

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



RECUPERACION DE LA MEZCLA ACIDA QUEMADA
EN UNA FABRICA DE DETERGENTES
SINTETICOS

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

HECTOR EDUARDO ABELLEYRA LIMON

México, D. F.

1977



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA
CLAS Tesis 1977
ABO M-1
FECHA _____
PROC _____
S _____



PRESIDENTE : GUILLERMO CALDERON RAMIREZ

VOCAL : VLADIMIR ESTIVIL RIERA

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SECRETARIO : JOSE LANDEROS ORTIZ

1er. SUPLENTE: MA. TERESA TORAL PEÑARANDA

2o. SUPLENTE: ENRIQUE BRAVO MEDINA

Sitio donde se desarrolló el tema;

PROCTER AND GAMBLE DE MEXICO, S.A. de C.V.

Nombre completo del sustentante;

HECTOR EDUARDO ABELLEYRA LIMON

Nombre completo del asesor del tema;

ING. JOSE LANDEROS ORTIZ

A mis padres:

Con cariño y agradecimiento
por todo lo que han hecho -
por mí.

A mis hermanos:

Carmen

Enrique

Laura

Claudia

A mi madrina "Beu":

Por su cariño y apoyo
en mi vida.

I N D I C E

	Pág.	
	1	
INTRODUCCION	1	
CAPITULO I	GENERALIDADES	3
	1.1 "Detergentes Sintéticos"	3
	1.2 Características de los "Detergentes Sintéticos".	4
	1.3 Proceso de fabricación	8
CAPITULO II	CONCENTRACION DE LA MEZCLA ACIDA - CONCENTRADA (MAC) Y GENERACION DE- LA MAC QUEMADA	13
	2.1 Proceso de sulfonación	13
	2.2 Proceso de separación	14
	2.3 Factores que afectan el grado de separación	15
	2.4 Problemas de operación	24
CAPITULO III	DATOS Y CALCULOS	26
	3.1 Balance general de materia	26
	3.2 Análisis de laboratorio	31
	3.3 Balance de materia de la MAC - quemada	36

CAPITULO IV	ANTEPROYECTOS DE RECUPERACION Y RE PROCESO DE LA MAC QUEMADA	41
	4.1 Separación de la MAC quemada	41
	4.2 Diagramas de flujo	45
	4.3 Reproceso de la MAC quemada	47
CAPITULO V	RECUPERACION ECONOMICA	59
	5.1 Composición de la MAC quemada	59
	5.2 De materias primas	62
	5.3 De producto terminado	64
CAPITULO VI	CONCLUSIONES	65
	BIBLIOGRAFIA	68

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

El siguiente estudio tiene como finalidad la recuperación de un subproducto desperdiciado actualmente en una fábrica de detergentes sintéticos. Este desperdicio implica pérdidas de tipo económico tanto de materias primas como de producto terminado, así como de tipo técnico y de protección ambiental. Asimismo son propuestas y analizadas opciones técnicas para su reproceso.

Para familiarizarnos con el estudio se describe lo que son los detergentes sintéticos y su proceso de manufactura industrial.

El estudio comprende el análisis de las causas que producen el subproducto, las cantidades generadas del mismo en base a estudios de laboratorio además de su recuperación económica.

Este estudio se realiza a nivel nacional donde no -

existen plantas de ácido sulfúrico adjuntas a las fábricas de detergentes sintéticos por lo que no se analizan proce -
sos del quemado de este subproducto. (1)

CAPITULO I

GENERALIDADES

1.1 "DETERGENTES SINTETICOS"

Los "Detergentes Sintéticos" son productos que se encuentran actualmente en el mercado que aunque son también jabones no poseen las mismas características debido a su constitución química; por lo tanto el nombre de "Detergentes Sintéticos" se emplea para establecer diferencias entre ellos.

Los jabones son sales alcalinas de los ácidos grasos superiores siendo las más empleadas las del Sodio y las del Potasio, que debido a su constitución química presentan ciertas características como las de ser insolubles en soluciones y la de ser muy poco resistente a las aguas duras que contienen principalmente iones de Calcio y Magnesio con los cuales forman compuestos insolubles; por esto los jabones pierden su principal efecto que es el de lavar.

Como consecuencia de esto y a través de numerosas investigaciones, empezaron a aparecer los "Detergentes Sintéticos" que carecieron de estos inconvenientes obteniéndose cada vez más y mejores productos con costos y precios más accesibles para su uso industrial como para su uso doméstico.

1.2 CARACTERISTICAS DE LOS "DETERGENTES SINTETICOS"

Un detergente es una sustancia que tiene la propiedad de separar las partículas de suciedad adheridas a un cuerpo y conservarlas luego en disolución o suspensión. Según sus aplicaciones se utilizan por sus propiedades emulsificantes, dispersantes, humectantes y espumantes.

Los emulsionantes son compuestos que hacen bajar la tensión interfacial y que forman una partícula protectora alrededor de cada gota del líquido que tiende a estabilizar la emulsión.

La dispersión es el grado en que ciertas sustancias provocan la suspensión de partículas sólidas en el seno de un gas, líquido o un sólido en fase líquida.

Una sustancia humectante es aquella que al ser agregada a un líquido confiere la propiedad de mojar un sólido.

lido con mayor facilidad que en el estado puro, o sea tie -
nen el efecto de disminuir la tensión superficial de las di
soluciones.

Una espuma se forma solo cuando una substancia es -
absorbida en la superficie del líquido ya sea en solución -
en el líquido, o partículas de un sólido finamente dividi -
das las cuales permanecen en la superficie separadas por -
filmes de líquido.

Los detergentes se clasifican según sea la carga -
que tenga la parte con actividad superficial de la molécula
en aniónicos, catiónicos y no iónicos.

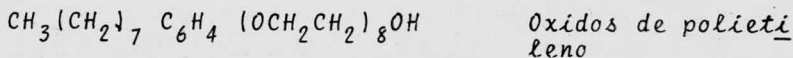
Aniónicos

$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16} \text{COO}^- \text{Na}^+$	Estearato de So dio
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7 \text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_3 \text{COO}^- \text{Na}^+$	Oleato de Sodio
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{11} \text{SO}_4^- \text{Na}^+$	Dodecil sulfato - de Sodio
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{11} \text{C}_6\text{H}_4\text{SO}_3^- \text{Na}^+$	Dodecil bencen - sulfonato de Sodio

Catiónicos

$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{11} \text{NH}_3^+ \text{Cl}^-$	Clorhidrato de - lauril Amina
$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{15} \text{N}(\text{CH}_3)_3^+ \text{Br}^-$	Bromuro de cetil- trimetil Amonio

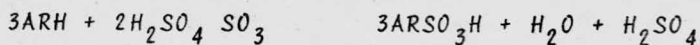
No iónicos



La mejor acción limpiadora la dan los surfactantes que contienen de 10 a 14 átomos de Carbono por resultar más resistentes al agua dura y más estables en soluciones de Ph bajo.

Los detergentes más recientes son los Alcohilaril-sulfonato de Sodio del tipo R-AR-SO₃Na que se fabrican en grandes cantidades y a precios bajos que compiten con el jabón debido a que los radicales alcohilo de largas cadenas se obtienen del petróleo.

El detergente más usado actualmente debido a su acción limpiadora y a su bajo costo de manufactura es el que se fabrica en base al Dodecil benceno, o sea el Dodecil-bencen sulfonato de Sodio el cual es preparado prácticamente por sulfonación directa con Oleum aunque también se puede hacer con ácido cloro-sulfónico.



Para mejorar el efecto de los detergentes se agre -

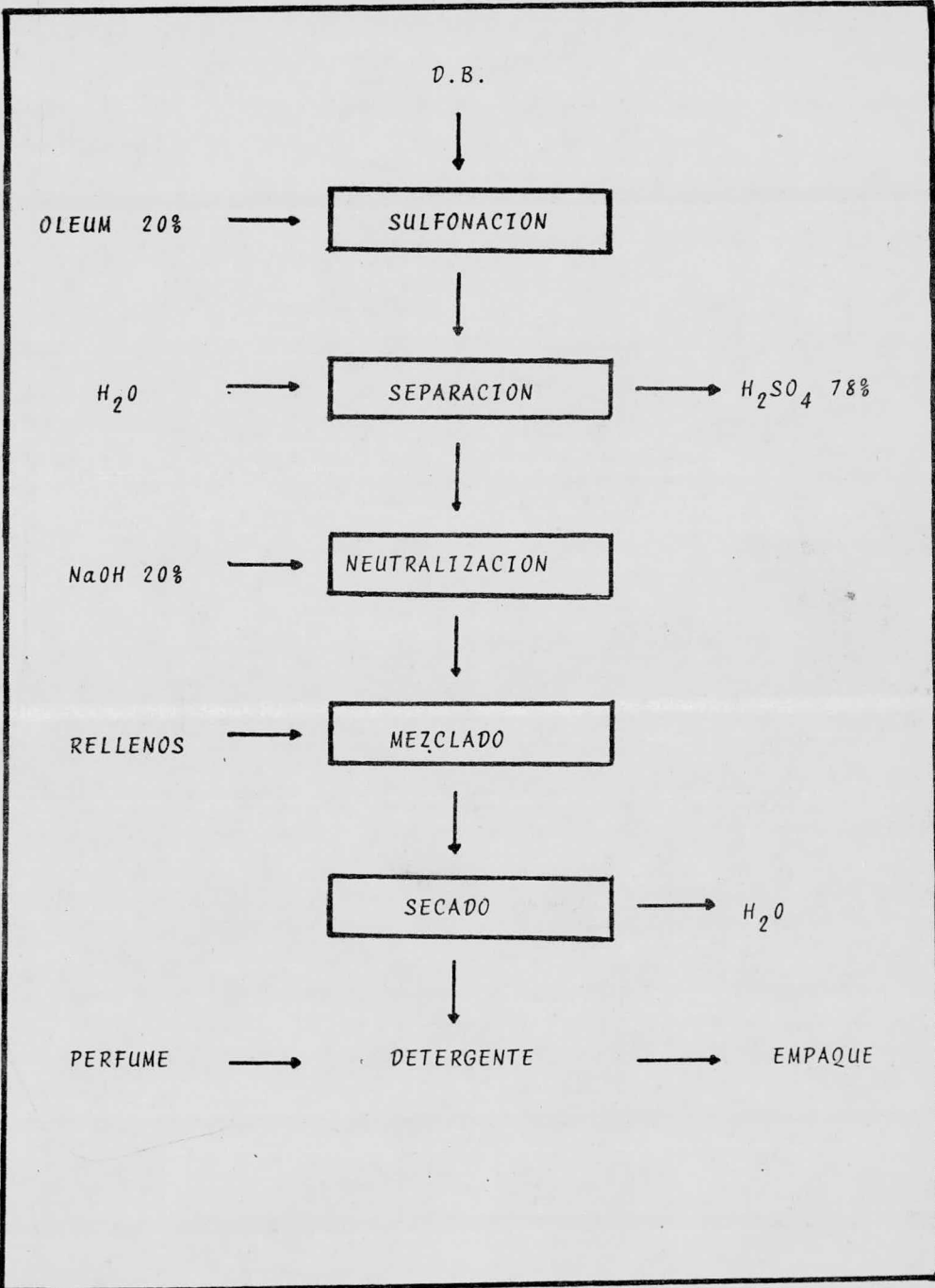
gan sustancias tales como pirofosfatos, tripolifosfatos y silicatos que no tienen actividad superficial pero que cumplen con una serie de funciones siendo la más importante la de actuar como agentes desfloculantes al eliminar los iones Ca^{++} y Mg^{++} formando complejos solubles no adsorbidos, con lo cual evitan, en parte, que se deposite de nuevo la suciedad.

También se le agregan otros componentes como el CMC (Carboximetilcelulosa) que mejora el comportamiento de los detergentes en el lavado de los tejidos especialmente de algodón formando una capa adsorbida hidratada sobre el tejido limpio, que lo protege impidiendo el depósito de la suciedad. Además se le incorporan abrillantadores ópticos que son tintes fluorescentes que adsorben luz ultravioleta y emiten luz azul que enmarcara cualquier tono amarillo que pueda aparecer en los tejidos blancos.

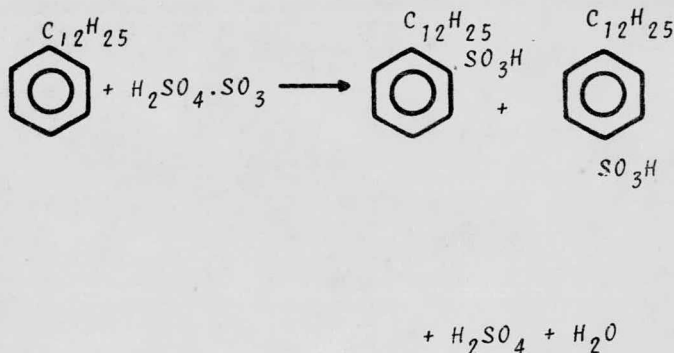
1.3 PROCESO DE FABRICACION

El proceso de fabricación de un detergente sintético consta de los siguientes pasos:

- I. Sulfonación
- II. Separación
- III. Neutralización
- IV. Mezclado
- V. Secado
- VI. Adición de perfume
- VII. Empaque



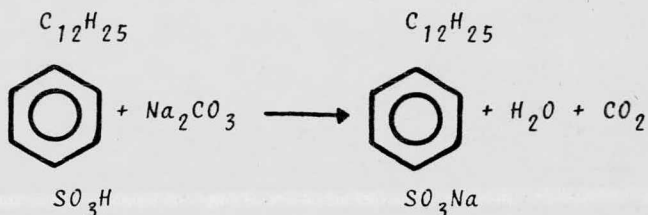
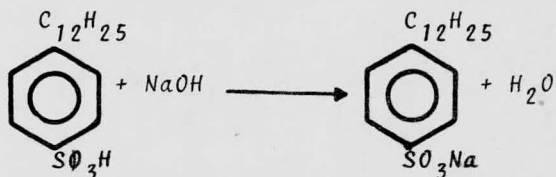
El proceso de sulfonación está basado en la reacción siguiente:



Esta reacción por ser muy exotérmica se realiza en un reactor de acero inoxidable (o bien en un serpentín de reacción) con un sistema de enfriamiento para mantener la reacción isotérmica. Un diseño de recirculación de ácido gastado y alta turbulencia en el reactor permite obtener altas eficiencias de 95% aproximadamente.

El proceso de separación consiste en la obtención de la fase sulfónica separándola del ácido sulfúrico gastado y el agua obtenidos como subproductos de la reacción de desulfonación. Este proceso se efectúa en un tanque de decantación de acero inoxidable con la ayuda de una cierta cantidad de agua que es agregada para diluir al ácido sulfúrico y así decantarlo por un cierto período de tiempo para ser drenada cada fase posteriormente.

La reacción de neutralización es también muy exotérmica. Se realiza comúnmente con sosa o con carbonato de Sodio de acuerdo a la siguiente reacción:



Este proceso se realiza en un reactor de acero inoxidable con sistema de enfriamiento para mantener la reacción isotérmicamente.

El proceso de mezclado se realiza en tanques de adecuada capacidad provistos de agitación. En este paso son agregados todas las sustancias que mejoran la calidad del detergente o le dan las características deseadas.

La mezcla obtenida es bombeada a la parte superior de la torre de secado donde es esparcida dentro de ésta por

medio de boquillas, produciendo una aspersion de gotas de detergente cuyo tamaño es regulable ya sea por la presión de bombeo o por el tipo de boquilla utilizada, y siendo secadas por un flujo de aire caliente que se encuentra a contracorriente, produciéndose los granos de detergente.

La adición de perfume es hecha una vez recolectado el polvo del fondo de la torre por medio de un elevador neumático y llevado a las tolvas en que se realiza el mezclado con el perfume.

El polvo perfumado es alimentado a las máquinas empacadoras descargando un volumen graduable dentro de las bolsas de polietileno donde son formadas, cortadas, y selladas automáticamente para ser transportadas hasta donde se encuentran los empacadores que llenan las cajas, las sellan, las estiban y se almacenan.

C A P I T U L O I I

CONCENTRACION DE LA MEZCLA ACIDA CONCENTRADA

(MAC) Y GENERACION DE LA MAC QUEMADA

2.1 PROCESO DE SULFONACION

Para obtener una velocidad adecuada de sulfonación, la concentración y las relaciones de acidez deben de ser tales que provean un exceso considerable de SO_3 sobre los requerimientos estequiométricos. Este exceso de agente sulfonante junto con el agua presente constituye el ácido gastado. En la neutralización el ácido gastado es convertido a Sulfato de Sodio y agua. Este sulfato de Sodio diluye el producto final y puede limitar la flexibilidad de la formulación. En particular limita la relación en peso de alquil bencen sulfonato/ Na_2SO_4 a un rango de 1/1 a 2/1 cuando se sulfona con H_2SO_4 o con Oleum 20% respectivamente.

La sulfonación del alquil benceno con Oleum da por resultado una mezcla de ácido alquil bencen sulfónico y

H_2SO_4 (aprox. 98% de H_2SO_4). Esta reacción de sulfonación se realiza alrededor de un 95%. Parte de este producto será quemado en su trayecto hacia el tanque de separación debido al exceso de contacto con el H_2SO_4 gastado junto con una porción del dodecil benceno no reaccionado que se sulfonará, y parte de los dos se carbonizará. Estos subproductos dificultan la rápida separación de los ácidos sulfónicos de su mezcla de preparación que en condiciones normales se separan rápidamente por medio de su densidad.

2.2 PROCESO DE SEPARACION

El proceso de concentración de la mezcla ácida es un método de aumentar la relación de activo/ Na_2SO_4 cuando haya necesidad de una fórmula alta en activo como sería una relación de 3/1 o mayor. Esta concentración de la mezcla ácida es completada por la separación de los ácidos antes de la neutralización. Esta separación se puede hacer por centrifugación o por decantación. La centrifugación no se práctica comercialmente debido a los grandes problemas de corrosión; por lo que es más común decantar la mezcla ácida ya sea en forma continua o en "batch". La parte inferior es ácido sulfúrico que puede ser limpiado y recobrado. La capa superior es ácido bencen sulfónico concentrado o sea la MAC (Mezcla Ácida Concentrada), la cual se neutraliza para formar una pasta que es propiamente el detergente. Este

proceso se realiza en un periodo de 30 a 60 segundos que es el máximo tiempo que permanece en el tanque antes de ser drenada la fase sulfónica hacia su neutralización y la fase sulfúrica hacia los tanques de almacenamiento.

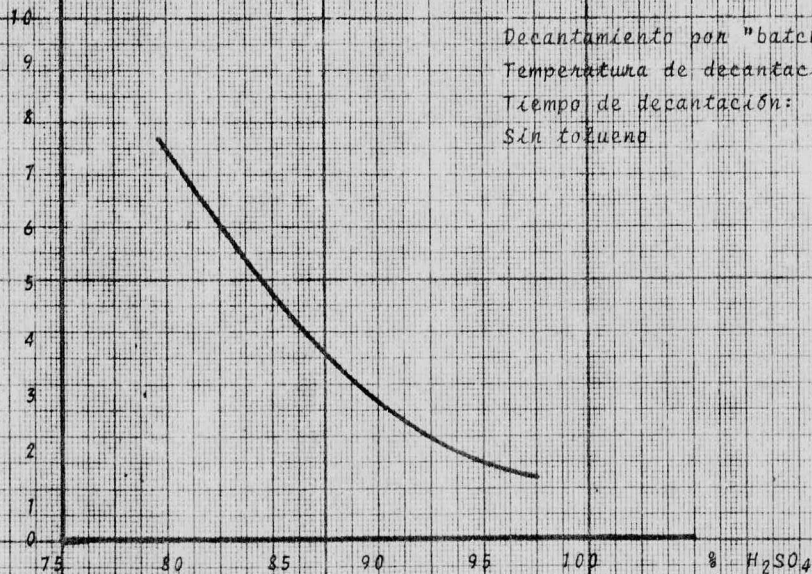
2.3 FACTORES QUE AFECTAN EL GRADO DE SEPARACION

1. Dilución. El grado de separación obtenido en equilibrio es una función de la concentración del ácido gastado (Fig.1). Cierta separación puede ser efectuada a 97-98% de concentración del ácido gastado, pero para obtener separaciones más completas es necesario una dilución de la mezcla ácida con agua. El grado de separación aumenta con la dilución alcanzando un límite práctico de 77 a 78% de H_2SO_4 . Concentraciones de ácido gastado de 80 a 90% y menores de 58% causan una corrosión considerable, por lo que no se recomienda operar en estas regiones.

La dilución de la mezcla ácida es altamente exotérmica, el calor envuelto corresponde esencialmente al calor de dilución del H_2SO_4 presente en la mezcla.

La temperatura de la mezcla ácida diluida determina

Relación activo: sulfato



Pla. No. 1. Efecto de la concentración del ácido gastado sobre la relación activo: sulfato después de la decantación.

la temperatura de decantación y es por consiguiente crítica:

- a) A bajas temperaturas habrá bajas velocidades de separación. Sumado esto al poco tiempo de permanencia en el tanque habrá arrastre de la mezcla ácida en la corriente de drene del ácido gastado quemándose por el exceso de H_2SO_4 ; o sea produciéndose Mezcla Ácida Quemada (MAC).
- b) A altas temperaturas habrá degradaciones en el color y el olor debido a la carbonización del dodecil benceno dificultándose la separación de la mezcla ácida la cual será arrastrada y quemada. Además de aumentar su corrosividad en el tanque.

2. Recirculación de ácido. La mezcla ácida después de la dilución a 78% de H_2SO_4 y después de decantado, es una mezcla conteniendo 3 partes de H_2SO_4 por 4 partes de ácido bencen sulfónico. En esta mezcla el ácido orgánico es la fase continua. Es una fase relativamente viscosa a través de la cual las gotas más pesadas de ácido gastado se mueven hacia abajo muy lentamente. Como sea, si cierta cantidad de ácido gastado es recirculado a la alimentación de -

la mezcla ácida para cambiar la relación de ácido - gastado/ácido sulfónico de 3:4 a 6:4 el sistema cambiará de fase sulfónica continua a fase sulfúrica - continua. Como el ácido gastado es meramente recirculado no se afecta el balance de materia a través del proceso de concentración de la mezcla ácida.

O sea que la fase sulfúrica continua produce una - mezcla ácida menos viscosa a través de la cual las - gotas más ligeras de ácido sulfónico se mueven ha-cia arriba rápidamente. Este efecto esta predicho - por la "Ley de Stokes" que dice que "la velocidad - final de una partícula cayendo (o elevándose) es inversamente proporcional a la viscosidad de la fase - continua". El resultado de la recirculación de ácido gastado es aumentar la velocidad de separación - de las fases y sin su consiguiente arrastre de mez - cla ácida en el ácido gastado y sin detrimento en - la calidad del producto.

3. Temperatura de decantación. Otro método para reducir la viscosidad de la fase continua y así aumen-tar la velocidad de decantación es decantar a una - mayor temperatura. La Fig. 2 muestra este efecto -- de temperatura para un sistema operado sin recircu-lación de ácido gastado. Cuando es utilizada la re

(+) Alcance al equilibrio = $\frac{\text{Acido gastado removido en un tiempo dado}}{\text{Máxima cantidad de ácido removible}}$

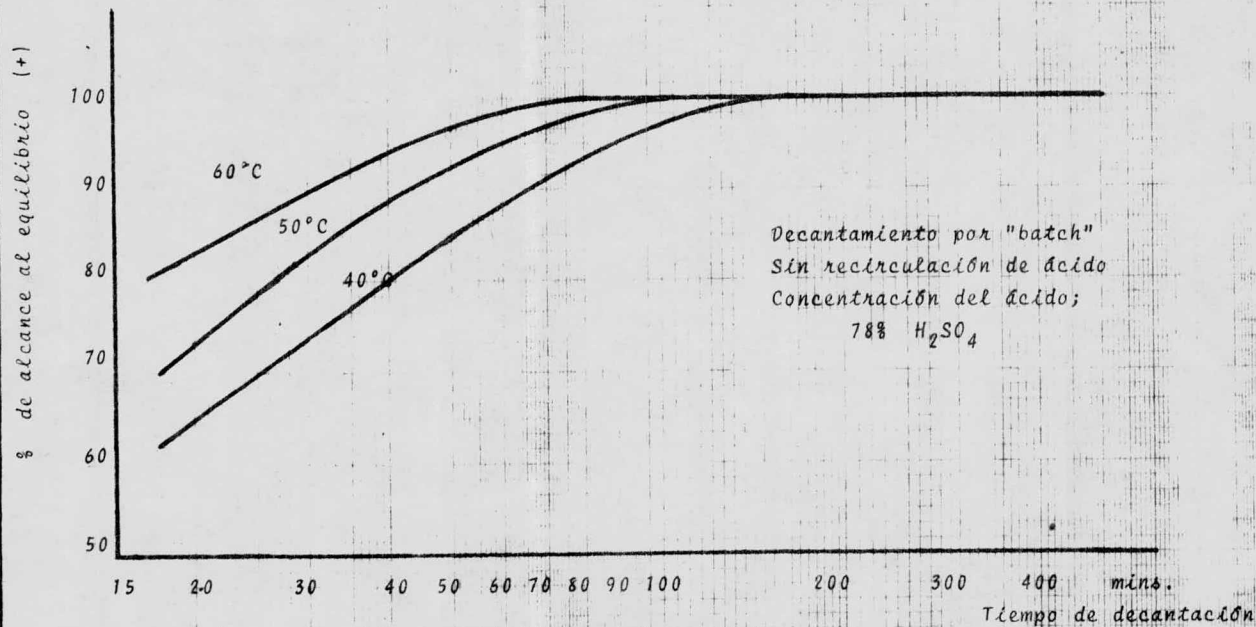


Fig. No. 2. Efecto de la temperatura de decantación sobre la velocidad de decantación.

circulación de ácido gastado la viscosidad de la fase continua (ácido gastado) es tan baja que aumentando la temperatura arriba de aproximadamente 50°C tiene poco efecto. En cualquier caso, el punto de equilibrio final alcanzado no cambia significativamente con la temperatura. Un aumento en la velocidad de corrosión y una deterioración del color del producto limita la máxima temperatura de decantación a aprox. 55°C. Esta coloración se debe a la carbonización de la MAC y por consiguiente lenta separación y arrastre de la misma en la corriente del ácido gastado.

4. Forma del tanque de separación. En un sistema "batch" la máxima velocidad de decantado será obtenida en un tanque en el cual la mezcla ácida diluida esté en la capa más delgada posible de modo que los componentes de las dos capas tengan la distancia más corta posible para viajar; o sea, entre más anchas posibles sean en el tanque, la velocidad de separación será mayor.

En los sistemas de separación continuos la relación entre el aumento de la velocidad de separación y la disminución de la altura de la alimentación de mezcla ácida es complicada por otro factor. Para ca -

pas delgadas, los efectos de turbulencia de flujo - se hacen tan importantes que si la capa se vuelve - demasiado delgada, una cantidad excesiva de ácido - gastado puede ser arrastrada. Además la velocidad - del flujo afecta el grado de alcance al equilibrio - (Fig. 3). Por lo tanto mientras mayor sea la velo - cidad hacia arriba del ácido sulfónico, menor será - el número de partículas arrastradas por el ácido - gastado.

Esto se debe quizás a ambos: el tiempo reducido de residencia y el hecho de que la zona de turbulencia aumenta la velocidad de flujo. Estos factores de - terminan la máxima velocidad aceptable de flujo pa - ra un tanque de decantación y el grado de separa - ción deseado.

5. Efecto del ácido toluen sulfónico. La composición - de las fases resultantes no depende solamente de la eficiencia de separación sino también de la canti - dad de ácido toluen sulfónico en la mezcla ácida. - Sin ácido toluen sulfónico la mezcla ácida concen - trada de un sistema continuo generalmente contiene - cerca de 10.4% de ácido gastado, 88% de ácido al - quil bencen sulfónico, más todo el alquil benceno - no reaccionado. Esto corresponde a una relación de

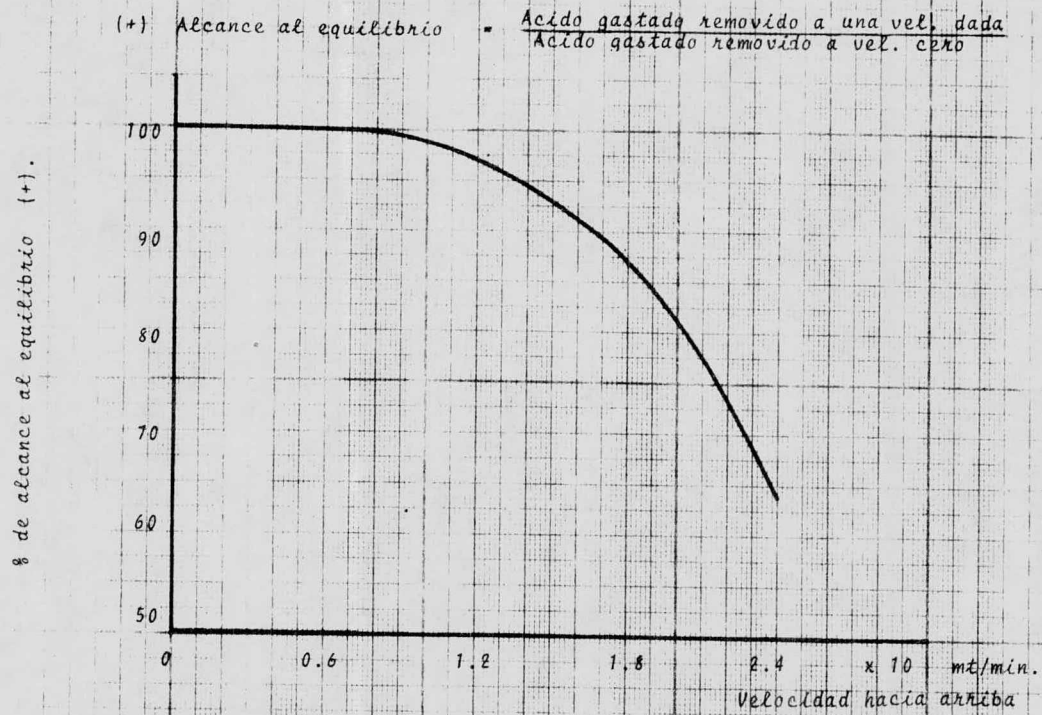


Fig. No. 3 Efecto de la velocidad del flujo en la concentración continua de la mezcla ácida.

8.45 : 1 de $\text{ABS} \text{O}_3\text{H}$ a 78% de H_2SO_4 . Si el ácido toluen sulfónico está presente, éste solubiliza parte del ácido gastado en el ácido sulfónico tal que aún en el equilibrio la mezcla ácida concentrada contiene más ácido gastado. Mientras más ácido toluen sulfónico esté presente menor será la relación de $\text{ABS} \text{O}_3\text{H} : 78\% \text{H}_2\text{SO}_4$.

La composición de la capa de ácido gastado es generalmente inafectada por la presencia del ácido toluen sulfónico. En el equilibrio la capa de ácido gastado no contiene prácticamente ácido sulfónico. El ácido gastado contiene cerca del 2-3% de ácido sulfónico (mezcla ácida) que es arrastrado en el ácido gastado a los tanques de almacenamiento. Además la mayoría de los productos de las reacciones paralelas de la sulfonación se disuelven en el ácido gastado contribuyendo a su coloración rojo oscuro.

2.4 PROBLEMAS DE OPERACION

El objeto de diluir y decantar la corriente de al-quil benceno sulfonado es el de separar una cantidad cons-tante de H_2SO_4 gastado y entregar al equipo de neutra-liza-ción un gasto constante de flujo de Mezcla Acida Concentra-da de calidad uniforme.

Un control de temperatura de dilución deficiente da-ría por resultado un producto de color y apariencia pobre - además de un apareamiento de olor alcalino. Esto es debi-do principalmente a los mismos problemas que causan un con-trol de temperatura deficiente en la sulfonación. Para evi-tar problemas de color, apariencias y olor, las temperatu-ras no deben de exceder los límites máximos permisibles du-rante la dilución y la decantación.

Un decantamiento deficiente es comunmente causado - por insuficiente recirculación de ácido gastado o por aire- en la mezcla ácida. Este aire puede haber sido originado - en el sistema de sulfonación o por fugas en los empaques en el bombeo del agua de dilución. Esto puede ser prevenido - por un control propio de regreso de presión para asegurarse contra la cavitación de la bomba de dilución. Al igual que en la sulfonación, un control deficiente de regreso de pre-sión puede dar por resultado una recirculación deficiente y

temperaturas altas localizadas.

Otro problema de operación es el de instrumentar y medir la mezcla ácida, ya que un buen control de ph en la neutralización depende de un flujo uniforme de este material. Una vez que todos los pasos de la sulfonación y dilución son independientemente medidos, se asume que el flujo de Mezcla Ácida al tanque es constante. La posición de la interfase en el tanque de decantado debe de ser checado frecuentemente para asegurar que la cantidad adecuada de ácido gastado está siendo removida del tanque y no se arrastra mezcla ácida en la corriente de drene del ácido gastado. Si la interfase cae por debajo de la posición deseada, la velocidad de drene del ácido gastado debe ser disminuida y viceversa. Existe cierta dificultad de observación de la interfase sulfónico-sulfárico en el tubo de observación y cierta incertidumbre de si esa interfase refleja la del tanque de separación.

El ácido gastado que es enviado a los tanques de almacenamiento después de ser removido del sistema es recomendable para muchos usos industriales tales como la manufactura de fertilizantes superfosfatados y en la limpieza del acero.

Jabón
(Detergente
Sintético)

C A P I T U L O III

DATOS Y CALCULOS

3.1 BALANCE GENERAL DE MATERIA

para la obtención de un Detergente sintético

La literatura (2) nos indica que el rendimiento en el proceso de alquilación es del 85 al 95%, en el proceso de sulfonación es de 95% aprox. y para la neutralización el rendimiento es de 100% aprox.

Datos de laboratorio para la sulfonación del Dodecil-benceno descritos en la literatura nos proveen de suficiente información acerca de estos procesos para permitirnos hacer un balance de materia. Esta información está sumarizada como sigue:

1. La sulfonación es esencialmente completa si la relación de Oleum 20%/Dodecil-benceno es mantenida a 1.25.

2. La separación del ácido sulfúrico gastado es -
 mantenido y optimizado con la adición de --
 0.11068 kg. de agua al separador por cada 0.567
 kg. de Oleum 20% agregado al sulfonador.
3. Un exceso de 25% de NaOH 20% es sugerido para -
 el proceso de neutralización.

Pesos Moleculares

Benceno	78.1
n-Dodecil	168.3
Dodecil-benceno	246.4
Acido dodecil bencen sulfónico	329.0
Dodecil bencen sulfonato de sodio	348.5
Azufre	32.1
Acido sulfúrico	98.1
Sosa cáustica	40.0

Composición del producto final

Activo	0.25
Agua + no-reaccionado	0.15
Otras substancias	0.60
	<hr/> 1.00

Producción de la planta:

$$\begin{array}{l}
 200,000 \quad \text{---} \times \\
 180,000 \text{ ton/año (600,000 Kg/día)} \\
 200,000 \quad \text{---} \times \\
 20 \text{ hr/día, } 300 \text{ días/año.}
 \end{array}$$

Base: 1 día de operación.

$$\text{Producto al } 25\% = \frac{600,000 \times 0.25}{348.5} = 430.42 \text{ Kg.mol}$$

$$\begin{aligned}
 C_6H_6 &= 430.42 \times 1/.9 \times 1/.95 = 503.41 \text{ Kg.mol} \\
 &= 503.41 \times 78.1 = 39316.37 \text{ Kgs.}
 \end{aligned}$$

$$C_{12}H_{26} = 503.41 \times 168.3 = 84,723.90 \text{ Kg.}$$

$$\text{Oleum } 20\% = 1.25 [84,723.9 + 39,316.37] = 155,050.34 \text{ Kg.}$$

$$H_2O = \frac{0.11068}{0.567} 155,050.34 = 30,266.26 \text{ Kg}$$

$$NaOH \text{ } 20\% = 1.25 \times 155,050.34 = 193,812.93 \text{ Kg.}$$

$$D.D.B. = 0.9 \times 503.41 \times 246.4 = 111,636.20 \text{ Kg.}$$

Balance de Azufre

$$S_{\text{entrada}} = 155,050.34 \times 1.045 \times \frac{32.1}{98.1} = 53,018.21 \text{ Kg}$$

$$S_{\text{salida}} = S_{\text{en el detergente}} + S_{\text{en el ácido gastado}}$$

$$S_{\text{en el detergente}} = \frac{600,000 \times 0.25 \times 32.1}{348.5} +$$

$$\frac{600,000 (0.15 \times 0.25) 32.1}{142}$$

$$= 13,816.36 + 5,086.27 = 18,902.63 \text{ Kg.}$$

$$S_{\text{en el ácido}} = S_{\text{entrada}} - S_{\text{detergente}}$$

$$S_{\text{en el ácido}} = 53,018.21 - 18,902.63 = 34,115.58 \text{ Kg}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ 78\%} = 34,115.58 \frac{98.1}{32.1} \frac{1}{0.78} = 133,666.36 \text{ Kg}$$

Balance en el sulfonador

$$\begin{aligned} \text{A.D.B.S.} + \text{H}_2\text{SO}_4 &= \text{D.D.B.} + \text{Oleum 20\%} \\ &= 111,636.2 + 155,050.34 \\ &= 266,686.54 \text{ Kg.} \end{aligned}$$

Balance en el separador

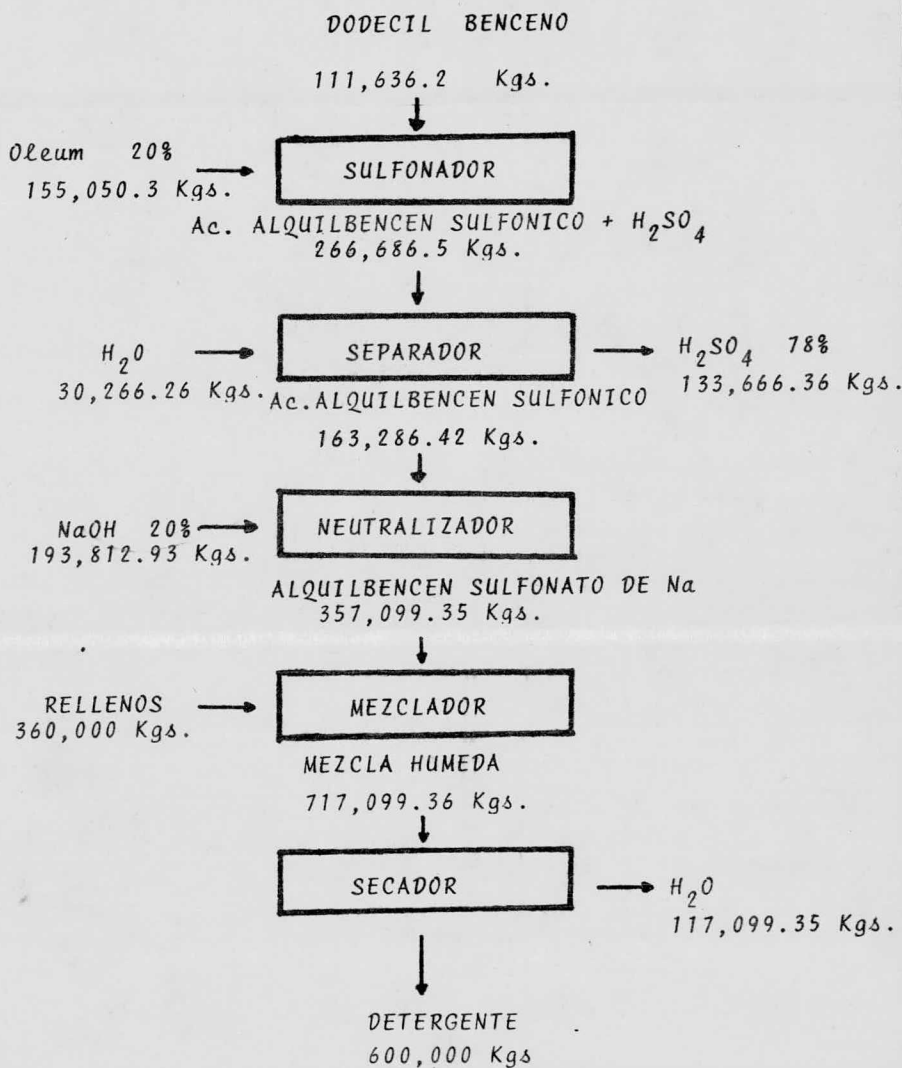
$$\begin{aligned} \text{A.D.B.S.} &= (\text{A.D.B.S.} + \text{H}_2\text{SO}_4) + \text{H}_2\text{O de dilución} \\ &\quad - \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ 78\%}. \\ &= 266,686.54 + 30,266.26 - 133,666.36 \\ &= 163,286.42 \text{ Kg.} \end{aligned}$$

Balance en el neutralizador

$$\begin{aligned} \text{D.B.S.S.} &= \text{NaOH 20\%} + \text{A.D.B.S.} \\ &= 193,812.93 + 163,286.42 \\ &= 357,099.35 \text{ Kg.} \end{aligned}$$

Balance en el mezclador

$$\begin{aligned} \text{Otras sustancias} &= 60\% \text{ en el producto final} \\ &= 600,000 \times 0.6 = 360,000 \text{ Kg.} \end{aligned}$$



Base: 1 día de operación



$$\begin{aligned}
 \text{Mezcla h\u00e1meda} &= \text{otras sustancias} + \text{A.D.B.S.} \\
 &= 360,000 + 357,099.35 \\
 &= 717,099.35 \text{ Kg.}
 \end{aligned}$$

3.2 ANALISIS DE LABORATORIO

Los an\u00e1lisis de laboratorio requeridos a las muestras tomadas a la entrada de los tanques de almacenamiento son:

1. Medici\u00f3n de la cantidad de \u00e1cido diluido y cantidad de MAC quemada.
2. Medici\u00f3n de la densidad (ρ) de cada fase.
3. Neutralizaci\u00f3n de la MAC quemada.
4. Color de la pasta neutralizada respecto a la pasta detergente normal.

A las muestras tomadas a la salida del neutralizador se les requiere los siguientes an\u00e1lisis:

1. Color de la pasta neutralizada.

Procedimientos de an\u00e1lisis de laboratorio.

1. Medición de la cantidad de ácido diluido y can-
tidad de MAC quemada.

Las muestras son vaciadas en probetas graduadas donde se les permite reposar por espacio de 3 - horas. Al cabo de este tiempo es medida la can-
tidad en volumen de cada fase y la cantidad to-
tal de muestra obteniéndose así el por ciento de cada una.

2. Medición de la densidad (ρ) de cada fase.

Las muestras decantadas son separadas por medio de pipetas separando la capa superior que es la MAC quemada y vaciándola en otra probeta. Por medio de higrómetros graduados que son introdu-
cidos en el centro del líquido en la probeta, - la lectura de la densidad es leída directamente en la escala. Esto es hecho a condiciones nor-
males.

3. Neutralización de la MAC quemada.

La MAC quemada separada del ácido sulfúrico de las muestras es neutralizada en el laboratorio tratando de igualar las condiciones de proceso-

de la siguiente manera:

300 ml. de H_2O fría (1-4°C)

50 ml. de NaOH 50°Be (50%)

150 ml. de MAC.

La NaOH 50°Be es mezclada con el H_2O . Se pro -
porciona un método de agitación violento y se -
comienza a agregar la MAC lentamente para evi -
tar su carbonización, permitiendo un mezclado -
homogéneo hasta obtener un Ph de 8.5 a 9.5 con -
ayuda de un papel indicador.

4. Color de la pasta neutralizada.

La MAC neutralizada debe de pasar pruebas de co -
lor para evitar una mala apariencia en el pro -
ducto final. Estas pruebas de color son hechas
por medios colorimétricos de la siguiente mane -
ra: Una cierta cantidad de muestra es pesada -
(1 gr.) y se diluye (100 ml.). Se calienta li -
geramente con vapor hasta su completa disolu -
ción. En celdas apropiadas se mide la adsorban -
cia en un espectrofotómetro el cual ha sido pre -
viamente calibrado tomando como referencia el -
agua pura (100% de adsorbancia) a una cierta -
longitud de onda constante.

Resultados de las muestras tomadas en la entrada -
del tanque de almacenamiento durante 3 días en diferentes -
turnos:

Reposo: 3 hrs.

Volumen de la muestra 475 ml.

Volumen de ácido gastado 434.8 ml.

Volumen de MAC quemada 40.2 ml.

$$\% \text{ en vol. de ácido gastado} = \frac{434.8 \times 100}{475} = 91.53\%$$

$$\% \text{ en vol. de MAC quemada} = \frac{40.2 \times 100}{475} = 8.47\%$$

Densidad tomada con higrómetro a condiciones norma-
les.

ácido gastado = 1.65 gr/ml.

MAC quemada = 1.1 gr/ml.

Peso ác.gas = 1.65 gr/ml. x 434.8 ml. = 717.42 gr.

Peso MAC quemada = 1.1 gr/ml. x 40.2 ml. = 44.22 gr
761.64 gr

$$\% \text{ en peso ác. gast.} = \frac{717.42 \times 100}{761.64} = 94.19 \%$$

$$\% \text{ en peso de MAC quem.} = \frac{44.22 \times 100}{761.64} = \frac{5.81 \%}{100.0 \%}$$

Resultados de muestras tomadas en diferentes días -
en diferentes turnos.

Vol. total	475 ml	250 ml	475 ml	466 ml	470 ml	465 ml
Vol. ác. gas	434.8	224.0	430	425	437	430
Vol. MAC q.	40.2	26.0	45.0	41	33	35
% vol. ác.	91.57	89.6	90.5	91.2	92.98	92.47
% vol. MAC q.	8.47	10.4	9.5	8.8	7.02	7.53
Densidad ác. gas.	1.65 gr/ml.					
Densidad MAC quem.	1.1 gr/ml.					
Peso ác. g.	717.42	369.6	709.5	701.25	721.05	709.5
Peso MAC q.	44.22	28.6	49.5	45.1	36.3	38.5
Peso total	761.64	398.2	759.0	746.35	757.35	748.0
% peso ác.	94.19	92.82	93.48	93.96	95.21	94.85
% peso MAC q.	5.81	7.18	6.52	6.04	4.79	5.15

Promedio de % de MAC quemada = 5.915

El color de la pasta base normal de proceso tuvo un color de 80% de adsorbancia.

PASTA BASE +	% pasta de MAC quemada	color %
" +	5%	" 70.0%
" +	10%	" 62.0%
" +	15%	" 56.0%
" +	20%	" 44.0%
" +	30%	" 37.0%
" +	40%	" 26.0%
PASTA DE MAC QUEMADA		14.0%

Para obtener una pasta detergente de color y apariencia aceptable (70%) se recomienda utilizar por seguridad un 3% máximo de pasta quemada agregada a la pasta base-normal de proceso.

3.3 BALANCES DE MATERIA DE LA MAC QUEMADA

Flujo de ácido gastado a los tanques de almacenamiento (del balance de materia)

$$G = 132,000 \text{ Kg/día}$$

Promedio de % de flujo máximo = 40%

(debido a que se recircula 60% del ácido gastado).

$$G = \frac{132,000 \times 40}{100} = 52,800 \text{ Kg/día}$$

% de MAC quemada arrastrada a los tanques de almacenamiento

$$\begin{aligned} G &= 15,840 \text{ ton/año} \times 0.05915 \\ &= 937 \text{ ton/año} \end{aligned}$$

Como la NaOH del proceso es del 20% (26.1°Be) y la del laboratorio es del 50% (50°Be) el volumen de NaOH 20% será:

NaOH 50% (50°Be)	sp.gr. 1.53
NaOH 20% (26.1°Be)	1.22

	Vol.	sp.gr.	peso (gr)	% peso
H ₂ O	300	1	300	55.4
NaOH	50	1.53	76.5	14.1
MAC quemada	150	1.1	<u>165</u>	<u>30.5</u>
			541.5	100.0

$$V_1 C_1 \rho_1 = V_2 C_2 \rho_2$$

$$V_2 = \frac{V_1 C_1 \rho_1}{C_2 \rho_2}$$

$$V_2 = \frac{50 \text{ ml.} \times 50\%}{20\%} \frac{1.53}{1.22} = 156.8 \text{ ml.}$$

	Vol.	sp.gr.	peso (gr)	% peso
H ₂ O	300	1	300	45.71
NaOH 20%	156.8	1.22	191.3	29.15
MAC quemada	150	1.1	<u>165</u>	<u>25.14</u>
			656.3	100.0

La cantidad máxima de pasta de MAC quemada agregada a una carga será:

Capacidad media del tanque de pasta
= 4,000 Kg.

Cantidad máxima de pasta de MAC quemada
= 3%

$$\frac{100x}{4000 + x} = 3 \quad x = 123.71 \text{ Kg.}$$

Esto significa que por cada carga de 4,000 Kg. de pasta final se agregarán 124 Kg. de pasta de MAC quemada.

Cantidad equivalente de MAC quemada agregada a una carga de 4,000 Kg. en el tanque de pasta =

$$= \text{Kg. de MAC quemada/carga} \times \% \text{ de MAC quemada}$$

$$= 124 \times 0.2514 = 31.17 \text{ Kg. de MAC quemada/carga}$$

Gasto en masa de MAC quemada y pasta de MAC quem.

Gasto de mezcla ácida neutralizada (D.B.S.S.)

$$= 357,099.35 \text{ Kg/día} \times \text{día}/20 \text{ hrs.}$$

$$= 17,855 \text{ Kg/hr (del balance de materia)}$$

$$\text{N}^\circ \text{ de cargas/hr. del tanque de pasta} = \frac{17,855}{4,000}$$

$$= 4.5 \text{ cargas/hr.} = 27,000 \text{ cargas/año}$$

Cantidad de pasta normal = 17,855 Kg/hr.

Cantidad de pasta de MAC quemada = Kg. pasta quem.

x cargas/hr.

$$= 124 \times 4.5 = 558 \text{ Kg/hr.}$$

Cantidad de pasta normal modificada final =

$$= 17,855 + 558 \text{ Kg/hr}$$

$$= 18,413 \text{ Kg/hr.}$$

Cantidad de MAC reprocesada = cantidad equivalente

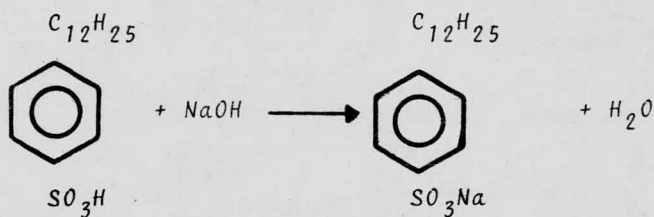
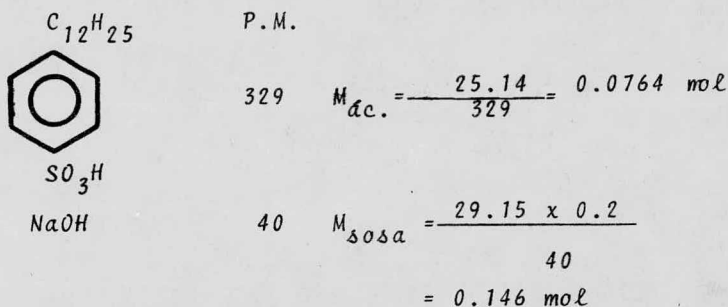
de MAC quemada x cargas/hr.

$$= 31.17 \times 4.5 = 140.27 \text{ Kg/hr.}$$

Gasto necesario de NaOH para neutralizar la MAC que queda a reprocesarse

$$= 25.14 \text{ Kg. MAC quemada con } 29.15 \text{ Kg. NaOH } 20\%$$

Verificación de los datos anteriores.



La neutralización del ácido dodecil bencen sulfónico utiliza mol/mol de A.D.B.S. para su neutralización total

dando 0.0764 de A.D.B.S. y 0.146 mol NaOH para dar un Ph -
 aproximadamente neutro (7), pero el Ph del producto final -
 debe ser de aproximadamente de 10. El exceso de -----
 $0.146 - 0.0764 = 0.0696$ mol de NaOH son los necesarios para
 aumentar este Ph de 7 hasta 10, y neutralizar impurezas pre
 sentes de H_2SO_4 y otros ácidos.

$$\begin{aligned} \text{Cantidad de MAC reprocesada} &= 140.27 \text{ Kg/hr} \\ &= 841.62 \text{ ton/año} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cantidad de NaOH 20\%} &= \frac{140.27 \times 29.15}{25.14} \\ &= 162.64 \text{ Kg/hr} = 975.86 \text{ ton/año} \end{aligned}$$

C A P I T U L O I V

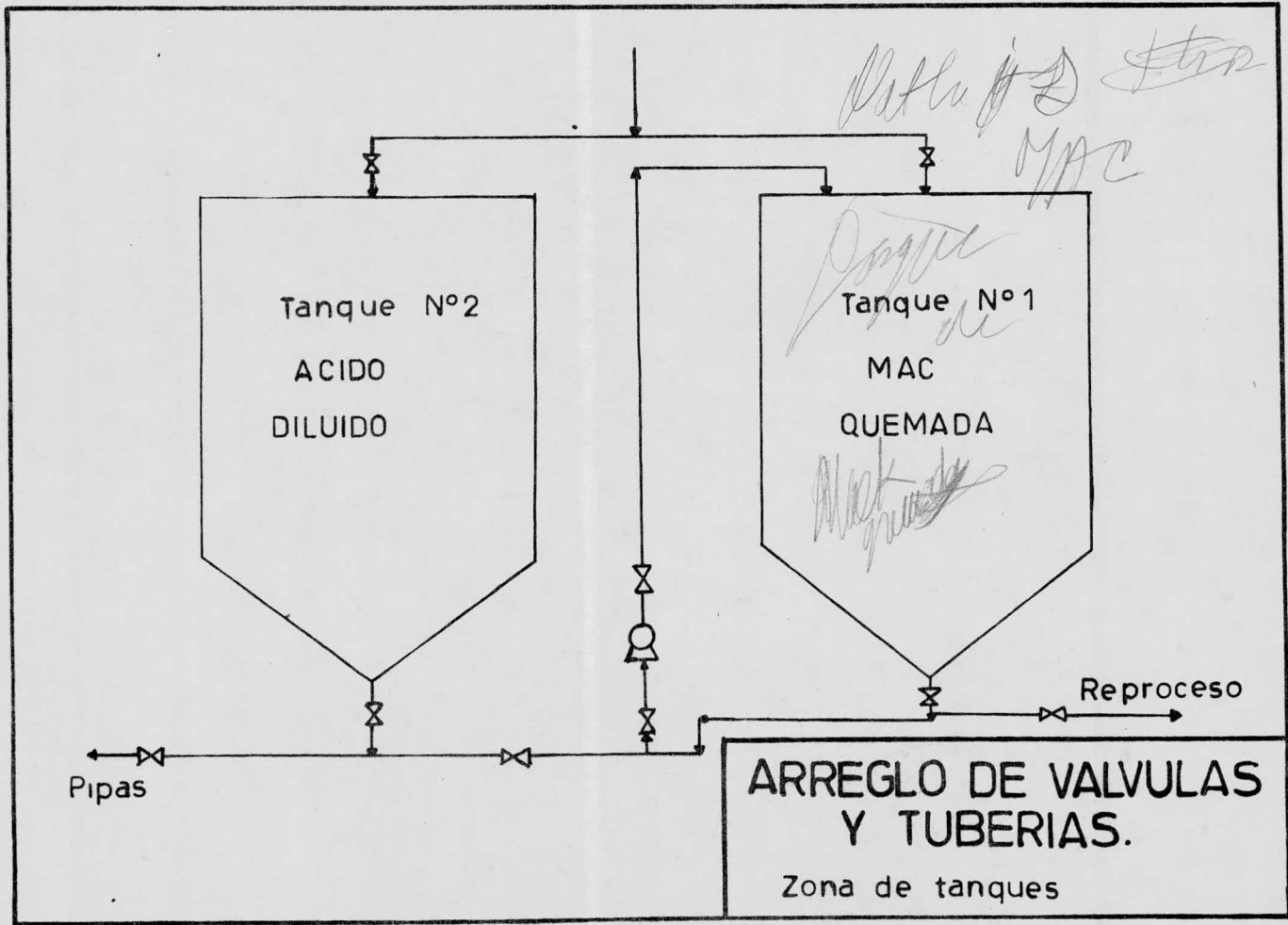
ANTEPROYECTOS PARA LA RECUPERACION Y REPROCESO DE LA MAC QUEMADA

4.1 SEPARACION DE LA MAC QUEMADA

Se cuenta con 2 tanques, cada una para el almacenamiento del ácido gastado antes de mandarlo a pipas para su venta.

Para el reproceso de la MAC quemada será necesario que el tanque No.1 contenga solamente MAC quemada debido al arreglo del equipo existente en esa zona de tanques (ver diagrama adjunto).

La corriente de ácido gastado arrastrando la MAC quemada proveniente del área de sulfonación será mandada al tanque No.2. Una vez lleno se cambiará la alimentación al tanque No.1 permitiendo la decantación del tanque No.2; después de decantado (3 hrs. mínimo) se drenará el ácido sulfú



Tanque N°2
ACIDO
DILUIDO

Tanque N°1
MAC
QUEMADA

Pipas

Reproceso

ARREGLO DE VALVULAS
Y TUBERIAS.

Zona de tanques

rico gastado que es la capa inferior hacia las pipas para su venta, manteniendo la MAC quemada en el tanque. Esta MAC quemada será mandada al tanque No.1 antes de que termine de llenarse cambiándose la alimentación al otro tanque. El ácido gastado del tanque No.1 será drenado quedando solamente MAC quemada en este tanque.

Esta MAC quemada será reprocesada conforme sea llenado, decantado y se bombee la MAC quemada al tanque No.1 y el ácido gastado a pipas en forma continua.

Tanques

$$h = 3 \text{ mts.}$$

$$D = 2 \text{ mts.}$$

$$V = \frac{D^2 h}{4} = 9.4248 \text{ mt}^3 = 94,248 \text{ lts.}$$

Tiempo en que se llenaría un tanque completo de ácido gastado arrastrando la MAC quemada. = 1.68 gr/ml.

$$M = 1.68 \times 94,248 \text{ Kg.} = 158,336.6 \text{ Kg}$$

$$T = \frac{\text{Capacidad del tanque}}{\text{Gasto a los tanques de almacenamiento}} = \frac{158,336.6 \text{ kgs.}}{52,800 \text{ kgs/día}}$$

$$T = 3.0 \text{ días}$$

Tiempo en que se llenaría un tanque completo de MAC quemada.

$$= 1.1 \text{ gr/ml.}$$

$$M = 1.1 \times 94,248 \text{ Kg} = 103,673 \text{ Kg.}$$

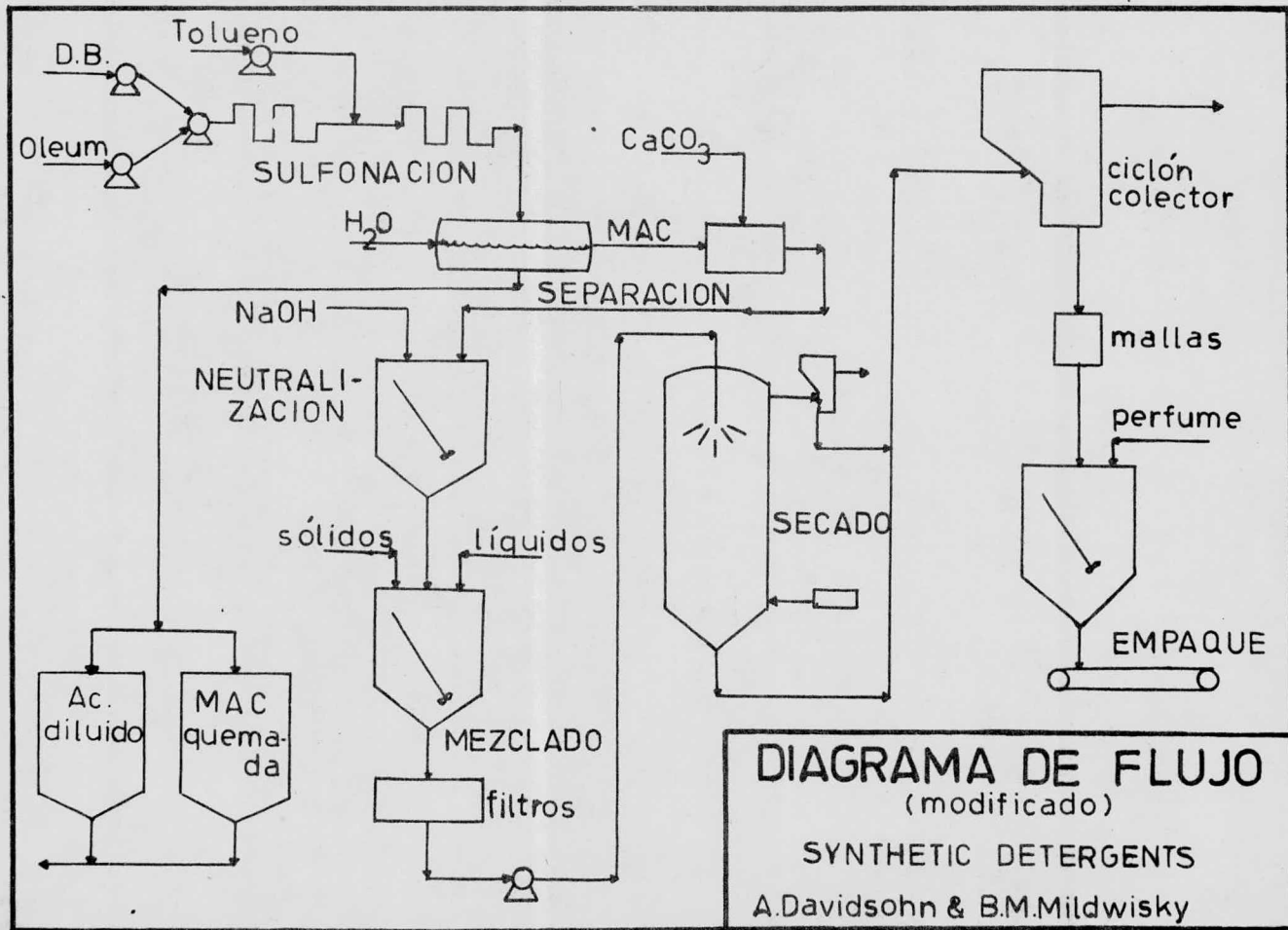
$$T = \frac{\text{Capacidad del Tanque}}{\text{Gasto de MAC arrastrada}} = \frac{103.673 \text{ Kg}}{3,123.3 \text{ Kgs/día}}$$

$$T = 33.19 \text{ días}$$

Tiempo de reproceso de un tanque completo de MAC quemada.

$$T = \frac{\text{Capacidad del tanque}}{\text{Gasto de MAC reprocesada}} = \frac{103.673 \text{ Kgs.}}{140.27 \text{ kgs/hr}}$$

$$T = 739.1 \text{ hrs.} = 30.8 \text{ días}$$



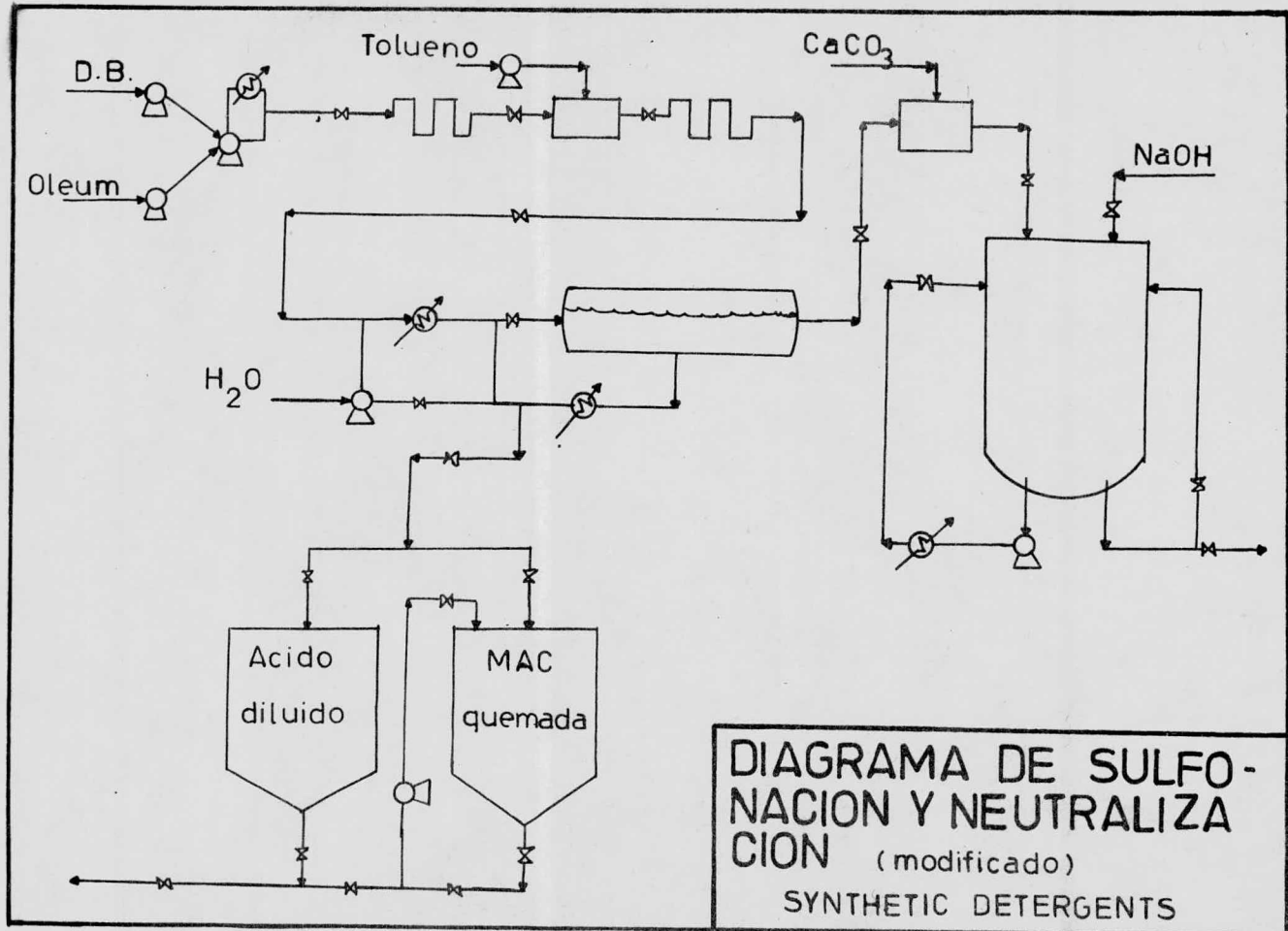


DIAGRAMA DE SULFO-
NACION Y NEUTRALIZA
CION (modificado)
 SYNTHETIC DETERGENTS

ANTEPROYECTO No. 1

La MAC quemada almacenada en el tanque No. 1 es bomeada al tanque de pasta ya existente, cuando la mesa de - sulfonación esté parada; ahí es neutralizada con NaOH 20% y bombeada a un tanque intermedio de pasta quemada donde se - almacenará y se agregará a la pasta neutra de proceso nor - mal.

Limitaciones.

- Solo funciona cuando la mesa de sulfonación esté - parada.
- Su operación es por "batch".
- Posible cambio de Ph de la pasta final.

Ventajas.

- Se recupera toda la MAC quemada.
- Equipo de instalación no muy costosos

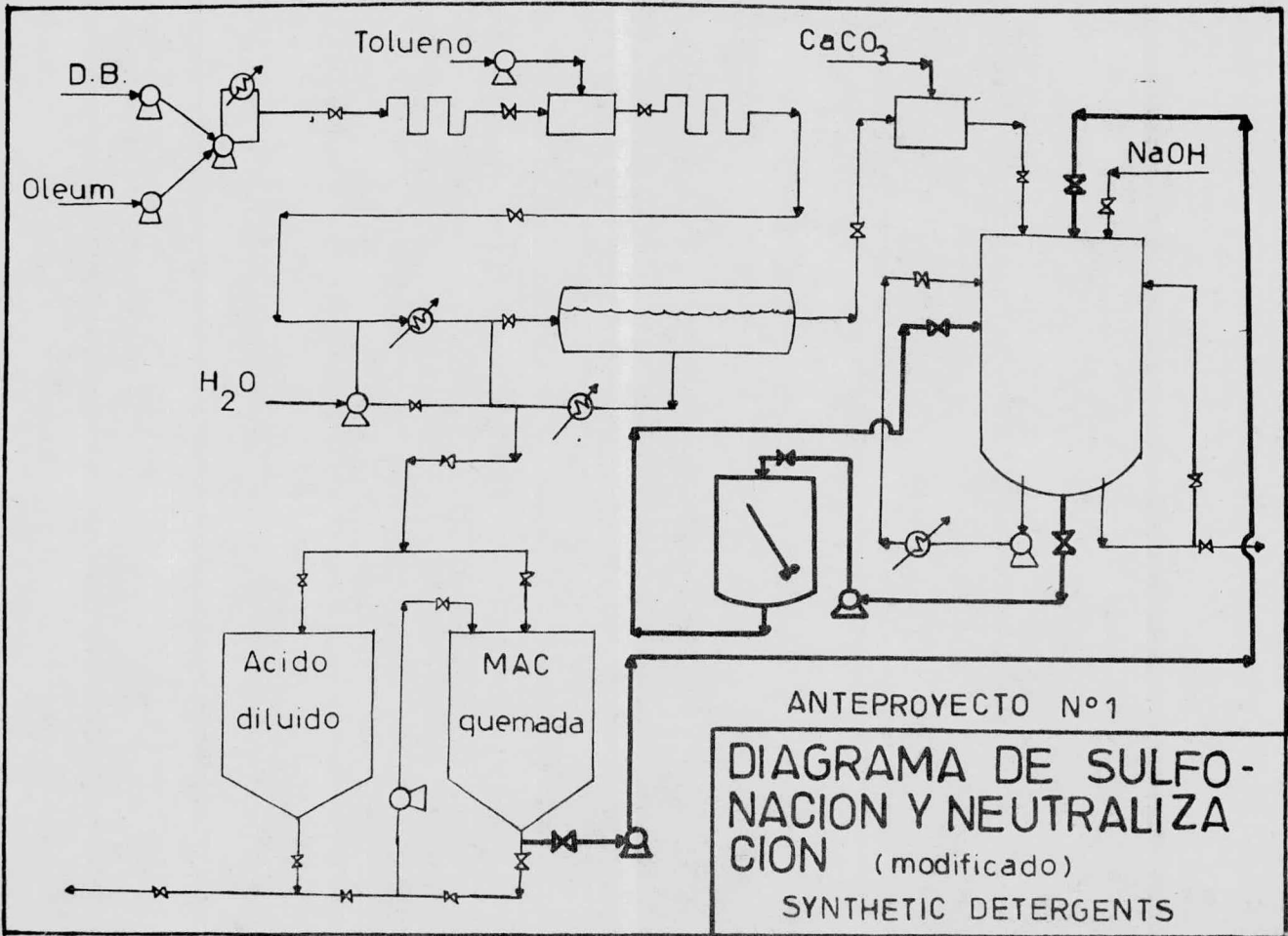
Equipo extra necesario.

- 3 bombas

- Tanque de pasta intermedio
- Tuberías, válvulas e instrumentación.

Costo aproximado. \$ 500,000.00 (Sep. 76).

Tiempo aproximado de instalación. 6 meses.



ANTEPROYECTO No. 2

La MAC quemada almacenada en el tanque No. 1 es bombeada a un tanque de pasta con sistema propio de recirculación y enfriamiento, donde es neutralizada por su propia línea NaOH 20% y de ahí mandada en forma continua al tanque de pasta neutra de proceso normal.

Limitaciones.

- Equipo e instalación costosos.

Ventajas.

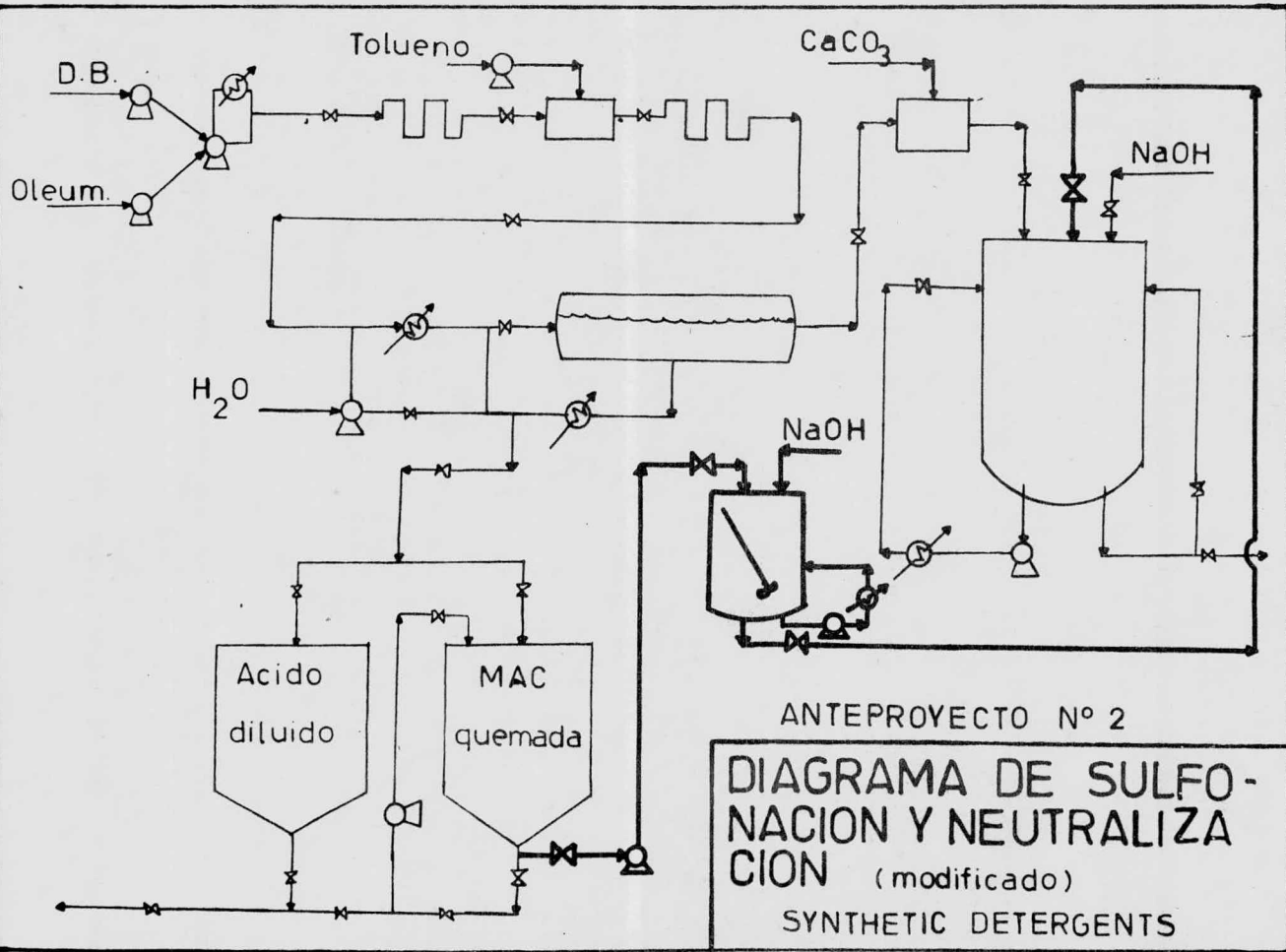
- Se recupera toda la MAC quemada.
- Operación independiente de la mesa de sulfonación
- Operación continua.

Equipo extra necesario.

- 2 bombas
- Tanque intermedio de pasta con equipo de recirculación y enfriamiento propio.
- Tuberías, válvulas e instrumentación.

Costo aproximado. \$ 875,000.00 (Sep. 76)

Tiempo aproximado de instalación. 8 meses.



ANTEPROYECTO N° 2

DIAGRAMA DE SULFO-
NACION Y NEUTRALIZA
CION (modificado)

SYNTHETIC DETERGENTS

ANTEPROYECTO No. 3

La MAC quemada almacenada en el tanque No. 1 es bombeada directamente al tanque de pasta neutra final donde es neutralizada junto con la MAC de proceso normal.

Limitaciones.

- Puede causar problemas y pobre control de Ph en la pasta.
- Posible cambio en el Ph de la pasta.

Ventajas.

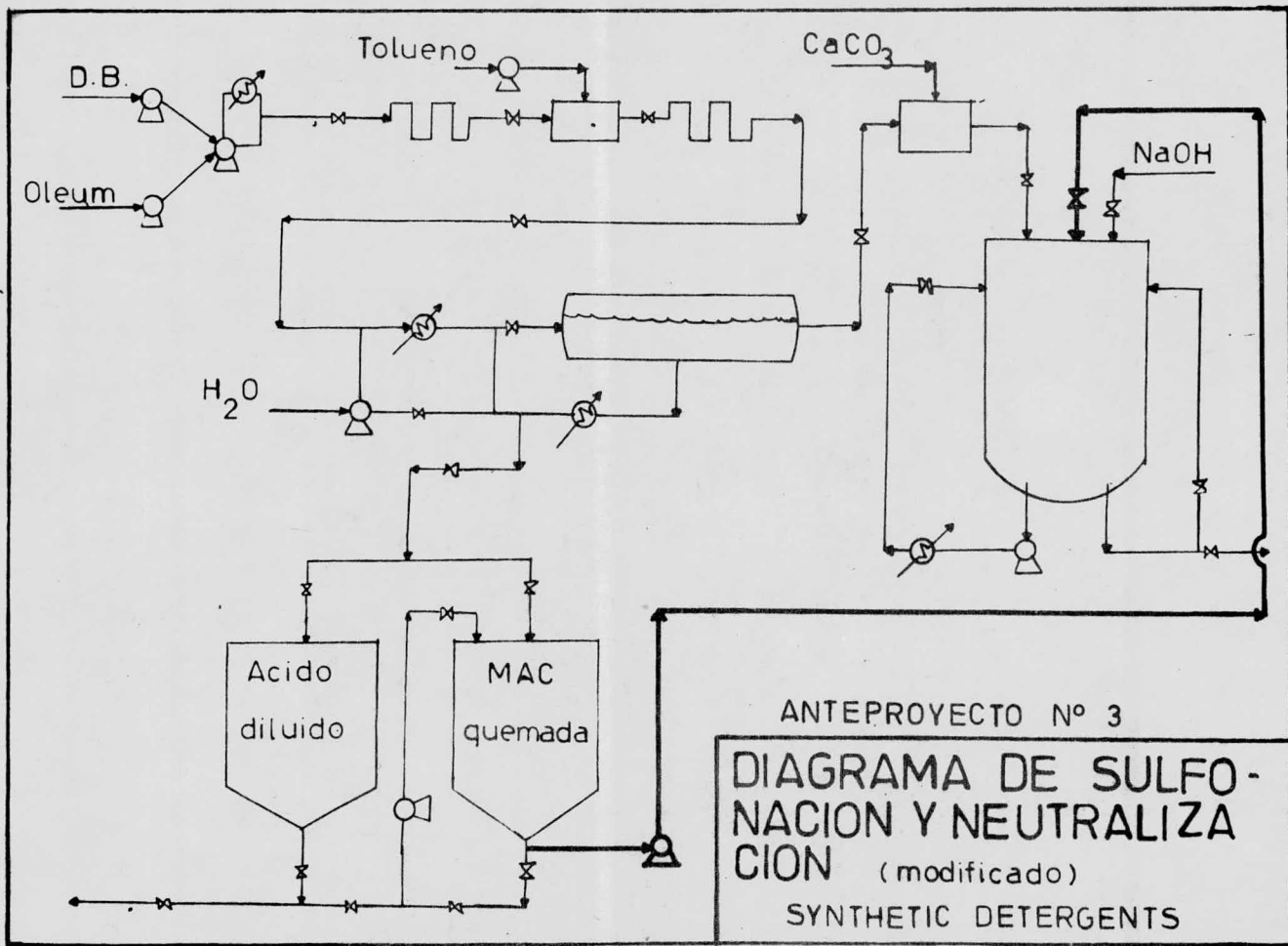
- Se recupera toda la MAC quemada
- Operación independiente de la mesa de sulfonación
- Operación continua.
- Es el más económico de los aquí propuestos.

Equipo extra necesario.

- 1 bomba
- Tuberías, válvulas e instrumentación.

Costo aproximado. \$ 125,000.00 (Sep. 76)

Tiempo aproximado de instalación. 2 meses.



ANTEPROYECTO N° 3
DIAGRAMA DE SULFO-
NACION Y NEUTRALIZA
CION (modificado)
 SYNTHETIC DETERGENTS

ANTEPROYECTO No. 4

La MAC quemada almacenada en el tanque No. 1 es bombeada directamente al preneutralizador para ser neutralizado parcialmente junto con la corriente de MAC normal con CaCO_3 y de ahí mandada al tanque de pasta final para terminar de ser neutralizada con NaOH 20%.

Limitaciones.

- Problemas de presión en el neutralizador al inyectar la MAC quemada.
- Posible cambio de Ph en la pasta.

Ventajas.

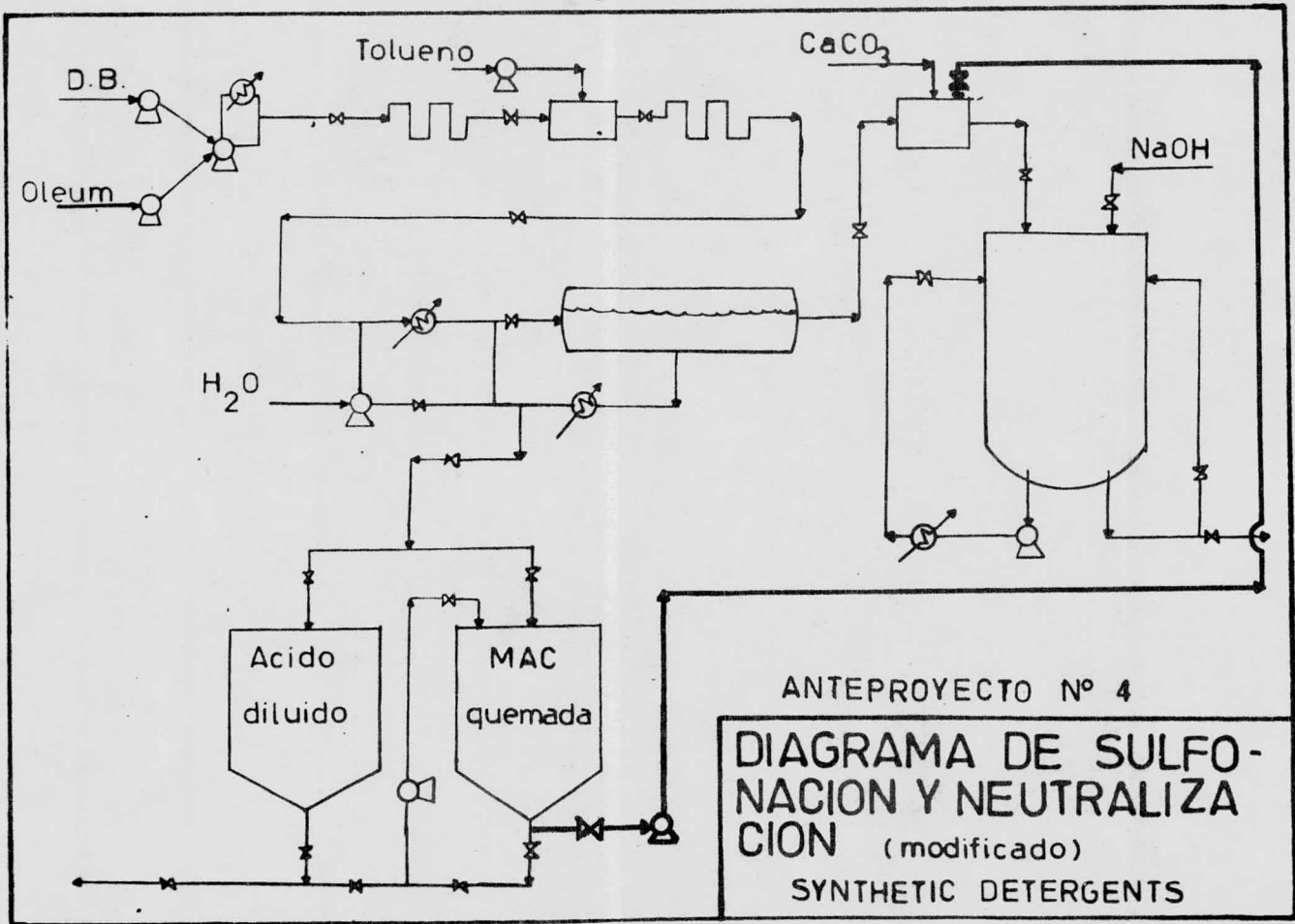
- Se recupera toda la MAC quemada.
- Se puede neutralizar con NaOH o con CaCO_3 y NaOH .
- Operación continua.
- Operación independiente de la mesa de sulfonación

Equipo extra necesario.

- 1 bomba
- Tuberías, válvulas e instrumentación.

Costo aproximado. \$ 150,000.00 (Sep. 76)

Tiempo aproximado de instalación. 3 meses.



ANTEPROYECTO Nº 4

DIAGRAMA DE SULFO-
NACION Y NEUTRALIZA
CION (modificado)

SYNTHETIC DETERGENTS

ANTEPROYECTO No. 5

La MAC quemada almacenada en el tanque No. 1 es bom
beada directamente al tanque de decantación.

Limitaciones.

- Zonas de turbulencia en el tanque de decantación.
- Posible mezclado con el ácido sulfúrico gastado.
- Problemas de presión en el tanque de decantación.

Ventajas.

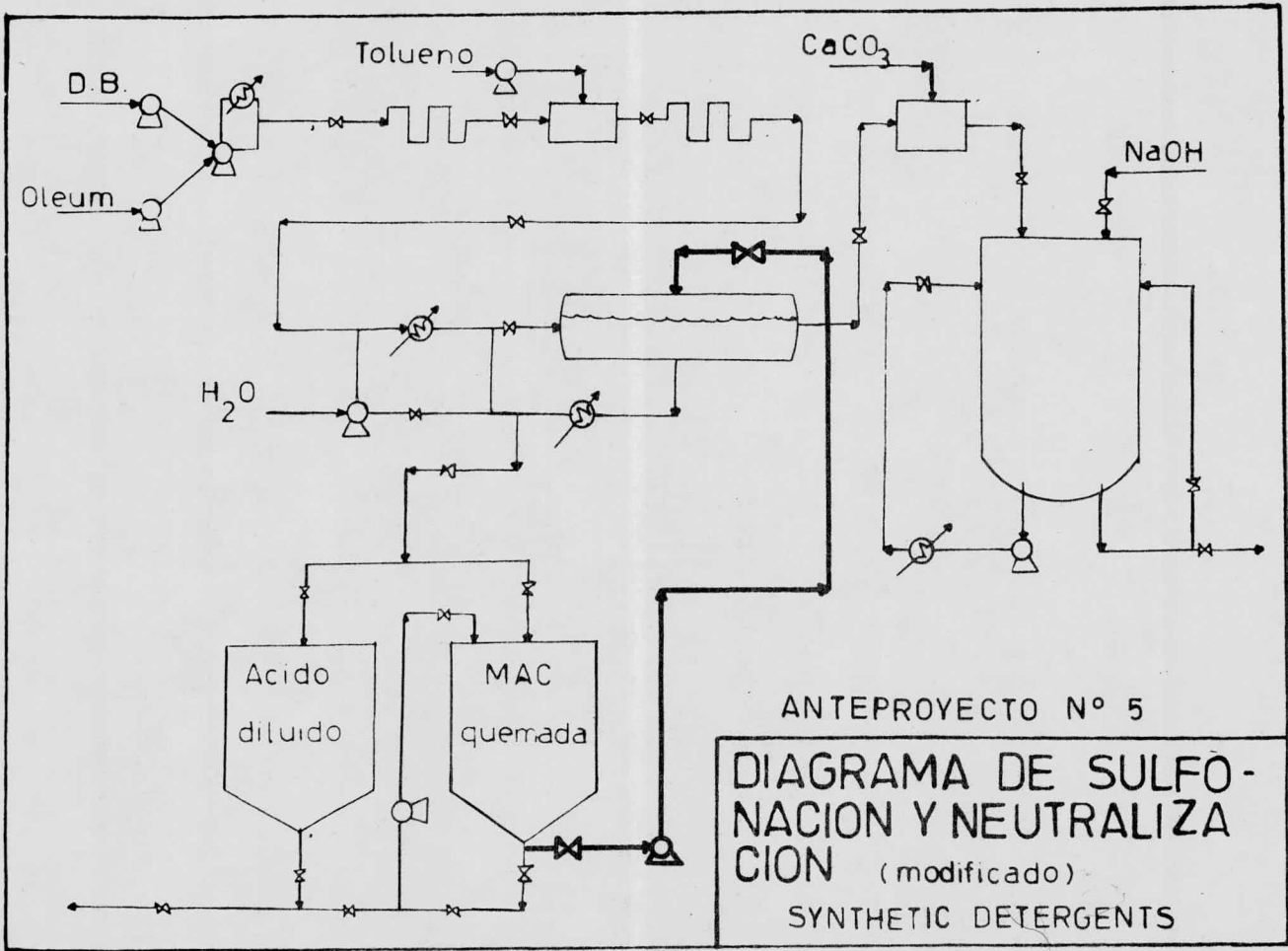
- No se afecta el Ph de la pasta.
- Se recupera toda la MAC quemada.
- Operación independiente de la mesa de sulfonación
- Operación continua.

Equipo extra necesario.

- 1 bomba
- Tuberías, válvulas e instrumentación.

Costo aproximado. \$ 150,000.00 (Sep. 76).

Tiempo aproximado de instalación. 3 meses.



ANTEPROYECTO N° 5

DIAGRAMA DE SULFO-NACION Y NEUTRALIZA-CION (modificado)

SYNTHETIC DETERGENTS

	PROYECTO 1	PROYECTO 2	PROYECTO 3	PROYECTO 4	PROYECTO 5
SE RECUPERA TODA LA MAC					
QUEMADA	X	X	X	X	X
AHORRO DE MATERIAS PRIMAS	X	X	X	X	X
OPERACION POR "BATCH"	X				
OPERACION CONTINUA		X	X	X	X
OPERACION INDEPENDIENTE DE LA MESA DE SULFONACION		X	X	X	X
POSIBLE EFECTO EN EL PH FINAL DE LA PASTA FINAL	X		X	X	
AFECTA EL COLOR DE LA PASTA FINAL	X	X	X	X	X
POSIBLE EFECTO DE OLOR EN LA PASTA FINAL	X	X	X	X	X
PROBLEMAS DE PRESION EN EL NEUTRALIZADOR				X	
ZONAS DE TURBULENCIA					X
COSTO APROXIMADO (\$) m.n.	500,000	875,000	125,000	150,000	150,000
TIEMPO APROXIMADO DE INSTALACION	6 meses	8 meses	2 meses	3 meses	3 meses

C A P I T U L O V

RECUPERACION ECONOMICA

5.1 COMPOSICION DE LA MAC QUEMADA

D.B. D.B. necesario para 25% de D.B.S.S. en el producto-
final =

$$= \text{D.B.S.S.} \frac{\text{P.M. db}}{\text{P.M. dbss}} = 25 \times \frac{246.4}{348.5}$$

$$= 17.6829$$

D.B. total necesario para un 95% de reacción =

$$= \frac{17.6829}{0.95} = 18.6136$$

D.B. no sulfonado = D.B. total - D.B. en D.B.S.S.

$$= 18,6136 - 17.6829$$

$$= 0.9307$$

$$\begin{aligned}
 \text{D.B. necesario x radio de ácida} &= \\
 &= 17.6829 \times 1.25 \\
 &= 22.1036
 \end{aligned}$$

TOLUENO

$$\begin{aligned}
 \text{Tolueno necesario para 2\% de toluen sulfonato de So} \\
 \text{dio (T.S.S.) en el producto final} &= \\
 &= 2 \times \frac{92}{194} = 0.9485
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tolueno necesario para un 85\% de reacción} &= \\
 &= \frac{0.9485}{0.85} = 1.11588
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tolueno no sulfonado} &= \\
 &= 1.11588 - 0.9485 \\
 &= 0.1674
 \end{aligned}$$

A.D.B.S.

$$\begin{aligned}
 \text{A.D.B.S. necesario para 20\% de D.B.S.S. en el pro} \\
 \text{ducto final} &= \\
 &= 20 \times \frac{329}{348.5} \\
 &= 18.8809
 \end{aligned}$$

A.T.S

$$\begin{aligned}
 \text{A.T.S. necesario para 2\% de T.S.S. en el producto} \\
 \text{final} &= \\
 &= 2 \times \frac{172}{194} \\
 &= 1.7732
 \end{aligned}$$

	MASA (Kg.)	% MASA
D.B.	0.9307	4.28
TOLUENO	0.1674	0.77
A.D.B.S.	18.8809	86.80
A.T.S.	1.7732	8.15
	<hr/>	<hr/>
	21.7522	100.0

Gastos en toneladas/año.

$$\text{D.B.} = \frac{937,000 \text{ Kg/año MAC quemada} \times 0.9367 \text{ Kg de D.B.}}{21.7522 \text{ Kg. de MAC quemada}}$$

$$= 40.35 \text{ ton/año}$$

$$\text{TOLUENO} = \frac{937,000 \times 0.1674}{21.7522}$$

$$= 7.21 \text{ ton/año}$$

$$\text{A.D.B.S.} = \frac{937,000 \times 18.8809}{21.7522}$$

$$= 813.32 \text{ ton/año}$$

$$\text{A.T.S.} = \frac{937,000 \times 1.7732}{21.7522}$$

$$= 76.38 \text{ ton/año}$$

	Tons/año
D. B.	40.35
TOLUENO	7.21
A. D. B. S.	813.32
A. T. S.	76.38
	<hr/>
	937.26

5.2 DE MATERIAS PRIMAS

$$D.B. \text{ en A.D.B.S.} = 813.32 \times \frac{246.4}{329} = 609.12 \text{ ton/año}$$

$$D.B. \text{ no reaccionado} = \frac{40.35 \text{ ton/año}}{649.47}$$

$$\text{Oleum utilizado} = 649.47 \times 1.25 = 811.84 \text{ ton/año}$$

$$\text{Tolueno en A.T.S.} = 76.38 \times \frac{92}{192} = 36.60 \text{ ton/año}$$

$$\text{Tolueno no sulfonado} = \frac{7.21 \text{ ton/año}}{43.81 \text{ ton/año}}$$

	Ton/año
D. B.	649.57
OLEUM	811.84
TOLUENO	43.81
	<hr/>
	1,505.22

Costos de las materias primas⁺

D.B. \$ 6.44/Kg

Oleum \$ 0.86/Kg

Tolueno \$ 2.99/Kg

\$ equivalentes de materias primas.

D.B. = \$ 6.44/Kg x 649,570 Kg/año
 = \$ 4,183,230.8/año

Oleum = \$ 0.86/Kg x 811,840 Kg/año
 = \$ 698,182.4/año

Tolueno = \$ 2.99/Kg x 43,810 Kg/año
 = \$ 130,991.9/año

D.B. \$ 4,183,230.8/año

Oleum \$ 698,182.4/año

Tolueno \$ 130,991.9/año

\$ 5,012,405.1/año

⁺ Sría. Ind. y Com. (Sep. 1976)

5.3 DE PRODUCTO TERMINADO. (P.T.)

Se tienen 937,000 Kg/año de MAC quemada que son ti
radas en el ácido gastado.

$$\begin{aligned} & \text{Toneladas equivalentes de producto terminado} = \\ & = \frac{937 \text{ ton. D.B.S.S.} \times 1 \text{ ton. P.T.}}{0.25 \text{ ton. D.B.S.S.}} \\ & = 3748 \text{ ton de P.T.} \end{aligned}$$

Costo promedio aproximado del detergente en el mer-
cado actual⁺ = \$ 18.00/Kg.

$$\begin{aligned} & \$ \text{ equivalentes de producto terminado} = \\ & = \frac{3,748,000 \text{ Kg.} \times \$ 18.00}{1 \text{ Kg.}} \\ & = \$ 67,464,000.00/\text{año} \end{aligned}$$

⁺ Sría. INDUSTRIA Y COMERCIO (Sep. 76)

C O N C L U S I O N E S

- Debido al rendimiento de la reacción de sulfonación (95% aprox.) el sobrante de dodecil benceno junto con una porción de los ácidos sulfónicos (dodecil benceno sulfonado) son quemados debido al exceso de contacto con el ácido sulfúrico gastado de la reacción de sulfonación en su trayectoria hacia el tanque de separación produciéndose así la Mezcla Acida Concentrada Quemada (MAC Quemada).
- Esto sumado al poco tiempo de decantación, a las impurezas de las materias primas, a variados problemas de operación y a diferentes factores que alteran el grado de separación de los ácidos, gran cantidad de la mezcla ácida arrastrada en la corriente del ácido sulfúrico gastado a los tanques de almacenamiento.

- Anualmente se desperdician 937 toneladas de esta mezcla equivalentes a \$ 5,012,405.1 de materias primas y equivalentes a \$ 67,464,000.00 de producto terminado.
- Por lo tanto es necesaria una operación permanente de recuperación y reproceso de esta mezcla.
- El proyecto seleccionado deberá estar en función de los problemas de operación, de control de calidad, y de los costos del equipo así como de su tiempo de instalación.
- Una vez delimitado el mejor proyecto de los aquí propuestos, la operación será continua o por -- "batch" manual o semiautomática de acuerdo al mismo; y deberá hacerse un estudio de los equipos extras, instrumentos y accesorios para su realización.
- Para la optimización del proyecto seleccionado deberán hacerse corridas experimentales antes de su instalación permanente.
- En cualquiera de los proyectos anteriores podrán producirse posibles efectos en el producto final.

sino son operados correctamente como serían:

- a) Bajo color*
 - b) Mal olor*
 - c) Pobre apariencia*
 - d) Pegajosidad*
- Por lo tanto se requiere de una operación óptima, con un excelente control tanto de los recursos materiales como del adiestramiento y control de los recursos humanos para esta operación.*

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

- (1) Theilig, G.
Israel Journal of Chemistry
Vol. 14
1975.

- (2) J. E. Kircher & P. E. Geiser
Ind. Eng. Chem.
46 (9) : 1925
1954

- P. J. Warner
Hydrocarbon Process. Petrol. Refiner
43 (3) : 101
1964.

- L. F. Hatch
Hydrocarbon Process. Petrol. Refiner
43 (3) : 91
1964

- Hydrocarbon Process. Petrol. Refiner
42 (11) : 142
1963.

- K. A. Scott
Hydrocarbon Process. Petrol. Refiner
43 (3) : 97
1964.

- Morrison & Boyd
Organic Chemistry 2nd. edition.

- A. Davidsohn & B. M. Mildwisky
Synthetic Detergents 5th. edition.

- A. S. Foust & L. A. Wenzel
Principles of Unit Operations.

- H. H. Willard & L. L. Merritt
Instrumental Methods of Analysis.