^3)^2 (666.667 \times 10^{-3}) (24)}{(5.22 \times 10^{10})(82.500 \times 10^{-3})(2.404 \times 10^{-3})}$$

$$\Delta P_s = 2.751 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 1.697 + 1.228$$

$$\Delta P_T = 2.456 \text{ lb/in}^2$$

Coefficiente total limpio  $U_c$

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{(612.778)(851.357)}{612.778 + 851.357}$$

$$U_c = 356.315$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_D}$$

$$R_d = \frac{356.315 - 254.261}{(356.315)(254.261)}$$

$$R_d = 0.00113$$

La primera prueba casi cumple los requerimientos del -  
diseño, por lo que se ajustara el área y se involucrará la co-  
rrección de viscosidad, procederemos con la siguiente prueba pa-  
ra satisfacer el factor de obstrucción:

Prueba 2.

Suponer longitud de tubos de 16 pie

$$A = (16)(0.2618)(16) \quad A = 67.921 \text{ pie}^2$$

$$U_D = 2.167 \times 10^6 / (67.021)(169.554) \quad U_D = 190.696$$

Corrección de viscosidad

$$t_w = \bar{t} + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (\bar{T} - \bar{t})$$

$$t_w = 126.5 + \frac{851.357}{851.357 + 612.778} (298 - 126.5)$$

$$t_w = 226.2^\circ \text{F}$$

$$at_w = y \text{ 19\% wt NaOH}$$

$$\mu = (0.537) (2.42) \text{ Fig. 147(21)}$$

$$\mu = 1.298$$

$$\phi_t = \left(\frac{4.255}{1.298}\right) 0.14 \phi_t = 1.180$$

$$h_{io} = h_{io} \phi_t \quad h_{io} = (612.778) (1.180) \quad h_{io} = 723.110$$

$$U_c = \frac{(723.110) (851.357)}{723.110 + 851.357} \quad U_c = 391.005$$

$$R_d = \frac{391.005 - 190.696}{(391.005) (190.696)} \quad R_d = 0.0027$$

Corrección de la caída de presión en ambos lados, tubos y coraza:

Fluido caliente: coraza, vapor      Fluido frío: tubos, sosa cáustica

$$N + 1 = (12) (16) / 6 \quad N + 1 = 32$$

$$\Delta P_t = 1.69 (16/12)$$

$$\Delta P_s = (2.751) (32/24)$$

$$\Delta P_t = 2.253 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_s = 3.667 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_T = 2.253 + 1.228$$

$$\Delta P_T = 3.481 \text{ lb/in}^2$$

Sumario:

851.357

h exterior

723.110

$U_c$

391.005

$U_D$

190.696

$R_d$  calculado

0.0027

$R_d$ requerido	0.0025		
3.667	$\Delta P$ calculado	2.253	
10.0	$\Delta P$ permitida	10.0	

Coraza:

DI = 8 in, espacio de los deflectores = 6 in  
 Peso = 1

Tubos:

Número y longitud = 16, 16'0"  
 DE, BWG, paso = 1 in, 16 BWG, 1 1/4 in en cuadro  
 Paso = 2

Diseño del enfriador

Condiciones de agua de enfriamiento:

	Presión	Temperatura
	$\bar{l}b/in^2$ abs.	$^{\circ}F$
Entrada	74.44	90
Salida	50.26	110

Condiciones de la sosa cáustica:

	Temperatura
	$^{\circ}F$
Entrada	158
Salida	95
Flujo:	$39.088 \times 10^3$ lb/hr

Concentración: 19% wt NaOH

1) Balance de Energía

$$Q = W C_p (T_2 - T_1) = w c_p (t_2 - t_1)$$

a 126.5 y 19% wt NaOH  $c_p = 0.88$  Btu/(lb) ( $^{\circ}F$ ) fig. 14.40b+

a 100 $^{\circ}F$   $C_p = 1.0$  Btu/(lb) ( $^{\circ}F$ ) fig. 2

$$Q = W (1.0) (110 - 90) = (39.088 \times 10^3) (0.88) (158 - 95) = 2.167 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$$

Cantidad de agua de enfriamiento:

$$w = 108.352 \times 10^3 \text{ lb/hr}$$

2) Fluido caliente		Fluido frio		Diferencia
158	Temperatura alta	110		48
95	Temperatura baja	90		5
63	diferencia	20		43

$$LMTD = (48 - 5) / \ln (48/5)$$

$$R = 63/20 \quad R = 3.15$$

$$S' = 20 / (158 - 90) \quad S' = 0.294$$

+ Nota: Todos los datos se obtendrán de la referencia (24) - - siempre y cuando no se indique lo contrario.

Factor de corrección para la LMTD, con los valores de - - R y S'.

$F_T$ :	Intercambiador 1-2, $F_T =$ imposible	Fig. 18
	Intercambiador 2-4, $F_T = 0.84$	Fig. 19
	Intercambiador 3-6, $F_T = 0.935$	Fig. 20

Seleccionaremos un intercambiador con arreglo 3-6, -- esto se puede lograr en 3 intercambiadores 1-2 en serie.

3) Tabla 10-10<sup>(1)</sup>

Coefficientes globales de transrerencia de calor en intercambiadores tubulares:  $U = \text{Btu}/(^{\circ}\text{F}) (\text{pie}^2) (\text{hr})$

Coraza	Tubos	$U_D$	Incluye la suciedad total
Agua	Soln. sosa cáustica	100-250	0.003
	(10-30% wt)		

4) Supondremos  $U_D = 125$   
 $A = Q/U_D t \quad A = 2.167 \times 10^6 / (125) \quad (17.776)$   
 $A = 975.248 \text{ pie}^2$

5) Seleccionaremos tubos 3/4 in DE, arreglo triangular de  $P_t = 1$  in, longitud 16 pie, BWG 14, B = 10 in

6)  $N_t' = A / a_t'' L$   
 $a_t'' = 0.1963 \text{ pie}^2 / \text{pie llineal} \quad \text{tabla 10}$   
 $N_t' = 975.248 / (0.1963) \quad (16) \quad N_t' = 310.5$   
 $N_t = N_t' / 3 \quad N_t = 103.5$

Para un paso en la coraza y 2 pasos en los tubos, el número comercial de tubos 106 para un diámetro de coraza 13 1/4 in - DI, Tabla 9.

7) Corrección  $U_D$   
 $A = (3) (106) (0.1963) \quad A = 998.774 \text{ pie}^2$   
 $U_D = 2.167 \times 10^6 / (998.774) \quad (17.776) \quad U_D = 122.056 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)$

Fluido caliente: tubos, sosa cáustica

$a_t = N_t a_t' / 144 n$   
 $a_t' = 0.268 \text{ in}^2 \quad \text{tabla 10}$   
 $a_t = (106) (0.268) / (144) \quad (2)$   
 $a_t = 98.639 \times 10^{-3} \text{ pie}^2$   
 $G_t = w/a_t$   
 $G_t = 39.088 \times 10^3 / 98.639 \times 10^{-3}$   
 $G_t = 396.273 \times 10^3 \text{ lb}/(\text{hr}) \quad (\text{pie}^2)$   
 $Re_t = D G_t / \mu$

Fluido frio: coraza, agua

$a_s = DI C' B / 144 P_t$   
 $C' = P_t = DE C' = 1.0 - 0.75$   
 $a_s = (13.25) (.25) (10) / (144)$   
 $a_s = 230.035 \times 10^{-3} \text{ pie}^2$   
 $G_s = W/a_s$   
 $G_s = 108.352 \times 10^3 / 230.035 \times 10^{-3}$   
 $G_s = 471.025 \times 10^3 \text{ lb}/(\text{hr}) \quad (\text{pie}^2)$   
 $Re_s = D_e G_s / \mu$

Fluido caliente: tubos, sosa cáustica

$$D = 0.584/12 \text{ Tabla 10}$$

$$D = 48.667 \times 10^{-3} \text{ pie}$$

$$A \bar{T} = 126.5^\circ\text{F y } 19\% \text{ wt NaOH}$$

$$\mu = 1.75(2.42) \text{ Fig. 147}^{(21)}$$

$$\mu = 4.235 \text{ lb/(hr) (pie)}$$

$$Re_t = \frac{(48.667 \times 10^3)(396.273 \times 10^3)}{4.235}$$

$$Re_t = 4.554 \times 10^5$$

$$L/D = 16/48.667 \times 10^{-3} \text{ L/D} = 328$$

$$J_H = 15 \text{ Fig. 24}$$

$$h_i = J_H \frac{k}{D} \left( \frac{C_{PM}}{k} \right)^{1/3} \phi_t$$

Suponiendo:

$$k = 0.9 \text{ k}_{\text{agua}}$$

$$k = (0.9)(0.375) \text{ Tabla 4}$$

$$k = 0.338 \text{ Btu/(hr) (pie)} (^\circ\text{F/pie)}$$

$$\left( \frac{C_{PM}}{k} \right)^{1/3} = \left( \frac{(0.88)(4.235)}{0.338} \right)^{1/3}$$
$$= 2.224$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = \frac{(15)(338)(21224)}{48.667 \times 10^{-3}}$$

$$h_i / \phi_t = 231.686$$

$$h_{i0} = \frac{h_i}{\phi_t} \frac{DI}{DE}$$

$$H_{i0} = (231.686)(0.584)/(0.75)$$

Fluido frio: coraza, agua

$$D_e = 0.73/12 \text{ Fig. 28}$$

$$D_e = 60.833 \times 10^{-3} \text{ pie}$$

$$a \bar{t} = 100^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.75(2.42) \text{ Fig. 14}$$

$$\mu = 1.815 \text{ lb/(hr) (pie)}$$

$$Re_s = \frac{(60.833 \times 10^3)(471.025 \times 10^3)}{1.815}$$

$$Re_s = 15.787 \times 10^5$$

$$J_H = 70 \text{ Fig. 28}$$

$$h_o = J_H \frac{k}{D} \left( \frac{C_{PM}}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$a \bar{t} = 100^\circ\text{F}$$

$$k = 0.362 \text{ Btu/(hr) (pie}^2\text{)} (^\circ\text{F/pie)}$$

Tabla 4

$$\left( \frac{C_{PM}}{k} \right)^{1/3} = \left( \frac{(1.0)(1.815)}{0.362} \right)^{1/3}$$
$$= 1.711$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = \frac{(70)(0.362)(1.711)}{60.833 \times 10^{-3}}$$

$$h_o / \phi_s = 712.563$$

Fluido caliente; tubos, sosa cáustica

Fluido frio: coraza, agua

Caída de Presión

Para  $Re_t = 4.554 \times 10^3$

$f = 0.00034$  Fig. 26

a  $T = 126.5^\circ F$  y 19% wt NaOH

$\rho = 74.218 \text{ lb/pie}^3$  Tabla 8

$\rho_{\text{agua}} = 61.607 \text{ lb/pie}^3$  A-6 Crane

$S = 74.216/61.607$   $S = 1.205$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D S \phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.00034) (396.273 \times 10^3)^2 (16)(2)(3)}{(5.22 \times 10^{10}) (48.667 \times 10^{-3}) (1.205)}$$

$\Delta P_t = 1.674 \text{ lb/in}^2$

$G_t = 396.273 \times 10^3$ , de la fig. 27

$\frac{V_t^2}{2g} = 0.021$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{S} \frac{V_t^2}{2g} P_r = \frac{(4) (2) (3) (0.021)}{1.205}$$

$\Delta P_r = 0.418 \text{ lb/in}^2$

$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 1.674 + 0.418$

$\Delta P_T = 2.092 \text{ lb/in}^2$

Coefficiente total limpio:

$$U_c = \frac{h_{iO} h_o}{h_{iO} + h_o}$$

$$U_c = \frac{(180.406) (712.563)}{180.406 + 712.563}$$

$U_c = 143.959$

Para  $Re_s = 15.787 \times 10^3$

$f = 0.0019$  Fig. 29

$S = 1.0$

$N + 1 = 12 \text{ L/B}$

$N + 1 = (12) (16)/(10) N + 1 + 19.2$

Total para 3 intercambiadores:

$19 \times 3 = 57$

$D_s = 13.25/12$   $D_s = 1.104 \text{ pie}$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{(0.0019) (471.025 \times 10^3)^2 (1.104)}{(5.22 \times 10^{10}) (60.833 \times 10^{-3}) (1.0)}$$

$\Delta P_s = 8.354 \text{ lb/in}^2$

Factor de obstrucción  $R_d$ :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c} \quad R_d = \frac{(143.959 - 122.056)}{(143.959) (122.056)}$$

$$R_d = 0.0012$$

Las suposiciones iniciales han estipulado un intercambiador que casi cumple con los requerimientos. Sin embargo es necesario aumentar la longitud de los tubos y el espaciamento de los deflectores (para satisfacer  $\Delta P$ ).

7') Corrección  $U_D$

$$A = (3) (106) (20) (0.1963) = 1.248 \times 10^3 \text{ pie}^2$$

$$U_D = 2.167 \times 10^6 / (1.248 \times 10^3) (17.776) = 97.644 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})$$

Fluido caliente: tubos, sosa cáustica

Fluido frio: coraza, agua

$$a_s = (13.25) (0.25) (12)/(144) (1.0)$$

$$a_s = 276.042 \times 10^{-3} \text{ pie}^2$$

$$G_s = 108.352 \times 10^3 / 276.042 \times 10^{-3}$$

$$G_2 = 392.520 \times 10^3 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{pie}^2)$$

$$Re_s = \frac{(60.833 \times 10^{-3}) (392.520 \times 10^3)}{1.815}$$

$$Re_s = 13.156 \times 10^{-3}$$

$$J_H = 64 \text{ Fig. 28}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = (64) (0.362) (1,711) / (60.83 \times 10^{-3})$$

$$h_{ic}/\phi_t = 180.406$$

$$h_o/\phi_s = 651.627$$

es innecesaria la corrección de viscosidad.

### Caída de Presión

Fluido caliente: tubos, sosa cáustica      Fluido frío: coraza, agua

$$\text{Para } Re_s = 13.156 \times 10^3$$

$$f = 0.002 \text{ pie}^2/\text{in}^2 \text{ Fig. 29}$$

$$S = 1.0$$

$$N + 1 = (12) (20)/12 = 20$$

Para 3 intercambiadores

$$20 \times 3 = 60$$

$$\Delta P_s = \frac{(0.002) (392.520 \times 10^3)^2 (1.104) (60)}{(5.22 \times 10^{10}) (60.833 \times 10^{-3}) (1.0)}$$

$$\Delta P_s = 6.428 \text{ lb/in}^2$$

Coefficiente total limpio:

$$U_c = \frac{(180.406) (651.627)}{180.406 + 651.627}$$

$$U_c = 141.289 \text{ Btu}/(\text{hr}) (\text{pie}^2) (^\circ\text{F})$$

Factor de obstrucción:

$$R_d = \frac{141.289 - 97.644}{(141.289) (97.644)}$$

$$R_d = 0.0032 \text{ (hr)} (\text{pie}^2) (^\circ\text{F})/\text{Btu}$$

Sumario:

180.406	h exterior	651.627
U <sub>c</sub>	141.289	
U <sub>D</sub>	97.644	
R <sub>d</sub> calculado	0.0032	
R <sub>d</sub> requerido	0.003	
2.092	ΔP calculado	6.428
10.0	ΔP permitido	10.0

Los 3 intercambiadores finales en serie serán:

Coraza:

DI = 13 1/4 in, espaciado entre deflectores = 12 in

Paso = 1

Tubos:

Número y longitud = 106, 20'0"

DE, BWG, paso = 3/4 in, 14, 1 in en triángulo

Paso = 2



PLANTA	ENSULTAMIENTO DE LPA
LOCALIZACION	
CLAVE	FA-2
NO DE UNIDADES	UNA

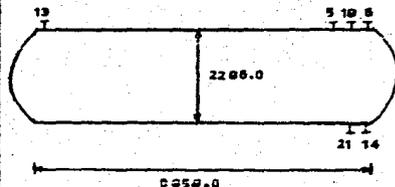
**RECIPIENTES**  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

1	SERVICIO	DISOLUCION DE MERCAPTANOS		POSICION:	VERTICAL, HORIZONTAL	
2	TIPO DE FLUIDO	LÍQUIDO	LP	FLUJO	1856.116	lpm; DENSIDAD 0.426 g/cm <sup>3</sup>
3		LÍQUIDO	SOJA CAUSTICA	FLUJO	248.418	gpm; DENSIDAD 1.202 g/cm <sup>3</sup>
4	TEMPERATURA:	OPERACION	°C	MAXIMA	22.0	°C; DISEÑO 49.0 °C
5	PRESION	OPERACION	kg/cm <sup>2</sup> abs.	MAXIMA	20.0	kg/cm <sup>2</sup> abs.; DISEÑO 24.0 kg/cm <sup>2</sup> abs.
6	DIMENSIONES:	LONGITUD	mm	DIAMETRO	2286.0	mm; CAP.TOTAL 28120.65 l
7	NIVEL	NORMAL	mm	MAXIMO	mm	MINIMO 182.4 mm
8	ALARMA ALTO NIVEL	mm		BAJO NIVEL	647.7	mm; NIVEL DE PARO mm
9	MATERIALES:	CASCARON	CARBON			
10	MALLA SEPARADORA:	ESPESOR	mm	MATERIAL		
11	TIPO CIRCULAR:	DIAMETRO	mm			
12	TIPO RECTANGULAR:	LONGITUD	mm	ANCHO	mm	
13	CORROSION PERM:	CASCARON	mm	CABEZAS	mm	
14	AISLAMIENTO:	NO. 31				
15	RECOBRIMIENTO:	NO. 31				

**BOQUILLAS**

Nº	Nº REG.	SERVICIO
16	1	3 REGISTRO DE HOMBRE
17	1	6 SALIDA DE LP DULCE
18	1	14 SALIDA DE SOJA ABOTADA A SA-2
19	1	18 VENTOS
20	1	21 DRENE
21	1	12 ENTRADA DE LP DE FA-1
22		
23		
24		
25		
26		
27		
28		
29		
30		

**NOTAS**





PLANTA	ENDULZAMIENTO DE LPG
LOCALIZACION	
CLAVE	EA-1
Nº DE UNIDADES	UNA

**INTERCAMBIO DE CALOR**  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

SERVICIO DE LA UNIDAD	CALENTAMIENTO DE SOSA CAUSTICA		
MEDIDA	TIPO TUBOS Y CORAZA	POSICION HORIZONTAL	
SUPERFICIE POR UNIDAD	FT <sup>2</sup>	CORAZAS POR UNIDAD UNA	
SUPERFICIE POR CORAZA	FT <sup>2</sup>	ARREGLO CORAZA	

**REPRESENTACION DE UNA UNIDAD**

CIRCULACION FLUIDO		CORAZA		TUBOS	
FLUIDO TOTAL ENTRADA		VAPOR DE AGUA		SOSA CAUSTICA	
	LB/HR	ENTRADA	VALIDA	ENTRADA	VALIDA
LÍQUIDO					
GR-ST			0.020	1.202	1.179
COND. TERMICA	BTU/HR.FT. <sup>2</sup> .F		0.456	0.324	0.351
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB. <sup>0</sup> .F		1.100	0.874	0.889
VISCOSIDAD	CP	CP	0.130	2.700	1.240
PESO MOLECULAR	LB/LB.MOL		18.000	40.000	40.000
VAPOR					
CALOR LATENTE	BTU/LB	911.600			
PESO MOLECULAR	LB/LB.MOL	18.000			
COND. TERMICA	BTU/HR.FT. <sup>2</sup> .F	0.015			
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB. <sup>0</sup> .F	0.460			
VISCOSIDAD	CP	CP	0.014		
DENSIDAD	LB/FT. <sup>3</sup>	0.150			
TEMPERATURA	°F	°C	269.000	269.000	95.000
PRESION	PSIA		40.000		
Nº DE PASOS POR CORAZA			1		2
VELOCIDAD	FT/SEG				
CAIDA DE PRESION	PSI		3.667		2.253
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	HR.FT. <sup>2</sup> .C/BTU		0.0005		0.002
CALOR INTERCAMBIO	BTU/HR	2.167X10 <sup>6</sup>		LMT DICORR. °F	159.6
VEL. TRANSFERENCIA:	BTU/HR.FT. <sup>2</sup> .F	391.903	LIMPIO	190.696	SERVICIO

TUBOS	Nº 16	00.1.000 in	BWA 14	LONGITUD 16	FT	PITCH 1.25 in	<input type="checkbox"/>
CORAZA	ID. # in						

PLANTA	ENDULZAMIENTO DE LPS
LOCALIZACION	
CLAVE	EA-2
Nº DE UNIDADES	TRES

**INTERCAMBIO DE CALOR  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)**

SERVICIO DE LA UNIDAD	ENFRIAMIENTO DE LA SOSA REGENERADA
MEDIDA	TIPO TUBOS Y CORAZA POSICION HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD	PT <sup>2</sup> CORAZAS POR UNIDAD UNA
SUPERFICIE POR CORAZA	PT <sup>2</sup> ARREGLO CORAZA

**REPRESENTACION DE UNA UNIDAD**

CIRCULACION FLUIDO	LB/HR	CORAZA		TUBOS	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
FLUIDO TOTAL ENTRADA		109.352X10 <sup>3</sup>		29.088X10 <sup>3</sup>	
LIQUIDO					
SR. ST		0.998	0.992	1.182	1.202
COND. TERMICA	BTU/HR-FT <sup>2</sup> -°F	0.359	0.367	0.357	0.327
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-°F	1.000	1.000	0.899	0.974
VISCOSIDAD	CP	0.600	0.670	1.350	2.600
PESO MOLECULAR	LB/LBMOL	18.000	18.000	40.000	40.000
VAPOR	LB/HR				
CALOR LATENTE	BTU/LB				
PESO MOLECULAR	LB/LB MOL				
COND. TERMICA	BTU/HR-FT <sup>2</sup> -°F				
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-°F				
VISCOSIDAD	CP				
DENSIDAD	LB/FT <sup>3</sup>				
TEMPERATURA	°F	90.000	110.000	150.000	95.000
PRESION	PSIG				
Nº DE PASOS POR CORAZA			1		2
VELOCIDAD	FT/SEG				
CAIDA DE PRESION	PSI		6.428		2.092
RESISTENCIA EN SUZUCIAMIENTO	HR-FT <sup>2</sup> -°F/BTU			0.003	
CALOR INTERCAMBIO: BTU/HR		2,167X10 <sup>6</sup>		LMTD (CORR.) °F 17.776	
VEL. TRANSFERENCIA: BTU/HR-FT <sup>2</sup> -°F		143.200	LIMPIO	97.644	SERVICIO

TUBOS	Nº 186	OD. 0.750 in	BW6 14	LONGITUD	20 FT	PITCH	4.000 in	Δ
CORAZA	ID.	13.25 in						

## NOMENCLATURA PARA EL DISEÑO DE RECIPIENTES

A	Area del segmento de un círculo, pies <sup>2</sup>
A <sub>b</sub>	Area de un recipiente (parte inferior) ocupada por la fase acuosa, pies <sup>2</sup>
A <sub>t</sub>	Area de un recipiente (parte superior) ocupada por la fase hidrocarburo, pies <sup>2</sup>
D	Diámetro del recipiente, pies
D <sub>p</sub>	Diámetro equivalente de una partícula esférica, pies.
F	Flujo de la fase hidrocarburo, gal/min.
F <sub>ac</sub>	Flujo de la fase acuosa, gal/min.
f	Factor de relación velocidad prom. a velocidad máxima
g	Aceleración debido a la gravedad, 32.17 pie/seg <sup>2</sup>
h <sub>b</sub>	Altura de la fase acuosa en el fondo del recipiente, in
h <sub>t</sub>	Altura de la fase hidrocarburo en la parte superior del recipiente, in.
L	Longitud del recipiente, pie
r	Relación económica longitud a diámetro para un recipiente.
t	Tiempo de residencia basado en el flujo del líquido y el volumen del recipiente, min.
t	Tiempo de residencia para una partícula para asentarse basada en la ley de Stokes, min.
V	Volumen del asentador ocupado por una de las fases, pies <sup>3</sup> .
v	Velocidad de asentamiento determinada por la ley de Stokes pie/seg
v'	Velocidad de asentamiento, in/min.
v' <sub>ac</sub>	Velocidad de asentamiento de gotas de hidrocarburo en la

fase acuosa en el fondo del recipiente, in/min.

$v'_{hc}$  Velocidad de asentamiento de gotas de solución acuosa en la fase hidrocarburo, en la parte superior, in/min

$\rho$  Densidad del medio continuo, lb/pie<sup>3</sup>

$\rho_p$  Densidad de la partícula, lb/pie<sup>3</sup>

$\mu$  Viscosidad del medio continuo, lb/(seg) (pie)

#### SUBINDICES

ac Solución acuosa NaOH

hc Fase hidrocarburo, LP

## NOMECLATURA PARA EL DISEÑO INTERCAMBIO DE CALOR

A	Superficie de transferencia de calor, pies
a	Area de flujo, pies.
a"	Superficie externa por pie lineal, pies
B	Espaciamiento de los reflectores, in.
C <sub>p</sub>	Calor específico del fluido caliente, Btu/(lb) (°F)
C'	Sección entre tubos, in
c <sub>p</sub>	Calor específico de fluido frio, Btu/(hr) (°F)
D	Diámetro interior de los tubos, pies
D <sub>o</sub>	Diámetro exterior de los tubos, pies.
D <sub>e</sub>	Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión, pies.
D <sub>s</sub>	Diámetro interior de la coraza, pies
DI	Diámetro interior, in
F <sub>T</sub>	Factor de diferencia de temperatura, adimensional
f	Factor de fricción, adimensional, para P en $\bar{lb}/in^2$ , - - - $pie^2/in^2$
G	Masa velocidad, lb/(hr) ( $pie^2$ )
g'	Aceleración de la gravedad, $pie/seg^2$
h <sub>i</sub>	Coefficiente de transferencia de calor fluido interior, -- Btu/(hr) ( $pie^2$ ) (°F)
h <sub>o</sub>	Coefficiente de transferencia de calor fluido exterior, -- Btu/(hr) ( $pie^2$ ) °F)
h <sub>io</sub>	Coefficiente de transferencia de calor del fluido interior referido al diámetro exterior del tubo, Btu/(hr) ( $pie^2$ )(°F)

$J_H$	Factor para transferencia de calor, adimensional
$K$	Conductividad térmica, Btu/(hr) (pie <sup>2</sup> ) (°F/pie)
$\lambda$	Calor latente del vapor, Btu/lb
$L$	Longitud del tubo, pie
MLTD	Media logarítmica de la diferencia de temperatura, °F
$N$	Número de deflectores en la coraza
$N_t$	Número de tubos
$n$	Número de pasos en los tubos
$P_t$	Espaciado de los deflectores, in
$\Delta P_T, \Delta P_t, \Delta P_r$	Caídas de presión total, lado de los tubos y de retorno, respectivamente, lb/in <sup>2</sup>
$Q$	Flujo de calor, Btu/hr
$R$	Grupo de temperatura, $(T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$ , adimensional
$R_d$	Factor de obstrucción, (hr) (pie <sup>2</sup> ) (°F)/Btu
$Re$	Número de Reynold para transferencia de calor y caída de presión, adimensional
$S'$	Grupo de temperatura, $(t_2 - t_1)/(T_1 - t_1)$ , adimensional
$S$	Gravedad específica, adimensional
$T_1, T_2$	Temperatura de entrada y salida del fluido caliente °F
$T$	Temperatura promedio del fluido caliente, °F
$t_1, t_2$	Temperatura de entrada y salida del fluido frío, °F
$\bar{t}$	Temperatura promedio del fluido frío, °F
$t_w$	Temperatura de la pared del tubo, °F

T	Diferencia verdadera de temperatura, °F
$U_c, U_D$	Coefficiente de transferencia de calor limpio y de diseño Btu/(hr) (pie <sup>2</sup> ) (°F)
V	Velocidad, pie/seg.
W	Masa del fluido caliente, lb/hr
w	Masa del fluido frio, lb/hr
$\emptyset$	Relación de viscosidad, $(\mu/\mu_w)^{0.14}$
$\mu$	Viscosidad, centipoise X 2.42 = lb/(hr) (pie)
$\mu_w$	Viscosidad a la temperatura de la pared del tubo, centi- poise X 2.42 = lb/(hr) (pie)

#### SUBINDICE

f	Líquido
s	Coraza
t	Tubos

## 8. CALCULO DE SERVICIOS Y AGENTES QUIMICOS

a). Sosa cáustica requerida

329 días de operación al año

Partiendo 50% en peso NaOH = 1.52 g/lt

En el prelavador:

Tiempo por lote: 449.143 hr.

Volumen de la cáustica (por lote): 1350 gal.

Concentración 6.86% en peso NaOH

No. de lotes anualmente:

$$329 \text{ días} = 329 \text{ días} \left( \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ día}} \right) \left( \frac{1 \text{ lote}}{449.143 \text{ hr}} \right) = 17.56 \text{ lotes}$$

Cantidad de cáustica:

Se cargarán inicialmente, 1500 gal NaOH de conc. 6.86% en peso en el prelavador; así como 1500 gal de NaOH de conc. - 19% en peso en la etapa de disolución y en el asentador (después de la torre de oxidación)

$$16.58 \text{ lotes} = 16.58 \text{ lotes} \left( \frac{1350 \text{ gal}}{1 \text{ lote}} \right) = 22358 \text{ gal NaOH al } 6.86\% \text{ peso}$$

carga inicial	<u>1.0</u> lote	<u>1500</u> gal
Total	17.58 lotes	Total 23883 gal NaOH al 6.86%

En la etapa de disolución:

Se gastan 8.1 Kg/día NaOH al 100% en peso por cada -  
400 Bbl/día de LP tratado.

Para endulzar una carga de 15000 Bbl/día (Flujo de -  
diseño LP)

$$\text{Gasto NaOH } \left( \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \right) = \left( \frac{8.1 \text{ Kg/día}}{4000 \text{ Bbl/día}} \right) (1500 \text{ Bbl/día}) = 30.375$$

30.375 Kg/día de NaOH gastada al 100% en peso

Para un 19% en peso:

$$30.375 \frac{\text{Kg}}{\text{día}} = (30.375 \text{ Kg/día}) (0.19) = 5.77 \text{ Kg/día}$$

Cantidad de cáustica agotada anualmente:

$$5.77 \text{ Kg/día} = (5.77 \text{ Kg/día}) (329 \text{ días}) = 1898.33 \text{ Kg.}$$

Gramos de NaOH por lote:

$$3000 \text{ gal disol.} = (3000 \text{ gal disol}) \left( \frac{3.78 \text{ lt}}{1 \text{ gal}} \right) \left( \frac{1.202 \text{ Kg disol}}{1 \text{ lt.}} \right) \left( \frac{19 \text{ Kg NaOH}}{100 \text{ Kg disol}} \right)$$

a 35°C  $\rho = 1.202 \text{ g/cc}$  tabla (ref. 8)

2589.82 Kg NaOH

Por lo que se consume el 72% de la sosa cáustica anualmente.

a) Cantidad de agua de proceso para disolución:

La disolución de sosa cáustica alimentada al prelavador, al tanque de la etapa de disolución y al decantador se hará en la línea, partiendo de una concentración 19.068 - - - gmol/lt (50°Bé) de NaOH.

Carga inicial en el prelavador:

De la tabla 10-47 (ref. 2)

Para una concentración 6.86% en peso equivale a 1.842-gmol/lt NaOH así como conc. 50% en peso equivale a 19.068 - - gmol/lt NaOH

$$1500 \text{ gal} = (1500 \text{ gal}) (1.842 \text{ gmol/lt}) / (19.068 \text{ gmol/lt}) = 144.766 \text{ gal.}$$

Se tomará 144.766 gal de NaOH al 50% y se añadirá agua hasta obtener el volumen total de la disolución.

$$V = 1500 - 144.766 = 1355.234 \text{ gal agua.}$$

Para las cargas posteriores:

$$1350 \text{ gal} = (1350 \text{ gal}) (1.842 \text{ gmol/lt}) / (19.068 \text{ gmol/lt}) = 130.289 \text{ gal.}$$

Se tomará 130.289 gal de NaOH al 50% y se añadirá - - agua hasta obtener el volumen total de la disolución.

$$V = 1350 - 130.289 = 1219.711 \text{ gal agua}$$

En el tanque de la etapa de disolución y en el decantador:

De la tabla 10-47 (ref. 2) 19% peso NaOH equivale a - - 5.741 gmol/lt.

$$1500 \text{ gal} = (1500 \text{ gal}) (5.741 \text{ gmol/lt}) / (19.086 \text{ gmol/lt}) = 451.214 \text{ gal.}$$

$$V = 1500 - 451.214 = 1048.786 \text{ gal agua}$$

c) Agua de enfriamiento y vapor de agua

Del balance de energía:

Para el calentador, vapor de 65 psia saturado, cantidad

de vapor 2377 lb/hr.

Para el enfriamiento, cantidad de agua de enfriamiento: 108,352 lb/hr.

d) Cálculo de la potencia de la bomba (prelavador)

1.- Cabezal lb/in<sup>2</sup>

caída de presión a través de la línea 5.0 ref. 27

caída de presión a través de la valvula de control 5.0 ref. 27

total 10.0

2.- Capacidad gal/min.

recirculada al recipiente 66.0

3.- Eficiencia de la bomba

$S_{NaOH} = 1.07$  pág. 79 ref. (8)

Carga en pies de NaOH:

$(10.0) (2.31)/1.07 = 21.59$  pies.

Para una bomba centrifuga: AB (3X 1 1/2 - 6 3/8) 1750 RPM, localizando el punto (66 gal/min., 22 pie) en la curva característica obtenemos la eficiencia  $e = 0.45$

4.- Potencia requerida

$$W' = \frac{GPM \cdot AP}{1714 \cdot e} \quad W' = \left( \frac{(66.0) (10.0)}{(1714) (0.45)} \right) = 0.855 \text{ HP}$$

Aproximando a una potencia comercial  $W' = 1.0$  PH

Cálculo de la potencia de la bomba GA-2

1.- Cabezal total desarrollado por la bomba:

$$H = h_d - h_{su}$$

Donde:

$$h_d = D + h_{d1} + P_d \quad h_{su} = S' - h_{s1} + P_{su}$$

$$H = D + h_{d1} + P_d - S' + h_{s1} + P_{su}$$

Agrupando:

$$H = (P_d - P_{su}) + (D - S') + h_{d1} + h_{s1}$$

Presión en el recipiente de disolución FA-2: 300  $\bar{\text{lb}}/\text{in}^2$

Suponiendo una presión del separador FA-3: 10  $\bar{\text{lb}}/\text{in}^2$

Supondremos una diferencia de alturas entre FA-2 y FA-3 de 15 pies.

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} = \frac{(15 \text{ pies}) (32.2 \text{ pie}/\text{seg}^2) (74.218 \text{ lb}/\text{pie}^3)}{(32.2 \text{ (lb)}) (\text{pie})/(\text{lb}) (\text{seg}) (144 \text{ in}/\text{pie})}$$

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} = 7.73 \text{ lb}_f/\text{in}^2$$

a 126.5°F y 19% wt NaOH  $\rho = 74.218 \text{ lb}/\text{pie}^3$  tabla (8)

a 126.5°F H<sub>2</sub>O  $\rho = 61.61 \text{ lb}/\text{pie}^3$  A-6 Crane

Caída de presión a través de un intercambio 5  $\bar{\text{lb}}/\text{in}^2$  - ref. (27)

Caída de presión a través de una línea grande 10  $\bar{\text{lb}}/\text{in}^2$  ref. (27)

Sustituyendo los datos en la ecuación (1)

$$H = (300 - 10) + 7.73 + 10 + 5 \quad H = 312.73 \text{ psi}$$

Cahezal en pies  $H' = H \cdot 2.31/S$

$$H' = (312.73) (2.31) (61.61)/(74.218) \quad H' = 599.69 \text{ pie}$$

2.- Capacidad: 66 gal/min.

3'- Eficiencia

Para una bomba de desplazamiento positivo  $e = 0.9$

4.- Potencia requerida

$$W' = \frac{\text{GPM PSI}}{1714 \cdot e} \quad W' = \frac{(66) (312.73)}{(1714) (0.9)} = 13.38 \text{ HP}$$

$$W' = 15 \text{ HP.}$$

## NOMENCLATURA PARA EL CAPITULO 8

D	Altura de la línea a la descarga, pie
e	Eficiencia de la bomba
g	Aceleración de la gravedad, 32.2 pie/seg <sup>2</sup>
g <sub>c</sub>	Factor de conversión, 32.2 (lb) (pie)/(lb <sub>f</sub> ) (seg)
H	Cabezal total desarrollado, PSI
h <sub>d</sub> , h <sub>su</sub>	Caída de presión en el tramo de descarga y succión, -- lb <sub>f</sub> /in <sup>2</sup>
h <sub>d1</sub> , h <sub>s1</sub>	Pérdida por fricción (a través de líneas, valvulas y -- accesorios) en el tramo de descarga y succión, lb <sub>f</sub> /in <sup>2</sup> .
P	Presión, lb <sub>f</sub> /in <sup>2</sup>
S	Gravedad específica
S'	Altura de la línea en la succión, pie
V	Volumen de agua de proceso, gal
w'	Potencia de la bomba, HP
Z	Diferencia de alturas (descarga-succión), pie

### SUBINDICES

d	Descarga
su	Succión.

## 9. REUTILIZACION Y/O DISPOSICION DE LA SOSA GASTADA

Las soluciones de hidróxido de sodio agotadas en el pre-lavador no pueden ser regeneradas por la formación de NaSH.

Las soluciones de hidróxido de sodio parcialmente gastadas pueden usarse para la neutralización de ácidos fuertes en una corriente de hidrocarburo, sin embargo ésta práctica no es comúnmente usada porque se redisuelven los ácidos que se encuentran en la sosa gastada.

Es practicado en algunas refinerías mezclar porciones equivalentes del alcali y lodos ácidos para su mutua neutralización y recuperar el hidrocarburo por separación. En algunas instancias, el licor alcalino es evaporado directamente de la pasta consistente, calcinada y fundida; el licor caliente, conteniendo carbonatos es caustificado con cal para producir sosa cáustica (54)<sup>+</sup>.

En un proceso, dióxido de carbono es introducido dentro del lodo alcalino, el dióxido de carbono de los gases de combustión es apropiado. Después de la separación de la capa aceitosa, el alcali es caustificado con cal (26)<sup>+</sup>. El punto en el cual es discontinuada la introducción del dióxido de carbono es determinada adicionando cloruro de bario a la solución y probando esta con fenoftaleina (8)<sup>+</sup>.

En la sosa gastada proveniente de la gasolina catalítica se encuentran compuestos fenolicos constituidos por fenol, -

cresol, xilenos y fenoles superiores. Además de estos existen mercaptanos, ácidos naftenicos, ácidos carboxilicos, aceite neutro, ácido sulfhídrico y tiofenoles, todos ellos como sales de sodio excepto el aceite neutro.

En un estudio se considero la posibilidad de recuperación de los compuestos fenólicos, que una vez separados y refinados pueden ser empleados en la industria.

Por otra parte la sosa gastada considerada como un desperdicio de las refinerías presentan serios problemas para desecarla ya que los compuestos fenólicos tienen una gran actividad biológica y dañan la vida acuatica, además de otros efectos nocivos.

El proceso consistió en la oxidación de los mercapturos a disulfuros mediante inyección de aire a la sosa gastada; calentada a 100°C y con una velocidad de aire de 100ml/min., la oxidación se logró en 12 hrs. Los disulfuros se separaron como una capa aceitosa. La solución libre de disulfuros se trato -- con bióxido de carbono hasta obtener un pH de 9 manteniéndose -- una velocidad de 100 ml/min., la neutralización duro 30 min., -- de tal manera que a este pH se obtuviera la máxima separación -- de fenoles, tiofenoles, ácidos naftenicos, ácidos carboxilicos -- y aceite neutro. En cuanto al proceso utilizado para la separación de los compuestos fenólicos (oxidación para la eliminación de mercaptanos y neutralización para la separación de los compuestos fenólicos) únicamente se logró una eficiencia de 52% -- con respecto al contenido inicial de dichos compuestos fenólicos.

La sosa cáustica usada en la eliminación de mercapta--nos es regenerada por ebullición (1,9)<sup>+</sup> para reusarla.

Así de esta forma se podrían nombrar algunos otros procesos para reutilizar la sosa gastada, sin embargo se desconoce de un proceso en el cual pueda utilizarse la sosa gastada proveniente del pre-lavador de LPG.

---

+ Nota: Todas estas referencias pueden ser localizadas en la -referencia 12.

## CONCLUSIONES

El proceso de endulzamiento cáustico es utilizado industrialmente para el tratamiento de corrientes de gas LP conteniendo niveles bajos en contaminantes, por sus bajos costos de inversión y mantenimiento y además porque es diseñado bajo tecnología mexicana.

En investigaciones recientes se han encontrado en los tanques de almacenamiento y en los cilindros de gas LP cantidades considerables de agua y lodos que son arrastrados del sistema de lavado, por lo que se pone de manifiesto que el diseño de las torres de arena deben ser más eficientes para evitar esas anomalías.

La información de datos de naturaleza física y química y la recopilación de artículos publicados recientemente además de los libros de texto referentes al tema comprenden la herramienta necesaria para aplicar los procedimientos de cálculo para el diseño, indicando las estimaciones y recomendaciones hechas tanto de la información recabada que por parte del asesor en base a los requerimientos del proceso. Dirigidas todas ellas al dimensionamiento básico del equipo, el cual es la finalidad del trabajo.

Sin embargo las limitaciones que se han tenido para el diseño de la torre en la etapa de oxidación corresponde a la escasez de datos, por lo que se tomaron datos recomendados por diseñadores para cumplir con el objetivo del trabajo; así como en

la reutilización de la sosa gastada. Los temas anteriores requieren de una investigación más profunda.

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

- 1.- Perry, R. H y Chilton, C. H., Chemical Engineer's Hand- - book, 5a. Ed. Mc. Graw-Hill Kogakusha, LTD, 1973.
- 2.- Lange, N. A., Handbook of chemistry, 12a. Ed., Mc Graw- - Hill Book Co., New York, 1974.
- 3.- Maxwell, J. B., Data book on hydrocarbon, Sixth printing, D. Van Nostrand Company, Inc.
- 4.- Wuithier, P., El Petróleo, Refino y Tratamiento Químico - I, C.E.C.S.A., 1971, pp. 130-147.
- 5.- Kirk-Othmer, Encyclopedia of chemical tecnology, 2a. Ed., Jonh Wiley and Sons, Inc., New York, 1969, vol 12 pp 470-80, vol 15 pp 1-60.
- 6.- Nelson, W. L., Refinación de Petróleo, Editorial Reverte, 1964.
- 7.- Beychok, M. R., Aqueous Wastes from Petroleum and Petro- - chemical Plants, John Wiley and Sons, New York, 1967, pp- 113-143.
- 8.- Washburn, E. W., International Critical Tables, New York- - National Research Coucil, vol. I y III.
- 9.- Yabroff, D. L., Extraction of Mercaptans with Alkalina So- - lutions, Industrial and Engineering Chemistry, vol 32, -- No. 2 1960, pp 257-262.
- 10.- Manieh, A. A., y Ghorayeb, N., How to design a caustic -- wash, Hydrocarbon Processing, vol. 60, No. 9, 1981, pp -- 143-4.

- 11.- Brown, K. M., y Adams, N. R., Comercial Application and Economics of Merox Desulfurization of Alkylolation unit Feedstocks (Refining Technology), 1963, pp 1-12.
- 12.- Kalichevsky and Stanger, Chemical Refining of Petroleum, - 2a. Ed., Reinhold Publis. Co. pp. 152-173.
- 13.- Norris, B. E., Mass Transfer without Mixing, Hydrocarbon-Processing, vol. 54, No. 9, 1975, pp. 127-8.
- 14.- Anónimo, New Mass Transfer Method, Chemical Engineering, - vol. 81, No. 20, Sept. 30, pág. 54.
- 15.- Gas Processors Association, Gas Processors Suppliers Association, 3a. Review, 1977, Engineering Data Book, cap. -- 14.
- 16.- Ludwig, E. E., Applied process Design for chemical and Petrochemical Plant, 2a. Ed., Gulf Pub. Houston Tex., vol. - II.
- 17.- Bermudez, C. M., Proceso Catalítico para la Remoción y -- conversión de compuestos mercaptánicos en destilados ligeros del petróleo, Revista del Instituto Mexicano del Petróleo, vol. XIV No. 2, Abril 1982, pp. 38-41.
- 18.- Abernathy, M. W., Design horizontal gravity settlers, - - Hydrocarbon Processing, vol. 56, No. 9, Sept. 1977, pp. - 199-202.
- 19.- Moderna Tecnología del Petróleo, The Institute of Petroleum, 2a. Ed., Editorial Reverté, S.A., 1983, pp. 374-385.
- 20.- Gutrie, V. B., Petroleum Products Handbook, 1a. Ed., McGraw-Hill book Co., Inc. 1960, 3-1 a 3-39.

- 21.- Hon, Te-Pang, Manufacture of Soda, Hafner Publishing Company, 1969, Apendice.
- 22.- Wallace, T. D., Schrieshein, A., Hurwitz, H., y Glaser, - M. B. Base-Catalyzad oxidation of Mercaptans in the presence of inorganic Transition Metal Complexes, Industrial and Engineering Chemistry Process Desing and Developmen, - vol. 3, No. 3, July 1964, pp. 237-241.
- 23.- Manual de Diseño de Proceso vol. XXI, Catálogos de fabricantes y artículos de empaques I, Div. de Proc. Dep. de - Diseño de Proceso 1982, IMP., pág. 213.
- 24.- Kern, Q. D., Procesos de Transferencia de CALor, Editorial Continental, S.A., décimotercera impresión, 1979.
- 25.- Tubular Exhanger Manufacturers Association, Inc., Standards of Tubular Exhanger Manufacturers Association, 5a.- Ed., 1968, secc. 9.
- 26.- Levenspeil, O., Chemical Ractor Engineering, John Biley- and Sons, Inc., New York, 1962.
- 27.- Clark, Loyal and Davison, R. L., Manual for Process Engineering Calculations, Mc. Graw-Hill, Inc., 1975.
- 28.- Tecnología de Refinación y de Proceso, Recuperación de fe nóles en sosa gastada, estudio analítico y de proceso, Re vista del Instituto Mexicano del Petróleo, Julio 1968.
- 29.- Holmes, J. W., Spears, M. L. y Bullin, J. A., Sweetening- LPG's with Amines, Chemical Engineering Procees, May. 1984 pp. 47-50.
- 30.- Markus Raab, Caustic scrubbers can be designed for exac- - tingneeds, The Oil and Gas Journal , Oct. 11 1976, pp. - 120-5.

- 31.- Treybal, E. R., Mass Transfer Operations, McGraw-Hill - -  
Book Co., 1980 pp. 210-239.
- 32.- Hengstereck, R.D. "Distillation, Principles and design pro-  
cedures, New York, Reinhold publishing, CO., pp. 326-7.