

Universidad Nacional de Ingeniería

**Programa Académico de Ingeniería de Petróleo
y Petroquímica**



**Modificación de la Unidad Merox de
Gasolina FCC en la Refinería La Pampilla**

Tesis para optar el Título Profesional de:

INGENIERO PETROQUIMICO

Jorge Benigno Céspedes Morante

Promoción: 1978 - 2

LIMA - PERU

1980

A mis Padres
EMPERATRIZ y JORGE.

INDICE

	<u>Pág.</u>
i. RESUMEN	7
ii. CONCLUSIONES	9
iii. RECOMENDACIONES	11
<u>CAPITULO 1: ESQUEMA GENERAL DE PROCESAMIENTO</u>	13
1.1 Introducción	13
1.2 Principios Generales de los Tratamientos Merox	20
1.3 Extracción de Mercaptanos	21
1.3.1 Esquema General de Flujo de una Unidad de Extracción	22
1.3.2 Control de la Planta y Variables de Operación	31
1.3.3 Inconvenientes que se presentan durante la Operación	33
1.4 Unidad de Endulzamiento	34
1.4.1 Esquema General de Flujo de una Unidad de Endulzamiento	35
1.4.2 Inconvenientes que se presentan durante la Operación	40
1.5 Otros Tratamientos	43
<u>CAPITULO 2: UNIDAD MEROX DE GASOLINA DE RELAPA</u>	47
2.1 Antecedentes	47
2.2 Descripción del Proceso	48
2.3 Especificaciones del Diseño	51
2.3.1 Recipientes	51
2.3.2 Bombas	59
2.3.3 Instrumentos	60
2.4 Condiciones de Operación	62

<u>CAPITULO 3:</u>	ANALISIS DE LABORATORIO	64
3.1	Pruebas de Laboratorio para la Gasolina FCC	64
3.2	Método Estándard para la determinación de Mercaptanos	66
3.3	Determinación del Sulfuro de Hidrógeno y Mercaptanos en Hidrocarburos Líquidos por Titulación Potenciométrica	73
3.4	Prueba Doctor para Destilados del Petróleo	82
3.5	Análisis de la Solución de Soda Cáustica	84
3.6	▲zufre libre y corrosivo en los derivados del Petróleo	90
3.7	Método Estándard de Prueba de la estabilidad de la Gasolina a la oxidación	91
3.8	Determinación del Arrastre de Soda Cáustica	94
3.9	Tabla de Resultados obtenidos	96
<u>CAPITULO 4:</u>	EVALUACION DE LA UNIDAD MEROX DE GASOLINA	107
4.1	Consideraciones sobre el mezclador Merox	107
4.2	Sedimentadores de Soda Cáustica	112
4.2.1	Cálculos preliminares en los sedimentadores	113
4.2.2	Análisis de la sedimentación de partículas	124
4.2.3	Determinación de las velocidades de aproximación	129
4.2.4	Determinación de los tiempos de residencia en los sedimentadores	129
4.3	Consumos mensuales en la Unidad	131
4.4	Efectos de las impurezas sobre las propiedades de la gasolina	134
4.5	Consideraciones para el cambio de diseño de la unidad.	138

<u>CAPITULO 5:</u>	DISEÑO DE LA NUEVA UNIDAD MEROX DE LECHO FIJO CON IMPREGNACION DE CATALIZADOR	144
5.1	Carbón activado .	144
5.2	Diseño del Reactor Merox de Lecho Fijo	150
5.2.1	Bases de diseño	151
5.2.2	Estimación de la caída de presión en el reactor	152
5.2.3	Determinación del espesor de la Viro-la (chapa) y tipo de fondos	159
5.2.4	Características del nuevo Reactor Merox	161
5.3	Breve descripción de la nueva Unidad Merox de Lecho Fijo	164
5.4	Principales especificaciones de los equipos por adquirir.	166
5.5	Equipos existentes en Relapa que se utilizan en la Nueva Unidad	167
<u>CAPITULO 6:</u>	PROCEDIMIENTO PARA PONER EN OPERACION LA NUEVA UNIDAD MEROX DE LECHO FIJO	171
6.1	Llenado de Carbón activado	171
6.2	Impregnación inicial de Catalizador Merox	173
6.3	Lavado con agua del Reactor de Lecho Fijo	180
6.4	Reimpregnación de Catalizador	182
6.5	Impregnación de Catalizador usando Amoníaco agua	187
6.6	Análisis operativo de la nueva unidad	189
6.6.1	Caída de presión en el reactor	189
6.6.2	Cantidad de aire requerido	195
<u>CAPITULO 7:</u>	CONSIDERACIONES ECONOMICAS	200
7.1	Costos de producción en la Unidad Merox de gasolina (1978)	200
7.2	Unidad Merox de Endulzamiento Líquido-líquido	203

7.2.1	Costos variables	203
7.2.2	Gasolina directo a tanques	205
7.3	Nueva Unidad Merox de Lecho Fijo - Impregna <u>ci</u> ón con Metanol	208
7.3.1	Inversión total	208
7.3.2	Costos variables	209
7.3.3	Costo unitario	212
7.3.4	Utilidad neta	212
7.3.5	Plazo de recuperación	213
7.3.6	Rentabilidad de la inversión	213
7.4	Nueva Unidad Merox de Lecho Fijo - Impregna <u>ci</u> ón con Amoníaco-agua	213
7.4.1	Inversión total	213
7.4.2	Costos variables	215
7.4.3	Costo unitario	216
7.4.4	Utilidad neta	216
7.4.5	Plazo de recuperación	217
7.4.6	Rentabilidad de la inversión	217
	ANEXOS	218
	BIBLIOGRAFIA	244

i. RESUMEN

Desde julio de 1976 se ha notado en la Unidad Merox de gasolina, que el consumo promedio por MB (mil barriles) de Soda Cáustica y Catalizador Merox N° 2, fueron respectivamente 32.62 Kg/MB y 12.45 gr/MB; anteriormente a esta fecha los consumos promedio por MB fueron de 3.9 Kg/MB y 8.5 gr/MB respectivamente.

Actualmente la unidad está operando con flujos de gasolina de 3500 a 4000 BPD, sin un adecuado flujo de aire y sin la inyección de catalizador Merox N° 2, puesto que el catalizador (soluble en la soda cáustica) tiene que ser cambiado continuamente, cada vez que se cambia la soda cáustica, por lo tanto, la unidad está operando prácticamente como una unidad de lavado cáustico. Los reportes diarios de laboratorio, para la gasolina después de Merox indican arrastre cáustico "positivo", prueba Doctor "positivo", etc.

Para las actuales condiciones de flujo, se determinó, la caída de presión en el mezclador Merox, obteniéndose un valor similar a las condiciones de diseño del mezclador (≈ 15 PSI), por lo que, es poco probable que la turbulencia ocasionada al pasar a través de los orificios de los platos perforados, sea la causa de la formación de emulsiones que conduzcan a un arrastre de soda cáustica. Se han determinado los tiempos de residencia en los sedimentadores de soda 17 D1A y 17 D1B (25.8 MIN), así como el diámetro límite de las gotas de soda cáustica (≈ 153 micrones), de aquí se desprende que más que el carácter físico del arrastre cáustico, predomina el aspecto químico, tal como se comprobará más adelante.

El excesivo consumo de soda cáustica y también el arrastre de soda cáustica, no puede ser atribuido únicamente

a los fenoles, ácidos alifáticos y demás ácidos presentes en la gasolina, sino a la aparición, a partir de julio de 1976 (después que se operó el cambio en la unidad FCC de un proceso UOP "Stack" a Riser Cracking), de nuevos compuestos perjudiciales en la gasolina, los cuales son oxidados a ácidos carboxílicos, a las condiciones de operación de la Unidad Merox de Endulzamiento líquido-líquido. Los ácidos carboxílicos así formados, junto con los ácidos nafténicos (que normalmente no estaban en la gasolina de craqueo) neutralizan rápidamente la soda cáustica, ocasionando el incremento de los problemas de la soda cáustica, por lo que el arrastre cáustico es inminente.

ii. CONCLUSIONES

1. Modificar sustancialmente la actual Unidad Merox de endulzamiento líquido-líquido a una Unidad Merox de Lecho Fijo con impregnación de catalizador.
2. La nueva unidad Merox de Lecho Fijo permitirá tratar adecuadamente el flujo total de gasolina, para obtener un mejoramiento en la calidad de la gasolina:
 - Buena conversión de mercaptanos a disulfuros.
 - Un contenido de mercaptanos de menos de 5 p.p.m. en la gasolina después del Merox.
 - Mejor susceptibilidad al TEL.
 - Menor formación de gomas.
 - Menor consumo de soda cáustica (menos de 4.5 Kg/MB).
 - Arrastre cáustico "negativo".
 - Prueba doctor "negativo", etc.
3. Se ha efectuado el diseño de un reactor y los equipos auxiliares para realizar la impregnación del catalizador sobre el carbón activado, en el reactor, considerando una capacidad de diseño de 4500 BPD de gasolina.
4. Para la impregnación de catalizador Merox N° 1 sobre el carbón activado, existen dos alternativas:
 - a. Utilizar el método convencional para la impregnación usando metanol, en este caso el costo del metanol utilizado será de S/. 10'400,000.
 - b. Utilizar el último avance que se ha desarrollado en el campo de la impregnación, usando 0.2% peso de amoníaco en agua, el costo requerido por la solución amoníaco-agua es de únicamente S/. 64,111.
5. La inversión total para el cambio de diseño será úni

camente de S/. 10'669,435 (considerando la impregnación con amoníaco-agua). Esta inversión inicial es muy baja, puesto que se han maximizado la utilidad de los equipos existentes en RELAPA. El plazo de recuperación de la inversión es de 2.13 años, mientras que la rentabilidad es de 38.9%.

iii. RECOMENDACIONES

1. Sugerir que PETROPERU incluya en su presupuesto la modificación de la actual unidad Merox. El reactor Merox (6'-6" x 19'-6") podría ser construido utilizando la tecnología existente en el país, para lo cual será necesario revisar los criterios del diseño mecánico del reactor, cumpliendo los requisitos mínimos establecidos por las normas ITINTEC.
2. Es recomendable utilizar amoníaco-agua, para efectuar la impregnación de catalizador.
3. Se requiere contar con un formato, en el cual se a notarían las condiciones de operación diarias, de la nueva unidad Merox de Lecho Fijo, con la finalidad de contar con un banco de datos que permita regular las condiciones de operación y conseguir la máxima eficiencia de la planta.
4. Adoptar en la nueva unidad, un régimen regular de recirculación de soda cáustica (recirculación intermitente) cada tres días con un flujo igual al 20% del flujo de gasolina al reactor, por el término de 30 minutos, utilizándose para ello las Bombas 17 P1 A/B. Se debe analizar el % de soda gastada, cuando llega al 50% de gastado, deberá cambiarse con soda cáustica fresca, bombeándose la soda gastada a la poza de neutralización.
5. Las líneas de las válvulas de alivio del sedimentador 17 D1B y filtro 17 C2B, no están interconectadas a la línea principal del flare, sería recomendable que dicha interconexión se haga tan pronto como exista una parada de planta.

6. Se debe regular el flujo de aire, de acuerdo al flujo y contenido de mercaptanos de la gasolina antes de Merox (ver Fig. 6-5, 6-6 y 6-7).

CAPITULO 1

ESQUEMA GENERAL DE PROCESAMIENTO

1.1 INTRODUCCION

La Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC) es un proceso utilizado en la refinación del petróleo con la finalidad de producir más y mejores gasolinas, para satisfacer la creciente demanda de gasolinas de alto octanaje, bajo la acción del catalizador que modifica profundamente el mecanismo de ruptura de los enlaces entre átomos de carbono (Teoría del Ión Carbonio) y aumenta la velocidad de transformación. Permite, reducir la severidad de las reacciones, eliminando la mayor parte de las reacciones secundarias, las cuales son productoras de gas, coque y residuos pesados en perjuicio del rendimiento de la gasolina.

La carga a la unidad de craqueo catalítico fluido son los gasóleos ligeros y pesados provenientes de la columna de destilación al vacío, eventualmente se craquea gasóleos atmosféricos y diesel. Este proceso ha sido sin lugar a dudas el desarrollo más importante de toda la historia de la refinación de petróleo. El craqueo catalítico no fue una invención propiamente dicha, sino el resultado de más de 70 años de interrumpido perfeccionamiento de la destilación y del craqueo térmico del petróleo crudo con la finalidad de obtener productos más ligeros y por ende más valiosos. De la carga de gasóleos se logra obtener del 50% a 70% de gasolina entre 88 a 92 octanos, así como 15% a 25% de GLP y aproximadamente 6% de gas combustible, dependiendo del tipo de carga, de los rendimientos del catalizador y de la severidad de la operación.

Puesto que el catalizador no sufre alteraciones permanentes puede volver a usarse repetidas veces lo que determina que su empleo resulte económico y el proceso sea continuo.

El catalizador que interviene en el craqueo sale por el regenerador donde ha sido quemado el carbón y adherido en el ciclo anterior, una deposición reducida de carbón no constituye ninguna ventaja, ya que el mismo debe contener el carbón suficiente para que al quemarlo, caliente al catalizador y pueda suministrar el calor necesario para la siguiente reacción, un equilibrio en este sentido se califica en una operación normal.

El carbón quemado en el regenerador debe permitir mantener la temperatura de la fase densa del regenerador entre 1100°F y 1250°F. El calor adherido por el catalizador regenerado sirve para calentar la carga combinada a la temperatura de reacción la que se inicia a partir de 700°F.

Los gasóleos que sirven de alimentación a la Unidad FCC están compuestos por moléculas pesadas de hidrocarburos que pueden ser parafinas, olefinas, nafténicos y aromáticos; las series parafínicas y olefínicas son las más recomendables, debido a que son más susceptibles al craqueo catalítico.

Desde 1943, la Universal Oil Products Co. (UOP) ha sido una de las principales abastecedoras de diseños de craqueo catalítico. En 1947 la UOP introdujo su diseño de reactor montado sobre el regenerador, para plantas de menos de 20,000 BPD. Esas unidades se distinguían por su larga línea vertical de trasiego (riser), en la cual el catalizador se mezcla con la carga, antes de su ingreso en el reactor.

A principios de la década del 60, la UOP publicó resul-

tados de ensayos indicativos, de que gran parte de la conversión (la más selectiva) ocurría en la línea de trasiego y no en el lecho del reactor, posteriormente con el advenimiento de los catalizadores zeolíticos, los refinadores que tenían unidades de diseño UOP, solo tuvieron que hacer pequeños ajustes para efectuar virtualmente toda la reacción en la línea de trasiego.

Actualmente en nuestro país existen dos unidades de craqueo catalítico, una en la Refinería La Pampilla (RELAPA) y la otra en la Refinería de Talara, la cual está en funcionamiento desde enero de 1975, ambas son de diseño UOP.

Al inicio de las operaciones de la unidad FCC en RELAPA en diciembre de 1967, se utilizó catalizador amorfo de alta alúmina. Posteriormente en el mes de mayo de 1973 se cambió el catalizador, de alta alúmina por catalizador zeolítico, finalmente en junio de 1976 la unidad fue modificada de un modelo UOP Stack a Riser Cracking.

Como consecuencia de la modificación y con el empleo de los catalizadores zeolíticos, se han obtenido cambios en los rendimientos:

- Coque.- La producción de coque ha bajado, debido a:
 - . altas temperaturas en el reactor
 - . incremento de actividad zeolítica; por el uso de un catalizador más activo
 - . lapso de contacto más corto entre el catalizador y la carga, etc.

Aumento de gasolina.- Bajo conversiones (% en volumen de carga fresca que se convierte en gasolina) constantes se han informado aumentos de hasta 5% vol. de carga fresca en el rendimiento de gasolina C₅ de P.F.E. de 430°F. En aquellos casos en que la conversión también ha subido, la producción de gasolina ha aumenta

do hasta en 10% del vol. de carga fresca. Esos incrementos son el resultado directo del menor sobrecrequeo de la fracción de gasolina en flujo concurrente y la mayor selectividad zeolítica, debida a lapsos cortos de contacto y a la menor restricción por coque en los catalizadores zeolíticos.

- Más rendimientos de olefinas y diolefinas.
- Menos rendimientos de saturados.
- Más Octanaje Research.

1.1.1 Descripción de la Unidad FCC

La planta U.O.P. de desintegración catalítica fluida, consta de tres secciones: catalítica, fraccionamiento y recuperación de gases operando conjuntamente.

Las figuras A-9, A-10 (Anexo) muestran respectivamente la unidad FCC modelo UOP Stack modificada a Riser Cracking y la sección de recuperación de gases. A continuación se da la descripción de cada proceso.

Unidad FCC Modelo UOP Stack Modificada a Riser Cracking

La carga fresca compuesta por gasóleo ligero de vacío (LVGO), gasóleo pesado de vacío (HVG0) y, eventualmente gasóleo primario y diesel, son bombeados a la sección catalítica, así también puede usarse para la succión de la bomba de carga el recipiente 13-D3, el que se suministra directamente desde destilación.

La sección catalítica está constituida principalmente por el reactor, regenerador y turbo-soplador.

La carga fresca pasa a través de intercambiadores de

calor donde se precalienta, posteriormente se une con el reciclo de aceite cíclico pesado, con los fondos del separador de finos y actualmente con el HVG0 caliente directamente de la unidad de destilación al vacío. La carga combinada así formada se une con la corriente caliente del catalizador regenerado iniciándose la reacción de los gases en el fondo del Riser, ascendiendo por el Riser hasta el reactor donde se separa del catalizador. Los gases de hidrocarburos atraviesan un ciclón del reactor que separa el catalizador arrastrado y después se dirigen a la torre de fraccionamiento, a la zona de expansión en el fondo de la torre a una temperatura aproximada de 900°F.

Placas de desviación aseguran la eliminación de puntos sobrecalientes producidos por los vapores de hidrocarburos, poniéndolos en contacto con el recirculado frío del fondo, con lo que se consigue la extracción del calor de la torre.

El catalizador usado desciende del reactor, atraviesa un despojador con vapor de agua y después entra en el regenerador donde se quema el carbón depositado. El oxígeno para la combustión lo proporciona el aire comprimido procedente del turbo-soplador. Los humos atraviesan ciclones en donde queda retenida la mayor parte del catalizador que ellos arrastran. La expansión tiene lugar en una cámara de humos que sirve, igualmente, de amortiguador para el sonido.

La mayor cantidad del catalizador se encuentra en el regenerador, de donde el catalizador regenerado fluye por la bajante del regenerador a una temperatura aproximada de 1200°F hasta la "Y" donde comienza el Riser, juntándose con la carga combinada. La temperatura resultante es alrededor de 900°F y, ya desde los 700°F se inicia la reacción de craqueo en presencia del ca-

talizador.

El control de la circulación se hace con las válvulas deslizantes que son tres: la del catalizador regenerado, que controla la temperatura de la fase densa del reactor, la de catalizador gastado, que controla el nivel del reactor y la de gases de chimenea que controla la presión en el regenerador y por lo tanto mantiene fija la diferencial de presión entre el regenerador y el reactor.

A la salida del reactor, los productos se dirigen hacia la zona de expansión situada prácticamente, en el fondo de la torre de fraccionamiento. Algunas placas de desviación aseguran, primeramente, la eliminación del sobrecalentamiento de los vapores de hidrocarburos por contacto con una parte del fondo de la torre. La extracción del calor de la torre se consigue con reflujos circulantes cuyo caudal se modifica para controlar las temperaturas en la columna de fraccionamiento principal. Los productos del tope de la columna de fraccionamiento tienen un RF de 430°F y más ligeros, contienen: gasolinas, gas licuado y gas seco. El aceite cíclico ligero y pesado que salen de la columna, acaban de fraccionarse en agotadores con vapor de agua.

Sección de Recuperación de Gases

Los productos que salen por el tope de la fraccionadora, luego de enfriados a 100°F , salen del acumulador del Domo de la fraccionadora hacia la sección de recuperación de gases, la fase líquida por medio de bombas al absorbedor primario y los gases previamente comprimidos ingresan al acumulador de alta presión; después se separa el gas seco no condensable mediante el absorbedor de esponja, de tal modo que los compo-

mentos más pesados puedan fraccionarse convencionalmente. Un sistema de absorbedores y agotadores es utilizado para esta separación primaria.

La base para el agotador-absorbedor es el enfriador y el acumulador de alta presión. El acumulador de alta presión sirve tanto como un tambor de compensación, tambor separador y de equilibrio, tanto para las fases líquido-vapor como para eliminación de agua, la que condensada vuelve para inyectarse al tubo de gases proveniente de la fraccionadora de craqueo.

El gas liberado en el acumulador de alta presión va al fondo del absorbedor primario, en contracorriente con la gasolina FCC no estabilizada que entra por el tope: esta gasolina absorbe prácticamente todo el butano y la mayor parte del propano de los gases del acumulador de alta presión, luego ingresa al fondo del absorbedor de esponja, donde el propano que aún arrastra puede ser recuperado por el aceite cíclico ligero que fluye en contracorriente saliendo por el fondo del absorbedor y dirigiéndose a la columna de fraccionamiento FCC como reflujó de tope del absorbedor de esponja, es el gas seco no condensable.

La absorción está sujeta al equilibrio líquido-vapor del sistema a las condiciones de presión y temperatura, de tal modo que el aceite cíclico ligero "rico" que sale del absorbedor de esponja contiene ciertas cantidades de H_2 , C_2 , C_3 y C_4 que no son deseables.

Esta absorción indeseable puede ser controlada variando la temperatura y presión hasta mantener en un margen adecuado la absorción de tales compuestos.

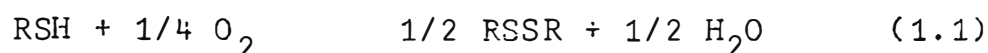
La gasolina que sale del fondo del acumulador de alta presión pasa a un agotador (C-3) donde se separan por el tope, los elementos más ligeros que vuelven al acu

mulador de alta presión. La gasolina que sale del agotador pasa a la debutanizadora donde la gasolina es estabilizada y después de enfriada es conducida a la UNIDAD MEROX DE GASOLINA FCC. Los productos del tope de la debutanizadora son principalmente propano y butano; ellos pasan al recipiente de la debutanizadora donde se separa por el tope el gas combustible y por el fondo el propano y butano, parte de ellos sirve como reflujo de la debutanizadora y la otra parte pasa por la unidad de lavado cáustico con soda para eliminar el sulfuro de hidrógeno que aún contiene; después es enviado a la depropanizadora donde se obtiene butano que sale por el fondo de la columna, los gases del tope pasan por el recipiente de la debutanizadora donde el condensado es enviado a la columna secadora donde se obtiene como producto el GLP.

1.2 PRINCIPIOS GENERALES DE LOS TRATAMIENTOS MEROX

Los procesos Merox son utilizados para el tratamiento químico de los destilados del petróleo, principalmente: GLP, gasolinas y kerosenes; es aplicable al tratamiento de hidrocarburos con punto final de ebullición hasta 650°F.

El proceso se basa en la habilidad del catalizador compuesto por grupos de quelatos de fierro y otros metales que promueven la oxidación de mercaptanos a disulfuros, usando aire como fuente de oxígeno. La reacción global es la siguiente:



La oxidación es llevada a cabo en presencia de una solución alcalina, tal como hidróxido de sodio (soda cáustica) o hidróxido de potasio, procediendo a temperatura

ambiente.

Básicamente los procesos Merox se clasifican en dos grupos:

- Extracción de mercaptanos
- Endulzamiento de mercaptanos

Dependiendo del tipo de carga y de los resultados deseados, será necesario la extracción de los mercaptanos y el posterior endulzamiento o únicamente uno de ellos. A veces es necesario además de una columna de prelavado con soda cáustica; lavado con agua, filtro de sal y filtro de arcilla.

En el presente capítulo se mostrarán los diversos tratamientos Merox, mientras que en el próximo capítulo se hará referencia específicamente a la unidad de endulzamiento de la Refinería La Pampilla.

1.3 EXTRACCION DE MERCAPTANOS

En esta etapa los mercaptanos son extraídos de la carga por medio de una solución alcalina. Para los efectos de extraer parte de los mercaptanos presentes en la carga, se utiliza comúnmente la soda cáustica.

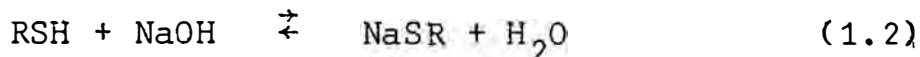
La eficiencia de la extracción es favorecida por las siguientes variables:

- Baja temperatura
- alta concentración de soda cáustica
- bajo peso molecular de los mercaptanos
- estructura simple de los mercaptanos, así, el grado de extracción de los mercaptanos es:

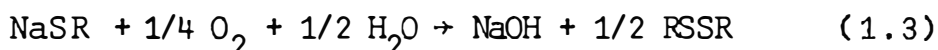
normal > secundario > terciario

Los mercaptanos que ingresan a la solución de soda cáus

tica (sol. acuosa), se combinan químicamente con la soda cáustica de acuerdo a la siguiente reacción reversible:



Las mercaptidas de sodio así formadas, en presencia del catalizador Merox y aire, son fácilmente oxidados a disulfuros. La reacción de oxidación irreversible es:



Los disulfuros formados, son insolubles en la soda cáustica, por consiguiente pueden ser separados y la soda cáustica puede ser utilizada nuevamente.

La cantidad teórica de oxígeno requerido para la oxidación, es independiente de la estructura o peso molecular de los mercaptanos. La reacción de oxidación es acelerada por las siguientes variables:

- elevación de la temperatura
- incremento de la cantidad de aire
- mayor intimidad de contacto o mezcla
- incremento de la concentración del catalizador.

1.3.1 Esquema General de Flujo de una Unidad de Extracción

Una unidad de extracción está constituida por un extractor (o extractores) en el cual se lleva a cabo la reacción de la ecuación (1.2), un oxidador donde las mercaptidas de sodio son oxidadas a disulfuros (ecuación (1.3)) y un separador de disulfuros. En la figura (1.4) se muestra el diagrama de Flujo de una unidad de extracción de mercaptanos.

Los extractores comúnmente utilizados son de tres tipos:

- serie de mezcladores y sedimentadores en contracorriente

rriente.

- torre rellena con anillos raschig.
- Torre de platos perforados.

- Extractores

1.3.1.1 Serie de Mezcladores y Sedimentadores en Contracorriente

Inicialmente la carga se introduce al primer mezclador-decantador (etapa 1), tal como se puede observar en la Figura (1.1). La carga pasa sucesivamente las Etapas 1, 2 y 3, mientras que la soda cáustica conteniendo el catalizador Merox fluye en contracorriente, desde el decantador de la Etapa 3, al mezclador de la Etapa 2, y del decantador de la Etapa 2, al mezclador de la Etapa 1; la soda cáustica, posteriormente es retirada del decantador 1, para ser regenerada en el oxidador. Cada etapa mezclador-decantador suministra un íntimo contacto de la carga con la soda cáustica y la posterior separación de las fases inmiscibles en el decantador.

En los mezcladores, los mercaptanos son transferidos a la soda cáustica, a las condiciones de equilibrio dinámico (Ecuación (1.2)) no hay ninguna transferencia neta de mercaptanos de los hidrocarburos hacia la soda cáustica. En cualquier etapa real de contacto, no se alcanza el verdadero equilibrio.

En la etapa 3 los hidrocarburos que tienen la menor cantidad de mercaptanos, son puestos en contacto con la soda cáustica regenerada que asimismo tiene la menor cantidad de mercaptanos, dando como resultado una condición de equilibrio favorable, con la menor cantidad de mercaptanos en los hidrocarburos que abandonan la última etapa (Etapa 3). La soda

cáustica de la Etapa 3, tendrá únicamente una pequeña cantidad de mercaptanos y por lo tanto podrá ser utilizada en la etapa 2, para extraer los mercaptanos de la carga (hidrocarburos). La soda cáustica de esta etapa es mezclada con la carga fresca que ingresa a la etapa 1. La inyección, separación y bombeo de la soda cáustica y el flujo de hidrocarburos en contracorriente, se deberá repetir para el caso que existan más de 3 etapas, tantas veces como sean necesarias.

1.3.1.2 Extractor relleno con anillos Raschig

La soda cáustica que contiene catalizador Merox en solución, es introducido cerca del tope de la torre, debajo del control de nivel de interfase, utilizándose un distribuidor de simple diseño para asegurar que la soda cáustica sea uniformemente distribuida en toda la torre rellena. Un control de nivel, actúa sobre la válvula de control, a la salida de la soda cáustica (por el fondo de la torre), la carga (hidrocarburos) es introducida cerca del fondo de la torre, tal como se puede apreciar en la Figura (1.2), también está provisto de un distribuidor, el cual asegura una uniforme distribución de la carga a través de la torre. La velocidad de la carga a través de los orificios del distribuidor deberá ser mantenido entre 1.0 a 2.5 pies/seg. A velocidades superiores a 2.5 pies/seg., se forman mezclas tan íntimas que forman emulsiones, ocasionando el arrastre de soda cáustica, por el tope de la torre; mientras que velocidades inferiores a 1 pie/seg causan una pobre distribución.

El flujo ascendente de la carga, a través de la torre, proporciona un adecuado contacto con la soda cáustica, de tal manera que los mercaptanos son

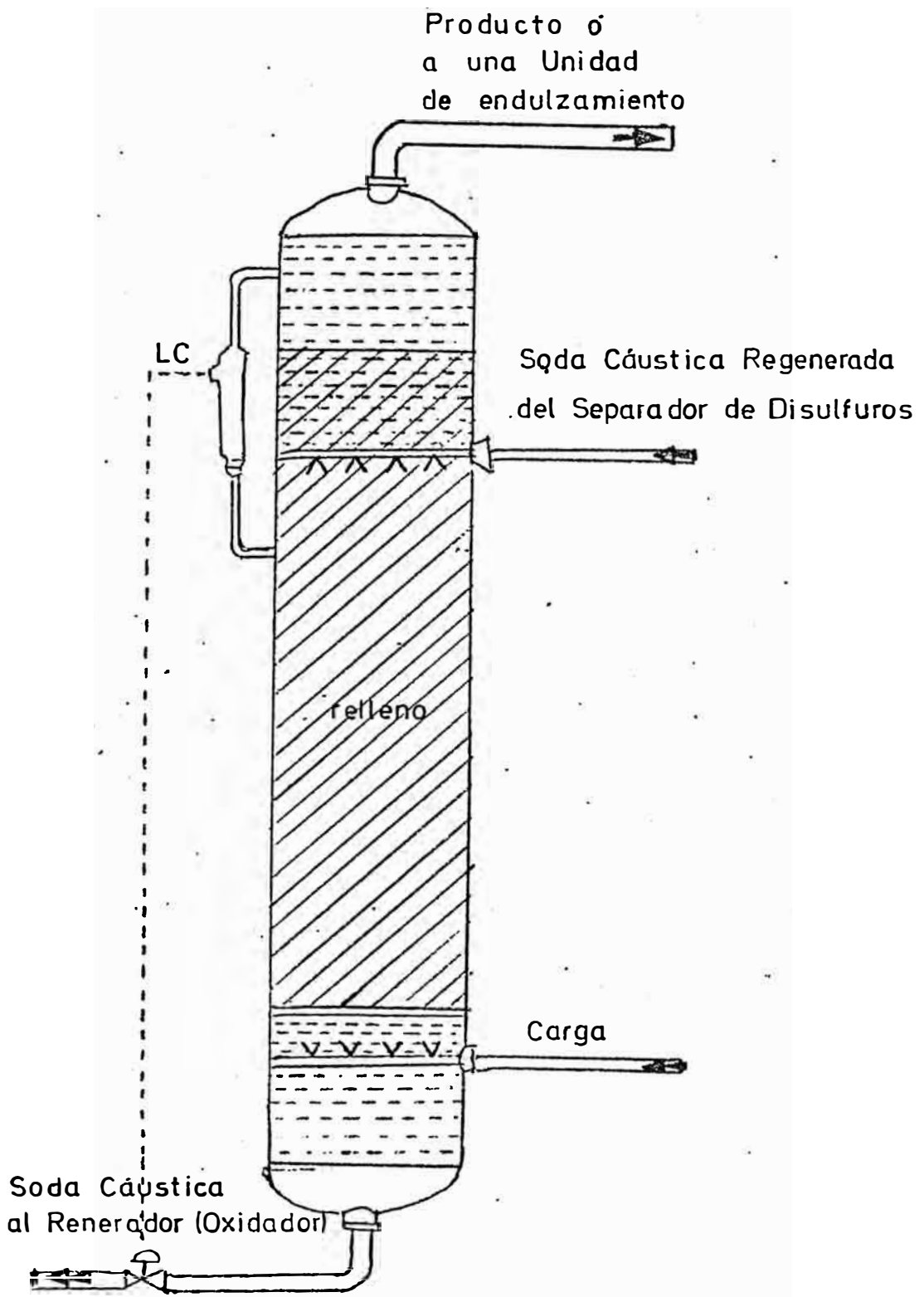


FIGURA 1.2 TORRE RELLENA DE EXTRACCION

transferidos a la soda cáustica de acuerdo a la Ecuación (1.2); mientras que la soda fluye en forma descendente a través de la torre. La soda cáustica que sale por el fondo del extractor se dirige hacia el oxidador, donde la soda cáustica es regenerada. Los hidrocarburos que salen por el tope del extractor pueden pasar a un sedimentador de soda y a un filtro de arena (con finalidad de obtener un producto libre de soda cáustica) o puede dirigirse a una unidad de endulzamiento, de acuerdo a los requerimientos de la carga.

1.3.1.3 Extractor de Platos Perforados

Este tipo de extractor, emplea platos perforados para proporcionar un adecuado contacto entre la soda cáustica y los hidrocarburos. Similarmente al extractor relleno con anillos Raschig, la soda cáustica es introducida cerca del tope del extractor, a través de un distribuidor diseñado para prevenir una excesiva turbulencia que podría conducir a un arrastre de soda cáustica. La carga es introducida cerca del fondo del extractor. El nivel de soda cáustica debe ser mantenido debajo de la entrada de la carga. La carga fluye en forma ascendente a través de los orificios de los platos perforados; mientras que la soda cáustica se mantiene encima de cada plato perforado, por medio de un vertedero, fluyendo hacia abajo únicamente a través del conducto descendente del vertedero. La Figura (1.3) ilustra claramente un extractor de platos perforados.

La elección del extractor, es basado principalmente por el costo. Cuando se requiere grandes extractores, es más económico utilizar los extractores de platos perforados, mientras que para pequeños extractores de menos de 2'-6", se prefiere utilizar ex-

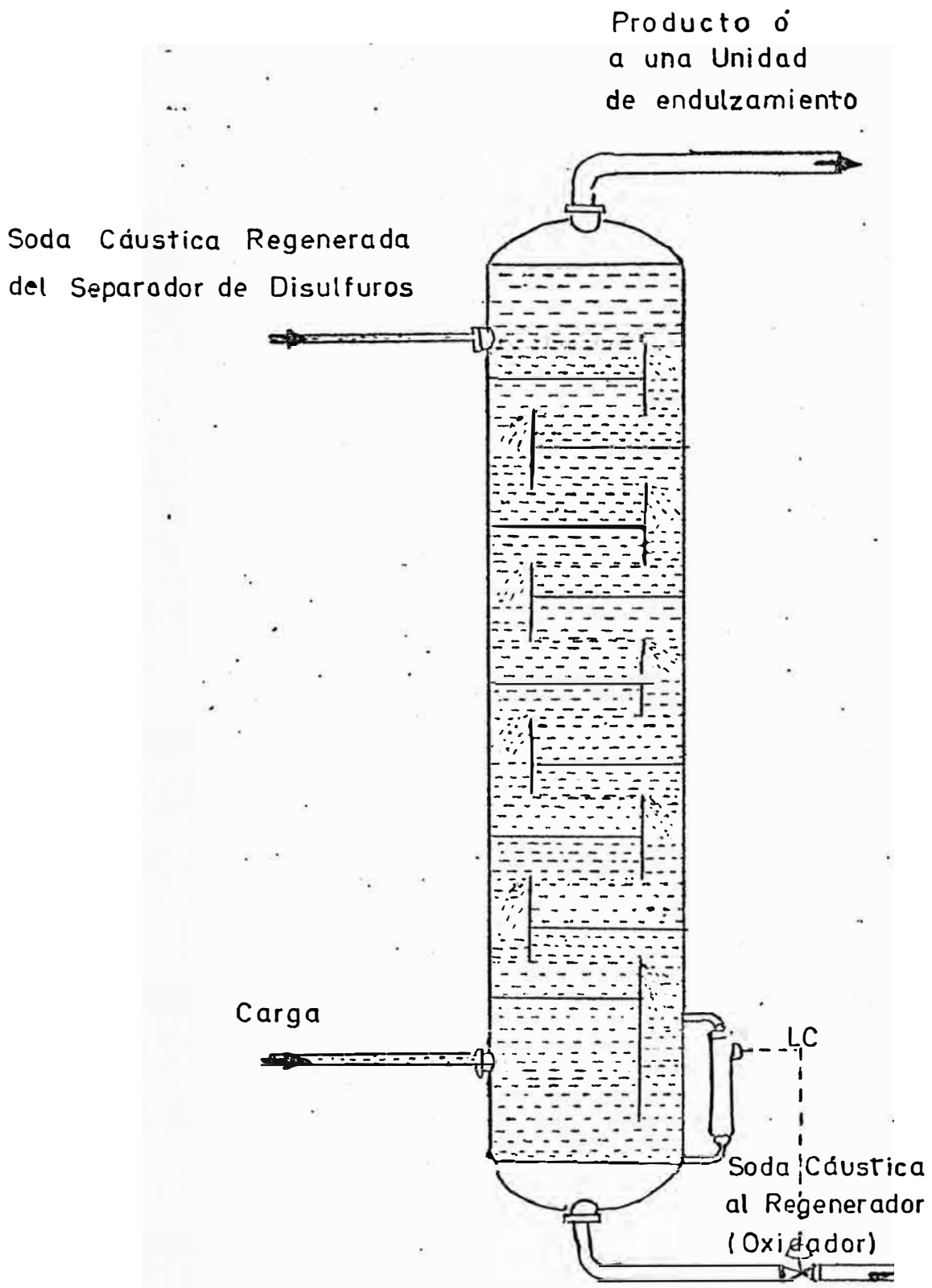


FIGURA 1.3

EXTRACTOR DE PLATOS PERFORADOS

tractores rellenos con anillos Raschig de carbón, puesto que éstos son resistentes a los álcalis concentrados.

1.3.1.4 Oxidador

La soda cáustica que sale del fondo del extractor (cualquiera de los 3 tipos), conteniendo catalizador Merox y mercaptidas de sodio, pasan al oxidador. En el oxidador el oxígeno atmosférico es puesto con la soda cáustica, para convertir las mercaptidas de sodio a disulfuros; previo calentamiento de la soda cáustica hasta 125°F.

Tal como se puede observar en la Figura (1.4) el aire es mezclado con la soda cáustica, después del calentador; luego ingresan al oxidador el cual, es un recipiente lleno de anillos Raschig de carbón. Los mercaptanos convertidos a disulfuros y la mezcla de aire en exceso, soda cáustica regenerada, y los disulfuros pasan al separador de disulfuros.

1.3.1.5 Separador de Disulfuros

El separador de disulfuros tiene la doble función de separar los disulfuros formados durante la regeneración de la soda cáustica y el exceso de aire utilizado en el oxidador.

Los disulfuros son separados por decantación. La soda cáustica regenerada, libre de todo tipo de sustancias es recirculada al extractor, tal como se muestra en la Figura (1.4).

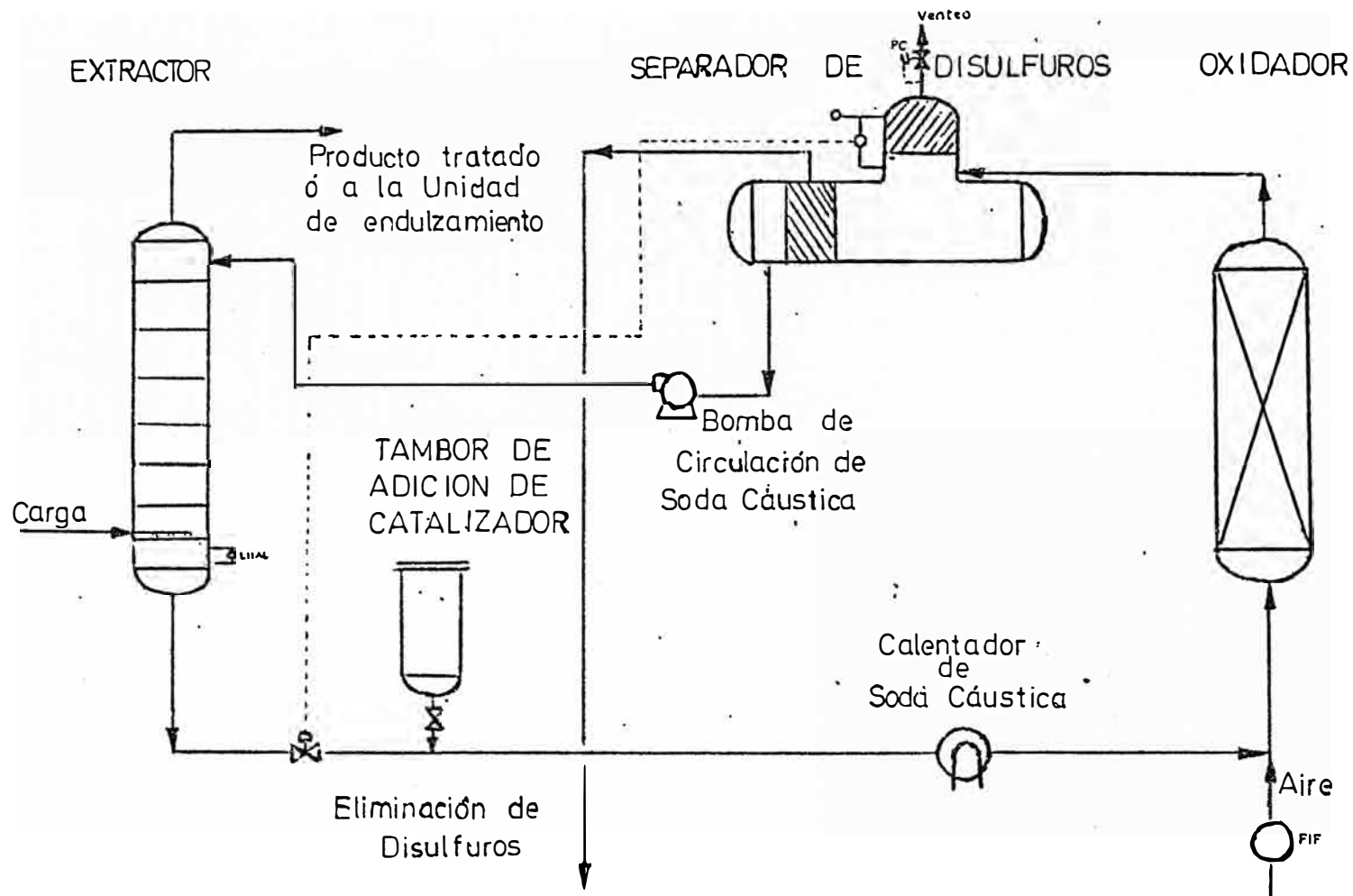


Figura 1.4
 DIAGRAMA DE FLUJO DE UNA
 UNIDAD DE EXTRACCION DE MERCAPTANOS

1.3.2 Control de la Planta y Variables de Operación

1.3.2.1 Extractor

- a. Se deberá mantener una adecuada caída de presión sobre el extractor para:
 - prevenir la vaporización o cavitación, lo cual causaría un arrastre de soda cáustica.
- b. Incrementando el flujo de soda cáustica, se incrementará la cantidad de mercaptanos extraídos, procurando que tal incremento de flujo no conduzca a un corto tiempo de residencia en el oxidador.
- c. Incrementando la concentración de soda cáustica, encima de 20°Be, se obtendrá una elevada extracción.
- d. La presencia de ácidos orgánicos incrementa la solubilidad de los mercaptanos en la soda cáustica, sin embargo, la presencia de ácidos orgánicos en exceso, de alrededor de 8 a 12%, puede conducir al arrastre de soda cáustica, particularmente si la concentración de soda cáustica es elevada.
- e. La soda cáustica es eventualmente gastada con ácidos débiles tales como dióxido de carbono, ácidos alifáticos y otros ácidos débiles, puesto que la alcalinidad de la soda cáustica es reducida, también disminuirá la extracción de mercaptanos. Por este motivo será necesario reemplazarlo con soda cáustica fresca, para restaurar la alcalinidad.
- f. La alimentación al extractor deberá ser libre de aire, puesto que el oxígeno presente en el

aire, causará la conversión de mercaptanos a di sulfuros, con lo cual se anulará el propósito del extractor, ya que los disulfuros son solubles en los hidrocarburos.

- g. La alimentación al extractor debe ser libre de sulfuro de hidrógeno, puesto que hay indicios que el sulfuro de hidrógeno inhibe en parte la oxidación de los mercaptanos. El sulfuro de hidrógeno puede ser separado por un prelavado con soda cáustica.
- h. Una disminución de la temperatura de la alimentación y de la soda cáustica regenerada mejorará la extracción de mercaptanos.

1.3.2.2 Oxidador

La razón de oxidación es incrementada por:

- a. Incremento de la temperatura
- b. Incremento de la concentración de catalizador.

La cantidad teórica de oxígeno es de 0.25 libras, por una libra de mercaptanos. Normalmente es necesario proporcionar 0.5 libras de oxígeno por libra de mercaptanos, con la finalidad de proveer el exceso necesario.

Normalmente la temperatura de la soda cáustica que ingresa al oxidador, no excede de 125°F.

La cantidad de catalizador Merox en la soda cáustica varía de 50 a 250 ppm. Para una solución de soda cáustica de 25°Be, 100 ppm es equivalente a una libra de catalizador por 1000 galones de soda cáustica.

1.3.2.3 Separador de Disulfuros

Es, en el separador de disulfuros donde existe alguna posibilidad de combustión destructiva, por esta razón está provisto por un domo relleno con anillos raschig, estos anillos prevendrán y reducirán la posibilidad de que ocurra ignición.

El aire es venteado por el tope del recipiente, con una caída de presión controlada. Está provisto de un control de nivel sobre la interfase aire-líquido, el cual deberá ser adecuado con la finalidad de evitar la descarga de líquido con el exceso de aire. El aire venteado tiene un feo olor debido a la presencia de trazas de vapores de disulfuros y mercaptanos.

1.3.3 Inconvenientes que se presentan durante la Operación de una Unidad de Extracción

1.3.3.1 Extracción

La eficiencia de la extracción será disminuida por:

- a. Pobre regeneración de la soda cáustica.
- b. Presencia de ácidos orgánicos, aunque hasta cierto punto su presencia mejora la extracción de mercaptanos, es la causante del arrastre de soda cáustica.
- c. Acumulación en el tiempo, de los materiales ácidos no regenerables.

1.3.3.2 Regeneración (Oxidador)

La regeneración es disminuida debido principalmente a:

- a. Escasez de aire.

- b. Muy baja temperatura de la carga.
- c. Baja concentración de catalizador.
- d. Presencia de sulfuros.

Los sulfuros pueden impedir la regeneración de la soda cáustica, debido a la oxidación del ión sulfuro con preferencia a ión mercaptida. Cuando el total de sulfuros son oxidados, el catalizador nuevamente empezará a oxidar mercaptanos. La interferencia de los sulfuros puede ser eliminada elevando la concentración del catalizador, temperatura de la soda cáustica y el flujo de aire.

1.3.3.3 Separación de Disulfuros

La susceptibilidad al TEL, es disminuido por el azufre contenido en los hidrocarburos. La unidad de extracción separa los mercaptanos de la carga, incrementándose de esa manera la susceptibilidad al plomo tetraetílico (TEL). Si la separación de disulfuros es pobre, ello contribuirá a que los disulfuros reingresen dentro de los hidrocarburos.

1.4 UNIDAD DE ENDULZAMIENTO

El endulzamiento, es la conversión de los mercaptanos de la carga a disulfuros, sin reducir el contenido total de azufre de la carga. En el endulzamiento solo, hay una conversión a diferentes especies químicas.

Existen dos tipos de endulzamiento:

- Endulzamiento líquido-líquido.- En el cual, los hidrocarburos, aire y soda cáustica conteniendo catalizador Mercox, son simultáneamente puestos en contacto en un mezclador.

- Endulzamiento en lecho-sólido.- En el cual los hidrocarburos y el aire son puestos en contacto con el catalizador y la soda cáustica, los cuales están sobre un soporte sólido.

1.4.1 Esquema General de Flujo de una Unidad de Endulzamiento

La carga a la unidad de endulzamiento es aquella con un contenido de mercaptanos de menos de 0.01% peso o también el producto proveniente de una unidad de extracción, en la cual es necesario convertir los mercaptanos residuales a disulfuros, de tal manera que el producto tratado en la unidad pueda pasar la prueba doctor. La prueba doctor es conveniente para determinar que los hidrocarburos tienen un bajo contenido de azufre y particularmente un bajo contenido de mercaptanos. La prueba doctor es menos sensitiva a los mercaptanos de los hidrocarburos de bajo punto de ebullición.

Uno de los efectos perjudiciales de los mercaptanos es el detestable olor que imparten a los productos, a si los mercaptanos de bajo punto de ebullición tienen un olor muy desagradable, debido a su alta volatilidad.

Como se indicó anteriormente hay dos tipos de endulzamiento:

- endulzamiento con catalizador en soporte sólido (lecho sólido)
- endulzamiento con catalizador dispersable en soda cáustica (líquido-líquido).

1.4.1.1 Endulzamiento con catalizador Merox dispersable en soda cáustica

Frecuentemente llamado también endulzamiento líquido

líquido o simplemente endulzamiento líquido. La Figura (1.5) muestra una típica unidad de endulzamiento líquido-líquido para tratamiento de la gasolina. La carga es mezclada con el aire y la soda cáustica (con catalizador Merox) e introducida en el mezclador Merox. Posteriormente pasa a un sedimentador y un filtro de arena. La soda cáustica del sedimentador es recirculada al mezclador.

Los mercaptanos que se encuentran junto con la soda cáustica, son convertidos a los correspondientes disulfuros, dicha conversión se efectúa en el mezclador. Aquellos mercaptanos que no han sido significativamente extraídos en la unidad de extracción, puesto que la distribución de equilibrio de los mercaptanos entre la soda cáustica y los hidrocarburos les ha sido desfavorable, también pueden ser endulzados. Ya que el grupo "-SH" de la molécula "RSH" es bastante soluble en la soda cáustica, de tal manera que puede ser oxidado a disulfuro, si es que están presentes el aire y el catalizador Merox.

En conclusión, los mercaptanos que no pueden ser extraídos por la soda cáustica, pueden ser endulzados bajo las condiciones de la unidad de endulzamiento.

Para efectuar el mezclado, comúnmente se utilizan los mezcladores de platos de orificio. Este mezclador es muy simple, está constituido por un recipiente, el cual proporciona un adecuado tiempo de residencia, y acoplados con una serie de platos de orificios verticalmente superpuestos. La turbulencia creada al pasar a través de los orificios, conduce al contacto íntimo que permite la oxidación de los mercaptanos.

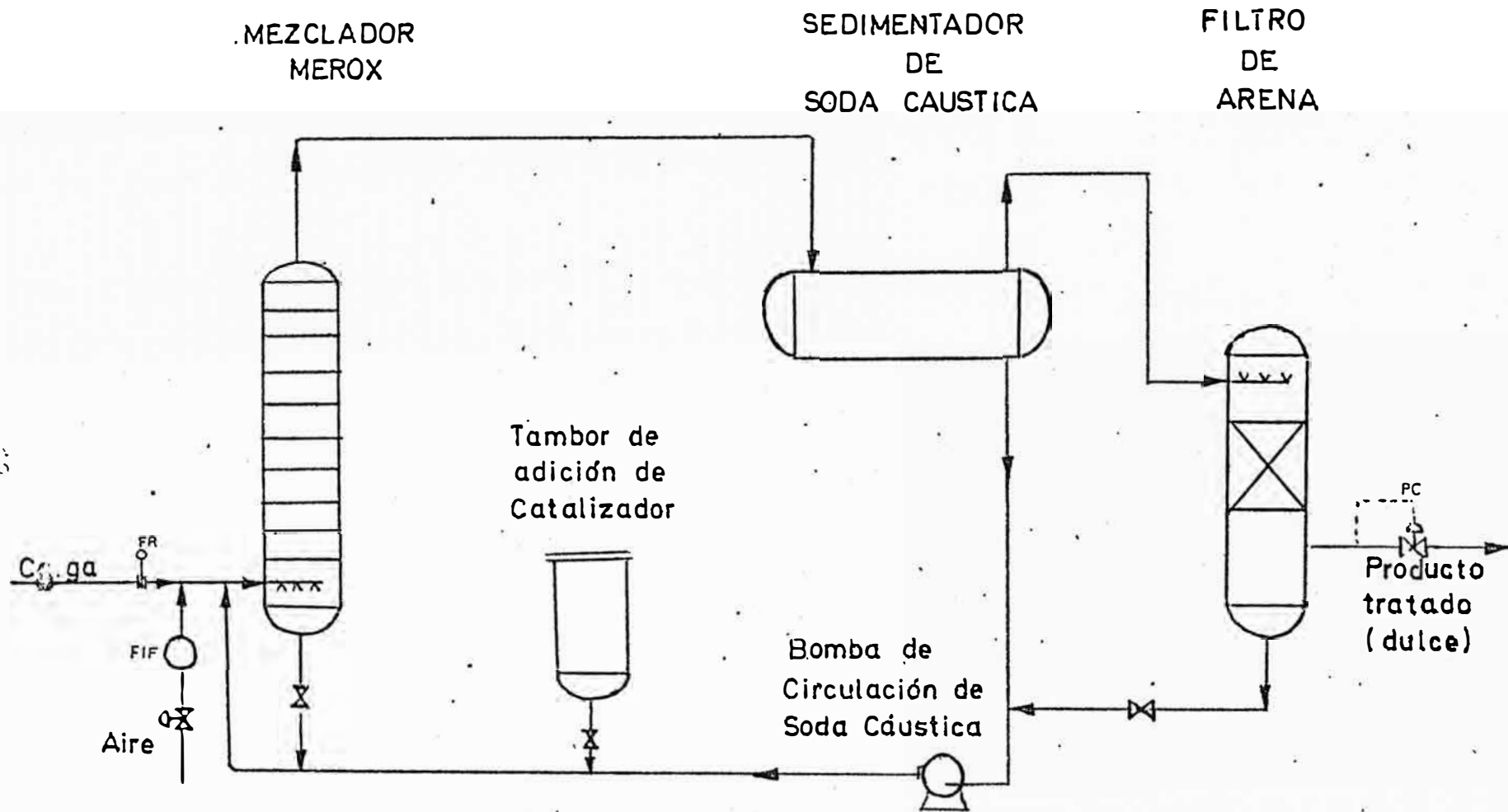


Figura 1.5
 DIAGRAMA DE FLUJO DE UNA
 UNIDAD DE ENDULZAMIENTO
 LIQUIDO-LIQUIDO

1.4.1.2 Endulzamiento con catalizador Merox en soporte sólido

En aquellas unidades equipadas con reactores de endulzamiento, de lecho sólido, la carga de hidrocarburos es mezclada con aire y es pasado hacia abajo sobre un lecho de catalizador, el cual está saturado con solución de soda cáustica. El catalizador puede ser resaturado con soda cáustica a convenientes intervalos de 5 a 10 días, por bombeo de soda cáustica sobre el lecho, esta resaturación es usualmente hecha sin interrumpir el flujo de hidrocarburos. El soporte sólido del catalizador Merox deberá ser de un material adsorbente que propenda adsorber cualquier tipo de impurezas presentes en la carga tales como fenoles, ácidos nafténicos y compuestos básicos nitrogenados, y quizás moléculas de hidrocarburos de muy alto punto de ebullición. Estos materiales contribuyen a interferir mecánicamente con la función del catalizador (en convertir mercaptanos a disulfuros). Cuando la soda cáustica es circulada sobre el lecho, contribuirá a lavar este material del catalizador y tomará una apariencia pardo oscuro. Cuando esto ocurre, la soda cáustica deberá ser separada de la unidad Merox para distribuirlo o usarlo en otras partes de la refinería. Puede ser usado, por ejemplo, para separar el sulfuro de hidrógeno.

La Figura (1.6) muestra una unidad de endulzamiento tipo lecho fijo.

La práctica usual, es usar la soda cáustica para saturar el lecho del catalizador dos veces y entonces separarlo del sistema. El volumen de la soda cáustica envuelto es pequeño y no representa un gran costo, igualmente si no es usado en otro servicio.

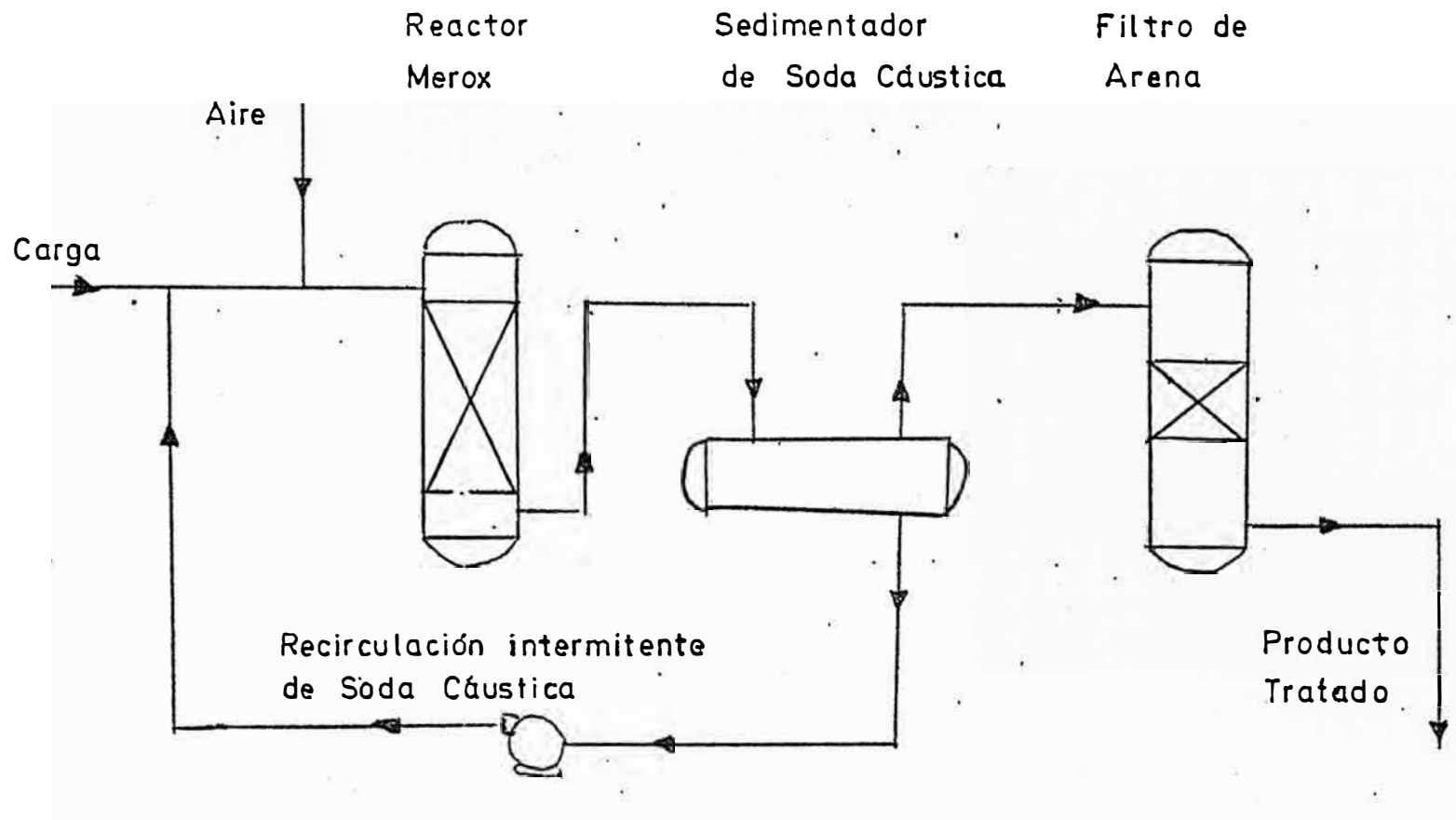


FIGURA 1.6 UNIDAD DE ENDULZAMIENTO TIPO LECHO FIJO

Una vida económicamente satisfactoria de catalizador puede ser esperada con el catalizador sólido, cuando se tratan cargas por todo el rango de ebullición de gasolinas. La vida del catalizador no puede ser predecida cuando se tratan cargas en el rango de ebullición del turbo, kerosene o más altos.

1.4.2 Inconvenientes que se presentan durante la operación de una Unidad de Endulzamiento

1.4.2.1 Endulzamiento líquido-líquido

La razón de endulzamiento puede ser reducida debido:

- a. Insuficiente catalizador
- b. insuficiente circulación de soda cáustica
- c. insuficiente aire
- d. insuficiente mezclado
- e. presencia de agentes reductores.

La insuficiente cantidad de aire, puede ser fácilmente observada en el laboratorio por un intenso color verde, el cual vira a un color azul, cuando se sopla aire. Cuando se conoce que existe una adecuada cantidad de aire y cuando se sospecha que hay un insuficiente mezclado, este, puede ser confirmado por agitación de una mezcla de soda cáustica-hidrocarburos, la cual ha sido tomada a la salida del mezclador.

La presencia de agentes reductores tal como los sulfuros, excesivos fenoles, etc.; pueden ser indicados por un verde intenso o hasta un color turbio-pardusco. Si dicha coloración es debido a los sulfuros, podrá ser confirmado por una determinación de sulfuros. Si es que hay una excesiva cantidad de fenoles, será necesario purgar parte de la soda cáusti-

ca, con lo cual, disminuirá la concentración de la soda cáustica y también la conversión de mercaptanos a disulfuros.

La presencia de óxidos de hierro o sulfuros de hierro también dan a la soda cáustica un color pardo y hasta negro. Entonces la razón de endulzamiento se reducirá considerablemente, por lo que será conveniente cambiar la soda cáustica.

1.4.2.2 Endulzamiento con catalizador en lecho sólido

No hay endulzamiento debido a:

- a. Insuficiente aire
- b. acanalamiento del lecho
- c. necesidad de resaturación con soda cáustica
- d. interferencia con el catalizador, debido a los materiales adsorbidos tales como ácidos nafténicos, compuestos de nitrógeno y otras trazas de materiales de alto peso molecular
- e. normal pérdida de la actividad del catalizador.

Se debe sospechar que existe acanalamiento, cuando, a pesar que existe una adecuada cantidad de aire y se conoce la actividad del catalizador, no se consigue una adecuada conversión de los mercaptanos a disulfuros. Una fase separada de aire inducirá a la formación de canalizaciones en el lecho, por lo que se deberá mantener una presión adecuada sobre el reactor, para mantener la cantidad requerida de aire soluble en los hidrocarburos.

Para evitar la interferencia de los materiales adsorbidos en el lecho, se emplea un lavado con agua caliente, con lo cual se restaura la actividad del catalizador.

1.4.3 Pruebas de Control

Normalmente son necesarios el control de la soda cáustica, tanto en la unidad de endulzamiento líquido-líquido como también en la de lecho fijo, además es necesario el control de los hidrocarburos (carga y productos).

1.4.3.1 Soda cáustica de la Unidad de Endulzamiento líquido-líquido

Se necesita únicamente una prueba de laboratorio, para la soda cáustica, esta es para la gravedad. Cuando la soda cáustica tiene una apariencia azul intensa o azul verdosa, ello indica que el catalizador todavía tiene actividad catalítica y además que se utilizó una adecuada cantidad de aire. Si tiene un color verde oscuro indica que se ha utilizado una cantidad insuficiente de aire.

1.4.3.2 Soda cáustica de la Unidad de Endulzamiento de lecho sólido

Puesto que la soda cáustica es utilizada únicamente intermitentemente para resaturar el lecho de carbón activado, solo será necesario controlar el % gastado de la soda, para ser cambiado posteriormente o cuando toma una intensa decoloración, después de la resaturación con soda cáustica.

1.4.3.3 Hidrocarburos

- Carga a la unidad de endulzamiento: se deberá chequear periódicamente el contenido de sulfuro de hidrógeno y los mercaptanos.
- Producto tratado: también se deberá chequear el contenido de mercaptanos, la prueba doctor para

los mercaptanos debe ser "negativo" o dulce. Las determinaciones de los mercaptanos deben ser hechas sobre muestras frescas puesto que los mercaptanos pueden oxidarse en contacto con el aire.

1.4.4 Requerimientos de la soda cáustica

Producto tratado	Extractor		Endulzador Líquido		Endulzador de lecho sólido	
	°Be	% NaOH	°Be	% NaOH	°Be	% NaOH
Butano o Propano-Butano	20-25	14-19	-	-	-	-
C ₅ hasta 400°F P.F.E. gasolina	10-25	6-19	10-20	6-19	2-20	1-19
Turbo y kerosene	-	-	10-20	6-19	5-20	3-19

CIRCULACION DE SODA CAUSTICA PARA ENDULZAMIENTO LIQUIDO

Circulación de soda cáustica como

Carga tratada

% del flujo de la carga

Pentano-hexano	5-10
Gasolina de craqueo catalítico	10-20
Gasolina de craqueo térmico, P.F.E.: 400°F	20-50
Gasolina primaria, P.F.E.: 400°F	30-60
Turbo y kerosene	50-100

1.5 OTROS TRATAMIENTOS

Tienen por finalidad complementar los procesos anteriormente estudiados (1.2 y 1.3) para obtener un producto que cumpla con los requerimientos establecidos.

Entre los tratamientos se pueden distinguir:

- Pre-lavado cáustico
- filtro de arena
- lavado con agua
- filtro de sal
- filtro de arcilla.

En el recipiente de pre-lavado cáustico, la carga se burbujea a través de los distribuidores instalados en la parte inferior del recipiente, el cual contiene soda cáustica al 1% (% peso), allí se retiene cualquier traza de sulfuro de hidrógeno, ácidos nafténicos y ácidos alifáticos.

El filtro de arena tiene como propósito la separación de las trazas de soda cáustica que pudieron haber arrastrado los hidrocarburos de una etapa previa, que podría ser un recipiente de prelavado cáustico o un sedimentador de soda cáustica.

Con la finalidad de reducir cualquier tendencia de tapo namiento, del filtro de arena, será necesario utilizar un lavado de espaldas con agua de tiempo en tiempo. Dicho lavado de espaldas frecuentemente restaurará la habilidad del filtro, para separar el arrastre de soda cáustica.

El lavado con agua también puede ser utilizado para remover las trazas de soda cáustica; es utilizado principalmente para el caso del turbo, con la finalidad de que pase, la prueba de estabilidad térmica y la prueba de tolerancia de agua.

El filtro de sal se utiliza para eliminar el arrastre de gotas de agua; mientras que el filtro de arcilla está constituido por una capa de arcilla activada, dicha arcilla adsorbe contaminantes metálicos tales como cobre y sustancias superficialmente activas.

Los tratamientos anteriores, se utilizan principalmente con el objeto de cumplir los requerimientos de combustibles de aviación. En la Fig. (1.7) se muestra el diagrama de flujo de una típica unidad Merox de kerosene.

C.V.

Pre-lavado
Cáustico

Filtro de
Arena

Reactor
Mercox

Sedimentador
de Soda Cáustica

Lavado
con agua

Filtro de
Sal

Filtro de
Arcilla

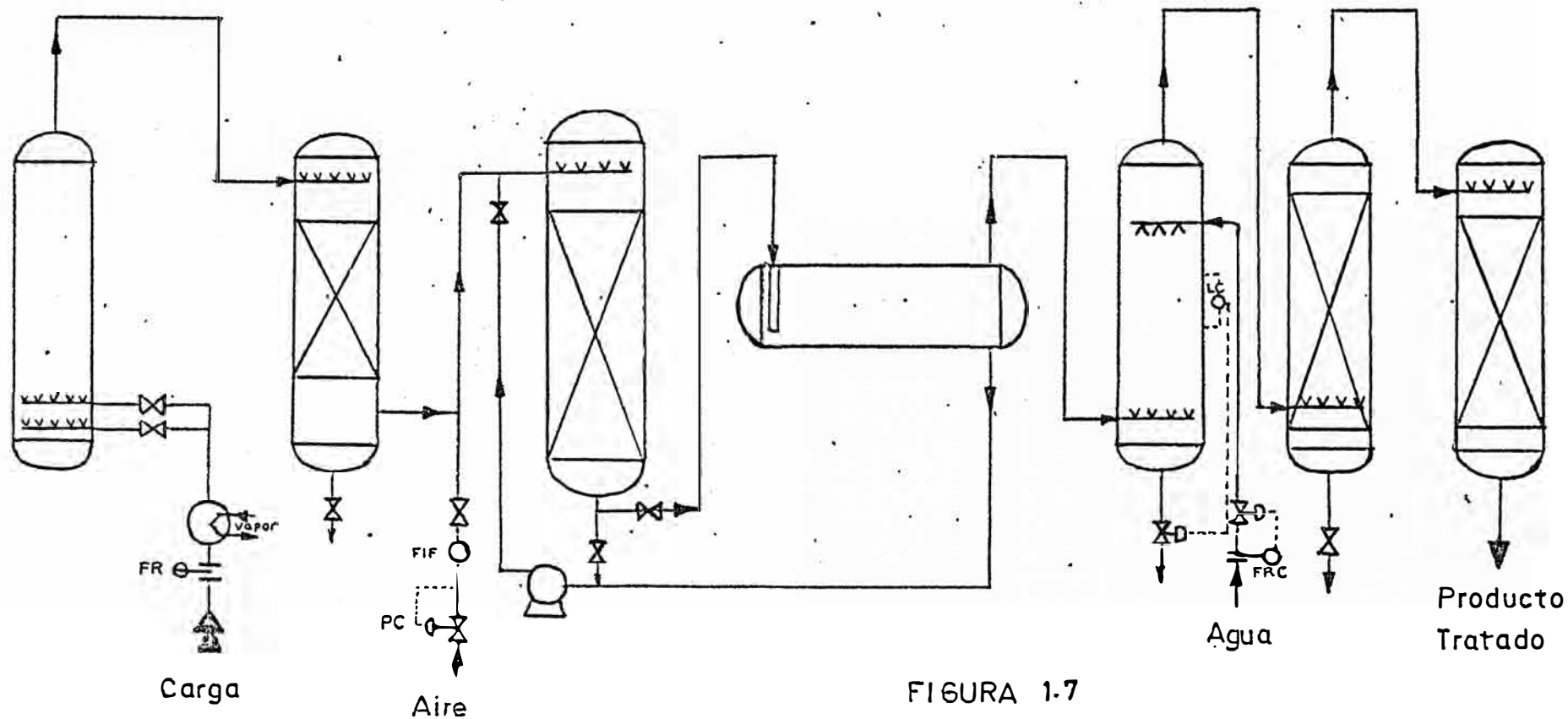


FIGURA 1-7

DIAGRAMA DE FLUJO DE UNA
UNIDAD MEROX DE KEROSENE

CAPITULO 2

UNIDAD MEROX DE GASOLINA DE RELAPA

2.1 ANTECEDENTES

La unidad Merox de gasolina de RELAPA, es una unidad de endulzamiento líquido-líquido, la cual fue diseñada por la UOP para tratar 2920 BPD de gasolina proveniente de la unidad FCC, con 580 BPD de soda cáustica de 10°Be, 19 SCFH de aire y 200 gr. de catalizador Merox N° 2.

Los cambios realizados en la unidad FCC, han incrementado la producción de gasolina que se trata en la unidad Merox, para tratar el mayor volumen de gasolina, se realizó el proyecto de ampliación de la unidad, la que consistió en la adición de un nuevo sedimentador de soda (17D1B), un filtro de arena (17C2B) e instalaciones complementarias (tuberías de interconexión e instrumentos de medición), dichos equipos fueron reubicados de la unidad Merox de gasolina de destilación primaria (fuera de servicio).

Del 22 de noviembre al 31 de diciembre de 1977, se efectuó una corrida de prueba en la unidad Merox, con la finalidad, que la unidad opere normalmente con los nuevos equipos instalados y, para evitar el excesivo consumo de soda cáustica (esto ha sido visible desde julio de 1976), debido al rápido gastado; mejorar las condiciones de la gasolina y analizar las causa del arrastre cáustico. Como consecuencia de la corrida de prueba se recomendó utilizar soda cáustica de 8°Be, inyección continua de aire, incremento del diámetro de los orificios de los platos perforados, en un 15% del diámetro original, con la finalidad de evitar el arrastre cáustico.

2.2 DESCRIPCION DEL PROCESO

La gasolina proveniente de la debutanizadora (14C5) de la sección de recuperación de gases, luego de enfriada (hasta 90°F) es enviada a la unidad Merox y, puesto en contacto con el aire y la soda cáustica en el mezclador Merox (17C1), al cual ingresan a través de un distribuidor, cerca del fondo del mezclador. El mezclador es del tipo de platos de orificio, constituido por un recipiente con una serie de 9 platos de orificio, verticalmente superpuestos, siendo la distancia entre platos de 24 pulgadas. La turbulencia creada al pasar a través de los orificios, conduce hacia el contacto íntimo necesario y proporciona un adecuado tiempo de residencia.

En el mezclador se produce el denominado endulzamiento de la gasolina. Globalmente el proceso se basa en la habilidad del catalizador Merox para promover la oxidación de los mercaptanos a disulfuros, usando aire como fuente de oxígeno. La oxidación se lleva a cabo en presencia de una solución acuosa de hidróxido de sodio.

La gasolina (conteniendo los disulfuros) y la soda cáustica, salen por la parte superior del mezclador Merox, dirigiéndose a los sedimentadores de soda 17 D1A y 17 D1B, los cuales funcionan en paralelo. La sección transversal del sedimentador es grande, de manera que la turbulencia se reduzca a un mínimo y permite un tiempo de residencia suficiente para alcanzar la separación de las fases (gasolina y soda cáustica).

La soda cáustica es succionada por el fondo de los sedimentadores mediante las bombas 17-P1A/B y luego recirculada al mezclador Merox. El régimen de circulación de soda cáustica en una unidad de endulzamiento líquido-líquido, deberá ser mantenida según recomendaciones de la UOP entre 10 a 20% del flujo de gasolina.

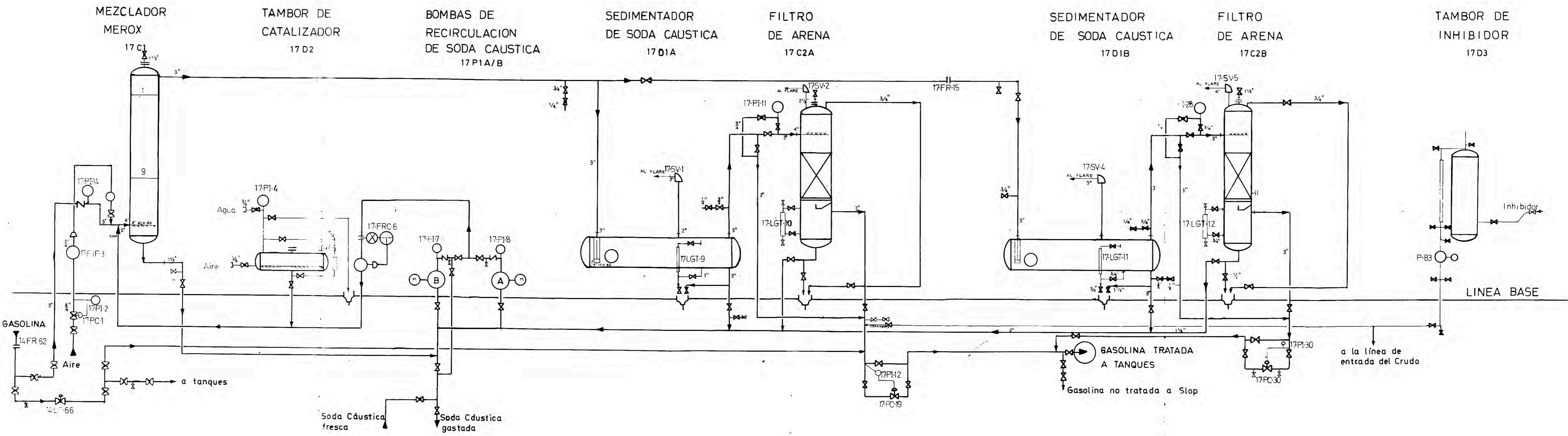


FIGURA 2.1 DIAGRAMA DE FLUJO ACTUALIZADO DE LA UNIDAD MEROX DE GASOLINA FCC DE LA REFINERIA LA PAMPILLA.

Periódicamente cuando se reemplaza la soda gastada por soda cáustica fresca, es necesario añadir catalizador Merox N° 2 al sistema; para tal efecto se cuenta con un pequeño recipiente de adición de catalizador. Se adiciona el catalizador en polvo, en el recipiente y se llena con agua hasta la mitad; después se retira una cierta cantidad de soda cáustica del sistema y se añade al recipiente 17D2, hasta producir una solución 0.4% de NaOH. Posteriormente el recipiente 17D2 es agitado con aire por medio del distribuidor del 17D2; después de cerrado el venteo y cuando la presión de aire del recipiente excede a la presión de la planta, se abre la línea de salida y se deja que la solución de catalizador Merox ingrese a la planta.

La gasolina después que ha sido separada de la soda cáustica por sedimentación, sale por la parte superior de los sedimentadores de soda 17D1A y 17D1B, dirigiéndose respectivamente a los filtros de arena 17C2A y 17C2B, donde la gasolina ingresa por la parte superior de los filtros, con la finalidad de separar las trazas de soda cáustica y otras impurezas que han sido arrastradas por la gasolina. Cuando la gasolina pasa por los filtros de arena se debe asegurar que el exceso de aire (si es que hay) debe ser descargado por el tope del filtro, ya que la presencia de una fase separada conduciría a un acanalamiento del filtro.

La gasolina FCC tratada, sale por la parte inferior (cerca del fondo) de los filtros de arena 17C2A y 17C2B y se dirige hacia los tanques de almacenamiento.

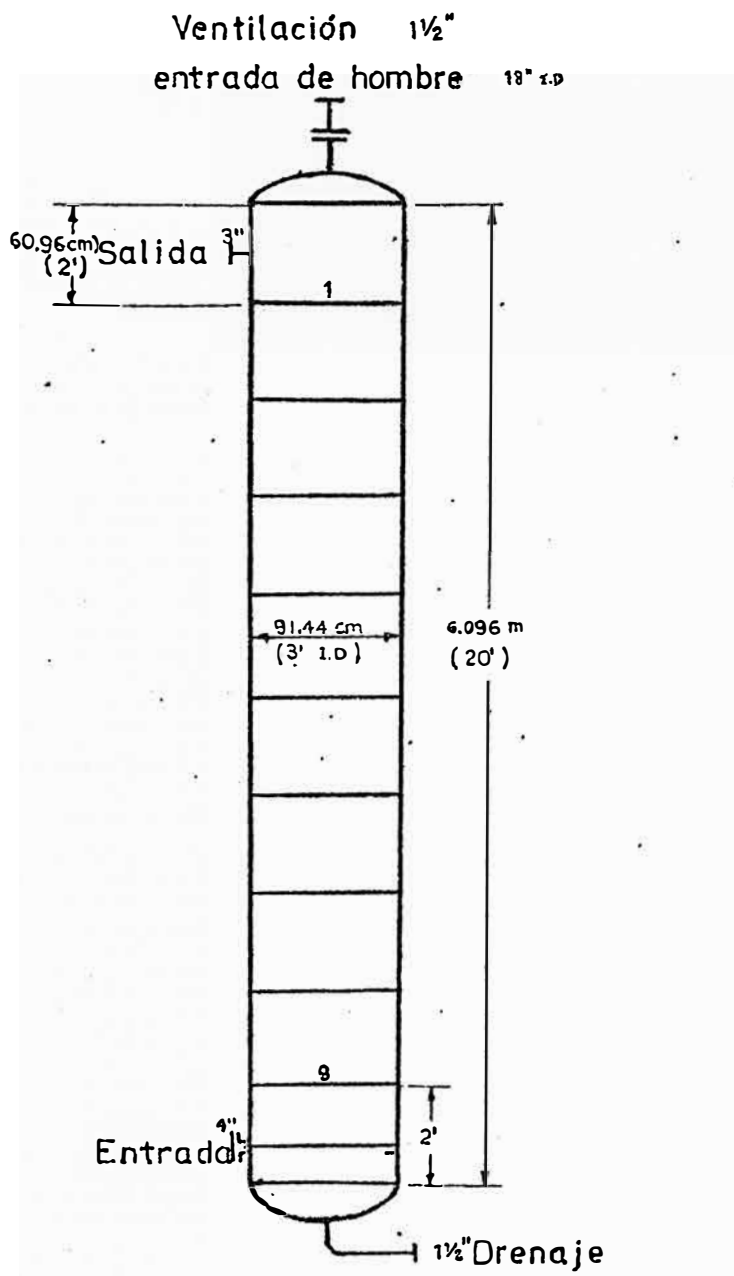
La figura 2.1 muestra el diagrama actualizado de la unidad.

2.3 ESPECIFICACIONES DEL DISEÑO2.3.1 Recipientes

CODIGO	NOMBRE DEL RECIPIENTE	TIPO	PRUEBA DE PRESION HIDROSTATICA
17-C1	Mezclador Merox	Vertical	23.5 Kg/cm ²
17-C2A	Filtro de arena	Vertical	19.5 Kg/cm ²
17-C2B	Filtro de arena	Vertical	19.5 Kg/cm ²
17-D1A	Sedimentador de soda cáustica	Horizontal	20. Kg/cm ²
17-D1B	Sedimentador de soda cáustica	Horizontal	20. Kg/cm ²
17-D2	Adición de catalizador Merox	Horizontal	29. Kg/cm ²
17-D3	Adición de inhibidor	Vertical	29. Kg/cm ²

2.3.1.1

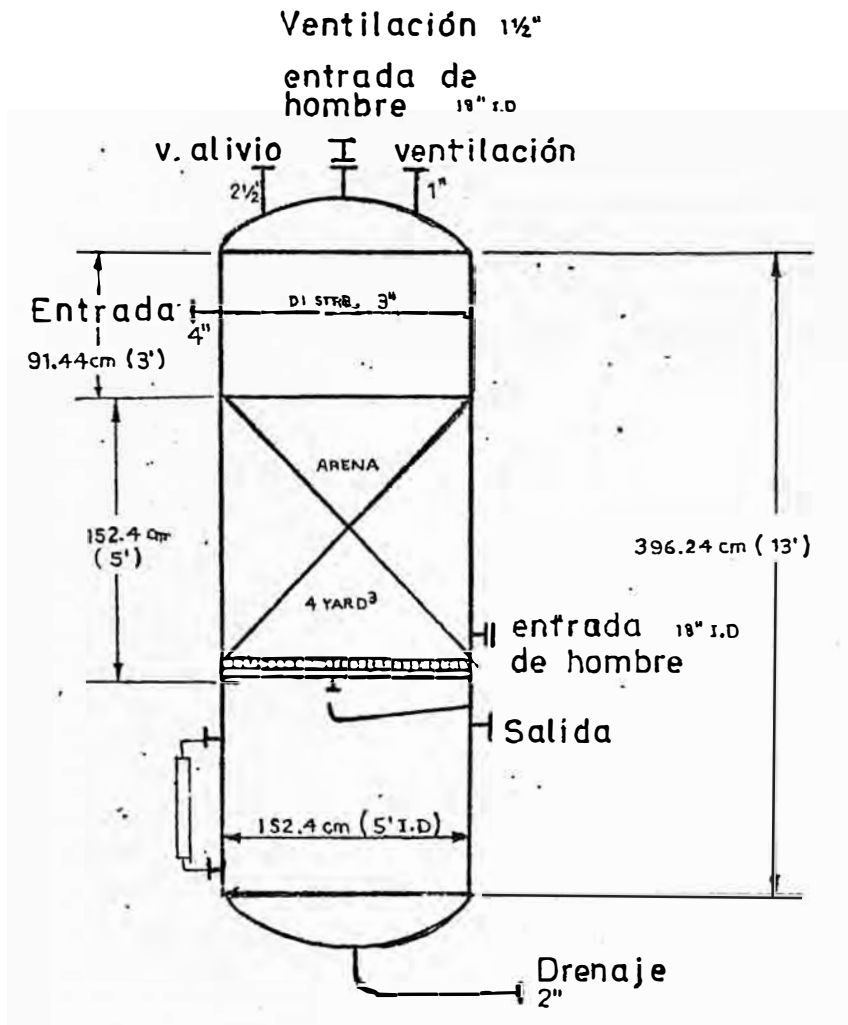
MEZCLADOR MEROX (17-C1)



Escala 1:50

2.3.1.2

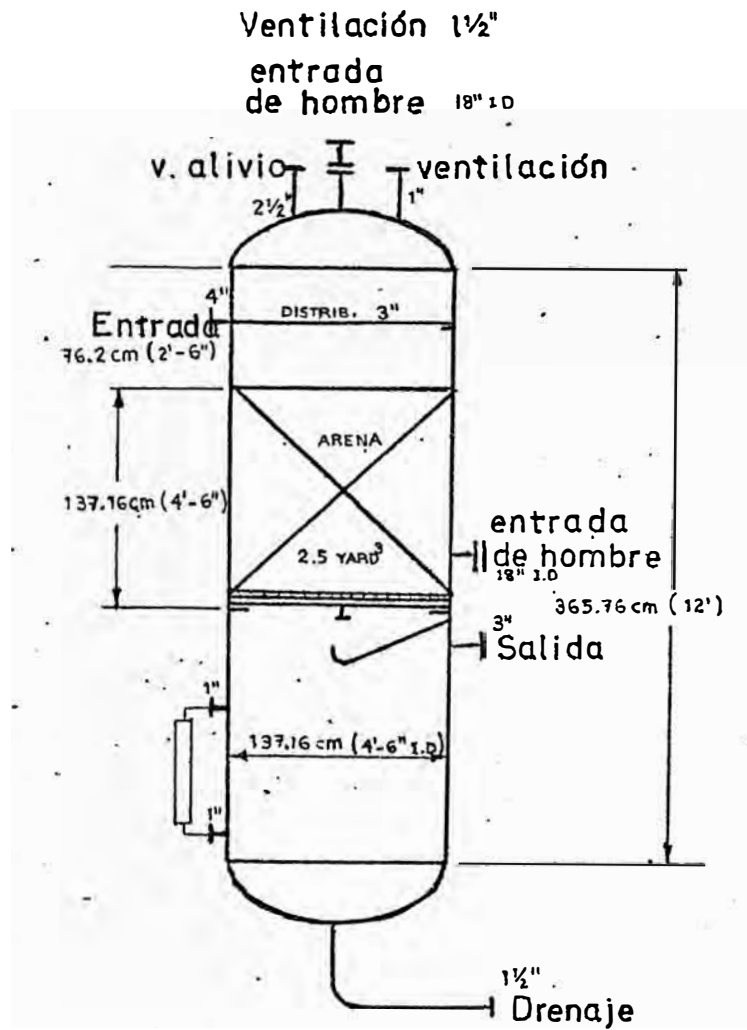
FILTRO DE ARENA (17C2A)



Escala 1:50

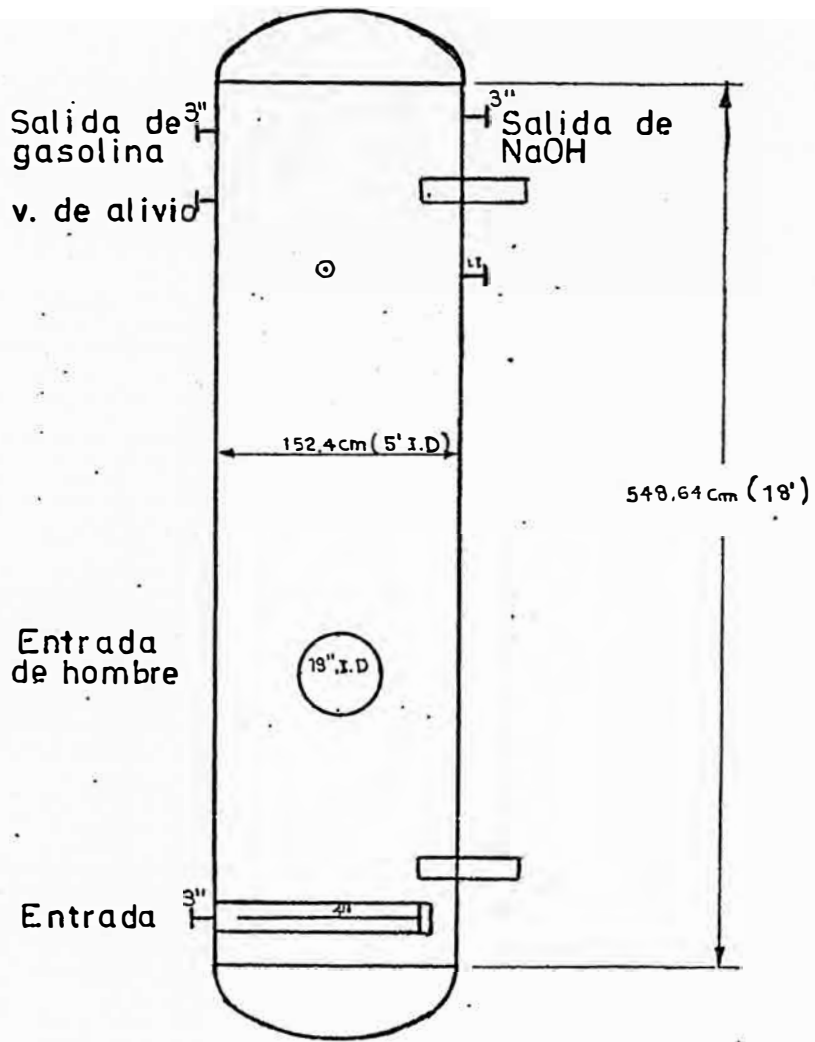
2313

FILTRO DE ARENA (17C2B)



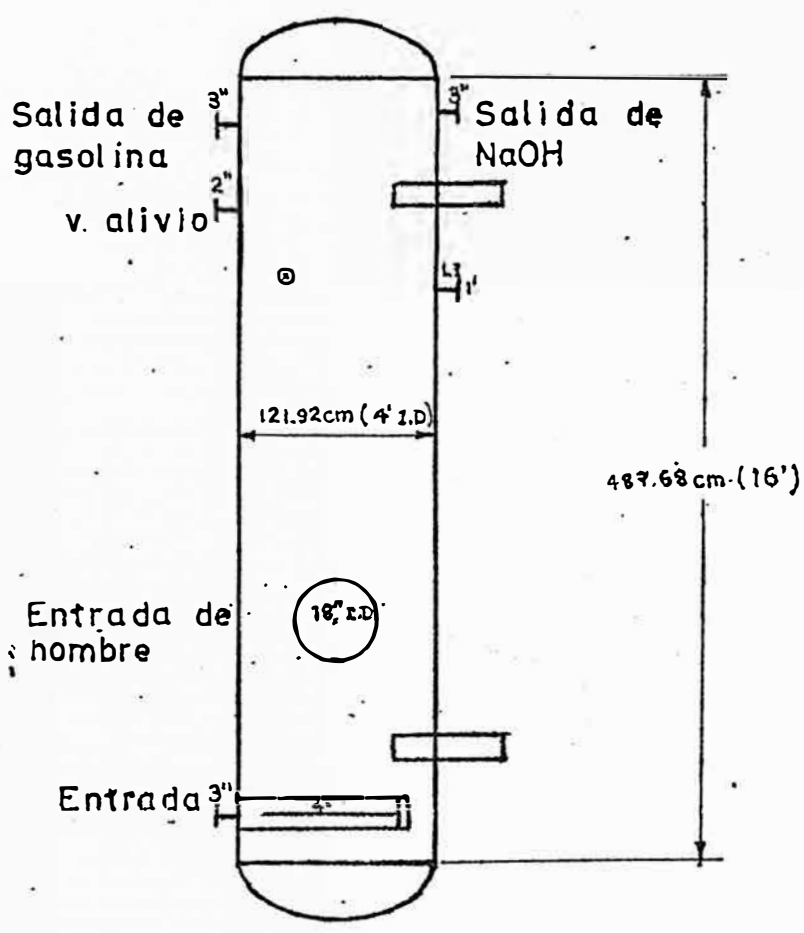
·Escala 1:50

2.3.1.4 SEDIMENTADOR DE SODA CAUSTICA (17 DIA)



Escala 1:50

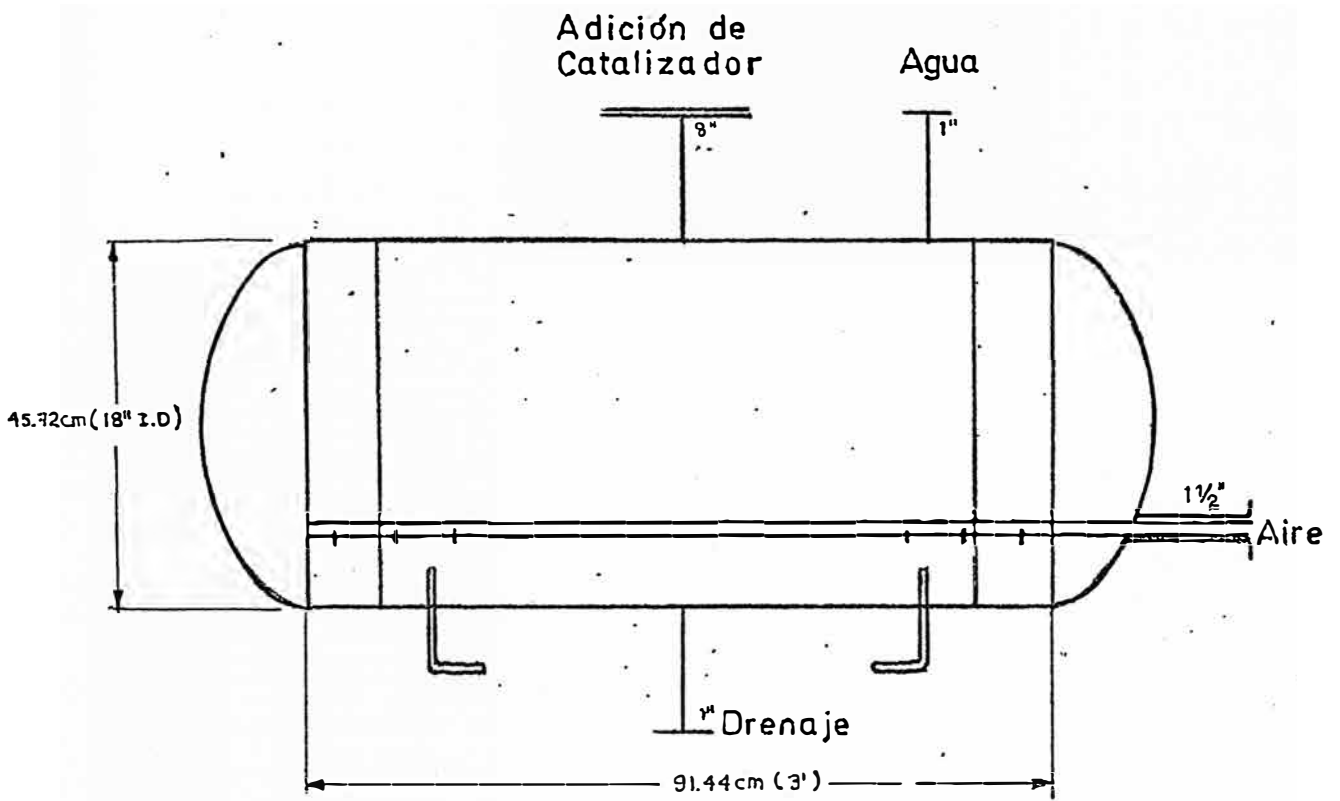
2.3.1.5 SEDIMENTADOR DE SODA CAUSTICA (17 DIB)



Escala 1:50

2.3.1.6

TAMBOR DE ADICION DE CATALIZADOR MEROX



Escala 1:10

2.3.1.7 Otras especificaciones de los recipientes

CODIGO	CONDICIONES DE DISEÑO		ESPECIFICACIONES DEL MATERIAL		CORROSION PERMITIDA PULG.	
	PRESION (PSI)	TEMPERATURA (°F)	TOPE Y FONDO	PAREDES	TOPE Y FONDO	PAREDES
17-C1	115	150	A 285 C FB	A 285 C FB	0.12 min.	0.12 min.
17-C2A	115	150	A 285 C FB	A 285 C FB	0.12 min.	0.12 min.
17-C2B	115	150	A 285 C FB	A 285 C FB	0.12 min.	0.12 min.
17-D1A	115	150	A 285 C FB	A 285 C FB	0.12 min.	0.12 min.
17-D1B	115	150	A 285 C FB	A 285 C FB	0.12 min.	0.12 min.
17-D2	100	150	A 234 W PB	A 106 A	0.12 min.	0.12 min.

. Todos los recipientes responden al Código: ASME SECCION VIII

Especificación: UOP 250

REV 15

. Cuando se coloca A 285 C FB el material es acero al carbono.

* Mezclador Merox (17-C1)

Está constituido por 9 platos perforados de acero al carbono.

Espaciamiento entre platos: 24"

Diámetro interno del mezclador: 3'-0"

Número de orificios por plato: 16

Diámetro de cada orificio: (1/2 x 1.15)"

Caída de presión por plato (mínimo): 1.8 PSI

Especificación: UOP 324 REV. 4

2.3.2 Bombas

Servicio: Soda cáustica circulante, al mezclador.

- Tipo: Bombas centrífugas (2), Propulsión: Motor,
Clave: API

Códigos de las Bombas: { Bomba en operación: 17-P1A

{ Bomba disponible: 17-P1B

- Temperatura de bombeo	100°F
- Gravedad específica a la temperatura de bombeo	1.08
- Capacidad { Normal:	21.3 GPM
{ Diseño:	24.5 GPM
- NPSH: Disponible / requerido	20 pies/6 pies
- Presión de succión:	62 PSIG
- REQUERIMIENTOS DEL PROCESO	
Presión de descarga	92 PSIG
Diferencial de presión	30 PSI
Columna diferencial de fluido	64 pies
- Eficiencia normal en diseño	29%
- Velocidad de la bomba	3500 RPM
- BHP en el diseño/normal	1.5 Kw/0.89 Kw

NOTA: Las bombas han sido diseñadas de acuerdo a la especificación: UOP 342 y 358.

2.3.3 Instrumentos2.3.3.1 Manómetros

CODIGO	S E R V I C I O	RANGO (P SIG)	MATERIAL	T ID
17-P I-2	Aire a la Unidad	0-200	A	Ditto
17-P I-4	Adición de catalizador Merox	0-200	A	Ditto
17-P I-7	De la bomba de soda al mezclador	0-200	A	Ditto
17-P I-8	De la bomba de soda al mezclador	0-200	A	Ditto
17-P I-11	Gasolina del sedimentador de soda	0-100	A	Ditto
17-P I-12	Gasolina FCC tratada	0-100	A	Ditto
17-P I-14	Carga al mezclador Merox	0-160	A	Tubo Bourdeon
17-P I-28	Gasolina del sedimentador de soda	0-100	A	Ditto
17-P I-30	Gasolina FCC tratada	0-100	A	Ditto

NOTA: A = Acero de aleación

2.3.3.2 Instrumentos diferenciales

C O D I G O S E R V I C I O	17-FR-15 CARGA A SEDIMENTADOR	17-FRC-6 SODA CAUSTICA AL MEZCLADOR
Tipo	Balancede fuerzas	Balancede fuerzas
Transmisor	Neumático	Neumático
Dispositivo primario	P l.orificio	P l.orificio
L. Tubería (pulg.): Nominal/actual	3 / 3.068	2 / 1.939
Pulg. H ₂ O	0-100	0-100
Condiciones de Operación: -Flujo normal %	85	21
-Máximo flujo	4000 BP D	1000 BP D
-Temp. flujo (°F)	100	100
-Sp-Gr. 60/60	0.75	1.08
-Presión del flujo (PSIG)	80	92

2.3.3.3 Válvulas de control

C O D I G O S E R V I C I O	17-FRC-6 SODA CAUSTICA A MEZCLADOR	17-PC-13 GASOLINA TRATADA	17-PC-1 AIRE A LA UNIDAD	17-PC-30 GASOLINA TRATADA
lv. aprox. válvula	12.00	75	0.15	56
lv. flujo normal	5.69	54	0.01	28
Dimensión (diámetro)	1"	3"	1/2"	1/2"
Control de la presión		Colocar a 57	Colocar a 90	Colocar a 57
Rango, PSIG		30-75	25-100	30-75
Condiciones de Operación				
-Flujo normal	21	88	19	51
-Temperatura del flujo (°F)	100	100	100	100
-Sp. Gr 60/60	1.08	0.75	1.00	0.71
-P. corriente arriba, PSIG	92	57	100	57
-P. corriente abajo, PSIG	77	55	90	55
-Diferencial de presión	15	2	10	2

2.3.3.4 Rotámetro

Código: 17-FIF-3; Servicio: aire al mezclador Merox

Rango: 4-40 SCFH; Exactitud: 2%; Tamaño: 3/4"

Condiciones de operación: Flujo, SCFH 19
 Sp.Gr. 60°F/60°F 1.00
 Presión, (PSIG)
 entrada/salida 90/80
 Temperatura (°F) 100

2.3.3.5 Válvulas de alivio (Relief)

C O D I G O S E R V I C I O	17-SV-1 SEDIMENTADOR DE SODA	17-SV-2 FILTRO DE ARENA	17-SV-4 SEDIMENTADOR DE SODA	17-SV-5 FILTRO DE ARENA
Tamaño	2" x 3"	2.1/2" x 4"	2" x 3"	2.1/2" x 4"
Orificio, Pulg ²	0.785	1.287	0.785	1.287
Vapor (Lb/h)	6234	20165	6826	15284
Peso molecular (vapor)	47	110	58	90
Temperatura (°F)	331	440	299	353
Presión, PSIG	115	115		

2.4 CONDICIONES DE OPERACION- Gasolina a la Unidad Merox

Gravedad API = 57° ; Sp Gr. 60°F/60°F = 0.7507

Flujo volumétrico = 3600 BPD , T = 90°F

Presión = 85 PSIG

Contenido de RSH ≈ 40 p.p.m.

Nota: Para mayores especificaciones de la gasolina,
ver 5.2.

- Soda Cáustica

- Se requiere inicialmente 900 gal. de NaOH de 8°Be

- Circulación de NaOH = 729 BPD

- Catalizador Merox N° 2

- Inyección inicial: 500 gr.

- Adiciones posteriores de 1 lb de catalizador/50,000
Bls de gasolina

- Aire

Presión = 90 PSIG

Flujo a la unidad = 40 SCFH

- Flujos

Hacia 17 D1A (Circuito "A"): 2765 BPD (64% flujo total)

Hacia 17 D1B (Circuito "B"): 1555 BPD (36% flujo total)

- Niveles en los sedimentadores

17 D1A 50% visor

17 D1B 40% visor

Presiones de salida

Circuito "A" 59 PSIG

Circuito "B" 59 PSIG

Gasolina no tratada por la línea auxiliar: cerrado

CAPITULO 3ANALISIS DE LABORATORIO3.1 PRUEBAS DE LABORATORIO PARA LA GASOLINA FCC

A continuación se presenta los controles fisicoquímicos de las operaciones de la unidad Merox de endulzamiento líquido-líquido para la gasolina FCC en la Refinería La Pampilla (RELAPA).

<u>PRODUCTO</u>	<u>C O N T R O L</u>	<u>FRECUENCIA</u>
Soda de Merox	% Soda gastada	Quincenal
	Fenoles	Especial
Gasolina FCC antes de Merox	°API	Especial
	Determinación de H ₂ S	Especial
	Contenido de Mercaptanos	Especial
	% peso S	Especial
Gasolina FCC después de Merox	Destilación ASTM	2 veces por día
	°API	2 veces por día
	R.V.P.	2 veces por día
	Prueba doctor	Diario
	Contenido de Mercaptanos	Especial
	Octanos	Semanal
	Gomas	Mensual
	Período de Inducción	Mensual
	% peso S	Especial
	Arrastre cáustico (cualitativo)	2 veces por día

Los métodos de laboratorio aplicados en RELAPA son en la mayoría de los casos determinados por los métodos de la ASTM (Sociedad Americana para Ensayos de Material), aunque también se utilizan los métodos publicados por com-

pañías o institutos dedicados a la industria refinera como la UOP, API y la GULF.

De acuerdo al programa de laboratorio adjunto, solo se describirán ampliamente aquellas pruebas de laboratorio (para la Gasolina FCC) que son poco conocidas e importantes para la evaluación de la unidad Merox de Gasolina FCC.

Entre los métodos de laboratorio muy conocidos se tiene:

Determinación de la gravedad °API - según el método de la "American Petroleum Institute". Las gasolinas tienen de 50 a 65 °API.

Presión de Vapor Reid - según el método ASTM D-323, empleado para productos volátiles no viscosos, como la gasolina. La presión de vapor ASTM se expresa en libras por pulgada cuadrada de presión absoluta. Las gasolinas pueden tener la P.V.R. entre 6 y 12 PSIA.

- Destilación ASTM D-86 - es la prueba que determina la temperatura de ebullición de los componentes de hidrocarburos de la gasolina.
- Octanaje ASTM D-908 - es la capacidad detonante de la gasolina. Se determina comparando el comportamiento en un motor de ignición, bajo condiciones específicas, con combustibles patrones.

El RON de la gasolina catalítica (FCC) es una resultante de la operación de la unidad FCC y recuperación de gases, y varía entre 88 y 94.

- Contenido de Gomas ASTM D-381-46 - por el método de chorro de aire. La especificación para la gasolina es de 5 mgr/100 cm³ como máximo. Este método determina las gomas formadas en la gasolina en el momento de la prueba.

3.2 METODO ESTANDARD PARA LA DETERMINACION DE MERCAPTANOS (AMPEROMETRICAMENTE Y POTENCIOMETRICAMENTE)

Designación: ASTM D 1323-62 (reaprobado en 1973)

3.2.1 Objeto

Este método cubre la determinación de mercaptanos en la gasolina y los combustibles de aviación que contiene de 0.0003 a 0.01 % peso de mercaptanos. Compuestos orgánicos de azufre tales como sulfuros, disulfuros y tiofenos no interfieren. Azufre elemental en cantidades menores que 0.0005% peso tampoco interfiere en la prueba. El sulfuro de hidrógeno interfería en la prueba, si es que no son separados tal como se describe en 5.2.

3.2.2 Resumen de los Métodos

- a. La muestra es lavada con una solución acuosa ácida de sulfato de cadmio para separar el H_2S . La determinación del contenido de mercaptanos en una muestra libre de H_2S puede ser realizada ya sea amperométricamente o potenciométricamente.
- b. Usando el método amperométrico, la muestra libre de H_2S es disuelta en un solvente de titulación y titulada amperométricamente con solución estándar de nitrato de plata usando un electrodo indicador de platino y un electrodo de referencia de calomel. La difusión de corriente es medida y ploteada contra el volumen añadido de nitrato de plata. El volumen de nitrato de plata equivalente al contenido de mercaptanos es determinado de la curva de titulación.
- c. Usando el método potenciométrico, la muestra libre de sulfuro de hidrógeno es disuelta en un sol

vente de titulación de acetato de sodio (alcohólico) y titulada potenciométricamente con una solución alcohólica estándar de nitrato de plata, usando como indicador, el potencial entre el electrodo de referencia, de vidrio y el electrodo de plata - sulfuro de plata. Bajo estas condiciones los mercaptanos precipitan como mercaptida de plata y el punto final de la titulación es mostrado por un gran cambio en el potencial de la celda.

3.2.3 Pureza de los reactivos

- a. Pureza de los reactivos.- Se utilizarán reactivos de grado químico en todas las pruebas. Excepto que se indique lo contrario, se entiende que todos los reactivos están conforme las especificaciones del "Committee on Analytical Reagents of the American Chemical Society", donde tales especificaciones son proporcionadas. Pueden usarse otros grados de reactivos, procurando primero que los reactivos tengan la suficiente alta pureza para permitir usarlos sin disminuir la exactitud de la determinación.
- b. Pureza del agua.- A menos que se indique lo contrario, se utilizará agua destilada o agua de igual pureza.

METODO AMPEROMETRICO

3.2.4 Reactivos

- Acetona
- Solución ácida de sulfato de cadmio (150 gr/lt)
- Solución de cloruro de potasio (saturado)
- Soluciones estándar de nitrato de plata (0.1000N y 0.0100 N)

- Acido sulfúrico
- Electrólito de soporte.

3.2.5 Procedimiento

- a. Determinación de la gravedad.- Se determina la gravedad API de la muestra y se convierte a la gravedad específica; o por medición directa de la gravedad específica a la temperatura a la cual se ha tomado la muestra. Esta determinación puede ser hecha de acuerdo con el método ASTM D 287, de terminación de la gravedad API del petróleo crudo y productos del petróleo (método del Hidrómetro), o el método ASTM D 1298, prueba de la densidad, gravedad específica o Gravedad API del petróleo crudo y productos líquidos del petróleo por el método del hidrómetro.
- b. Separación del sulfuro de hidrógeno.- Determinación cualitativa de la presencia de sulfuro de hidrógeno en la muestra, por agitación de 5 ml de muestra con 5 ml de solución ácida de CdSO_4 . Si no aparece precipitado, se procede con el análisis de la muestra tal como se describe en 5.3. Si aparece un precipitado amarillo, separar el sulfuro de hidrógeno (H_2S) de la siguiente manera: poner una cantidad de la muestra, de 3 a 4 intervalos son requeridos para el análisis; en un embudo separador conteniendo un volumen de solución ácida de CdSO_4 igual a la mitad del volumen de la muestra, luego se agita vigorosamente. Extraer la fase acuosa que contiene el precipitado amarillo. Repetir la extracción con otra porción de solución de CdSO_4 . De nuevo extraer la fase acuosa, y lavar la muestra con tres porciones de 25 a 30 ml de agua, quitando el agua después de cada lavado. Filtrar los hidrocarburos a través de un

papel filtro, probar una pequeña porción de la muestra lavada en un tubo de prueba, con unos pocos mililitros de solución de CdSO_4 . Si no se forma otro precipitado, se procede directamente en c. Si aparece un precipitado repetir la extracción con la solución de CdSO_4 hasta que todo el H_2S sea separado.

- c. Análisis de la muestra.- Medir con una pipeta o pesar de 20 a 50 ml de la muestra original libre de H_2S preparada tal como se describió en b. y colocarlo dentro de un cubilete grande de 300 ml conteniendo 100 ml de acetona y 5 ml de electrolito soporte. Poner el cubilete en el sitio de la titulación, iniciando la agitación y cerrando el circuito eléctrico. Comenzar la titulación por adición de pequeños incrementos de solución 0.01N de AgNO_3 . Registrar los microamperios y las lecturas de la bureta después de cada adición. La región del punto final es indicada por un rápido incremento de las lecturas del microamperímetro. Cuando el microamperímetro indica que el punto final ha sido pasado, añadir 4 ó 5 pequeños incrementos de solución 0.01N de AgNO_3 , registrando los microamperios y las lecturas de la bureta después de cada adición. Plotear el volumen acumulado de solución 0.01N de AgNO_3 usada contra los correspondientes microamperios sobre un gráfico de papel milimetrado. Dibujar una línea recta a través del incremento de las lecturas de corriente y una línea horizontal a través de las lecturas de la mínima corriente. El punto de intersección de las dos líneas indica el volumen de solución 0.01N de AgNO_3 que es equivalente al contenido de mercaptanos de la muestra.

3.2.6 Cálculos

- a. Calcular el contenido de mercaptanos de la muestra de la siguiente manera:

Contenido de mercaptanos, % peso $AxNx3.206$

donde:

A = mililitros de la solución de $AgNO_3$ requeridas para la titulación de la solución.

N = Normalidad de la solución de $AgNO_3$, y

W = gramos de muestra utilizados (mililitros de la muestra x gravedad específica).

METODO POTENCIOMETRICO

3.2.7 Reactivos

- Solución ácida de sulfato de cadmio (150 gramos/litro)
solución estándar de yoduro de potasio (0.1N)
- soluciones alcohólicas estándar de nitrato de plata (0.1N y 0.01N)
- solución de sulfuro de sodio (10 gr/litro)
solvente de titulación.

3.2.8 Procedimiento

- a. Si se sabe que el sulfuro de hidrógeno (H_2S) está ausente, proceder directamente desde el procedimiento b. hasta e. Si la muestra es de composición desconocida, separar el H_2S tal como se describe en b.
- b. Medir con una pipeta o pesar de 20 a 50 ml de la muestra original o de la muestra tratada introduciéndolo en un cubilete de titulación de 300 ml, conteniendo 100 ml de solvente de titulación. Inmediatamente poner el cubilete en el lugar de la

titulación y ajustarlo de tal forma que los electrodos estén sumergidos hasta la mitad. Llenar la bureta con solución alcohólica de AgNO_3 (0.01N) y ensamblar la bureta en posición de titulación, de suerte que la punta se extienda aproximadamente 25 mm debajo de la superficie del líquido en el cubilete. Ajustar la velocidad del agitador para dar una vigorosa agitación sin que salpique.

- c. Registrar las lecturas iniciales de la bureta y el potencial de la celda. Añadir adecuadas pequeñas porciones de solución 0.01N de nitrato de plata (AgNO_3) y después esperar hasta que sea establecido un potencial constante, registrando las lecturas de la bureta y el medidor. Considerar el potencial constante si los cambios son menores que 6 mV por minuto.
- d. Cuando el cambio de potencial es pequeño para cada incremento de solución de AgNO_3 , añadir volúmenes tan grandes como 0.5 ml. Cuando el cambio de potencial es más grande que 5 mV/0.1 ml, usar incrementos de solución 0.01N de AgNO_3 . Cerca del punto final de la titulación. Debe transcurrir de 5 a 10 min antes de obtener un potencial constante. Aunque es importante obtener las condiciones de equilibrio, es también importante que la duración de la titulación debe ser tan corta como sea posible para evitar la oxidación de los compuestos de azufre por el oxígeno atmosférico. Una vez iniciada una titulación nunca deberá ser interrumpida y reanudada después.
- e. Continuar la titulación hasta que el voltímetro exceda los +350 mV y el cambio del potencial de la celda por 0.01 ml de solución 0.01N de AgNO_3 se convierta relativamente constante. Separar la solución titulada, enjuagar las paredes de los e-

lectrodos, primero con alcohol y luego con agua, y secarlos con una gasa seca. Pulir el electrodo de plata levemente con una fina tela esmeril. Entre sucesivas determinaciones en un mismo día, sumergir los electrodos en 100 ml de solvente de titulación conteniendo aproximadamente 0.5 ml de solución 0.1N de AgNO_3 .

3.2.9 Interpretación de resultados

- a. Tratamiento de los datos.- Plotear el volumen acumulativo de solución 0.01N de AgNO_3 añadido contra los correspondientes potenciales de la celda. Seleccionar el punto final en la curva de titulación, después del mayor salto en la curva de titulación.
- b. Únicamente mercaptanos.- Si solamente están presentes en la muestra los mercaptanos, produce una curva de primer tipo, teniendo una altiplanicie en la vecindad de -300 a -350 mV y un punto final de alrededor + 300mV.
- c. Mercaptanos y Azufre elemental:
 - Cuando azufre elemental y los mercaptanos están ambos presentes en la muestra, ocurre una interacción química, en el solvente de titulación utilizado, precipitando sulfuro de plata (Ag_2S) durante la titulación.
 - Cuando los mercaptanos están presentes en exceso, el punto final de la precipitación de Ag_2S ocurre cerca de -550 a -350 mV, y es seguida por la precipitación del mercaptida de plata en un punto final de +300 mV.

Puesto que todo el Ag_2S es originado de una cantidad equivalente de mercaptanos, se deberá u-

sar el total de la titulación hasta el punto final de las mercaptidas, para calcular la cantidad de mercaptanos.

- Cuando el azufre elemental está presente en exceso, el final de la precipitación de Ag_2S es tomada en la misma región (+300 mV) como en el caso de las mercaptidas de plata y luego calculados los mercaptanos.

3.2.10 Cálculos

Calcular el contenido de mercaptanos de la muestra de la siguiente manera:

$$\text{Mercaptanos, \% peso} = \frac{(A \times N \times 3.206)}{W}$$

donde:

- A = mililitros de solución de AgNO_3 requeridos para alcanzar el punto final en la vecindad de +300mV.
- N = normalidad de la solución de AgNO_3 , y
- W = gramos de muestra utilizada.

3.3 DETERMINACION DEL SULFURO DE HIDROGENO Y MERCAPTANOS EN HIDROCARBUROS LIQUIDOS POR TITULACION POTENCIOMETRICA METODO UOP-163-67

3.3.1 Objeto

Este método es para la determinación de sulfuro de hidrógeno y mercaptanos en hidrocarburos líquidos, tales como gasolina, nafta, aceites cíclicos livianos y destilados similares. Es aplicable a muestras que contienen cantidades tan pequeñas como 1.0 ppm de mercaptanos y 1.0 ppm de sulfuro de hidrógeno.

Cabe señalar el hecho que una anterior versión de este método (163-62) incluía la determinación de azufre

libre. Este tendrá que ser manejado por el siguiente método.

3.3.2 Esquema del Método

La muestra líquida de hidrocarburos es titulada potenciométricamente en alcohol isopropílico amoniacoal utilizando nitrato de plata en solución alcohólica como titulante. Serán utilizados un electrodo de referencia de vidrio y un sistema de electrodo indicador de plata-sulfuro de plata. La estimación del sulfuro de hidrógeno y el contenido de mercaptanos es calculada de las curvas de titulación, pudiendo utilizarse un instrumento de registro de titulación automático u operado manualmente.

El azufre libre es una posible interferencia y se dan instrucciones para analizar muestra que contienen azufre libre.

3.3.3. Aparatos

Cubilete electrolítico, 250 ml

Cilindro graduado, 50 ml

Matraz volumétrico, 100 y 1000 ml

Embudo separador, 250 ml

Electrodo de referencia de vidrio, Beckman N° 4990-80 o equivalente

Pipetas de 5, 10, 15, 20 y 25 ml

Electrodo indicador de plata-sulfuro de plata, Beckman N°1265 o equivalente. Este tipo de electrodo también puede ser preparado de un pedazo de alambre de plata. Limpiar el electrodo de plata usando una fina tela esmeril N° 00. Sumergir el electrodo en una solución consistente en 97 ml de alcohol isopropílico amoniacoal y 8 ml de una solución acuosa de sulfuro de sodio de 1%. Añadir lentamente desde u

na bureta aproximadamente 10 ml de una solución alcohólica 0.1N de nitrato de plata. Una capa de sulfuro de plata será depositada sobre la plata. Limpiar enteramente el exceso de sulfuro de plata sobre el electrodo con un suave paño de papel. Preparar este electrodo fresco periódicamente tal como se requiera.

Voltímetro, del tipo de lectura continua, ya sean titulados manual o automáticamente.

3.3.4 Reactivos y Materiales

Todos los reactivos estarán conforme a las especificaciones establecidas por "The Committee on Analytical Reagents of the American Chemical Society", cuando existen tales especificaciones, a menos que se especifique lo contrario. Se utilizará agua deionizada o agua destilada.

- . Papel de prueba, de acetato de plomo.
- . Nitrógeno, en cilindro conectado con una válvula reductora.

Solución estándar de cloruro de potasio, 0.1N (utilizada para estandarizar la solución de nitrato de plata).

- . Solución alcohólica de nitrato de plata 0.1N. Disolver exactamente 16.988 g de nitrato de plata en 80 ml de agua destilada. Diluir a un litro con alcohol isopropílico. Estandarizar mensualmente esta solución contra cloruro de potasio 0.1N.
- . Solución alcohólica de nitrato de plata 0.01N. Pipetear exactamente 10 ml de solución alcohólica de nitrato de plata en un matraz volumétrico de 100 ml el cual debe estar limpio y seco. Añadir 8 ml de agua. Diluir hasta el volumen de 100 ml con alcohol isopropílico.

- . Solución 1% de sulfuro de sodio (usada para preparar el electrodo de plata-sulfuro de plata).
- . Solvente de titulación, libre de oxígeno. Purgar una botella abierta de alcohol isopropílico con nitrógeno por media hora. Añadir 1% en volumen de solución acuosa de amoníaco.
- . Tolueno, libre de oxígeno.- prepare lo necesario, purgando con nitrógeno.

3.3.5 Procedimiento

La titulación será conducida sobre un rango de f.e.m. -0.5 a +0.5V. La figura 3.1 muestra las típicas curvas de titulación para la gasolina que contiene sulfuro de hidrógeno y mercaptanos. Se notará que ocurre una inflexión para el ión sulfuro a una f.e.m. de alrededor de +0.1V.

Puesto que algunos mercaptanos se oxidan muy fácilmente, manejar todas las muestras con la mayor rapidez posible y la menor exposición al aire. Titularlos tan pronto como ellos han sido pipeteados.

Preparar el equipo de titulación con los convenientes electrodos. Colocar 100 ml del solvente de titulación en un cubilete electrolítico. Añadir por pipeteo una cantidad de muestra seleccionada de la tabla siguiente:

CONTENIDO DE MERCAPTANOS (SUPUESTO) (<u>ppm</u>)	VOLUMEN DE LA MUESTRA (ml)
1- 50	50
50-100	25
100-300	10
300-500	5

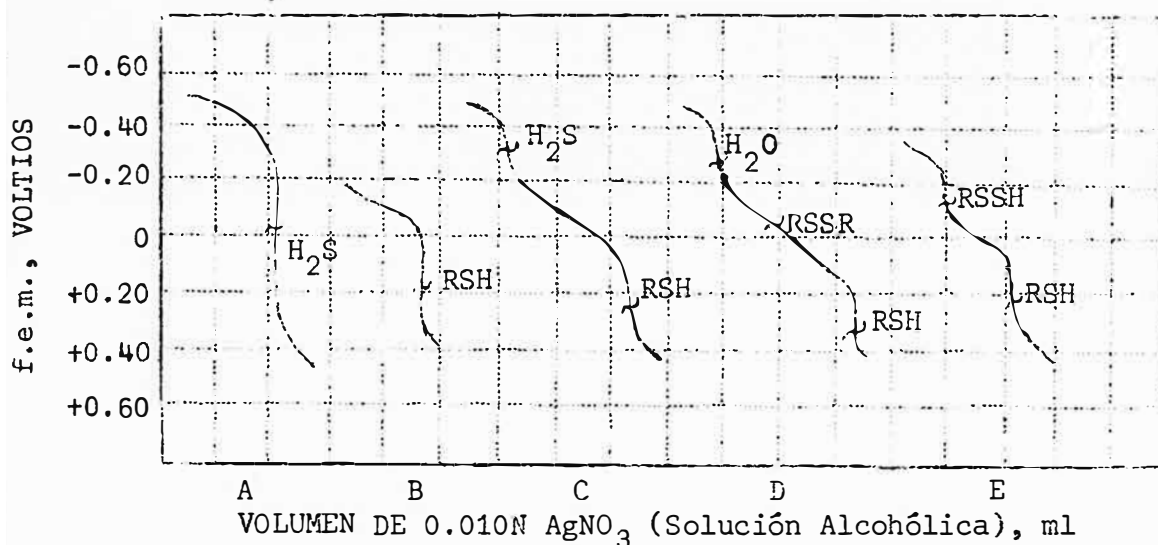
Cuando el material a ser analizado contiene más que 500 ppm de azufre, seleccionar una muestra de sufi-

ciente tamaño para realizar el análisis volumétrico entre 5 hasta 10 ml. En caso que la muestra interfiera en la solución, añadir tolueno.

Si la titulación es hecha con un titulador operado manualmente, añadir la solución de nitrato de plata en incrementos de 1 ml, registrando el volumen y la f.e.m. después de cada adición. Cerca del punto final, añadir la solución de nitrato de plata en incrementos de 0.1 ml. El punto final es encontrado donde la razón de cambio del potencial es un máximo. Si están presentes los iones sulfuro y mercaptidas, se observarán dos inflexiones.

Plotear los datos de titulación tal como f.e.m. vs. volumen de solución de nitrato de plata. Estimar el punto medio de cada inflexión por inspección de la curva de titulación. Alternativamente, los puntos finales pueden ser determinados examinando los datos para la titulación para el máximo $\Delta f.e.m./\Delta ml$, de este modo se evita el trabajo de plotear los datos. Este procedimiento puede ser seguido por un experimentado operador.

Si es usado para la titulación, un instrumento de tipo registro automático, operarlos de acuerdo a las instrucciones de los fabricantes sobre un rango de f.e.m. de -0.5 hasta +0.5 V. Observar las respectivas inflexiones para los iones sulfuro y mercaptidas y anotar los correspondientes volúmenes del titulante.

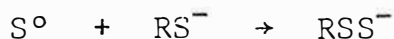


- A = Gasolina conteniendo Sulfuro de Hidrógeno
 B = Gasolina conteniendo Mercaptanos
 C = Gasolina conteniendo Sulfuro de Hidrógeno y Mercaptanos
 D = Gasolina conteniendo Sulfuro de Hidrógeno, Mercaptanos y Azufre libre
 E = Gasolina conteniendo Mercaptanos y Azufre libre.

FIGURA 3.1 TITULACION POTENCIOMETRICA DE RSH y H_2S EN LA GASOLINA.

3.3.6 Interpretación de las Curvas de Titulación

El azufre libre reacciona con el ión mercaptida de la siguiente manera:



a causa de esto, es algunas veces dificultosa la interpretación de la curva. La Figura 3.1 muestra algunos de los tipos de curvas que pueden ser obtenidas. Las curvas D y E muestran los casos donde la cantidad de mercaptanos presentes que son requeridas para la reacción con azufre libre, de acuerdo a la reacción del párrafo anterior. Como se puede ver, es dificultoso distinguir C de E. Si hay problemas para distin

guir cuál está presente en la muestra, el sulfuro de hidrógeno o azufre libre, se prueba la muestra con papel de acetato de plomo. (Humedecer un pedazo de papel de acetato de plomo con agua y asegurar el final del papel al tapón de una botella que contiene 100 ml de muestra. Dejar en reposo por alrededor de un minuto. Si el papel vira a un tono oscuro, el sulfuro de hidrógeno está presente).

En la interpretación de las curvas de titulación, despreciar el punto de inflexión para el azufre libre (o RSSH). El contenido de mercaptanos de la muestra es medida por el total de titulación, desde el volumen cero hasta el salto de potencial de los mercaptanos (ver curva E). Así en el caso D (sulfuro de hidrógeno, azufre libre más mercaptanos), considerar el volumen entre el punto de inflexión para el sulfuro de hidrógeno y el punto de inflexión para los mercaptanos para representar los mercaptanos presentes. En el caso E (azufre libre mas mercaptanos), usar el volumen desde el comienzo de la titulación hasta la inflexión de los mercaptanos, para representar los mercaptanos presentes.

3.3.7 Cálculos

$$\text{H}_2\text{S} \quad \text{ppm} = \frac{16 \times 10^3}{\text{S.V}} \text{ A.N}$$

$$\text{RSH} \quad \text{ppm} = \frac{32 \times 10^3}{\text{S.V}} (\text{B}-\text{A}) .\text{N}$$

donde:

A = volumen de solución de nitrato de plata usada para alcanzar el punto final del ión sulfuro, ml.

B = volumen de solución de nitrato de plata usada para alcanzar el punto final del ión mercaptida, ml.

N = normalidad de la solución alcohólica de nitrato de plata.

S = gravedad específica de la muestra a la temperatura a la cual la muestra es pipeteada.

V = volumen de la muestra, ml.

3.3.8 Precauciones

Conceder bastante tiempo para que la celda de titulación alcance el equilibrio antes de registrar el volumen de la solución de nitrato de plata y la f.e.m., cuando la titulación es hecha manualmente. Cuando se usa un instrumento registrador-titulador, añadir el titulante a una razón de 0.3 ml por minuto en la vecindad del punto final, de lo contrario se irá más allá del punto final.

3.3.9 Precisión

La desviación estándar estimada (σ) para los mercaptanos a diferentes concentraciones es mostrada abajo. Los resultados duplicados por el mismo operador no deben ser considerados sospechosos a menos que ellos difieran por más de aquellas cantidades mostradas en la columna "diferencia permitida" (95% probabilidad).

En la Tabla 3.1 se muestra las desviaciones estándar estimadas para una muestra de nafta.

TABLA 3.1

NIVEL DE MERCAPTANOS, ppm	NUMERO DE REPLICAS	σ ppm, PESO	DIFERENCIA PERMITIDA ppm, PESO
3	10	0.039	0.1
10	10	0.15	0.5
45	10	0.23	0.7
77	10	0.26	0.8

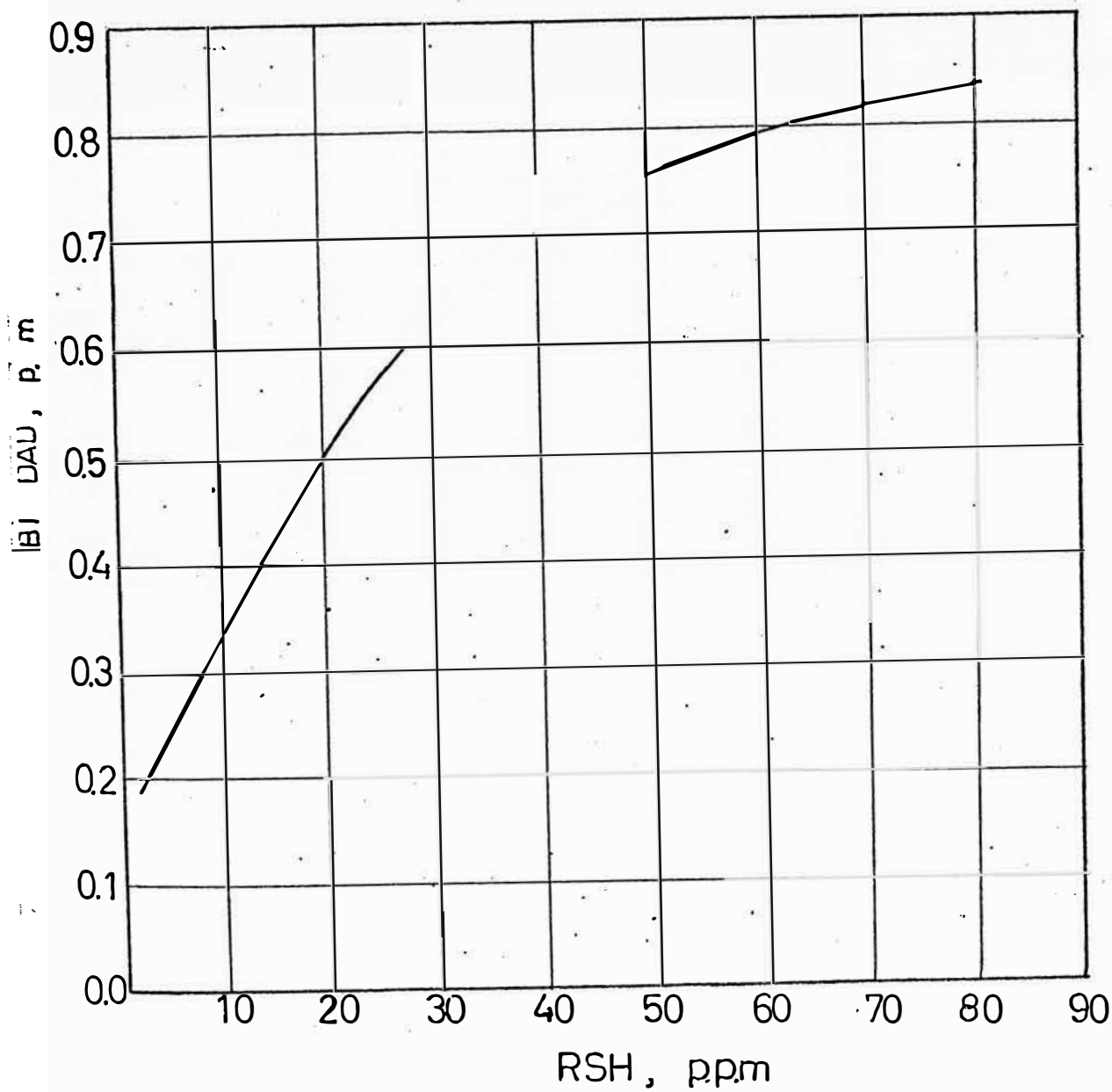


FIGURA 32 PRECISION EN LA DETERMINACION DE MERCAPTANOS

3.4 PRUEBA DOCTOR PARA DESTILADOS DEL PETROLEO METODO UOP 41-74

3.4.1 Objeto

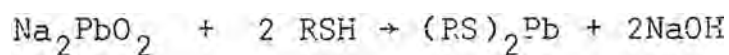
Esta es una prueba cualitativa para determinar la presencia de sulfuro de hidrógeno y mercaptanos en la gasolina, combustible de aviación, kerosene y productos similares.

3.4.2 Esquema del Método

La muestra es agitada con una solución de plumbito de sodio en un tubo de prueba. Si está presente el sulfuro de hidrógeno, ocurren las siguientes reacciones:



El sulfuro de plomo es negro y prontamente visible. Si esta reacción no aparece, se añade azufre al tubo de prueba y la mezcla se agita de nuevo. Si los mercaptanos están presentes, por la agitación ellos sufren una serie de reacciones, coloreándose la capa de los hidrocarburos, primero naranja, luego rojo y gris obscuro, y finalmente aparece un precipitado negro de sulfuro de plomo. La reacción global puede escribirse como:



3.4.3 Aparatos

Tapón de goma

Tubo de prueba, 25 x 150 mm. Colocar marcas permanentes de calibración con cinta, a 5 ml y 15 ml.

Colocar las marcas para medir el espesor de 5 ml

de agua. A continuación medir 10 ml de agua; también con una pipeta.

3.4.4 Reactivos

Solución Doctor.- Disolver 125 g de hidróxido de sodio en un litro de agua destilada. Añadir 60 gr de litargirio y agitar vigorosamente por 15 minutos. Dejar reposar durante la noche. Decantando el líquido claro. Si se establece que el líquido no es claro, filtrarlo a través de una malla de asbesto. Mantener la solución en una botella tapada fuertemente. Refiltrar si es que se oscurece.

Azufre en flor.

3.4.5 Procedimiento

Añadir exactamente 5 ml de solución doctor y exactamente 10 ml de muestra en el tubo de prueba, usando las marcas de calibración. Taparlo y agitar vigorosamente por 15 segundos. Observar cualquier apariencia de precipitado negro o gris oscuro de sulfuro de plomo, si esto ocurre el sulfuro de hidrógeno está presente.

En ausencia de sulfuro de hidrógeno continuar tal como sigue: a la mezcla en el tubo de prueba añadir azufre en polvo; solo lo suficiente para cubrir la interfase entre los hidrocarburos y la solución doctor, agitar vigorosamente por 15 segundos y permitir que se fije por 1 minuto. Observar de nuevo y reportar tal como se indica en la siguiente sección.

4.6 Reporte

(a) Sulfuro de hidrógeno presente

Si el sulfuro de hidrógeno es detectado, reportarlo.

(b) Muestra ácida

Si se forma un precipitado gris oscuro o negro, la muestra contiene una relativa alta concentración de mercaptanos y es reportada como "ácida".

(c) Muestra neutra o dulce

Si el contenido de mercaptanos en la muestra es bajo, observando la capa de azufre y juzgando de la siguiente manera:

<u>Decoloración de la capa</u>	<u>Reporte</u>
Definitivamente decolorada	"ácida" o "positivo"
Simplemente decolorada	"neutra"
No decolorada	"dulce" o "negativo"

3.5 ANALISIS DE LA SOLUCION DE SODA CAUSTICA - METODO DEL DOBLE INDICADOR - METODO UOP 210-76T

3.5.1 Objeto

Este método es muy conveniente, aunque no riguroso, para el control de soluciones de soda cáustica en refinerías, usadas para remover sulfuros de hidrógeno, mercaptanos y otros ciertos ácidos débiles de los productos de petróleo. Este método es también aplicable para el análisis de la soda cáustica circulante en unidades Merox. Los resultados son significativos únicamente con la experiencia en la planta.

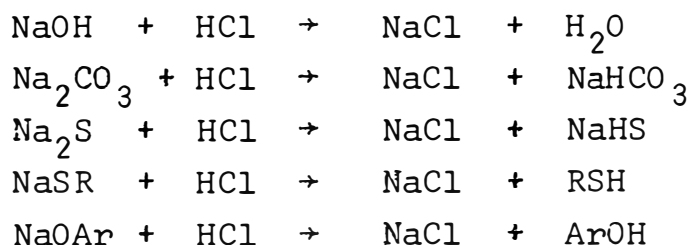
En tanto que el procedimiento del doble indicador puede ser un conveniente procedimiento de uso, el procedimiento potenciométrico es más exacto y puede distinguir una base fuerte, fenolato de sodio e hidróxido de sodio.

3.5.2 Esquema del Método

Este método usa dos indicadores para distinguir bases

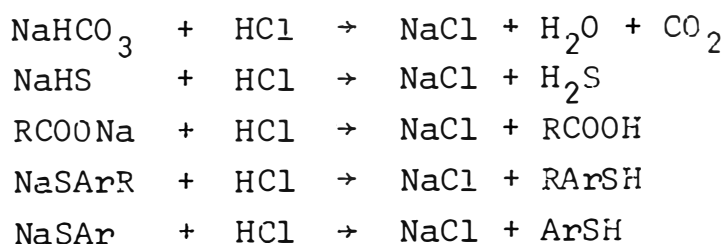
fuertes de bases débiles presentes en la muestra. Las bases fuertes de la muestra son titulados con ácido estándar hasta el punto final de azul de bromotimol. Las bases fuertes más las bases débiles en una segunda muestra son luego titulados con ácido estándar hasta el punto final de azul de bromofenol, para determinar la alcalinidad total.

La titulación de las bases fuertes hasta el punto final de azul de bromotimol incluye, hidróxido de sodio, 1/2 de carbonato de sodio, 1/2 de sulfuro de sodio, alquil mercaptidas de sodio y fenolatos de sodio:



donde ArOH representa una fórmula genérica para los fenoles.

La titulación de una segunda muestra de la soda cáustica hasta el punto final de azul de bromofenol, es usado para estimar el total de alcalinidad. Esta incluye todas las bases fuertes incluidas en la primera titulación más las siguientes bases débiles: bicarbonato de sodio, bisulfuro de sodio, naftenatos de sodio y tiofenolatos de sodio (aril mercaptidas de sodio):



El tiosulfato de sodio interfiere con el punto final

del azul de bromofenol, este no es un serio inconveniente, puesto que este método se entiende simplemente como un control o procedimiento aproximado.

Las sales de los ácidos fuertes, tales como cloruro de sodio, sulfato de sodio, tiosulfato de sodio, alquilsulfonatos de sodio, no son básicos y no se titulan. La diferencia entre la alcalinidad total por titulación y aquel aproximado por gravedad específica es una indicación de que están presentes sales neutras no titulables.

3.5.3 Aparatos

- . Bureta de 50 y 100 ml
- . Cilindro graduado
- . Matraz Erlenmeyer, 250 ml
- . Hidrómetro, gravedad específica y escalas Baumé, para líquidos pesados 300 mm. Escalas dobles para la gravedad específica en un rango de 1.000 hasta 1.200 en subdivisiones de 0.002, y para la escala Baumé en un rango desde 0° hasta 26° en subdivisiones de 0.2°.
- . Pipetas, de 5 y 10 ml.

3.5.4 Reactivos

Todos los reactivos estarán conforme a las especificaciones establecidas por "The Committee on Analytical Reagents of the American Chemical Society", cuando existen tales especificaciones, a menos que se especifique lo contrario. Se utilizará agua deionizada o agua destilada.

- . Solución indicadora de azul de bromofenol. Disolver 0.1 g de azul de bromofenol en 7.5 ml de hidróxido de sodio 0.02N y diluirlo con agua hasta 250ml.

- . Solución indicadora de azul de bromotimol. Disolver 0.1 g de azul de bromotimol en 7.5 ml en hidróxido de sodio 0.02N y diluirlo con agua hasta 250 ml.
- . Acido clorhídrico, acuoso, 0.100N, estandarizado.
- . Alcohol isopropílico, 98-99% pureza.

3.5.5 Procedimiento

Obtener una muestra de solución de soda cáustica y determinar la gravedad específica a la temperatura del laboratorio por medio de un apropiado hidrómetro. Referirse a cualquier apropiada tabla, para convertir la gravedad específica de la muestra a la alcalinidad total (aproximada) como porcentaje en peso de hidróxido de sodio.

El tamaño de la muestra para el análisis debe estar de acuerdo a la siguiente tabla:

TABLA 3.2

Concentración de Soda Cáustica % <u>peso</u> NaOH	Tamaño de la Muestra
0-2	Pipetear 10 ml + 0.1 ml
2-4	Pipetear 5 ml + 0.05 ml
4-8	Pesar 2 g + 0.01 g
8 y más	Pesar 1 g + 0.01 g

Pipetear o pesar dos muestras de idéntico tamaño de la soda cáustica en un matraz Erlenmeyer de 250 ml, usando la tabla como guía.

Añadir 50 ml de agua en 50 ml de alcohol isopropílico en cada uno de los matraces. Añadir unas pocas gotas de indicador de azul de bromotimol a uno de los matraces. Titular con ácido clorhídrico 0.1N hasta que aparezca un color amarillo (punto final) en la solu-

lución. Registrar los mililitros de ácidos usados hasta este punto final como el punto final del azul de bromotimol. Esta titulación representa la base fuerte en la muestra.

Al segundo matraz Erlenmeyer añadir unas pocas gotas de solución indicadora de azul de bromofenol y titular hasta que aparezca un color amarillo-verde en la solución. Registrar el total de mililitros de ácido 0,1N usado hasta este punto como punto final de azul de bromofenol. Este titulación representa la alcalinidad total de mla muestra.

Si el color de las muestras tomadas para el análisis son también altamente coloreados, para determinar el conveniente punto final, seleccionar correspondientemente pequeñas muestras para el análisis.

3.5.6 Cálculos

Las expresiones usadas en este método son breves y ampliamente aceptados y usados en los laboratorios de las refinerías de petróleo. La expresión "% Gastado" es una aproximada pero conveniente medida de la condición de la soda cáustica en una refinería, usado para remover los ácidos débiles.

En el caso donde la solución de soda cáustica se usa como un prelavado, primeramente para remover los ácidos nafténicos, es útil tener una medida de la base fuerte disponible para remover ácidos débiles. La base fuerte disponible está dada en (b), calculada como porcentaje en peso de hidróxido de sodio libre.

$$(a) \text{ Alcalinidad total, como } \% \text{ P de NaOH} = \frac{4.0}{W} A.N$$

donde:

A = Volumen total de ácido hasta el punto final de azul de bromofenol, ml.

N = Normalidad del ácido.

W = Peso de la muestra (ml x Sp. Gr.), g

(b) Base fuerte, como % Peso de NaOH = $\frac{4.0 \times A \times N}{W}$

donde:

B = Volumen de ácido hasta el punto final de azul de bromotimol, ml

N y W han sido definidos previamente,

$$\% \text{ Gastado} = \frac{100 (a - b)}{a}$$

donde:

a = Alcalinidad total, % P, como se calculó en (a)

b = Base fuerte, % P, como se calculó en (b).

Alternativamente el cálculo para el % Gastado puede ser calculado, suministrando el mismo tamaño de muestra en cada titulación, de la siguiente manera:

$$\% \text{ Gastado} = \frac{100 (A - B)}{A}$$

donde A y B han sido definidos previamente.

3.6 AZUFRE LIBRE Y CORROSIVO EN LOS DERIVADOS DE PETROLEO METODO ASTM D-130

3.6.1 Objeto

Este método describe el procedimiento para reconocer la presencia de azufre elemental y otros componentes corrosivos de azufre en las gasolinas, solventes limpiadores, combustóleo y algunos otros productos de petróleo.

3.6.2 Descripción del Método

Una tira de cobre pulida, se sumerge en una cantidad

determinada de muestra y se calienta a 100°F y 122°F, y por el tiempo de 1 hr. y 3 hr. respectivamente para el G.L.P. y gasolina. Al final de dichos períodos, se saca la tira de cobre, se lava y se compara con tiras recientemente preparadas o con tiras de referencia previamente aprobadas.

ESCALA DE CORROSION PARA LAS TIRAS DE COBRE

<u>Número</u>	<u>Descripción</u>	<u>Descripción de la apariencia de la Tira</u>
1	Sin mancha	Casi igual a una tira recién pulida
2	Mancha ligera	Cualquier película sólida o combinación de colores, con excepción de los que aparecen en otros lugares de esta escala.
3	Mancha oscura	Azul pavo, con tonos verdes pero no grises.
4	Corrosión ligera	Azul pavo, con tonos verdes y grises.
	Corrosión más pronunciada	Película sólida gris, café o negra, que puede estar parcialmente desprendida.

Además, la escala da la siguiente designación: 1a, 1b, 2a, no corrosivos; 2b, 2c, 3a, 3b corrosivos y 4a, 4b y 4c muy corrosivos.

3.7 METODO ESTANDARD DE PRUEBA DE LA ESTABILIDAD DE LA GASOLINA A LA OXIDACION (PERIODO DE INDUCCION)

Designación: ASTM D525-55

3.7.1 Objeto

Este método describe un procedimiento para determinar la estabilidad de la gasolina bajo condiciones aceleradas de oxidación.

El período de inducción puede ser usado como un indicador de la tendencia de la gasolina motor a formar gomas en los tanques.

3.7.2 Resumen del Método

La muestra es oxidada en una bomba inicialmente a 59-77°F (15 a 25°C) con oxígeno a 100 PSI (7 Kg/cm²) y calentada hasta una temperatura entre 208 y 216°F (98 y 102°C).

La presión será leída a convenientes intervalos o registrado continuamente hasta que se alcance el punto del salto. El tiempo requerido para que la muestra alcance este punto es el período de inducción a la temperatura de la prueba, del cual puede obtenerse el período de inducción a 212°F (100°F).

3.7.3 Definiciones

- a. Llevar la bomba y gasolina hasta una temperatura de 59 a 77°F. Colocar en la bomba, el recipiente de muestra y añadir 50_±1 ml de muestra. Cubrir el recipiente de muestra, cerrar la bomba, e introducir oxígeno hasta alcanzar una presión de 100 a 102 PSI.

Permitir que el gas, escape lentamente de la bomba. Nuevamente introducir oxígeno hasta alcanzar una presión de 100 a 102 PSI (7 a 7.2 Kg/cm²) y observar si es que gotea, ignorando una inicial (rápida) caída de presión (generalmente no mayor que 6 PSI) el cual puede ser observado por la solución de oxígeno en la muestra. Si la razón de caída de presión no excede de 1 PSI en 10 minutos asumir la ausencia de gotas y proceder con la prueba sin represurización.

- b. Colocar la bomba (cargada) en un vigoroso baño de agua caliente, y registrar el tiempo de inmersión como el tiempo de arranque. Mantener la temperatura del baño de agua caliente entre 208 y 216°F.

Hacer un registro continuo de las presiones, en la bomba, o si es que se utiliza un manómetro, tomar lecturas de la presión cada 15 minutos (o menos). Si durante los primeros 30 minutos de la prueba se forman gotas, se tendrá que descartar la prueba. Continuar la prueba, hasta alcanzar el punto del salto, el cual está precedido por una caída de presión de exactamente 2 PSI en 15 minutos y sucesivamente por descensos de no menos que 2 PSI en 15 minutos.

- c. Registrar el número de minutos después que la bomba fue colocada en el baño hasta que se alcance el punto del salto, como el período de inducción a la temperatura de la prueba.
- d. Bajar lentamente la presión de la bomba y lavar el recipiente de la muestra, y está listo para una próxima prueba.

3.7.5 Cálculos

- a. Si la temperatura está encima de 212°F (100°C), calcular el período de inducción a 212°F a partir del período de inducción a la temperatura de la prueba:

$$PI_{212^{\circ}\text{F}} = (PI_T) (1 + 0.056 \Delta T)$$

$$PI_{100^{\circ}\text{C}} = (PI_T) (1 + 0.101 \Delta T)$$

- b. Si la temperatura es inferior a 212°F (100°C), calcular el período de inducción a 212°F, tal como sigue:

$$PI_{212^{\circ}\text{F}} = \frac{PI_T}{(1 + 0.56 \Delta T)}$$

$$PI_{100^{\circ}\text{C}} = \frac{PI_T}{(1 + 0.101 \Delta T)}$$

donde:

PI_T = Período de inducción a la temperatura de la prueba.

$PI_{212^\circ F/100^\circ F}$ = Período de inducción a $212^\circ F$ ($100^\circ C$)

ΔT = Diferencia algebraica entre la temperatura de prueba y $212^\circ F$ ($100^\circ F$).

3.8 DETERMINACION DEL ARRASTRE DE SODA CAUSTICA METODO GULF 832-61

3.8.1 Objeto

Es un método cualitativo para la determinación del arrastre de soda, principalmente en la gasolina FCC, es un método por indicador de color.

3.8.2 Procedimiento

- a. Medir un conveniente volumen de muestra, en un embudo separador de 1000 ml. Agregar agua destilada en una relación de 50 volúmenes de muestra por un volumen de agua. Particularmente en el laboratorio de la refinería La Pampilla, se miden 800ml de muestra y 16ml de agua destilada.

Agitar el embudo vigorosamente, por dos minutos, venteandolo en intervalos de 30 segundos. Dejarlos en reposo por 15 minutos para que se separe la capa acuosa.

- b. Preparar un embudo con papel de filtro Whatman # 40 o su equivalente y un vaso de 50 ml. Lavarlos con agua destilada.
- c. Filtrar la capa acuosa del embudo separador en el vaso de 50 ml.

- d. Agregar 6 gotas de la solución de azul de bromotimol. Observar el color de la solución acuosa. Si la coloración de la solución acuosa se mantiene amarilla, color del azul de bromotimol o verdosa, indica que el arrastre cáustico es "negativo"; pero si la coloración, al agitarse la solución acusa vira a un color celeste o azul, el arrastre cáustico es "positivo".

3.9 TABLAS DE RESULTADOS OBTENIDOS

TABLA 3.3 CARACTERISTICAS DE LA GASOLINA FCC DE RELAPA
(Obtenidos en la corrida de Prueba del año 1977)

GASOLINA FCC ANALISIS	SODA 6°Be		SODA 8°Be		SODA 10°Be	
	ANTES DE MEROX	DESPUES DE MEROX	ANTES DE MEROX	DESPUES DE MEROX	ANTES DE MEROX	DESPUES DE MEROX
Gravedad API a 60°F	55.9	56.1	58.5	57.8	59.6	59.8
PVR, Lb/pulg ²	8.1	8.3	9.2	9.1	7.7	7.4
Prueba Doctor	(+)	(-)	(+)	(-)	(+)	(-)
Mercaptanos, ppm	42	4.0	40.1	4.0	44.5	8.5
Sulfuro de Hidrógeno, ppm	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo
Fenoles, ppm	950	700	1012	875	900	825
Corrosión 3 hrs a 122°F, Lámina Cu	1a	1a	1a	1a	1a	1a
Azufre total, % peso	0.036	0.035	0.042	0.040	0.031	0.030
Contenido de Gomas, mgr/100 ml	5.6	0.6	4.8	2.6	4.6	3.2
Período de Inducción, min.	312	552	300	580	-	571
RON	90.6	91.7	92.2	92.2	91.3	91.7
Destilación ASTM, °F						
Punto Inicial, °F	106	100	98	98	98	96
5%	118	116	122	118	120	122
10%	130	128	134	130	136	137
20%	150	148	170	150	154	158
50%	228	227	240	220	220	227
70%	346	344	358	336	332	333
90%	372	364	394	354	350	353
Punto Final, °F	406	398	414	402	400	398
Recuperado, %	98	97.5	98	98	98	98
Residuo, %	0.7	0.5	1.2	0.7	0.7	0.7
Pérdida, %	1.3	2.0	0.8	1.3	1.3	1.3

TABLA 3.4 CARACTERISTICAS DE LA GASOLINA FCC DE RELAPA

(Obtenidos en la Corrida de Prueba del año 1977)

ANALISIS GASOLINA FCC	SODA 12°Be		SODA 14°Be	
	ANTES DE MEROX	DESPUES DE MEROX	ANTES DE MEROX	DESPUES DE MEROX
Gravedad API a 60°F	56.9	59.8	59.2	59.9
PVR, Lb/pulg ²	8.3	8.5	9.0	8.5
Prueba Doctor	(+)	(-)	(+)	(-)
Mercaptanos, ppm	31.0	Trazas	21.0	Nulo
Sulfuro de Hidrógeno, ppm	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo
Fenoles, ppm	738	450	830	542
Corrosión 3 hrs a 122°F, Lámina Cu	1a	1a	1a	1a
Azufre Total, % peso	0.038	0.035	0.040	0.037
Contenido de Gomas, mgr/100 ml	4.5	3.8	4.9	3.5
Período de Inducción, min.	-	550	-	-
RON	-	90	-	-
Destilación ASTM, °F				
Punto Inicial, °F	94	94	100	106
5%	120	118	122	128
10%	132	130	146	150
20%	154	152	160	172
50%	232	230	222	232
70%	330	324	336	342
90%	352	342	358	360
Punto Final, °F	402	398	398	398
Recuperado, %	98	98	98	97.8
Residuo, %	1.0	0.7	0.8	0.6
Pérdida, %	1.0	1.3	1.2	1.6

TABLA 3.5 AÑO 1975

	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JULIO	AGOSTO	SETIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE
Gravedad API a 60°F	58.2	57.8	56.3	57.0	57.7	58.9	58.5	58.6	58.1	60.0	60.1
PVR, psig	7.7	7.2	6.8	7.6	8.2	8.5	7.7	7.6	6.8	7.3	7.2
Punto Inicial, °F	98	101	101	96	94	91	98	95	99	97	99
5% , °F	117	121	124	116	114	111	114	116	120	116	117
10% , °F	128	132	134	128	125	122	125	126	130	126	127
20% , °F	146	148	153	144	143	140	142	142	145	140	141
50% , °F	220	219	229	226	223	217	216	215	215	203	208
90% , °F	374	370	376	387	382	366	368	366	362	338	348
95% , °F	403	398	401	414	394	391	393	392	386	360	369
Punto Final, °F	441	439	440	439	440	433	432	432	424	407	401
Prueba Doctor	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)
R.O.N.	89.0	89.1	89.1	88.8	88.6	90.0	89.8	90.4	90.2	91.1	90.6
Días de Operación	31	28	31	30	26	31	31	30	31	30	31

NOTA: No hay datos del mes de Junio.

TABLA 3.6 ANO 1976

	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JULIO	AGOSTO	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE
Gravedad API a 60°F	56.9	58.2	57.4	57.7	57.1	56.3	58.2	58.9	57.8	57.6
PVR, psig	7.0	7.9	7.2	7.5	6.8	8.2	8.8	10.7	9.8	10.2
Punto Inicial, °F	100	102	100	99	99	93	88	86	88	72
5% , °F	118	117	121	119	120	117	109	104	108	111
10% , °F	128	128	132	130	131	131	122	117	118	123
20% , °F	142	147	149	148	148	154	144	138	142	145
50% , °F	228	214	226	224	223	238	223	221	230	231
90% , °F	384	378	380	378	377	390	372	365	376	383
95% , °F	407	401	402	403	402	415	399	388	399	411
Punto Final, °F	428	427	428	427	429	437	432	421	424	428
Prueba Doctor	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)
R.O.N.	89.5	89.9	89.0	90.0	91.1	91.1	90.8	90.4	90.7	91
Días de Operación	31	29	29	30	16	24	31	31	30	31

NOTA: En Junio la Unidad estuvo parada. No hay datos del mes de Setiembre.

TABLA 3.7 AÑO 1977

	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SETIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE
Gravedad API a 60°F	57.2	57.0	56.3	57.9	57.0	55.0	56.0	56.6	59.0	-	57.8	58.2
PVR, psig.	9.8	9.2	8.9	10.0	8.0	7.7	7.7	7.2	8.2	-	8.3	7.6
Punto Inicial, °F	91	91	92	88	91	93	92	92	92	90	89	96
5% , °F	111	113	112	108	113	117	114	117	113	-	115	120
10% , °F	124	126	126	122	127	130	128	130	129	122	128	134
20% , °F	145	149	149	146	149	158	151	151	145	-	149	155
50% , °F	234	236	235	235	237	230	238	232	223	227	227	227
90% , °F	391	383	379	379	370	365	372	362	343	348	347	341
95% , °F	408	408	406	389	396	389	396	385	359	-	368	361
Punto Final, °F	430	431	429	429	428	423	424	413	400	403	400	398
Prueba Doctor	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)
K.O.N. 91.1	91.1	91.1	91.4	91	90.4	91.0	90.0	91.5	93.1	-	91.4	91.9
Días de Operación	31	28	31	30	31	30	31	24	28	31	30	31

NOTA: "-" significa que no hay datos.

TABLA 3.8 AÑO 1978

	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SETIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE
Gravedad API a 60°F	56.8	56.9	56.9	57.9	55.7	58.6	58.5	59.6	58.7	57.4	57.2	58.5
PVR, psig	7.5	8.5	9.9	10.5	7.3	8.4	8.2	9.3	8.5	9.4	9.4	10.0
Punto Inicial, °F	96	94	90	88	100	92	91	88	90	88	90	88
5% , °F	120	115	111	107	129	116	115	110	112	110	111	109
10% , °F	133	127	125	119	142	129	128	123	126	124	124	121
20% , °F	154	147	147	140	164	149	148	144	147	147	148	143
50% , °F	232	230	232	221	236	218	218	216	221	213	232	224
90% , °F	347	361	364	352	351	337	334	334	342	371	380	357
95% , °F	375	386	390	377	375	357	354	364	364	399	409	383
Punto Final, °F	400	417	416	405	408	393	391	387	399	425	426	411
Prueba Doctor	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)
R.O.N.	-	90.9	91.6	92.4	92.3	92.5	91.5	92.3	92.7	91.5	-	89.7
Días de Operación	31	28	31	25	9	30	31	30	29	31	30	26

TABLA 3.9 AÑO 1979

	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO	JULIO	AGOSTO	SETIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE
Gravedad API a 60°F	58.9	57.6	57.9	57.1	56.8	56.8	56.3	56.5	56.5	56.5	57.3
PVR, psig	9.3	8.6	8.6	8.8	8.3	7.5	7.7	7.3	8.2	8.7	8.3
Punto Inicial, °F	91	92	94	90	90	91	91	91	90	89	92
5% , °F	117	114	115	112	113	117	114	116	113	113	117
10% , °F	124	127	127	126	127	131	127	130	128	128	131
20% , °F	145	149	148	148	149	153	150	153	151	155	155
50% , °F	219	226	221	226	227	229	229	233	233	234	234
90% , °F	351	355	349	360	353	354	361	364	368	366	365
95% , °F	376	380	373	386	377	377	387	391	395	392	391
Punto Final, °F	414	415	411	421	420	418	426	428	431	432	428
Prueba Doctor	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)	(+)
R.O.N.	89.8	90.2	91.7	92.4	91.8	90.9	90.9	90.1	91.1	91.1	90.0
Días de Operación	31	28	31	30	31	30	31	19	30	31	23

FECHA	ACUM. 21/7/76		31/3/77 a 2/4/77		3/4/77 a 6/4/77		7/4/77 a 10/9/77	
	A/M	D/M	A/M	D/M	A/M	D/M	A/M	D/M
GASOLINA FCC								
Gravedad API a 60°F	56.8	56.9	56.1	56.3	56.6	56.7	57.4	57.9
Color Saybolt	+4	+11	+14	-7	+20	+16	-7	+17
P.V.R. Lbs/pulg ²	8.3	8.5	6.7	6.5	8.3	7.7	10.2	10.0
Prueba Doctor	Posit.	Posit.						
H ₂ S, ppm	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo
RSH, ppm		17	17.0	12.7	21.2	12.3	25.6	17.1
Corrosión 3 hrs a 122°F, Lámina N°	1a	1a	1a	1a	1a	1a	1a	1a
Azufre Total, % peso	0.109	0.114	0.126	0.063	0.118	0.112	0.129	0.120
Período de Inducción, min.	245	400	1010	640	>1440	458	>840	710
N° Octano Research	90.9	91.5	89.1	91.6	88.9	89.0	89.2	90.5
Destilación ASTM, °F								
Punto Inicial, °F	90	90	100	102	98	94	94	94
5% , °F	112	110	122	122	116	116	117	116
10% , °F	122	122	136	134	129	130	129	129
20% , °F	146	144	156	158	156	156	153	153
50% , °F	230	226	240	236	246	245	237	237
90% , °F	384	370	370	370	380	378	363	373
95% , °F	412	402	398	396	408	406	392	400
Punto Final, °F	430	432	426	428	433	432	428	434
Recobrado, %	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
Residuo, %	0.7	0.7	0.8	0.8	0.6	0.6	0.8	0.8
Pérdida, %	1.3	1.3	1.2	1.2	1.4	1.4	1.2	1.2
Rec. a 158°F, % V	26.0	26.0	21.0	20.0	21.0	21.0	22.5	22.5

GASOLINA FCC	D/M	D/M	D/M	D/M	D/M	D/M	D/M
F E C H A	10/11/77 A 11/12/77	16/12/77 A 20/12/77	22/12/77 A 25/12/77	26/12/77 A 30/12/77	29/12/77	2/01/78 A 6/01/78	5/01/78
Gravedad API a 60°F	58.3	57.3	59.6	59.6	58.2	58.5	58.3
Color Saybolt	+18	+16	+18	++19	+18	+19	+15
P.V.R. Lbs/pulg ²	8.8	7.3	7.2	7.2	6.4	7.3	7.5
H ₂ S, ppm	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo	Nulo
RSH, ppm	3.8	1.3	6.9	3.5		3.8	
Azufre total, % peso	0.028	0.029	0.036	0.030		0.028	
RON + 3 cc. TEL	97.7	98.0	97.0	97.5		97.3	
Nº Octano Research	92	91.6	90.0	90.0	90	90.5	68.5
Destilación, ASTM							
Punto Inicial, °F	90	98	98	90	106	100	96
5% , °F	108	124	118	124	132	122	120
10% , °F	124	137	134	140	142	136	134
20% , °F	146	158	154	156	164	156	152
50% , °F	224	227	220	224	234	230	226
90% , °F	344	336	326	326	330	340	346
95% , °F	368	356	344	346	348	360	366
Punto Final, °F	398	380	390	380	382	406	410
Recobrado, %	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0
Residuo, %	0.7	0.7	0.7	0.7	0.6	0.7	0.9
Pérdida, %	1.3	1.3	1.3	1.3	1.4	1.3	1.7
Rec. a 158°F, % V	23.0	20.0	23.0	21.0	16.0	21.0	23.0
Indice de Refracción	1.4221	1.4248	1.4197	1.4185		1.4311	
Fenoles, ppm	1110	253.4	246.9	242.3		255.4	
Tiofenoles, ppm	104	23.4	23.4	14.8		9.8	

INFORME	7896*	7896	7924	7961	7984	8036	8106	8165
F E C H A	30/9/79	30/9/79	1/10/79	2/10/79	3/10/79	5/10/79	7/10/79	10/10/79
H O R A	09.00	09.00	09.00	09.00	09.00	09.00	09.00	09.00
Gravedad API a 60°F	56.8	56.8	54	53.4	57.7	57.6	55.5	57.1
Presión de Vapor R. Lbs/pulg ²		9.6	6.8	6.1	9.4	10.2	8.8	9.0
Prueba Doctor		Posit.	Posit.			Posit.	Posit.	
Número de Octano Research					92.4			92
Arrastre Cáustico		Posit.	Posit.	Posit.	Posit.	Posit.	Posit.	Posit.
Destilación ASTM								
Punto Inicial, °F	88	84	96	96	84	86	90	90
5% , °F	114	108	124	122	108	110	118	118
10% , °F	128	122	138	138	120	126	134	132
20% , °F	150	146	162	164	148	148	158	154
50% , °F	236	232	244	250	236	234	240	236
90% , °F	378	382	380	392	372	268	376	368
95% , °F	406	408	408	424	404	396	406	396
Punto Final, °F	446	426	448	456	434	430	450	438
% Recobrado	98.0	98.0	98.0	98.0	98.0	97.5	98.0	97.5
% Residuo	0.7	0.7	0.4	0.9	0.7	0.6	0.7	0.7
% Pérdida	1.3	1.3	1.6	1.1	1.3	1.9	1.3	1.8
Recuperado a 158 °F, % V		24.0	18.0	18.0		24.0	20.0	22.0

NOTA: La Prueba Doctor "Positiva" se refiere a los mercaptanos, ya que para el sulfuro de hidrógeno usualmente es "Negativa".

* Antes de Mercox.

TABLA 3.13 NUMERO DE OCTANO Y DOSIFICACION DE TEL

FECHA: 10/9/79

R O N	0 cc	2 cc	3 cc	PVR (psi)
Gasolina FCC	91	98	99	6.6
Nafta Reformada	92.5	99	100	6.6
Gasolina D I	61	77	79.5	7.1
Gasolina D II	52.5	72.4	75.5	4.2

FECHA: 13/8/79 y 20/8/79

	GASOLINA DESTILACION		NAFTA REFORMADA	GASOLINA FCC
	I	II		
<u>13/8/79</u>				
Octano claro	60.9	54.0	88.5	-
Octano + 2.0 cc TEL	79.4	73.0	96.1	-
Octano + 3.0 cc TEL	82.1	76.4	-	-
<u>20/8/79</u>				
Octano claro	61.2	54.2	90.2	89.4
Octano + 1.0 cc TEL	-	-	95.1	95.0
Octano + 2.0 cc TEL	79.9	72.8	-	-
Octano + 3.0 cc TEL	82.4	76.0	-	-

CAPITULO 4EVALUACION DE LA UNIDAD MEROX DE GASOLINA4.1 CONSIDERACIONES SOBRE EL MEZCLADOR MEROX (17C1)4.1.1 Datos del Mezclador

Espaciamiento entre platos: 24", número de orificios

Número de orificios por plato: 16

Caída de presión por plato \approx 1.8 PSI

Diámetro de diseño de cada orificio: 1/2"

Para mayores datos ver en el Capítulo 2.

Nota: El flujo de aire que ingresa al mezclador no es significativo en comparación con el flujo de soda y gasolina, por este motivo no se tomará en cuenta para efectos del cálculo de la caída de presión.

4.1.2 Cálculos con las condiciones iniciales de Diseño

Flujo de gasolina FCC a la unidad Merox: 2920 BPD

Flujo de soda cáustica de 10°Be : 580 BPD

Luego la carga al mezclador Merox será: 3500 BPD =

0.22743 pie³/seg

Aplicando la ecuación de continuidad en la tubería de entrada al mezclador, considerando que son fluidos incompresibles y además el diámetro de la tubería tanto en la entrada como en la salida del mezclador Merox es de 3 pulg. Se determina la velocidad en la tubería (V_{TU}).

$$V_{TU} = \frac{0.22743 \text{ pie}^3/\text{seg}}{\frac{\pi}{4} \left(\frac{3}{12}\right)^2 \text{ pie}^2} = 4.633 \frac{\text{pie}}{\text{seg}} = 1.412 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Area de los orificios por plato:

$$A_o = 16 \times \frac{\pi}{4} \left(\frac{0.5}{12}\right)^2 = 21.8164 \times 10^{-2} \text{ pie}^2$$

Area de sección recta del mezclador:

$$S = \frac{\pi}{4} (3)^2 = 7.0686 \text{ pie}^2$$

Sea:

V_o = Velocidad lineal entre los orificios

V_{EP} = Velocidad lineal en el mezclador (entre platos)

$$V_o = \frac{0.22743 \text{ pie}^3/\text{seg}}{7.0686 \text{ pie}^2} = 0.0322 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$$

A continuación se determinará la caída de presión a través del mezclador Mercox de acuerdo a las referencias de Nelson (Petroleum Refinery Engineering). La caída de presión por plato a través de un mezclador de platos perforados, se puede expresar de acuerdo a la siguiente fórmula:

$$F = 17.8 \times D^2 \sqrt{\Delta h} \quad (4.1)$$

donde:

F = Flujo a través del mezclador en Bls/hr.

D = Diámetro del orificio, pulg.

Δh = Caída de presión a través de un plato expresado como altura de líquido en pies.

Para la estimación de la ecuación anterior se considera un coeficiente de descarga de 0.65 y una pérdida permanente de alrededor de 95% de la presión diferencial.

Para convertir la caída de presión a PSI se utiliza la siguiente fórmula:

$$\Delta P_{(\text{PSI})} = \Delta h \times \text{Sp.gr.} \times 0.433 \quad (4.2)$$

De (4.1):

$$\Delta h = \left[\frac{F}{17.8 D^2} \right]^2 \quad \text{reemplazando en (4.2):}$$

$$\Delta P_{\text{plato}} = 0.433 \times \text{Sp.gr.} \times \left[\frac{F}{17.8 D^2} \right]^2 \quad (4.3)$$

Datos:

Gasolina FCC: 56°API → 0.7547 (Sp.gr)

Soda cáustica: 10°Be → $\frac{140}{10 + 130} = 1.000$ (Sp.gr)

Flujo de gasolina = 2920 BPD , Flujo de soda = 580 BPD

Flujo Total: F = 3500 BPD

Además la gravedad específica de la carga soda-gasolina es 0.8038. El diámetro " D_o " del orificio es en realidad un diámetro equivalente que considera un agujero por plato, luego:

$$A_o = 16 \times \frac{\pi}{4} \left(\frac{1}{2} \right)^2 = \frac{\pi}{4} D_e^2$$

De donde el diámetro equivalente $D_e = 2$ pulg.

Reemplazando datos en la ecuación (4.3):

$$\Delta P_{\text{plato}} = 0.433 \times 0.8038 \times \left[\frac{3500/24}{17.8 \times 2^2} \right]^2 = 1.46 \text{ PSI}$$

Puesto que el mezclador Merox tiene 9 platos perforados y un tubo distribuidor el cual se considera equivalente a un plato, la caída de presión a través del mezclador será:

$$\Delta P_{\text{Mezclador}} = 1.46 \times 10 = 14.6 \text{ PSI}$$

El tiempo de residencia en el mezclador será:

$$\begin{aligned} \theta_{\text{rm}} &= \frac{S \times L}{F} = \frac{7.0686 \text{ pie}^2 \times 20 \text{ pie}}{0.22743 \text{ pie}^3/\text{seg}} \\ &= 621.6 \text{ seg} = 10.36 \text{ min.} \end{aligned}$$

4.1.3 Cálculos a las condiciones actuales de Operación

Las características físicas del mezclador Merox, en gran parte han permanecido invariables desde su diseño, la única modificación realizada es la ampliación del diámetro de los agujeros de los platos perforados en un 15% para evitar el arrastre cáustico ya que se estaba operando con flujos mayores al diseño.

Flujo de gasolina FCC a Merox = 3700 BPD

Flujo de soda cáustica al mezclador = 730 BPD

Flujo total al mezclador Merox:

$$F = 4430 \text{ BPD} = 0.28786 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

Diámetro de los orificios de cada plato:

$$= 0.5 \text{ pulg} \times 1.15 = 0.575 \text{ pulg}$$

Similarmente a los cálculos en condiciones de diseño:

$$v_{\text{TU}} = \frac{0.28786 \text{ pie}^3/\text{seg}}{\frac{\pi}{4} \left(\frac{3}{12}\right)^2 \text{ pie}^2} = 5.8642 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$$

$$v_{\text{O}} = \frac{0.28786 \text{ pie}^3/\text{seg}}{0.02985 \text{ pie}^2} = 9.9778 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$$

$$v_{\text{EP}} = \frac{0.28786 \text{ pie}^3/\text{seg}}{7.06858 \text{ pie}^2} = 0.0407 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$$

Area de los orificios por plato:

$$A_{\text{O}} = 16 \times \frac{\pi}{4} \left(\frac{0.575}{12}\right)^2 = 0.02885 \text{ pie}^2$$

Después se determina la caída de presión del mezclador utilizando el mismo criterio del Título 4.2.2.

$$A_o = 16 \times \frac{\pi}{4} (0.535)^2 = \frac{\pi D_e^2}{4}$$

Luego el diámetro equivalente de orificio.

$$D_e = 2.3 \text{ pulg}$$

Datos:

$$F = 4430 \text{ BPD}$$

$$\text{Sp.gr.carga} = 0.7951$$

Reemplazando datos en la fórmula (4.3)

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{plato}} &= 0.433 \times 0.7951 \times \left[\frac{4430/24}{17.8 \times (2.3)^2} \right]^2 = \\ &= 1.323 \text{ PSI} \end{aligned}$$

Luego:

$$\Delta P_{\text{mezclador}} = 9 \times 1.323 + 1.5 \times 1.323 = 13.89 \text{ PSI}$$

*

* Caída de presión en el distribuidor.

Finalmente el tiempo de residencia en el mezclador:

$$\theta_{\text{RM}} = \frac{(7.0686 \times 20) \text{ pie}^3}{0.28786 \text{ pie}^3/\text{seg}} = 491.1 \text{ seg} = 8.19 \text{ min}$$

4.1.4 Evaluación del Mezclador Merox

Las principales variables que regulan el mezclador Merox son la caída de presión en el mezclador Merox y el tiempo de residencia.

TABLA 4.1

	CONDICIONES DE DISEÑO	CONDICIONES ACTUALES
Flujo de gasolina	2920 BPD	3700 BPD
Flujo de soda cáustica	580 BPD	730 BPD
Flujo total	3500 BPD	4430 BPD
Caída de Presión	14.6 PSI	13.9 PSI
Tiempo de residencia	10.36 min	8.19 min

De la Tabla 4.1 se observa que la medida de incrementar el diámetro de los orificios en un 15% ha sido muy atinada, para mantener la caída de presión similar a las condiciones de diseño del mezclador. En cuanto al tiempo de residencia se observa una disminución desde 10.36 min hasta 8.19 min en las condiciones actuales, lo cual no afecta el "endulzamiento" en el mezclador Merox ya que se tiene información de plantas que tienen tiempos de residencia de alrededor de 5 minutos.

Sin embargo, a pesar del incremento del diámetro de los orificios en un 15%, no se ha logrado eliminar el Arrastre Cáustico. Posteriormente se dará a conocer las causas del Arrastre Cáustico.

4.2 SEDIMENTADORES DE SODA CAUSTICA

En el presente título pretende evaluar el funcionamiento de los sedimentadores de soda 17D1A y 17D1B.

No se encontró información que pudiera relacionar el volumen de cada fase de los sedimentadores en función de la altura, para permitir fijar en la planta, los adecuados niveles, para obtener los óptimos tiempos de resi-

dencia, por este motivo se han desarrollado ecuaciones para determinar el volumen en función de la altura.

(Ver 4.2.1)

4.2.1 Cálculos preliminares en los sedimentadores

La carga que abandona el mezclador Mercox, constituido principalmente por gasolina y soda cáustica ingresan a los sedimentadores de soda 17D1A y 17D1B; los sedimentadores han sido diseñados para poder permitir la separación de la Soda Cáustica y los hidrocarburos (Gasolina FCC).

En el sedimentador de Soda se pueden distinguir tres zonas. La Gasolina ocupa la parte superior del sedimentador, la Soda Cáustica ocupa la parte inferior y la interfase de Soda Cáustica-Gasolina.

De acuerdo a las especificaciones de los equipos (Cap. 2) los sedimentadores son de tipo horizontal y tienen un cuerpo cilíndrico, siendo las tapas laterales de forma elíptica con una razón de 2 : 1.

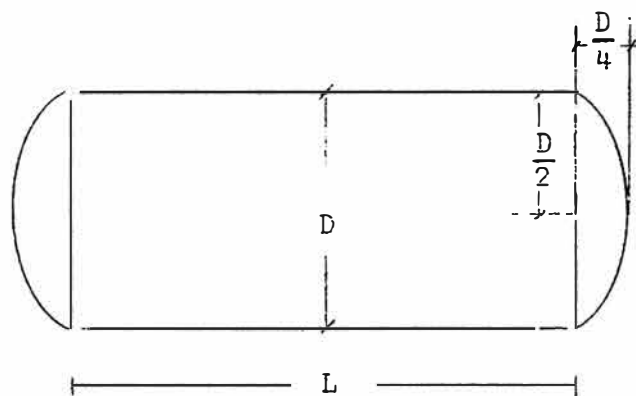


FIG. 4.1

A continuación se determinará el volumen de cada fase en función de la altura, primero de la parte cilíndrica y luego de las tapas elípticas. Posteriormente se utilizarán los resultados para optimizar el tiempo de residencia de c/u de los sedimentadores.

4.2.1.1 Determinación del Volumen de la parte cilíndrica, para cada una de las Fases

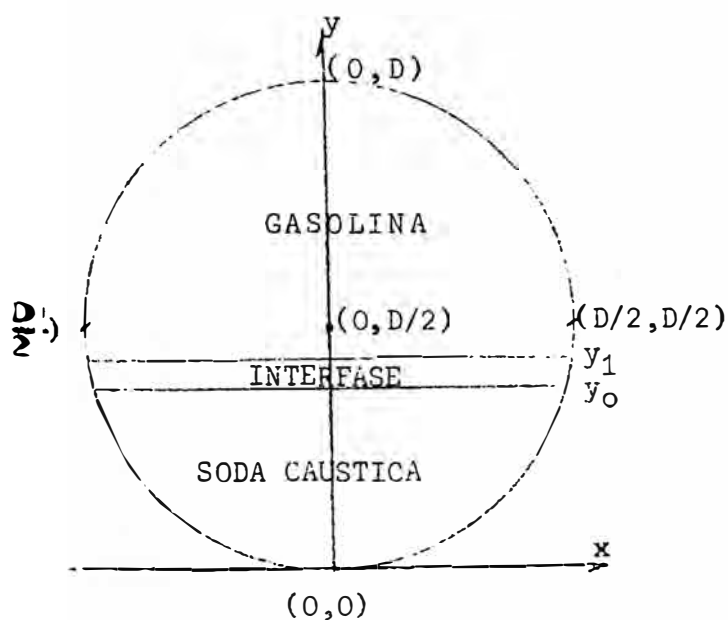


FIG. 4.2

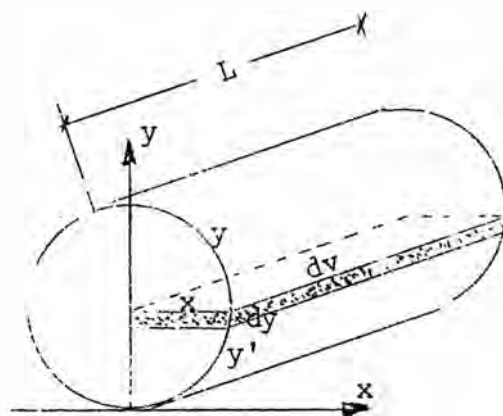


FIG. 4.3

De la Fig. 4.3

$$dV = 2 dV_m = 2 L dA = 2 L X dy \quad (4.4)$$

La ecuación de la circunferencia es:

$$x^2 + (y - D/2)^2 = \left(\frac{D}{2}\right)^2 \quad (4.5)$$

de donde:

$$x = \sqrt{\left(\frac{D}{2}\right)^2 - \left(y - \frac{D}{2}\right)^2} \quad (4.6)$$

Reemplazando (4.6) en (4.4) e integrando:

$$V = 2L \int_{y'}^y \sqrt{\left(\frac{D}{2}\right)^2 - \left(y - \frac{D}{2}\right)^2} x \, dy$$

Rearreglando

$$V = LD \int_{y'}^y \left[1 - \left(\frac{2y}{D} - 1\right)^2\right]^{1/2} dy \quad (4.7)$$

Haciendo cambios de variables, sea:

$$\text{sen } \theta = \left(\frac{2y}{D} - 1\right)$$

$$d \text{ sen } \theta = \cos \theta \, d\theta = \left(\frac{2}{D}\right) dy \rightarrow dy = \left(\frac{D}{2}\right) \cos \theta \, d\theta$$

Reemplazando en (4.7):

$$V = L \cdot D \int \sqrt{1 - \text{sen}^2 \theta} \times \left(\frac{D}{2}\right) \times \cos \theta \, d\theta = \frac{LD^2}{8} \int 2 \cos^2 \theta \, d\theta$$

$$V = \frac{LD^2}{8} \int (1 + \text{ccs } 2\theta) \, d(2\theta)$$

$$V = \frac{LD^2}{8} \left[\int d(2\theta) + \int \text{ccs } 2\theta \, d(2\theta) \right] = \frac{LD^2}{8} \left[2\theta + \text{sen } 2\theta \right]_{\theta'}$$

(4.8)

$$\text{sen } \theta = \frac{2y}{D} - 1 \rightarrow \theta = \text{arc sen } \left(\frac{2y}{D} - 1\right)$$

$$\text{cos } \theta = \sqrt{1 - \left(\frac{2y}{D} - 1\right)^2}$$

$$\text{sen } 2\theta = 2 \times \left(\frac{2y}{D} - 1\right) \times \sqrt{1 - \left(\frac{2y}{D} - 1\right)^2}$$

Reemplazando en (4.8):

$$V = \frac{LD^2}{4} \left[\text{arc sen} \left(\frac{2y}{D} - 1 \right) + \left(\frac{2y}{D} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(\frac{2y}{D} - 1 \right)^2} \right]_{y'}^y$$

(4.9)

A continuación se desarrollará el volumen de la parte cilíndrica para cada una de las fases.

a) Caso: Fase acuosa de Soda Cáustica

Desde $y' = 0$ hasta $y = y_0$ (Ver Fig. 4.2)

Reemplazando límites en la ecuación (4.9):

$$v_{\text{soda}} = \frac{LD^2}{4} \left[\text{arc sen} \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right) + \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right) \times \sqrt{1 - \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right)^2} + \frac{\pi}{2} \right]$$

(4.10)

b) Caso: Fase de Gasolina FCC

Desde $y' = y_1$ hasta $y = D$ (Ver Fig. 4.2)

Reemplazando límites en la ecuación (4.9):

$$v_{\text{hc}} = \frac{LD^2}{4} \left[\frac{\pi}{2} - \text{arc sen} \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right) - \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right) \times \sqrt{1 - \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right)^2} \right]$$

(4.11)

c) Caso: Interfase Soda Cáustica-Gasolina

Desde $y' = y_0$ hasta $y = y_1$ (Ver Fig. 4.2)

Igualmente reemplazando límites en la Ec. (4.9):

$$v_{\text{int}} = \frac{LD^2}{4} \left[\text{arc sen} \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right) + \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right) \times \sqrt{1 - \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right)^2} - \text{arc sen} \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right) - \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right) \times \sqrt{1 - \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right)^2} \right]$$

(4.12)

2.1.2 Determinación del Volumen de la parte elíptica para cada una de las fases

Las tapas laterales de c/u. de los sedimentadores son elípticas con una razón 2:1.

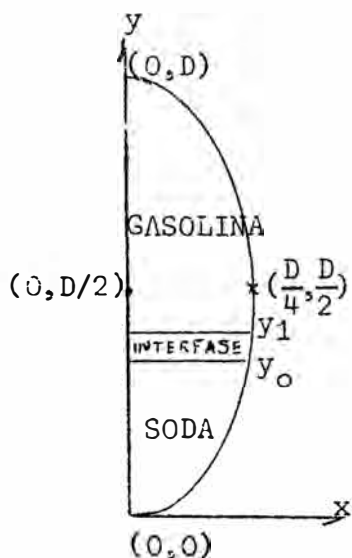


FIG. 4.4

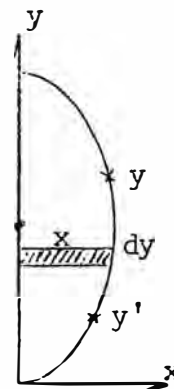


FIG. 4.5

De la Figura (4.5) $dV = \pi x^2 dy$ (4.13)

La Ec. de la elipse es:

$$\frac{(y - D/2)^2}{a^2} + \frac{x^2}{b^2} = 1 \quad (4.14)$$

$a = \frac{D}{2}$, $b = \frac{D}{4}$ luego $\frac{4(y - D/2)^2}{D^2} + \frac{16x^2}{D^2} = 1$ (4.15)

De (4.15) $x^2 = \frac{1}{16} \left[D^2 - 4 \left(y - \frac{D}{2} \right)^2 \right]$ (4.16)

De (4.16) en (4.13):

$$dV = \frac{\pi}{16} \left[D^2 - 4 \left(y - \frac{D}{2} \right)^2 \right] dy$$

Integrando:

$$V = \frac{\pi}{16} \left[D^2 \int_{y'}^y dy - 4 \int_{y'}^y (y - D/2)^2 \cdot d(y - D/2) \right]$$

$$V = \frac{\pi}{16} \left[D^2 y - \frac{4}{3} (y - D/2)^3 \right]_{y'}$$
 (4.17)

Luego se determinará el volumen de la parte elíptica para c/u de las fases.

a) Caso: Fase Acuosa de Soda Cáustica

Desde $y' = 0$ hasta $y = y_0$ (Ver Ec. 4.4)

Reemplazando límites en la Ecuación (4.17)

$$V_{\text{soda}} = \frac{\pi}{16} \left[D^2 y_0 - \frac{4}{3} \left[(y_0 - D/2)^3 + \left(\frac{D}{2}\right)^3 \right] \right]$$
 (4.18)

b) Caso: Fase de Gasolina FCC

Desde $y' = y_1$ hasta $y = D$ (Ver Fig. 4.4)

Reemplazando límites en la Ec. (4.17)

$$V_{\text{hc}} = \frac{\pi}{16} \left[D^2 (D - y_1) - \frac{4}{3} \left[\left(\frac{D}{2}\right)^3 - \left(y_1 - \frac{D}{2}\right)^3 \right] \right]$$
 (4.19)

c) Caso: Interfase Soda Cáustica-Gasolina

Desde $y' = y_0$ hasta $y = y_1$ (Ver Fig. 4.4)

Reemplazando límites en la Ec. (4.17)

$$V_{\text{int}} = \frac{\pi}{16} \left[D^2 (y_1 - y_0) - \frac{4}{3} \left[\left(y_1 - \frac{D}{2}\right)^3 - \left(y_0 - \frac{D}{2}\right)^3 \right] \right]$$
 (4.20)

4.2.1.3 Determinación del Volumen Total para cada una de las fases

a) Caso: Fase Acuosa de Soda Cáustica

Desde $y' = 0$ hasta $y = y_0$

Sumando la Ec. (4.10) más 2 x Ec. (4.18):

$$V_{Tsoda} = \frac{LD^2}{4} \left[\arcsin \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right) + \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right)^2} + \frac{\pi}{2} \right] + \frac{\pi}{8} \left[D^2 y_0 - \frac{4}{3} \left[\left(y_0 - \frac{D}{2} \right)^3 + \left(\frac{D}{2} \right)^3 \right] \right] \quad (4.21)$$

b) Caso: Fase de Gasolina FCC

Desde $y' = y_1$ hasta $y = D$

Sumando la Ec. (4.11) más 2 x Ec. (4.19):

$$V_{Thc} = \frac{LD^2}{4} \left[\frac{\pi}{2} - \arcsin \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right) - \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right)^2} + \frac{\pi}{8} \left[D^2 (D - y_1) - \frac{4}{3} \left[\left(\frac{D}{2} \right)^3 - \left(y_1 - \frac{D}{2} \right)^3 \right] \right] \right] \quad (4.22)$$

c) Caso: Interfase Soda Cáustica-Gasolina

Desde $y' = y_0$ hasta $y = y_1$

Sumando las Ec. (4.12) más 2 x Ec. (4.20)

$$V_{Tint} = \frac{LD^2}{4} \left[\arcsin \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right) + \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(\frac{2y_1}{D} - 1 \right)^2} - \arcsin \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right) - \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right) \sqrt{1 - \left(\frac{2y_0}{D} - 1 \right)^2} + \frac{\pi}{8} \left[D^2 (y_1 - y_0) - \frac{4}{3} \left[\left(y_1 - \frac{D}{2} \right)^3 - \left(y_0 - \frac{D}{2} \right)^3 \right] \right] \right] \quad (4.23)$$

Las ecuaciones anteriores son aplicables para cualquier sedimentador.

4.2.1.4 Sedimentador de Soda 17D1A

De las especificaciones de Equipos (Cap. 2):

L = 18 pies, D = 5 pies (diámetro interno)

Reemplazando respectivamente en las Ec. (4.21) y (4.22) y (4.23):

a) Caso: Fase Acuosa de Soda Cáustica

$$V_{Tsoda} = 112.5 \left[\arcsin(0.4 y_o - 1) + (0.4 y_o - 1) \sqrt{1 - (0.4 y_o - 1)^2} \right. \\ \left. + 0.5\pi \right] + \frac{\pi}{8} \left[25 y_o - \frac{4}{3} \left[(y_o - 2.5)^3 + 15.625 \right] \right] \quad (4.24)$$

b) Caso: Fase Gasolina FCC

$$V_{Thc} = 112.5 \left[0.5\pi - \arcsin(0.4 y_1 - 1) - (0.4 y_1 - 1) \sqrt{1 - (0.4 y_1 - 1)^2} \right] \\ + \frac{\pi}{8} \left[25 (5 - y_1) - \frac{4}{3} \left[15.625 - (y_1 - 2.5)^3 \right] \right] \quad (4.25)$$

c) Caso: Interfase Soda Cáustica-Gasolina

$$V_{Tint} = 112.5 \left[\arcsin(0.4 y_1 - 1) + (0.4 y_1 - 1) \sqrt{1 - (0.4 y_1 - 1)^2} \right. \\ \left. - \arcsin(0.4 y_o - 1) - (0.4 y_o - 1) \sqrt{1 - (0.4 y_o - 1)^2} + \frac{\pi}{8} \left[25(y_1 - y_o) \right. \right. \\ \left. \left. - \frac{4}{3} \left[(y_1 - 2.5)^3 - (y_o - 2.5)^3 \right] \right] \right] \quad (4.26)$$

4.2.1.5 Sedimentador de Soda 17D1B

También de las Especificaciones de Equipos (Cap. 2):

L = 16 pies D = 4 pies (diámetro interno)

Reemplazando estos valores en las Ec. (4.21), (4.22) y (4.23)

a) Caso: Fase Acuosa de Soda Cáustica

$$V_{T soda} = 64 \left[\arcsin(0.5 y_o - 1) + (0.5 y_o - 1) \sqrt{1 - (0.5 y_o - 1)^2} + 0.5\pi \right] \\ + \frac{\pi}{8} \left[16 y_o - \frac{4}{3} \left[(y_o - 2)^3 + 8 \right] \right] \quad (4.27)$$

b) Caso: Fase de Gasolina FCC

$$V_{Thc} = 64 \left[0.5\pi - \arcsin(0.5 y_1 - 1) - (0.5 y_1 - 1) \sqrt{1 - (0.5 y_1 - 1)^2} \right] + \\ + \frac{\pi}{8} \left[16 (4 - y_1) - \frac{4}{3} \left[8 - (y_1 - 2)^3 \right] \right] \quad (4.28)$$

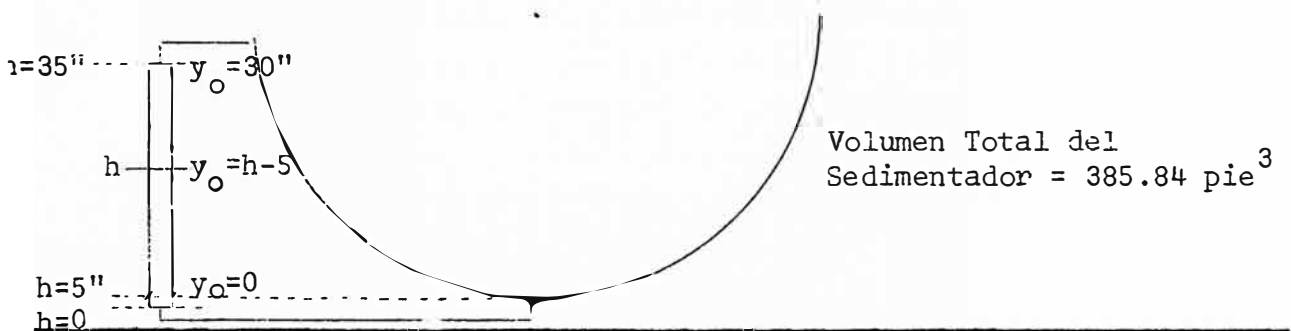
c) Caso: Interfase Soda Cáustica-Gasolina

$$\begin{aligned}
 V_{T \text{ int}} = & 64 \left[\text{arc sen } (0.5y_1-1) + (0.5y_1-1) \sqrt{1 - (0.5y_1-1)^2} \right. \\
 & \left. - \text{arc sen } (0.5y_0-1) - (0.5y_0-1) \sqrt{1 - (0.5y_0-1)^2} \right] \\
 & + \frac{\pi}{8} \left[16 (y_1-y_0) - \frac{4}{3} \left[(y_1-2)^3 - (y_0-2)^3 \right] \right] \quad (4.29)
 \end{aligned}$$

4.2.1.6 Niveles de Soda Cáustica en los sedimentadores

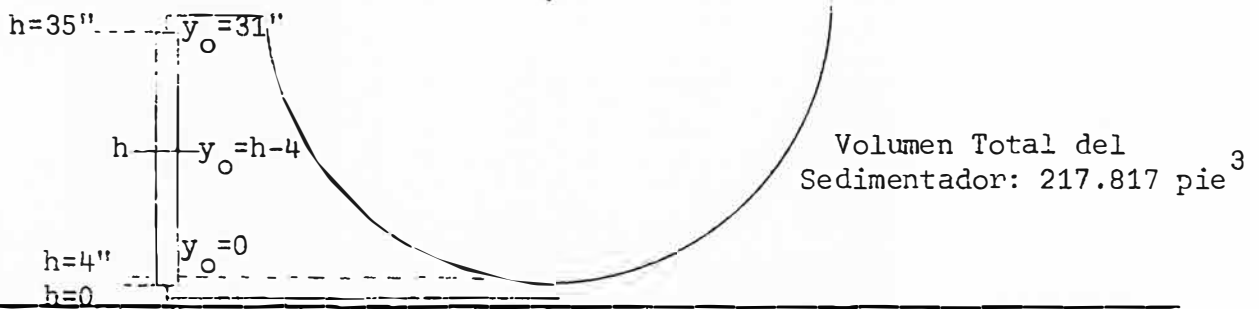
Para determinar el volumen de soda de cada sedimentador en función del nivel de soda cáustica en el visor (nivel de vidrio), se han utilizado las Ec. (4.24) y (4.27); posteriormente se han tabulado los resultados para los diferentes niveles en los sedimentadores 17D1A y 17D1B.

TABLA 4.2 NIVELES DE SODA CAUSTICA EN EL SEDIMENTADOR 17D1A



# TORNILLOS	NIVEL EN EL VISOR (%)	h (pulg)	$y_0 = (h-5)$ pulg.	V_T soda (pie ³) (Fórmula 4.24)	SODA: % $V_{sed.}$
1	0	0	-	-	-
2	5	1.75	-	-	-
3	10	3.50	-	-	-
	14.3	5.00	0	0	0
4	15	5.25	0.25	0.450	0.117
5	20	7.00	2.00	3.722	0.965
6	25	9.75	3.75	9.565	2.48
7	30	10.50	5.50	16.930	4.39
8	35	12.25	7.25	25.576	6.63
9	40	14.00	9.00	35.230	9.13
10	45	15.75	10.75	45.763	11.86
11	50	17.50	12.50	57.04	14.78
12	55	19.25	14.25	68.923	17.86
13	60	21.00	16.00	81.374	21.09
14	65	22.75	17.75	94.382	24.46
15	70	24.50	19.50	107.722	27.92
16	75	26.25	21.25	121.442	31.47
17	80	28.00	23.00	135.465	35.11
18	85	29.75	24.75	149.648	38.79
19	90	31.50	26.50	164.039	42.51
20	95	33.25	28.25	178.529	46.27
21	100	35.00	30.00	192.92	50

TABLA 4-3 NIVELES DE SODA CAUSTICA EN EL SEDIMENTADOR 17D1B



# TORNILLOS	NIVEL EN EL VISOR (%)	h (pulg)	$y_o = h - 4$ pulg.	V_T soda (pie ³) (Fórmula 4.27)	SODA: % $V_{sed.}$
1	0	0	-	-	-
2	5	1.75	-	-	-
3	10	3.50	-	-	-
	11.4	4.00	0	0	0
4	15	5.25	1.25	1.457	0.67
5	20	7.00	3.00	5.41	2.48
6	25	8.75	4.75	10.768	4.94
7	30	10.5	6.5	17.141	7.87
8	35	12.25	8.25	24.289	11.15
9	40	14.00	10.00	32.229	14.80
10	45	15.75	11.75	40.681	18.68
11	50	17.50	13.5	49.5	22.73
12	55	19.25	15.25	57.356	26.33
13	60	21.00	17.00	68.558	31.475
14	65	22.75	18.75	78.435	36.01
15	70	24.50	20.50	88.495	40.63
16	75	26.25	22.25	98.681	45.30
17	80	28.00	24.00	108.908	50.0
18	85	29.75	25.75	119.159	54.71
19	90	31.50	27.50	129.338	59.38
20	95	33.25	29.25	139.395	64.00
21	100	35.00	31.00	149.230	68.51

.2.2 Análisis de la Sedimentación de Partículas

Los procesos de sedimentación que ocurren en los sedimentadores de soda 17D1A y 17D1B, son operaciones cuyo estudio se ha abordado por un método prácticamente em pírico, dado por el elevado número de variables impli casas y la dificultad de expresar en forma matemática las interacciones que ocurren. Sin embargo, los fundamentos del proceso son bien conocidos por estar basados en leyes físicas sencillas. La sedimentación espontánea de partículas en medios diluidos se analizará a partir de la mecánica de fluidos aplicada a partículas individualizadas, corrigiendo las expresiones deducidas para el modelo de esfera rígida mediante la consideración de factores geométricos, interacciones y límites del sistema.

Las partículas (gotas) sedimentan con velocidades que son función exclusiva de su tamaño, forma y densidad, de las propiedades de los fluidos y de las propiedades de la interfase y de la tensión interfacial.

4.2.2.1 Deducción de las Ecuaciones de Sedimentación en 17D1A y 17D1B

En movimiento isotérmico de partículas esféricas hidrodinámicamente lisas, en el seno de un fluido Newtoniano y no compresible, como es el caso de los sedimentadores de la unidad Merox de Gasolina FCC, se rige por ecuaciones en que la velocidad de la partícula viene dada en función de su dimensión característica, de la densidad relativa de los fluidos y del factor de fricción.

El factor de fricción (f) se introduce al expresar la fuerza cinética de fricción en función de un área característica (A) y de una energía cinética característica (K).

Luego, para una partícula esférica lisa, la fuerza cinética de fricción (F_K) puede expresarse como:

$$F_K = A \cdot K \cdot f = (\pi R_p^2) \cdot \left(\frac{1}{2} \rho_p V_\infty^2\right) \cdot f \quad (4.30)$$

Una vez establecido el equilibrio de sedimentación, la fuerza de rozamiento puede interpretarse de acuerdo con el principio de Arquímedes como:

$$F_K = \frac{4}{3} \pi R_p^3 (\rho_p - \rho_f) g \quad (4.31)$$

La fuerza total que ejerce el fluido sobre la partícula es igual a la suma de tres contribuciones:

$$F = \underbrace{\frac{4}{3} \pi R_p^3 \rho_f g}_{F_S(\text{estática})} + \underbrace{2\pi\mu_f R_p V_\infty + 4\pi\mu_f R_p V}_{F_K(\text{dinámica})} \quad (4.32)$$

Fuerza de Flotación	Fricción de Forma	Fricción de Superficie
Componente Normal		Componente Tangencial

donde:

- F_S = Fuerza de flotación
- F_K = Fuerzas de fricción
- f = Viscosidad del seno del fluido
- D_p = Diámetro de la gota (partícula)
- V_∞ = Velocidad partícula-fluido
- R_p = Radio de la partícula.

La fuerza de flotación se ejerce aunque el fluido permanezca estacionario, mientras que las fuerzas de fricción se presentan cuando existe un movimiento relativo de las gotas (partículas) respecto al fluido.

$$\text{Luego: } F_K = 6 \pi R_p V_\infty \mu_f = 3 \pi \mu_f D_p V_\infty \quad (4.33)$$

La anterior ecuación es la denominada Ley de Stokes.

Iguando las ecuaciones (4.30) y (4.33):

$$(\pi R_p^2) \cdot \left(\frac{1}{2} \rho_p V_\infty^2\right) \cdot f = 6 \pi \mu_f R_p V_\infty$$

de donde:

$$f = \frac{24}{\frac{D_p V_\infty \rho_f}{\mu_f}} = 24 R_e^{-1} \quad (4.34)$$

A continuación se presenta una tabla para otros intervalos de sedimentación.

TABLA 4-4 ECUACIONES PARA DISTINTOS INTERVALOS DE SEDIMENTACION

LEY DE SEDIMENTACION	INTERVALO	DIAMETRO LIMITE DE PARTICULA	VELOCIDAD DE APROXIMACION	FACTOR DE FRICCION
STOKES-CUNNINGHAM	$Re < 10^{-4}$	$D_{Pl} < 3\mu$		
STOKES	$10^{-4} < Re < 0.2$	$D_{Pl} = K_1 B = 3.3 B$ $B = \left[\frac{\mu_f^2}{g P_F (\rho_p - \rho_f)} \right]^{1/3}$	$V_\infty = \frac{8 D_p^2 (\rho_p - \rho_f)}{18 \mu_f}$	$f = 24 Re^{-1}$
INTERMEDIA	$0.2 < Re < 500$	$D_{Pl} = 43.5 B$	$s = \frac{0.1538 D_p (\rho_p - \rho_f)}{\rho_f \mu_f}$	$f = 18.5 Re^{-0.6}$ $f = \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.637})$
NEWTON	$10^3 < Re < 2.10^5$ $10^3 < Re < 2.10^3$	$D_{Pl} = 2.36 B$	$V_\infty = 1.74 \sqrt{\frac{D_p^2 (\rho_p - \rho_f) g}{\rho_f}}$	$f = 0.44$ $f = \frac{12}{Re} (1 + 0.14 Re^{0.7})$

4.2.2.2 Determinación del tamaño límite de las gotas de Soda Cáustica en los Sedimentadores (D_1)

a) Datos: Gasolina FCC 56°API, $\mu_f = 0.5 C_p$
 $\rho_f = 45.55 \text{ lb/pie}^3$, $T = 100^\circ\text{F}$
 Soda 10°Be Sp. gr = 1.08
 $\mu_p = 1.02 C_p$ $\rho_p = 67.39 \text{ lb/pie}^3$

Se utilizará la ley de Sedimentación de STOKES

$$D_1 = 3.3B \quad B = \left[\frac{\mu_f^2}{8 \rho_f (\rho_p - \rho_f)} \right]^{1/3}$$

Reemplazando datos:

$$B = \left[\frac{0.5^2 C_p^2 \times \left(\frac{6.72 \times 10^{-4} \text{ lb/seg} \times \text{pie}}{C_p} \right)^2}{32.2 \times 45.55 (67.39 - 45.55) \frac{\text{pie}}{\text{seg}^2} \times \frac{\text{lb}}{\text{pie}^6}} \right]^{1/3}$$

$$B = 1.5218 \times 10^{-4} \text{ pie} = 46.38 \text{ micrones}$$

$$D_1 = 3.3 \times 46.38 = 153 \text{ micrones}$$

b) Datos: Gasolina FCC 56°API, $\mu_f = 0.5 C_p$,
 $\rho_f = 45.55 \text{ lb/pie}^3$, $T = 100^\circ\text{F}$
 Soda 8°Be, Sp. gr = 1.058
 $\mu_p = 1.06 C_p$, $\rho_p = 66.05 \text{ lb/pie}^3$

De igual manera:

$$B = \left[\frac{0.5^2 \times C_p^2 \times \left(\frac{6.72 \times 10^{-1} \text{ lb/seg} \times \text{pie}}{C_p} \right)^2}{32.2 \times 45.55 (66.05 - 45.55) \frac{\text{pie}}{\text{seg}^2} \times \frac{\text{lb}^2}{\text{pie}^6}} \right]^{1/3}$$

$$B = 47.3 \text{ micrones}$$

$$B = 156 \text{ micrones}$$

4.2.3 Determinación de las Velocidades de Aproximación (V_∞)

Puesto que se está trabajando con la ley de sedimentación de STOKES, la velocidad de aproximación vendrá definida por la siguiente ecuación:

$$V_\infty = \frac{g D_p^2 (\rho_p - \rho_f)}{18 \mu_f} \quad (4.35)$$

similarmente a 4.3.2.2.b se utilizará Soda de 8°Be.

Gasolina FCC $\mu_f = 0.5 C_p$ $\rho_f = 45.55 \text{ lb/pie}^3$

Soda 8°Be $\mu_p = 1.06 C_p$ $\rho_f = 66.05 \text{ lb/pie}^3$

El intervalo del diámetro de las partículas (gotas) de soda cáustica en el seno de la gasolina será

$$100 \leq D_p \leq 156$$

TABLA 4-5 VELOCIDAD DE APROXIMACION vs. TAMAÑO DE PARTICULA

DIAMETRO DE PARTICULA (D_p) MICRONES	100	110	120	130	140	150	156
Velocidad Superficial V_∞ ($\frac{\text{pie}}{\text{min}}$)	0.705	0.853	1.015	1.191	1.381	1.586	1.715

4.2.4 Determinación de los Tiempos de Residencia en los Sedimentadores

Flujo actual de Gasolina FCC : 3700 BPD

Flujo de Soda Cáustica : 740 BPD

Flujo Total que sale del mezclador: 4440 BPD

Primero se estimará el % de flujo total que deberá fluir a través de cada uno de los sedimentadores. Para ello se determinarán los volúmenes para cada sedimentador, correspondiente al 50% del volumen de cada

sedimentador.

$$17D1A: \text{ de la Tabla 4.2 } V_a = 192.92 \text{ pie}^3$$

$$17D1B: \text{ de la Tabla 4.3 } V_b = 108.9 \text{ pie}^3 \quad V_T = 301.82 \text{ pie}^3$$

$$17D1A: \frac{192.92}{301.82} \times 100\% = 64\%$$

$$17D1B: \frac{108.9}{301.82} \times 100\% = 36\%$$

Puesto que el flujo total a los sedimentadores es de 4440 BPD:

$$\text{Flujo hacia 17D1A} = 4440 \times 0.64 = 2842 \text{ BPD}$$

$$\text{Flujo hacia 17D1B} = 4440 \times 0.36 = 1598 \text{ BPD}$$

$$\text{Flujo de Soda (17D1A)} = 2842 \times 0.2 = 568 \text{ BPD}$$

$$\text{Flujo de Soda (17D1B)} = 1598 \times 0.2 = 320 \text{ BPD}$$

Un buen nivel de trabajo en los sedimentadores es, con siderar un volumen de soda de 10 a 20% del volumen del sedimentador:

$$17D1A: 14.78\% V_{\text{sed.}} \rightarrow 50\% \text{ visor} \rightarrow 57.041 \text{ pie}^3 \rightarrow$$

$$\rightarrow 10.158 \text{ Bls (Tabla 4.2)}$$

$$17D1B: 14.8\% V_{\text{sed.}} \rightarrow 40\% \text{ visor} \rightarrow 32.223 \text{ pie}^3 \rightarrow$$

$$\rightarrow 5.739 \text{ Bls (Tabla 4.3)}$$

$$17D1A: \theta_r = \frac{10.158 \text{ Bls}}{568 \text{ Bls/día}} \times 1440 \frac{\text{min}}{\text{día}} = 25.8 \text{ min}$$

$$17D1B: \theta_r = \frac{5.739 \text{ Bls}}{320 \text{ Bls/día}} \times 1440 \frac{\text{min}}{\text{día}} = 25.8 \text{ min.}$$

TABLA 4-6 CONSUMOS MENSUALES DEL AÑO 1975

MES	PRODUCCION MENSUAL DE GASOLINA (Bls)	PRODUCCION DIARIA DE GASOLINA (BPD)	CONSUMO MENSUAL DE SODA (Kg)	CONSUMO DE SODA POR MB ($\frac{Kg}{MB}$)	CONSUMO MENSUAL DE CATALIZADOR (gr.)	CONSUMO DE CATALIZADOR POR MB (gr/MB)
Enero	125465	4047	419	3.33	400	3.2
Febrero	115418	4122	450	3.89	600	5.2
Marzo	119536	3858	925	7.73	800	6.7
Abril	116710	3890	183	1.56	400	3.4
Mayo	99909	3223	289.7	2.89	600	6.0
Junio	119040	3968	357.5	3.00	600	5.0
Julio	120020	3872	681	5.67	1000	8.3
Agosto	122829	3962	460	3.74	1200	9.8
Setiembre	108349	3612	323.4	2.98	1600	14.8
Octubre	111302	3590	468	4.20	1000	9.0
Noviembre	98387	3280	621.7	6.31	1800	18.3
Diciembre	95674	3086	439.7	4.59	1200	12.6

TABLA 4-7 CONSUMOS MENSUALES DEL AÑO 1976

MES	PRODUCCION MENSUAL DE GASOLINA (Bls)	PRODUCCION DIARIA DE GASOLINA (BPD)	CONSUMO MENSUAL DE SODA (Kg)	CONSUMO DE SODA POR MB ($\frac{Kg}{MB}$)	CONSUMO MENSUAL DE CATALIZADOR (gr.)	CONSUMO DE CATALIZADOR POR MB (gr/MB)
Enero	96497	3113	500.1	5.18	1000	10.4
Febrero	103133	3683	556	5.39	1400	13.6
Marzo	95118	3038	840.1	8.83	2500	26.3
Abril	95062	3169	1738.7	18.29	2500	26.3
Mayo	47679	1538	306	6.41	500	10.5
*						
Julio	69790	2251	482.8	6.91	1000	1.4
Agosto	103744	3347	1166.2	11.24	2000	19.3
Setiembre	106885	3563	1494.5	13.98	1900	17.8
Octubre	106466	3434	1423	13.96	1600	15.0
Noviembre	101053	3363	1196.7	11.84		
Diciembre	96718	3120	1945	20.11	5800	60.0

* Mes de Junio hubo parada.

TABLA 4-8 CONSUMOS MENSUALES DEL AÑO 1977

MES	PRODUCCION MENSUAL DE GASOLINA (Bls)	PRODUCCION DIARIA DE GASOLINA (BPD)	CONSUMO MENSUAL DE SODA (Kg)	CONSUMO DE SODA POR MB ($\frac{Kg}{MB}$)	CONSUMO MENSUAL DE CATALIZADOR (gr.)	CONSUMO DE CATALIZADOR POR MB (gr/MB)
Enero	97003	3130	8437	86.97	1200	12.4
Febrero	87501	3125	8887	101.56	400	4.6
Marzo	96647	3118	9341.8	96.65		
Abril	96389	3213	8909.4	92.43		
Mayo	90700	2926	7752.8	85.47		
Junio	92402	3080	4873.6	52.74		
Julio	102970	3322	5369.0	52.14		
Agosto	72333	2333	3551.6	49.1		
Setiembre	73479	2449	1646.4	22.4		
Octubre	100578	3244	1221.4	12.14		
Noviembre	92390	3080	2065.6	22.4	1200	13.0
Diciembre	93993	3032	625.3	6.65	2000	21.3

TABLA 4-9 CONSUMOS MENSUALES DEL AÑO 1978

MES	PRODUCCION MENSUAL DE GASOLINA (Bls)	PRODUCCION DIARIA DE GASOLINA (BPD)	CONSUMO MENSUAL DE SODA (kg)	CONSUMO DE SODA POR MB ($\frac{Kg}{MB}$)	CONSUMO MENSUAL DE CATALIZADOR (gr.)	CONSUMO DE CATALIZADOR POR MB (gr/MB)
Enero	85819	2959	1034	12.05	2000	23.30
Febrero	99892	3567	1933.3	19.35	4500	45.05
Marzo	112548	3631	413.6	3.67	1000	8.89
Abril	87551	3367	1038.2	11.86	1000	11.42
Mayo	27231	3031	1946.14	71.34	550	20.16
Junio	94472	3149	2782.8	29.46	450	4.76
Julio	99336	3325	1013.4	10.14	2000	20.00
Agosto	100906	3364	674.7	6.69	450	4.46
Setiembre	99189	3420	1465.8	14.78	879	8.86
Octubre	130593	4213	813.6	6.23	906	6.94
Noviembre	131513	4384	310	2.36	453	3.44
Diciembre	122782	3961				

TABLA 4-10 CONSUMOS MENSUALES DEL AÑO 1979

MES	PRODUCCION MENSUAL DE GASOLINA (Bls)	PRODUCCION DIARIA DE GASOLINA (BPD)	CONSUMO MENSUAL DE SODA (Kg)	CONSUMO DE SODA POR MB ($\frac{Kg}{MB}$)	CONSUMO MENSUAL DE CATALIZADOR (gr.)	CONSUMO DE CATALIZADOR POR MB (gr/MB)
Enero	124997	4032	1681	13.45		
Febrero	107590	3843	271	2.52		
Marzo	111414	3594	835	7.49	400	3.59
Abril	105446	3515	276	2.62		
Mayo	109464	3531			400	3.65
Junio	105353	3512				
Julio	113258	3653	285.2	2.52		
Agosto	63935	3365	146.0	2.28		
Setiembre	116252	3875	1542	13.26		

4.4 EFFECTOS DE LAS IMPUREZAS SOBRE LAS PROPIEDADES DE LA GASOLINA

4.4.1 Compuestos de Azufre

Cada uno de los compuestos de azufre afecta a las propiedades de los productos en diferentes formas, dichos compuestos se considerarán individualmente.

4.4.1.1 Sulfuro de Hidrógeno

- a) Tiene un olor detestable y es muy venenoso, paraliza la función involuntaria de la respiración, dando como resultado la asfixia.
- b) Es corrosivo en la presencia de oxígeno, da positivo a la prueba de la lámina de cobre.
- c) Tiene un efecto perjudicial sobre el número de octano y la susceptibilidad al TEL.
- d) Se oxida a azufre elemental.
- e) Promueve la formación de peróxidos.

Normalmente la Gasolina FCC antes y después de Mercox no tiene sulfuro de hidrógeno.

4.4.1.2 Azufre elemental

- a) Da una prueba positiva de corrosión de la lámina de cobre.
NOTA: El H_2S y el azufre elemental son los únicos compuestos debidamente comprobados que dan una prueba positiva a la lámina de cobre.
- b) Tiene efectos perjudiciales sobre el número de Octano y la susceptibilidad al TEL.

4.4.1.3 Mercaptanos

- a) De olor detestable.
- b) Tiene un efecto perjudicial sobre la susceptibilidad al TEL.
- c) Da negativo a la prueba de corrosión de la lámina de cobre, pero realmente corroe el cobre sin decolorar la superficie.
- d) Los mercaptanos reaccionan con el cobre, particularmente si hay nitrógeno básico, para formar compuestos de cobre solubles, los cuales pueden luego oxidarse para formar compuestos insolubles, que también pueden reaccionar para formar compuestos gelatinosos tales como naftenatos y fenolatos de cobre.

4.4.1.4 Sulfuros y Disulfuros

En general no son censurables, pero tienen cierto efecto perjudicial sobre la susceptibilidad al TEL.

4.4.1.5 Compuestos de Azufre en general

En general todos ellos imparten algún olor a los productos.

4.4.2 Compuestos Oxigenados

4.4.2.1 Fenoles

- a) Los fenoles son suaves antioxidantes y contribuyen a dar largos períodos de inducción cuando están presentes en la gasolina de craqueo. En todo caso ellos no son muy buenos para prevenir la formación de gomas.

- b) Los fenoles oxidados pueden impartir color en las cargas de alto punto de ebullición.
- c) Los fenoles reaccionan con el cobre causando cambios en la coloración de la gasolina.

4.4.2.2 Acidos Nafténicos

Principalmente presentes en los productos de destilación primaria, probablemente porque el craqueo destruye la cadena entre el grupo carboxilato y el anillo nafténico.

- a) Los ácidos nafténicos de bajo punto de ebullición son parcialmente solubles en agua y pueden por esto elevar las condiciones corrosivas si el agua está presente.
- b) Las sales de sodio y los ácidos nafténicos estabilizan las emulsiones y forman gelatinas con la gasolina.
- c) Las sales de sodio son solubles hasta una cierta extensión, tales sales (naftenatos de sodio) pueden depositarse subsecuentemente de un lavado con soda cáustica.
- d) Los ácidos nafténicos reaccionan con el cobre formando compuestos coloreados.
- e) Se piensa que se junta con los fenoles oxidados para formar compuestos coloreados.

4.4.2.3 Acidos Alifáticos

Aparentemente presentes únicamente en los compuestos de craqueo, probablemente como el resultado de craqueo de los ácidos nafténicos.

- a) Los ácidos alifáticos de bajo punto de ebullición son solubles en agua y pueden elevar la corrosión si está presente el agua.
- b) Las sales de sodio provenientes de los ácidos alifáticos son insolubles en soda cáustica concentrada formando precipitados condensados.

4.4.2.4 Peróxidos

Los peróxidos resultan de la oxidación de olefinas y diolefinas.

- a) Los peróxidos tienen un efecto muy perjudicial sobre el período de inducción porque ellos propician las reacciones de oxidación (peróxidos polimerizados).
- b) Los peróxidos tienen un efecto perjudicial sobre el número de octano y la susceptibilidad al TEL.

4.4.3 Compuestos Nitrogenados

4.4.3.1 Compuestos Básicos del tipo de la Piridina o Quinolina

Estos compuestos nitrogenados no son reportados por ser particularmente nocivos. Ellos pueden tener las siguientes características indeseables:

- a) Olor.- Típico y característico de la piridina.
- b) Color.- Cuando se oxida puede dar colores muy intensos, especialmente en los productos de craqueo donde ellos parece que se juntan con los fenoles oxidados y por medio de esto, contribuyen a la formación del color.
- c) El efecto sobre la susceptibilidad al TEL es el

número de octano varía de bueno a malo.

d) Gomas.- Son reportados como promotores de formación de gomas.

4.4.3.2 Pirroles

Está definitivamente comprobado que están asociados con la formación de sedimentos.

4.4.4 Cobre

Es un potente catalizador de oxidación el cual promueve una rápida formación de gomas. A bajas concentraciones, por decir 0.02 ppm. el cobre causa ensuciamiento de tubos y a elevadas concentraciones causa caída de presión.

4.5 CONSIDERACIONES PARA EL CAMBIO DE DISEÑO DE LA UNIDAD

En primer término se analizarán los datos de laboratorio (ver Capítulo 3) y posteriormente como consecuencia del análisis, se darán las pautas para un cambio de diseño.

Analizando los reportes de laboratorio (ver Tablas del 3.5 al 3.9) se observa que la Prueba Doctor (Método UOP 41-74, ver 3.4) es "positivo" para la Gasolina FCC después de Merox, cabe señalar que dicha prueba debería ser "negativa" de acuerdo a los criterios de diseño de la Unidad Merox de endulzamiento líquido-líquido. La prueba Doctor positiva, se refiere a los mercaptanos; ya que la prueba Doctor para el sulfuro de hidrógeno es usualmente negativa tanto para la Gasolina antes y después de Merox. A continuación se presenta una tabla que ilustra lo manifestado:

TABLA 4-11

PRUEBA DOCTOR PARA:	POR CRITERIO DE DISEÑO		EN CONDICIONES ACTUALES	
	ANTES DE MEROX	DESPUES DE MEROX	ANTES DE MEROX	DESPUES DE MEROX
H ₂ S	Negativo	Negativo	Negativo	Negativo
RSH	Positivo	Negativo	Positivo	Positivo

TABLA 4-12 MAXIMO CONTENIDO DE MERCAPTANOS PARA DAR UNA PRUEBA DOCTOR NEGATIVA

<u>TIPO DE MERCAPTANO</u>	<u>ppm</u>
Metil mercaptano	20
Etil	6
Propil	9
t-butil	4
i-amil	3
n-heptil	1
Tiofenol (bencil mercaptano)	20

Después del cambio de proceso WOP Stack a Riser Cracking de la Unidad FCC (a partir de Julio 1976) se han observado en los reportes de laboratorio (diarios) el Arrastre Cáustico es siempre "Positivo": aunque excepcionalmente es negativo, principalmente cuando hay cambio de Soda Cáustica, este Arrastre Cáustico negativo se mantiene únicamente dentro de las 24 horas (aproximadamente) del cambio de soda cáustica.

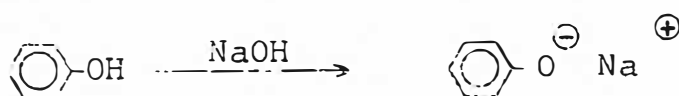
Inicialmente se pensaba que el arrastre cáustico era ocasionado exclusivamente por la excesiva turbulencia a través de los platos perforados del mezclador Merox, de

bido a que operaba con flujos de gasolina de 3500 a 4000 BPD, mientras que el flujo de diseño era de 2920 BPD; observándose por lo tanto una mayor caída de presión en el mezclador que en el diseño. Para controlar el arrastre cáustico, se incrementó el diámetro de los orificios de los platos perforados en un 15% del diámetro de diseño (diámetro actual del orificio = $1/2'' \times 1.15 = 0.575$ pulg). El incremento de los diámetros de los orificios ha permitido obtener una caída de presión similar a la de diseño (ver 4.2.3), pese a ello, el arrastre de Soda Cáustica subsistem tal como se puede comprobar observando los reportes diarios de la Gasolina FCC.

De acuerdo a los análisis de laboratorio, se ha notado que cuando hay alta concentración de Fenoles la razón de oxidación de los mercaptanos es lenta. Ello puede explicarse a que los Fenoles compiten con los mercaptanos por el oxígeno presente, debido a ello es necesario utilizar una baja concentración de soda cáustica (se determinó que debía utilizarse soda cáustica de 8°Be en la Unidad Merox) de tal manera que la concentración de equilibrio de los Fenoles no exceda del 10% en volumen.

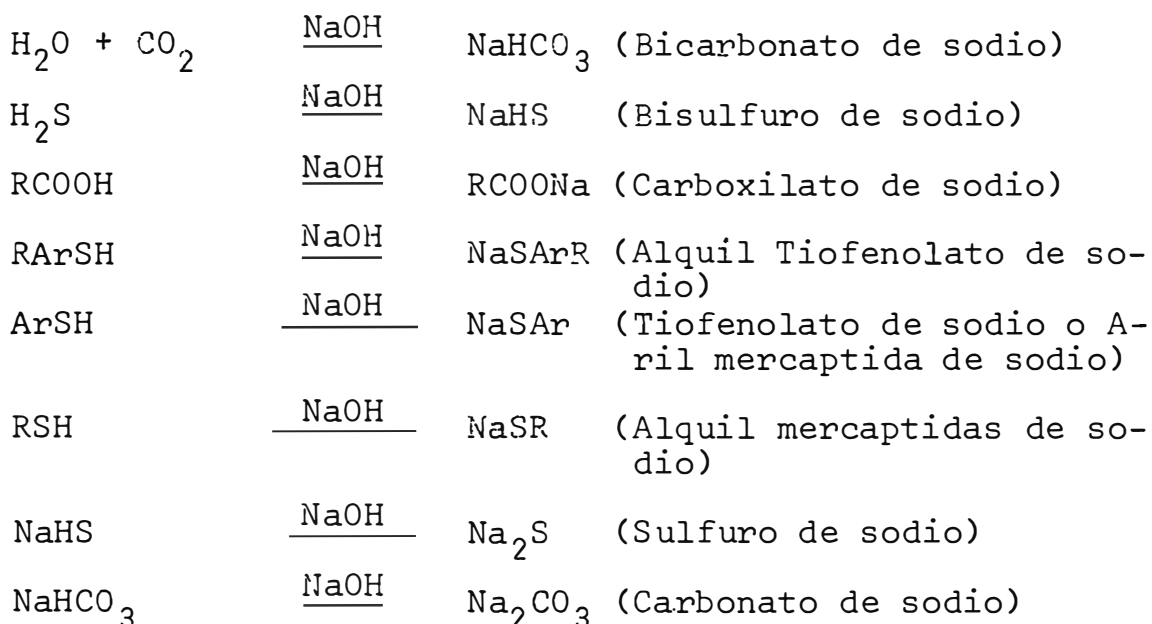
Las reacciones de los grupos hidroxilos de los Fenoles que envuelven el rompimiento de los enlaces O-H y la formación de nuevos enlaces oxígeno-carbono, son generalmente semejante al de los alcoholes.

La conversión del Fenol a anión Fenolato por pérdida del protón hidroxílico conduce a una mayor deslocalización del par no compartido:



Esta reacción consume soda. Aparte de la reacción anterior la soda cáustica es eventualmente gastada con áci-

dos débiles que están presentes en la Gasolina FCC, tales como dióxido de carbono, ácidos alifáticos, ácidos nafténicos y otros ácidos; las reacciones que gastan la soda son:



El tiofenol reacciona rápidamente en presencia de olefinas y oxígeno para formar un tioéter hidroperóxido, los hidroperóxidos luego de polimerizados forman gomas; pero en ausencia de olefinas, el tiofenol es rápidamente oxidado en fase acuosa para formar el difenil disulfuro (inofensivo). Por relaciones de inhibición que existen entre el tiofenol y las olefinas es que se intensifican la formación de gomas, así como también el azufre elemental y el sulfuro de hidrógeno incrementan el período de inducción de la gasolina.

Se ha reportado que los compuestos básicos de nitrógeno promueven la formación de gomas en la Gasolina FCC.

Las olefinas y diolefinas conjugadas, son hidrocarburos reactivos que reaccionan rápidamente formando gomas y sedimentos; afortunadamente los compuestos anteriores aparecen en insignificantes cantidades.

La presencia de los ácidos nafténicos en la Gasolina FCC

de Riser Cracking ocasiona en parte el incremento de los problemas de emulsión de la soda cáustica; por otra parte la rápida neutralización de la soda cáustica, no es exclusivamente debido a las reacciones mencionadas en la página anterior; sino a otros compuestos que no parecían en la Gasolina FCC antes de Riser Cracking; dichos compuestos se oxidan a ácidos carboxílicos a las condiciones de operación de la Unidad Merox de endulzamiento Líquido-Líquido. Tales ácidos carboxílicos son rápidamente neutralizados con la soda cáustica.

Las anteriores afirmaciones justifican el excesivo consumo de soda cáustica en la Unidad Merox de Gasolina FCC después de julio de 1976, es decir después que en la Unidad FCC se modificó de un proceso UOP Stack a un proceso UOP Riser Cracking. El consumo promedio de soda cáustica por 1000 barriles de Gasolina FCC tratada entre enero de 1975 hasta mayo de 1976 (Tablas 4-6 y 4-7) fue de 6.08 Kg/MB mientras que después de julio de 1976 hasta diciembre de 1978 (ver Tablas 4-7, 4-8, 4-9) fue de 32.62 Kg/MB. No se ha considerado el año 1979 debido a que actualmente está operando sin catalizador Merox N° 2 y sin un adecuado flujo de aire en el mezclador Merox. Es decir la Unidad Merox de endulzamiento Líquido-Líquido, no está operando como tal, mas bien se podría decir que está operando como una unidad de lavado con soda cáustica, ello debido al alto costo del catalizador Merox N° 2, el cual tiene que ser cambiado continuamente cuando se realizan cambios de soda cáustica.

Debido al alto consumo de soda y considerando que se están efectuando estudios para la ampliación de la Unidad FCC y por consiguiente se incrementará el flujo de Gasolina FCC hasta 4500 BPD con lo cual es de esperar que se agraven los problemas operativos de la Unidad, es ne

cesario el cambio de diseño de la actual Unidad Merox de endulzamiento "Líquido-Líquido" (ver Cap. 2) a una Unidad Merox de endulzamiento en Lecho Sólido. El diseño de Lecho Fijo empleará catalizador Merox N° 1 de una alta actividad específica, el cual no será dispersable en solución de soda cáustica, sino será impregnado "in situ" sobre un conveniente carbón activado el cual servirá de soporte. El catalizador Merox impregnado en el carbón activado será resaturado a convenientes períodos de tiempo (ej. tres días) con solución de soda cáustica para mantener un satisfactorio tratamiento. El aire será puesto en contacto con la gasolina y luego pasará a través del carbón-catalizador Merox. Con la utilización del tratamiento Merox de "Lecho Fijo" se utilizarán pequeñas cantidades de soda cáustica.

En el endulzamiento de Lecho Fijo se tiene la ventaja de remover de la gasolina los ácidos nafténicos, fenoles, compuestos básicos nitrogenados tales como la Píridina y Quinolina, y también moléculas de alto punto de ebullición. Dependiendo de la concentración presente de tales contaminantes, ellos se adsorberán en el carbón activado hasta el punto de interferir y bloquear mecánicamente el acceso de la carga hacia el catalizador Merox N° 1. Es posible remover los materiales acumulados tales como el Naftenato de sodio por un lavado del carbón activado con agua caliente. La frecuencia del lavado con agua caliente dependerá del contenido de compuestos indeseables presentes en la carga.

CAPITULO 5

DISEÑO DE LA NUEVA UNIDAD MEROX DE LECHO FIJO CON IMPREGNACION DE CATALIZADOR

5.1 CARBON ACTIVADO

Se fabrica a partir de diversas materias primas que se pueden clasificar en dos grandes categorías:

Mineral: a base de hulla y betún.

Vegetal: a base de turba, de madera de pino y nuez de coco.

Por una acción química o térmica a temperatura muy elevada (900°C) en presencia de oxígeno, se desarrolla una superficie importante en el interior de los poros.

5.1.1 Adsorción en el interior de un poro

5.1.1.1 Naturaleza de la Adsorción.- La adsorción física es normalmente expresada en términos de energía por unidad de superficie. Las moléculas en el interior de un sólido son sometidas a unas fuerzas equilibradas mientras que las moléculas en la superficie a fuerzas no equilibradas. Estas fuerzas tienden a ser equilibradas por otras moléculas que son atraídas a la superficie. Estas fuerzas son las llamadas "fuerzas de Van Der Waals".

5.1.1.2 Potencial de Adsorción.- La adsorción está influenciada por la naturaleza de la superficie y por la sustancia adsorbida. El carbón activo es considerado como un cuerpo no polar aunque algunos compuestos carbono-oxigenados lo convierten en ligeramente polar.

Cada molécula tiene, para un adsorbente dado, un potencial de adsorción. El potencial de adsorción se mide como la energía libre de adsorción, liberada cuando una molécula es adsorbida en la superficie del adsorbente.

Manes y Hofer proponen el índice de refracción para medir la polarización y llegan a la siguiente ecuación:

$$E = K \cdot V_s \left[\left[\frac{n^2 - 1}{n^2 + 2} \right]_s - \left[\frac{n^2 - 1}{n^2 + 2} \right]_l \right] \quad (5.1)$$

donde: E = Potencial de adsorción

V_s = Volumen molecular de la sustancia adsorbida

n = Índice de refracción

K = Constante

Esta ecuación ha sido verificada para numerosos productos.

Cuando la carga a tratar contiene numerosos productos a adsorber, como es el presente caso, el sistema Líquido-Sólido llega a ser más complejo, pero tenderá a un estado de equilibrio de mínima energía. Por consiguiente unas moléculas de alto peso molecular tenderán a sustituir las moléculas de bajo peso molecular previamente adsorbidas.

5.1.2 Estructura de los poros

La estructura submicroscópica del carbón no es conocida con exactitud pero está probablemente compuesta por partículas amorfas que son distribuidas al azar formando una red compuesta de pasajes irregulares, parcialmente conectados entre ellos y dando una superficie desarrollada que varía de 500 a 1500 m²/g de car-

bón.

Numerosas investigaciones han mostrado que los poros en el carbón activado están divididos en dos clases completamente diferentes, según sus dimensiones: el sistema de poros más importante, representando casi toda la superficie disponible para la adsorción, está constituido por el conjunto de los microporos. Estos microporos pueden ser definidos arbitrariamente como poros de los cuales su diámetro oscila entre 10 a 1000 Å. Por otra parte los macroporos son definidos arbitrariamente como poros que tienen un diámetro superior a 1000 Å.

Investigaciones realizadas en laboratorios han permitido determinar que el carbón elimina muchas impurezas de soluciones que contienen fenoles, ácidos, etc.

5.1.3 Propiedades

5.1.3.1 Definiciones

- a) Densidad, absoluta o verdadera.- El peso bajo condiciones específicas de una unidad de volumen de un carbón activado, excluyendo el volumen de los poros y los espacios enter-partículas.
- b) Densidad aparente (densidad Bulk, D_b).- El peso bajo condiciones específicas de una unidad de volumen de un carbón activado incluyendo el volumen de los poros y los espacios inter-partículas.
- c) Densidad de partícula (densidad Block, D_k).- El peso bajo condiciones específicas de una unidad de volumen de un carbón activado incluyendo el volumen de los poros y excluyendo los espacios inter-partículas.

d) Retentividad.- La habilidad de un carbón activado para resistir la desorción de un adsorbato.

5.1.3.2 Datos

a) Se utilizará carbón activado con las siguientes propiedades:

$$\begin{aligned} \text{Densidad aparente} = D_b &= 0.18138 \text{ gr/cc} \\ &= 11.318 \text{ lb/pie}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Densidad (pueba con Hg)} = D_a = 0.73 \text{ gr/cc}$$

$$\% \text{ vacíos} = \frac{100 (1/D_b - 1/D_a)}{1/D_b} \quad (5.2)$$

De la ecuación (5.2)

$$\% \text{ vacíos} = \frac{100 \left(\frac{1}{0.1814} - \frac{1}{0.73} \right)}{\frac{1}{0.1814}} = 75\%$$

De donde el coeficiente de huecos o vacíos es:

$$\epsilon = 0.75$$

Densidad Block:

$$D_k = \frac{D_b}{(1-\epsilon)} = \frac{0.18138 \text{ gr/cc}}{(1 - 0.75)} = 0.725 \frac{\text{gr}}{\text{cc}} = 45.27 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

b) Se utilizará carbón activado de 10 x 30 MESH con la siguiente granulación:

TABLA 5-1

<u>U.S. Standard, Tamiz N°</u>	<u>% Peso retenido (acumulado)</u>
10	14
20	91
30	99

5.1.3.3 Cálculo del Diámetro Medio de las partículas de Carbono Activado

TABLA 5-2 TAMAÑOS DE LOS TAMICES DE TEJIDO DE ALAMBRE CON AGUJEROS CUADRADOS PARA ENSAYOS DE FINURA DE CARBON PULVERIZADO

TAMAÑO O DESIGNACION DEL TAMIZ		ABERTURA DEL TAMIZ, mm	DIAMTERO DEL ALAMBRE, mm
Micrones	Nº		
1190	16	1.19	0.50 -0.70
590	30	0.59	0.29 -0.42
297	50	0.297	0.170-0.253
149	100	0.149	0.096-0.125
74	200	0.074	0.045-0.061

TABLA 5-3 EQUIVALENCIA ENTRE EL DIAMETRO DE LAS PARTICULAS Y LOS NUMEROS DE LOS TAMICES

TAMIZ TYLER (MESH)	U.S. STANDARD		
	(Nº)	(mm)	(pulg.)
9	10	2.00	0.07874
10	12	1.68	0.06614
12	14	1.41	0.05551
14	16	1.19	0.04685
16	18	1.00	0.03937
20	20	0.84	0.03307
24	25	0.71	0.02795
28	30	0.59	0.02323
32	35	0.50	0.01969
35	40	0.42	0.01654

De las Tablas (5-1) y (5-3) se determinan los diámetros de partículas para las diferentes granulacio-

nes del carbón activado.

TABLA 5-4

Tamiz N°, US	D (diámetro promedio), mm	% Peso retenido
10 ó menos	2.00	14
10 - 20	1.42	77
20 - 30	0.715	8
30 ó más	0.295	1

Luego se calculará el diámetro medio de las partículas de carbón activado usando la media de volumen-superficie o media de Sauter*, especial para reacciones catalíticas de Lecho Fijo:

$$D_P = \frac{\sum_{i=1}^k D_{pi}^3 \phi(D_{pi}) \times \Delta D_{pi}}{\sum_{i=1}^k D_{pi}^2 \phi(D_{pi}) \times \Delta D_{pi}} \quad (5.3)$$

Donde: $\phi(D_{pi}) \times D_{pi}$ es la fracción de masa que queda sobre una malla.

Reemplazando los datos de la Tabla 5.4 en la ecuación (5.3):

$$D_P = \frac{2^3 \times 0.14 + (1.42)^3 \times 0.77 + (0.715)^3 \times 0.08 + (0.295)^3 \times 0.01}{2^2 \times 0.14 + (1.42)^2 \times 0.77 + (0.715)^2 \times 0.08 + (0.295)^2 \times 0.01}$$

$$D_P = 1.557 \text{ mm} = 1557 \text{ micrones}$$

* Operaciones unitarias de A. Foust (pág. 667).

5.2 DISEÑO DEL REACTOR MEROX DE LECHO FIJO

Existen dos procedimientos generales de diseño de reactores de Lecho Fijo:

- Diseño empírico, basado en verificar los fenómenos que supuestamente se van a dar en el reactor (físico, químicos, etc.), y, apoyándose en datos experimentales, obtenidos a diferentes escalas: laboratorio, planta piloto, semiindustrial, extrapolar el reactor a nivel industrial. Como es fácil de comprender, el esfuerzo y el costo de la investigación para obtener dichos datos, es muy elevado.
- Diseño científico, que se realiza a partir de expresiones matemáticas, más o menos complejas, que tienen en cuenta los distintos fenómenos que ocurren en el reactor: reacción química, transporte de materia, de energía y de cantidad de movimiento. La complejidad del modelo adoptado depende de los fenómenos que se tomen en cuenta. Naturalmente, a mayor número de estos últimos, mayor complejidad en las ecuaciones que describen el modelo, y un número más elevado de parámetros en las mismas.

En las dos últimas décadas se está desarrollando mayores esfuerzos al desarrollo de este diseño científico, cuya última finalidad consiste en desarrollar las herramientas necesarias al diseño de los reactores de Lecho Fijo a partir de los estudios de laboratorio, obviando las extensas etapas de cambio de escala. Hay, además, que tener en cuenta, el aumento de importancia de los fenómenos físicos según aumenta la escala de las instalaciones.

En el presente trabajo se utilizará el método científico, tratando de aprovechar al máximo las informaciones e investigaciones desarrolladas en los últimos años, en

el campo de los reactores de Lecho Fijo.

5.2.1 Bases del Diseño

El reactor Merox de Lecho Fijo y en general la Unidad Merox de Gasolina FCC será diseñada para procesar 4500 BPD de Gasolina FCC de las siguientes características promedio:

Gravedad API a 60°F	57
Presión de Vapor, Reid	8.3 psig
Punto Inicial	91°F
5%	114°F
10%	128°F
20%	150°F
50%	228°F
90%	358°F
95%	381°F
Punto Final	430°F
R.O.N.	91.0

La carga (Gasolina FCC) al reactor Merox tendrá un contenido de mercaptanos promedio de 40 p.p.m., el cual se deberá reducir a menos de 5 p.p.m.

5.2.1.1 Condiciones Operatorias y de Cálculo

a) Temperatura.- La temperatura de operación será de 100°F.

La temperatura de cálculo será entonces:

$$100^{\circ}\text{F} + 50^{\circ}\text{F} = 150^{\circ}\text{F}$$

b) Presión.- La presión de operación será de 100 psia.

La presión de cálculo será: $100 \times 1.15 = 115$ psia.

c) Velocidad espacial.- Está definida por el caudal de carga que es capaz de tratar por hora uno

unidad (tonelada, m^3 , etc.) de catalizador del reactor.

De acuerdo a datos de plantas existentes que trabajan con Lechos de carbón activado, se ha determinado la velocidad espacial en el Reactor Merox como:

$$\text{PPH (peso por hora)} = 7.75 \frac{\text{lb/hr de gasolina}}{\text{lb de carbón activado}}$$

NOTA: Con respecto al título 5.2.1.1 cabe señalar que se han seguido los criterios de Diseño de Reactores de Lecho Fijo por J.P. RETORET del I.F.P. (Ver Bibliografía).

5.2.2 Estimación de la Caída de Presión en el Reactor

Sea el lecho de carbón activado de tipo cilíndrico, de diámetro "D" y altura "L" tal como se muestra en la Fig. 5.1 Si V es el volumen del lecho y V_p el de las partículas, el coeficiente de huecos (ϵ) viene dado por la siguiente fórmula:

$$\epsilon = \frac{V - V_p}{V} \quad (5.4)$$

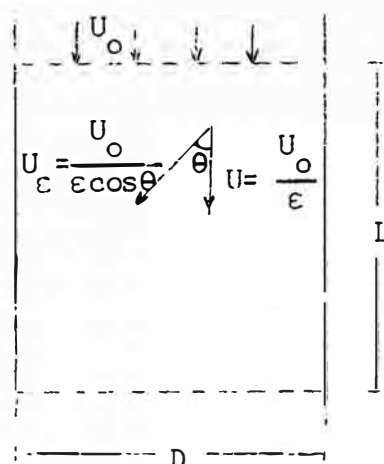


FIG. 5.1

Donde (ϵ) viene a ser la relación entre el volumen de los intersticios y el volumen del lecho. La fórmula (5.4) también puede expresarse en función de la sección del Lecho (S) y la superficie de una sección ocupada por las partículas (S_p):

$$\epsilon = \frac{S \times L - S_p \times L}{S \times L} = \frac{S - S_p}{S} \quad (5.5)$$

El fluido que inicialmente (antes de ingresar al lecho) tenía una velocidad U_0 ; al ingresar al lecho si-

que un camino sinuoso a través de las partículas. Llamando θ al ángulo medio estadístico que forma la velocidad real del fluido con la componente vertical de la velocidad (U) y aplicando la ecuación de continuidad:

$$U_0 S = U (S - S_p) \rightarrow U = U_0 \times \frac{S}{S - S_p} = \frac{U_0}{\epsilon} \quad (5.6)$$

de donde la velocidad real se puede escribir como:

$$U_\epsilon = \frac{U}{\cos \theta} = \frac{U_0}{\epsilon \cos \theta} \quad (5.7)$$

La longitud media del movimiento (L_ϵ) recorrida por el fluido para la altura L del lecho será:

$$L_\epsilon = L / \cos \theta \quad (5.8)$$

considerando que las partículas esféricas tienen un diámetro D_p y que existen n esferas por unidad de volumen de lecho. El volumen ocupado por las partículas en el lecho de volumen V ($V = SL$) es:

$$\frac{n \cdot V \cdot \pi D_p^3}{6} = V (1 - \epsilon) \quad n = \frac{\epsilon (1 - \epsilon)}{\pi D_p^3} \quad (5.9)$$

puesto que el diámetro equivalente (D_e) es:

$$D_e = 4 \frac{\text{sección}}{\text{perímetro mojado}} = 4 \frac{\text{volumen de hueco}}{\text{superficie mojada}}$$

$$D_e = \frac{4 \epsilon S L}{\pi D_p^2 n S L} = \frac{4 \epsilon}{\pi D_p^2 n} \quad (5.10)$$

Reemplazando (5.9) en (5.10)

$$D_e = \frac{2}{3} \left(\frac{\epsilon}{1 - \epsilon} \right) D_p \quad (5.11)$$

En general la caída de presión para un fluido incompresible en movimiento isotérmico es:

$$\Delta P_f = f \times \frac{U^2 \rho L}{D} \quad (5.12)$$

donde f es el factor de fricción:

$$f = K (R_e)^{-d} \quad (5.13)$$

Reemplazando (5.13) en (5.12)

$$\Delta P_f = K \left(\frac{\mu}{UD\rho} \right)^d \frac{U^2 \rho L}{D} \quad (5.14)$$

La caída de presión a través del lecho de carbón activado podrá expresarse como:

$$\Delta P_f = K \left(\frac{\mu}{U_\epsilon D_e \rho} \right)^d \frac{U_\epsilon^2 \rho L_\epsilon}{D_\epsilon} \quad (5.15)$$

Reemplazando las Ec. (5.7), (5.8) y (5.11) en la Ec. (5.15):

$$\Delta P_f = K \left[\frac{3}{2} \times \cos \theta \times \frac{\mu (1-\epsilon)}{U_o \rho D_p} \right]^d \left[\frac{3}{2 \cos^3 \theta} \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \frac{U_o^2 \rho L}{D_p} \right] \quad (5.16)$$

Agrupando los coeficientes numéricos, se define el factor de fricción modificado (f'):

$$f' = K \left(\frac{3}{2} \cos \theta \right)^d \frac{3}{2 \cos^3 \theta} \cdot \left(\frac{\mu}{U_o \rho D_p} \right)^d$$

con: $f' = K' \left(\frac{U_o \rho D_p}{\mu} \right)^d$ y $K' = K \left(\frac{3}{2} \right)^{1+d} (\cos \theta)^{d-3}$ (5.17)

Finalmente la Ec. (5.17) se puede expresar como:

$$\Delta P_f = f' (1 - \epsilon)^{1+d} \frac{G^2 L}{\epsilon^3 \rho D_p} \quad (5.18)$$

donde $G = U_o \times \rho$

Puesto que el régimen de circulación a través del lecho de carbón activado será de tipo laminar; $K = 32$ y $d = 1$, de la Ec. (5.17):

$$K' = 32 \left(\frac{3}{2}\right)^2 (\cos \theta)^{-2} = \frac{72}{\cos^2 \theta}$$

por recomendaciones del "Bureau of Mines" el ángulo medio estadístico es $\theta = 53^\circ$ y $K' = 200$ de donde:

$$f' = 200 \left(\frac{D_p G}{\mu}\right)^{-1}$$

reemplazando en (5.18):

$$\Delta P_f = 200 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\mu G L}{\rho D_p} \quad (5.19)$$

luego la pérdida de carga unitaria será:

$$\frac{\Delta P_f}{L} = 200 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \frac{\mu G}{\rho D_p} \quad (5.20)$$

sin embargo, la ecuación (5.20) no considera la pérdida de carga por energía cinética, por este motivo se utilizará el método de cálculo desarrollado por Sabri Ergun:

$$\frac{\Delta P_1}{L} = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \frac{\mu G}{D_p^2} + 1.75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \cdot \frac{G^2}{\rho D_p} \quad (5.21)$$

(Pérdida de carga unitaria) (Por energía viscosa) (Por energía cinética)

donde: $\frac{\Delta P_1}{L}$, Pérdida de carga unitaria en Bars/metro
 D_p , Diámetro promedio de una partícula, mm
 ϵ , Coeficiente de huecos
 μ , Viscosidad del fluido en centipoises

- G , Es la velocidad másica del fluido en el reactor ($\text{Kg}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$) y es igual a $G = Q/S$
- Q , Caudal horario del fluido en Kg/hr .
- S , Sección interna del reactor en m^2 .
- ρ , Densidad del fluido en Kg/m^3 .

5.2.2.1 Cálculos y Datos

Flujo de Gasolina FCC = 4500 BPD, 57°API, T = 100°F
 Sp. gr 60/60°F = 0.7507 ρ a 60°F = 48.87 lb/pie³
 Sp. gr a 100°F = 0.733 ρ a 100°F = 45.72 lb/pie³ = 732.39 Kg/m³
 $\mu = 0.49$ $C_p = 3.606$ lb/pie.hr = 0.601 lb/pie min
 $D_p = 1557$ micrones = 0.0051 pie = 1.557 mm.
 $F = 4500$ BPD = 1052.625 pie³/hr = 29.8125 m³/hr
 $Q = 48,123$ lb/hr = 21834.36 Kg/hr

De acuerdo a las condiciones operatorias, la velocidad espacial es:

$$\text{PPH} = 7.75 \frac{\text{lb/hr Gasolina}}{\text{lb Carbón activado}} \quad (5.22)$$

ya que se ha fijado como flujo de Gasolina FCC al reactor: 4500 BPD, lo que corresponde a un caudal másico de 48123 lb/hr, se puede deducir la cantidad de carbón activado que se debe utilizar en el Reactor Merox:

$$48123 \text{ (lb/hr)} \times \frac{1}{7.75 \left(\frac{\text{lb/hr}}{\text{lb}} \right)} = 6211.9 \text{ lb carbón activado.}$$

De (5.1.3.2) se tiene que la densidad aparente para el carbón activado es $D_b = 11.318$ lb/pie³, de donde se puede calcular el volumen (V) que ocupará el carbón activado (incluidos los poros y los espacios interpartículas):

$$V = \frac{6211.9 \text{ lb}}{11.318 \text{ lb/pie}^3} = 548.8 \text{ pie}^3 \quad (5.23)$$

5.2.2.2 Relación L/D del Reactor

Su esbeltez o relación de la altura del lecho al diámetro del reactor, varía en función de la naturaleza y capacidad de la Unidad.

La optimización de las dimensiones del reactor y en consecuencia las dimensiones del lecho de carbón activado, envuelve varias alternativas, las cuales aparte de las económicas, son equivalentes.

Para un material dado de construcción del reactor y la presión de diseño, el costo depende de la longitud y diámetro.

Para un volumen dado hay un diámetro es cual es óptimo, el cual resulta en una óptima relación L/D.

Bajo las consideraciones anteriores se ha encontrado* para aceros al carbono la siguiente expresión:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{\text{opt.}} = (5149 D_t) (2 \sigma_m - 60) + 0.38 \quad (5.24)$$

donde $D_t = 2D$.

De la Ec. (5.24) con $\sigma_m = 17,500$ psi, para aceros al carbono los óptimos L/D son:

Diámetro (pies)	2	4	6	8	10	12
(L/D) Óptimo	0.97	1.56	2.15	2.74	3.33	3.92

De acuerdo a los criterios anteriores y por informaciones obtenidas para Reactores de endulzamiento, se ha seleccionado la relación de altura de lecho a diámetro del reactor L/D para el Reactor Merox:

* Hydrocarbon Processing, March 1976 (Diseño de Reactores).

$$\frac{L}{D} = 2.544 \quad (5.25)$$

5.2.2.3 Dimensiones del Lecho de Carbón Activado

De la Ec. (5.23): $V = 548.8 \text{ pies}^3 = \frac{\pi}{4} D^2 L$

De (5.25): $L = 2.544 D$ luego:

$$548.8 \text{ pie}^3 = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 2.544 \times D$$

$$D = 6.5 \text{ pies} = 1.9812 \text{ m} \quad L = 16.54 \text{ pies} = 5.0414 \text{ m}$$

$$C = \frac{Q}{S} = \frac{21,834.36 \text{ Kg/hr}}{\frac{\pi}{4} \cdot (1.9812)^2 \text{ m}^2} = 7082.65 \frac{\text{Kg/hr}}{\text{m}^2}$$

5.2.2.4 Pérdida de Carga en el Reactor Merox

Reemplazando datos (5.2.2.1) en la Ec. (5.21):

$$\frac{\Delta P_1}{L} = \frac{150 (1-0.75)^2}{(0.75)^3} \times \frac{0.49 \times (7082.65)}{(1.557)^2} + 1.75 \frac{(1-0.75)}{(0.75)^3} \cdot \frac{(7082.65)^2}{732.39 \times 1.557}$$

$$\frac{\Delta P_1}{L} = 77,432.79 \frac{\text{bars}}{\text{m}} \times \frac{14.5 \text{ psi}}{10^6 \text{ bars}} = 1.1227 \frac{\text{psi}}{\text{m}}$$

La pérdida de carga total del Reactor ($\Delta P_{\text{reactor}}$) es determinada multiplicando la pérdida de carga unitaria por la altura del lecho de carbón activado y por un factor de seguridad que es el resultado de la disminución de la fracción de espacio vacío como consecuencia de la formación de depósitos sobre el carbón activado; para obtener la pérdida de carga total habrá que sumarle las eventuales pérdidas debidas a las partes internas:

$$\Delta P_{\text{reactor}} = \left(\frac{\Delta P_1}{L} \right) \times L \times \alpha + \Delta P_2 \quad (5.26)$$

donde: ΔP_1 : pérdidas de carga unitaria en el lecho de carbón activado.

ΔP_2 : pérdidas de carga en las partes internas (distribuidor).

α : coeficiente de seguridad, se selecciona $\alpha = 2.5$.

Reemplazando datos en (5.26):

$$\Delta P_{\text{reactor}} = 1.1227 \frac{\text{psi}}{\text{m}} \times 5.0414 \text{ m} \times 2.5 + 1.45 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{reactor}} = 15.6 \text{ psi}$$

5.2.3 Determinación del Espesor de la Virola y Tipo de Fondos

5.2.3.1 Determinación del Espesor de la Virola (chapa) del Casco

Según el Código ASME, Sección VIII, División 1:

$$c = \frac{P \times R}{S \times E - 0.6 \times P} \quad (5.27)$$

donde: c = Espesor de la Virola en cm (del casco)

P = presión de cálculo del reactor en Kg/cm^2

R = radio interno del reactor en cm

S = presión máxima admisible para el acero en Kg/cm^2

E = eficiencia de las juntas, función de la naturaleza del control efectuado:

1 para un control radiográfico total

0.85 para un control radiográfico por puntos.

Datos: $P = 115 \text{ psi} = 8.08 \text{ Kg/cm}^2$

$T = 150^\circ\text{F} = 66^\circ\text{C}$

$R = 3.25 \text{ pies} = 9.906 \text{ m} = 99.06 \text{ cm}$.

$$S = 1050 \text{ Kg/cm}^2$$

$E = 0.85$, puesto que se realizará un control radiográfico por puntos.

Reemplazando en (5.27):

$$e = \frac{8.08 \times 99.06}{1050 \times 0.85 - 0.6 \times 8.08} \quad 0.9017 \text{ cm} = 0.355 \text{ pulg}$$

se admitirá un sobreespesor de 0.3175 cm para la corrosión, empleándose por lo tanto chapas de 1.2192 cm. (ó 0.48 pulg).

5.2.3.2 Determinación del tipo de fondo empleado en la construcción del Reactor

Existen diferentes tipos de fondos, la elección se hará de acuerdo a las dimensiones del Reactor y de acuerdo a la presión del Reactor.

Los casquillos de tubería o de los fondos planos constituidos por simples bridas ciegas se reservan para los reactores de pequeñas dimensiones. Los fondos elípticos 1.9 son de empleo general en la industria del petróleo se utilizan para diámetros superiores a 500 mm (1.64 pies), con presiones medias o elevadas. Los fondos esféricos competirán con los fondos elípticos para los diámetros internos de los reactores superiores a 1,500 mm, y cuando se trabaja a presiones elevadas se preferirán los fondos esféricos.

Utilizando los criterios de diseño antes mencionados, se preferirán los fondos elípticos para la construcción del Reactor Merox, debido a la presión de cálculo (8.08 Kg/cm^2) y al costo más bajo por Kg de metal.

Del Código ASME, Sección VII, División 1, se tiene:

$$e = \frac{2 \times P \times R}{2 \times S \times E - 0.2 \times P} \quad (5.28)$$

donde: e, es el espesor de la Virola, para fondos elípticos.

los demás términos ya fueron definidos anteriormente (5.2.3.1).

$$e = \frac{2 \times 8.08 \times 99.06}{2 \times 1050 \times 0.85 - 0.2 \times 8.08} = 0.8976 \text{ cm} = 0.3534 \text{ pulg}$$

se admitirá un sobreespesor de 0.3175 cm para la corrosión, empleándose por lo tanto chapas de 1.2151 cm (ó 0.479 pulg).

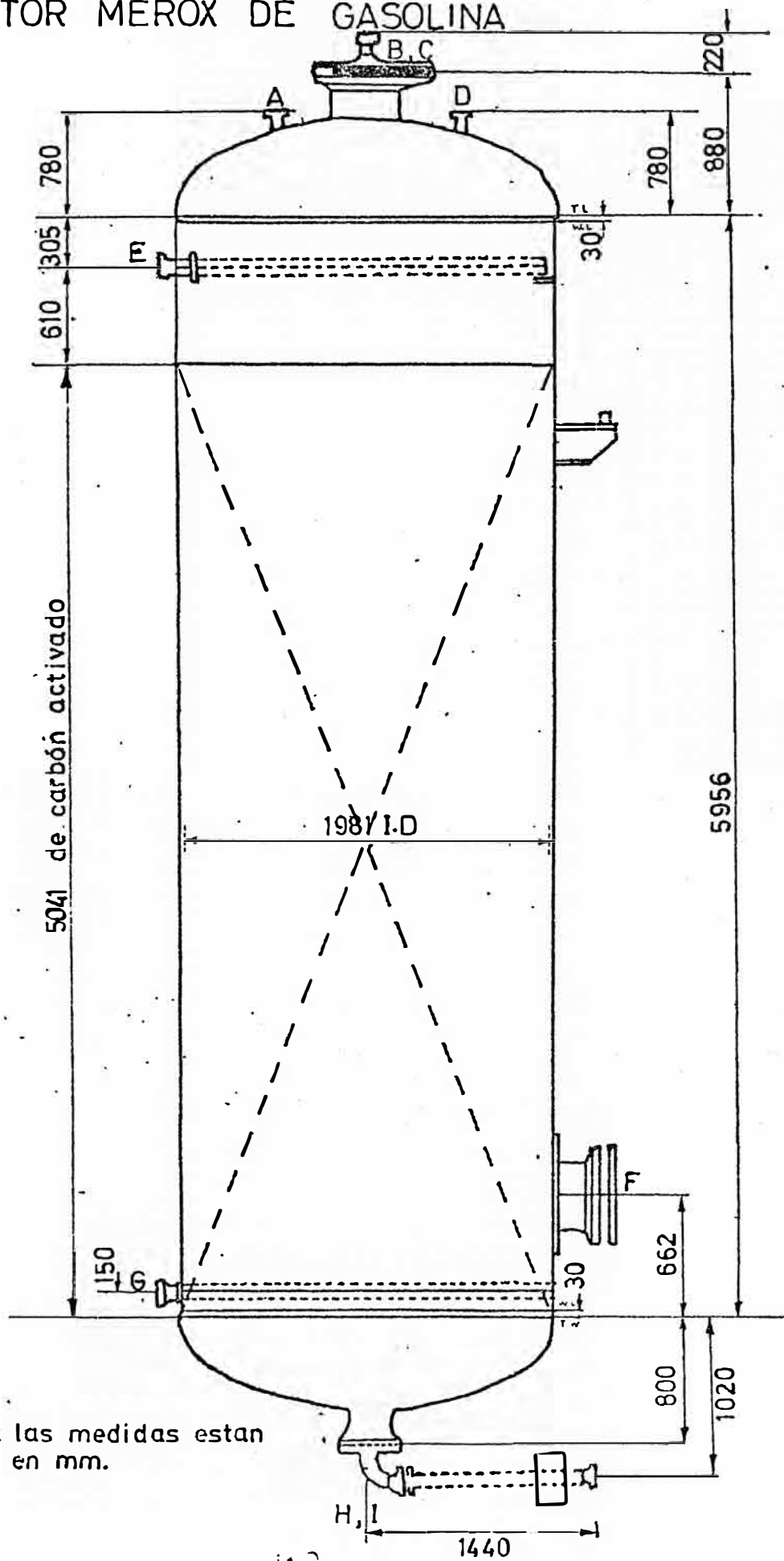
5.2.4 Características del Nuevo Reactor Merox (17C1D)

Presión de Operación	100 psia (7.03 Kg/cm ²)
Presión de Diseño o Cálculo	115 psia (8.08 Kg/cm ²)
Temperatura de Operación	100°F (38°C)
Temperatura de Diseño o Cálculo	150°F (66°C)
Corrosión Casco y Fondos	0.125 pulg (3.175 mm)
Radiografía	Por puntos
Eficiencia de las juntas	0.85
Presión máxima admisible a T ^d diseño	14931 PSI (1050 Kg/cm ²)
Prueba de Presión Hidrostática	334 psi (23.5 Kg/cm ²)

NOTA: - "d" del 17C1^d significa diseñado.

- Los espesores deducidos en 5.2.3, son espesores mínimos, ya que los verdaderos espesores del nuevo reactor, será conocido únicamente cuando se realice el diseño mecánico detallado.

REÁCTOR MEROX DE GASOLINA



NOTA: las medidas estan en mm.

SIGLA	TAMAÑO	SERVICIO
A	1"	Válvula de alivio
B	1½"	Ventilación
C	18" I.D	Entrada de hombre
D	1"	Ventilación
E	3"	Entrada de Gasolina
F	18" I.D	Entrada de hombre
G	3"	Salida de Gasolina
H	10"	Drenaje
I	3"	Drenaje

5.3 BREVE DESCRIPCION DE LA NUEVA UNIDAD MEROX DE LECHO FIJO

En la Unidad Merox de Lecho Fijo para tratamiento de Gasolina FCC, la Gasolina FCC proveniente de la sección de recuperación de gases se unirá con el flujo de aire y se introducirá al nuevo Reactor Merox por la parte superior, por medio de un distribuidor que permita un flujo homogéneo a través de todo el lecho de carbón activado el cual estará impregnado con catalizador Merox N° 1 y saturado con solución de Soda Cáustica.

La capacidad de diseño permitirá tratar 4500 BPD de gasolina.

Los mercaptanos contenidos en la gasolina se oxidarán en contacto con el aire formando disulfuros los cuales permanecerán en la gasolina (endulzamiento); la gasolina FCC abandonará el reactor Merox por la parte inferior.

El carbón activado debido a las fuerzas de "Van Der Waals" tenderá a atraer a la superficie del carbón activado (ver 5.1.1), a las diferentes moléculas, principalmente a los Acidos Nafténicos, Fenoles, Acidos Alifáticos, etc. y moléculas de alto peso molecular. De esta manera estos componentes indeseables serán adsorbidos por el carbón activado.

La gasolina proveniente del Reactor Merox se dirige a los sedimentadores 17D1A y 17D1B, los cuales operan en paralelo, ahí se acumula la soda cáustica que pudiera haber salido con la gasolina; después de 3 ó más días se recircula al reactor mediante las Bombas 17P1A y 17P1B. Periódicamente se introducirá soda fresca al Reactor Merox para mantener la actividad catalítica. Finalmente la gasolina pasará a través de los filtros de arena y el

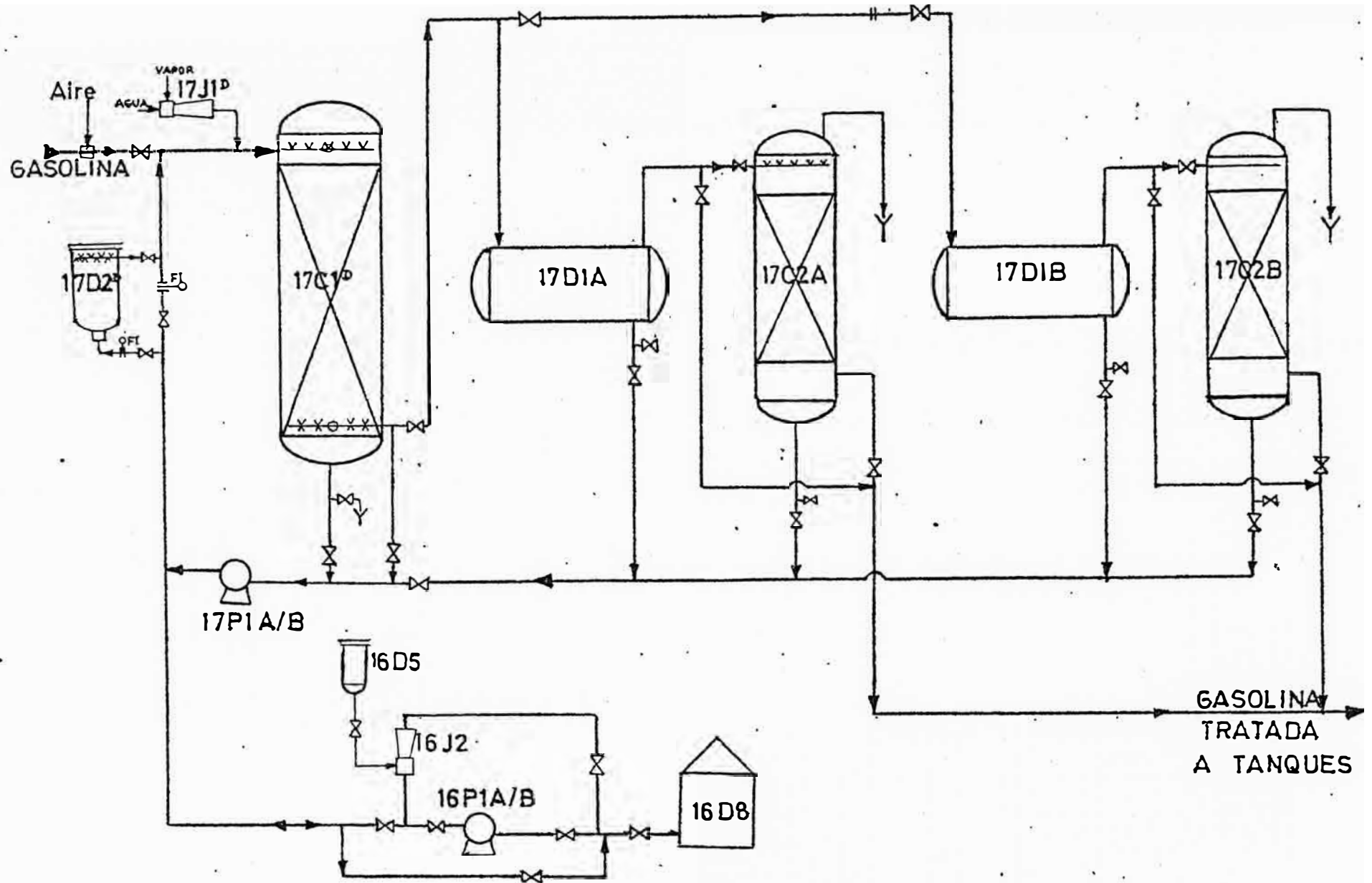


FIGURA 5-2 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA FUTURA UNIDAD MEROX DE LECHO FIJO.

producto se enviará a tanques.

Aparte del Reactor Merox que es el equipo más importante de la Unidad, se necesitan otros equipos para la impregnación de catalizador Merox N° 1 y lavado con agua, entre los equipos necesarios se tiene: Tanque de Metanol, Tambor de disolución de catalizador, Eyectores, etc. en el próximo capítulo se explicarán los procedimientos para tales operaciones.

5.4 PRINCIPALES ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS POR ADQUIRIR

5.4.1 Reactor Merox (17C1^d)

Longitud Tangente a Tangente	19'-0"
Diámetro interno	6'-6"
Material:	Acero al carbono SA 285 Grado C
Min. espesor de la Virola (chapa)	1.2192 cm (0.48 pulg)
Min. espesor de la Virola (fondos)	1.2151 cm (0.479 pulg)
De fondos elípticos	
- Carbón activado	
Altura aproximada del lecho	16'-6.5" (5041 mm)
Peso requerido de carbón activado	6212 lb
Volumen de carbón activado incluidos	548.8 pie ³
Los poros y espacios interpartículas	

NOTA: Para mayores especificaciones referirse a: (5.2.4) y Fig. 5-1.

5.4.2 Eyector (17J1^d)

Servicio: Calentador continuo con vapor, Tamaño: 2"

- Condiciones de Succión al Proceso:

Fluido al Eyector (eductor)	Agua
Total del fluido	125 gpm (28389 kg/hr)
Temperatura:Succión/descarga	68°F/200°F (20°C/93°C)

Presión: Succión/descarga	39.8 psia/82.5 psia (2.8(Kg/cm ²)/5.8(Kg/cm ²))
- Condiciones del Vapor	
Presión normal	241.8 psia (17 Kg/cm ²)
Temperatura normal	500°F (260°C)
Cantidad requerida	9.71 gpm (2206 Kg/hr)
- Presión de Diseño	300 psia (21.1 Kg/cm ²)
Temperatura de diseño	536°F (280°C)

NOTA: "d" diseñado.

5.4.3 Tambor de Disolución de Catalizador Merox N° 1

Presión de Diseño	115 psi
Presión de Operación	100 psi
Temperatura de Diseño	150°F
Temperatura de Operación	100°F
Corrosión, casco y fondos	Min 0.12 pulg
Radiografía	Por puntos
Eficiencia de las Juntas	0.85
Esfuerzo máximo admisible a la T ^a diseño:	14931 psi
Prueba de presión hidrostática	23.5 Kg/cm ²
Capacidad	60 galones
Dimensiones	2' O.D. x 4'-0"

5.5 EQUIPOS EXISTENTES EN RELAPA QUE SE UTILIZARAN EN LA NUEVA UNIDAD MEROX DE GASOLINA

5.5.1 Tanque de Metanol (16D8)

Capacidad nominal	150 Bls (4500 gal)
Diámetro nominal	9'-6"
Altura nominal	12'-0"

5.5.2 Tanque de Soda Cáustica (16D6)

Capacidad nominal	90 Bls
Diámetro nominal	7' -11"
Altura nominal	10' -0"

5.5.3 Tanque de Soda Cáustica (14D10)

Capacidad nominal	90 Bls
Diámetro nominal	7' -11"
Altura nominal	10' -0"

5.5.4 Eyector (16-J2), Tamaño: 3/4"

Condiciones de Operación	
Temperatura de entrada del agua	190°F
Presión de entrada del agua	40 psig
Head, succión en pies	10
Razón de bombeo	2 gpm

5.5.5 Tambor de Acido Acético (16-D5)

Dimensiones: 1'-0" x 1'-0"

5.5.6 Bombas de Circulación de Soda Cáustica (16P1A/B)

Capacidad:	{ Normal	21 gpm
	{ Diseño	50 gpm
NPSH proporcionado		20 pies
Presión de succión		55 psig
Presión de descarga		95 psig
Dif. de presión		40 psi
Dif. de Head en pies		87

5.5.7 Sistema de NaOH y Metanol hacia la Unidad Merox de Lecho Fijo

En el diseño actual de la Unidad Merox de Lecho Fijo,

se pretende en lo posible minimizar la adquisición de nuevos equipos a utilizar en la nueva unidad modificada. De acuerdo a los criterios anteriores, se piensa aprovechar el Tanque de Metanol (16D8) de la Unidad Merox de Kerosene (ver Fig. 5.3), dicho tanque se utilizaría para la impregnación de Catalizador Merox N° 1 en el Reactor Merox de Gasolina, utilizando para ello la bomba de recirculación de Soda Cáustica (16P1A) también de la Unidad Merox de Kerosene; luego se succionaría Metanol (o agua) del tanque utilizando dicha bomba, y posteriormente la línea de Soda Cáustica a la poza de neutralización. Finalmente el Metanol (o agua-amoníaco) ingresaría a la Unidad Merox de Gasolina (al Reactor Merox) por la línea de Soda Cáustica (ver la línea intensa de la Fig. 5.3).

Para efectuar la anterior operación se requiere colocar dos válvulas en la línea de Soda Cáustica hacia la poza de neutralización (válvulas "A" y "B") y un drenaje ("C"), para controlar el movimiento de válvulas. Inicialmente se cerrará la válvula "A" y se desplazará la Soda Cáustica hacia la poza de neutralización hasta asegurarse (por medio del drenaje) que está pasando Metanol (o agua); en ese momento se cerrará la válvula "B" y el Metanol (o agua) se dirigirá hacia la Unidad Merox de Gasolina (hacia el Reactor Merox).

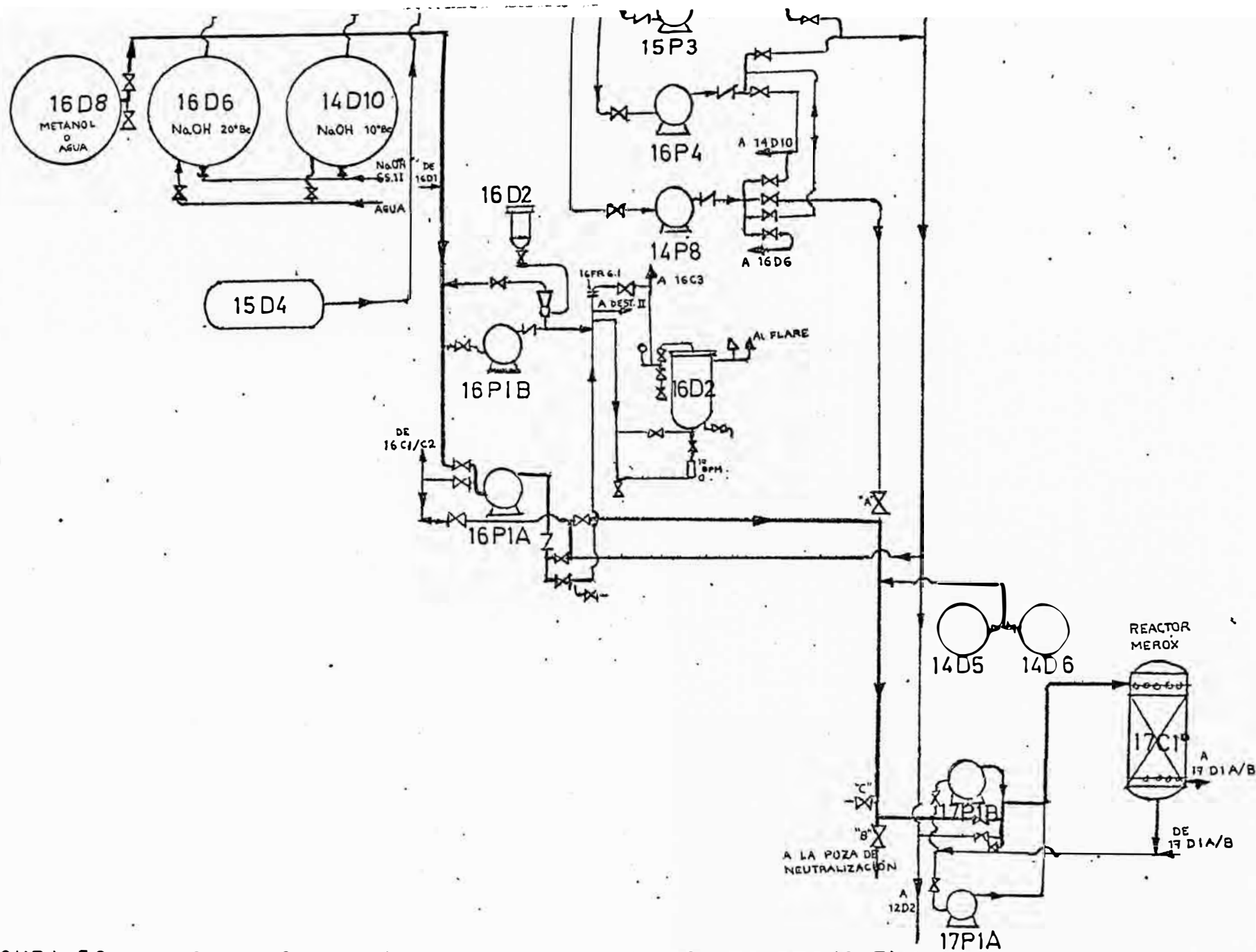


FIGURA 5.3 NaOH , H₂O , CH₃OH A LA UNIDAD MEROX DE LECHO FIJO.

CAPITULO 6

PROCEDIMIENTO PARA PONER EN OPERACION LA UNIDAD MEROX DE LECHO FIJO

6.1 LLENADO DE CARBON ACTIVADO

Inicialmente antes de cargar el carbón activado dentro del Reactor, deben ser instaladas y posteriormente chequeadas todas las partes internas del Reactor.

La entrada del distribuidor debe ser chequeada para asegurar una adecuada distribución del líquido a través de la sección transversal del Reactor. Esto debe ser efectuado con agua, al tiempo que entra en funcionamiento la bomba de circulación de Metanol-Soda Cáustica. Es esencial, una conveniente distribución del líquido, para obtener una satisfactoria impregnación de catalizador y deberá ser chequeado antes de empezar otro procedimiento.

El Reactor Merox debe ser aislado del sistema, depresionado, y el tope y las entradas de hombre abiertos.

La entrada del distribuidor debe ser convenientemente cubierto para prevenir que el carbón activado se derrame dentro del distribuidor durante el llenado. Se dispondrá de una tolva de catalizador con su enchufe o un casquillo segmentado de llenado, para el llenado de carbón activado, el cual será llevado sobre la entrada de hombre (del tope). La posición del casquillo y su extensión son ajustadas conforme progresa el llenado de carbón, para prevenir cualquier efecto que después podría causar una mala distribución del flujo de Gasolina a través del lecho.

Durante la operación de llenado, el personal encargado del manejo del carbón activado debe usar una máscara contra polvo, cubriendo la boca y nariz, para prevenir la inhalación de finos de carbón.

Después que ha comenzado el llenado de carbón y cuando el nivel del lecho esté ligeramente encima del conjunto de tuberías colectoras del fondo del Reactor, un encargado de la operación del llenado de carbón activado, deberá introducirse por la entrada de hombre del fondo, utilizando una carga fresca de aire; pues el carbón activado adsorberá el oxígeno y puede bajar rápidamente el contenido de oxígeno del aire en el Reactor. Dicho encargado deberá verificar que las instalaciones de las tuberías colectoras estén completamente sumergidas en el carbón activado, y verificar así mismo que no existan espacios vacíos, sin carbón activado; luego la entrada de hombre del fondo del Reactor deberá cerrarse, empezando de nuevo a llenar el Reactor con carbón activado.

Cuando el nivel del lecho de carbón se encuentra aproximadamente a 2'-6" debajo de la entrada del distribuidor, se detendrá la inyección de carbón activado. El espesor del lecho puede ser satisfactoriamente calibrado, por un ensayo de goteo a través de la entrada de hombre del tope del reactor. La superficie del tope del lecho de carbón debe ser nivelado. Nuevamente se verificará el nivel, cuidando que la persona encargada de introducirse al reactor, utilice una carga fresca de aire. Si es necesario, introducir carbón adicional para proporcionar un nivel de superficie de 2'-6", desde la línea central de entrada del distribuidor.

Se debe mantener un registro del peso y volumen de carbón activado cargado, cuando el llenado de carbón activado es completado, la tolva de catalizador debe ser separada y la entrada al distribuidor debe ser descubier-

ta. Finalmente se asegurará la entrada de hombre del tope, del reactor.

6.2 IMPREGNACION INICIAL DE CATALIZADOR MEROX

6.2.1 Luego de llenado el Reactor Merox y cuando han sido completados los procedimientos asociados, el Reactor debe ser purgado con nitrógeno. El purgado con nitrógeno se llevará a cabo:

- Presionando el Reactor Merox con nitrógeno hasta aproximadamente 15-20 psig.
Depresionando el Reactor hasta la presión atmosférica.
- Otra vez presionando el reactor con nitrógeno hasta 15-20 psig, y
- Depresionando de nuevo, el Reactor hasta la presión atmosférica.

Este método debe ser seguido hasta que el contenido de oxígeno sea menor que 5% vol (verificado por ORSAT). Alternativamente, el Reactor, puede descargar el aire por vaporización, por una hora, seguido de inyección de nitrógeno.

6.2.2 Recoger un galón de muestra de metanol, del tanque de Metanol 16-D8 y verificar su pureza por gravedad específica. Registrar esta información y guardar el galón de muestra de metanol.

6.2.3 Delinear el flujo de metanol, desde el tanque de metanol hasta la bomba de circulación de Metanol 16P1A/B, y comenzar a transferir metanol a la entrada del distribuidor, del Reactor. (Referirse a la Fig. 6-1). En ese momento, las válvulas de salida del Reactor deben estar cerradas. Antes de comenzar la transferencia

de metanol, se debe medir y registrar el nivel de metanol en el tanque 16-D8.

- 6.2.4 Cuando el Reactor Mercox (17C1^d) está cubierto completamente con metanol (puede ser verificado abriendo rápidamente la entrada de hombre del tope, del Reactor, o por descenso de una varilla graduada a través del venteo, del Reactor), se puede interrumpir la transferencia del metanol del Tanque 16-D8.
- 6.2.5 Abrir la válvula de salida del Reactor que se encuentra en la línea ramificada y ligarla con la línea de la bomba de circulación Metanol-Soda 17P1A/B.
- 6.2.6 Empezar la circulación de Metanol, usando la bomba de circulación Metanol-Soda Cáustica (17P1A/B) a una pre determinada velocidad de flujo, la cual debe ser tal, que asegure una adecuada distribución del Metanol a la entrada del distribuidor del Reactor. A partir de ese momento, la recirculación del Metanol será un sistema de lazo cerrado, con el Metanol ingresando por el distribuidor y fluyendo hacia abajo a través del lecho de carbón activado, para posteriormente salir por el conjunto de tuberías colectoras y dirigirse hacia la bomba de circulación Metanol-Soda Cáustica, y finalmente descargando en la línea principal de entrada al Reactor. (ver Fig. 6.1). En esta operación, las válvulas de drenaje deben estar cerradas.
- 6.2.7 Preparar el catalizador Mercox N° 1, para la impregnación, de la siguiente manera:
 - Abrir el tambor de disolución de catalizador Mercox, abriendo rápidamente la brida.
 - Preparar una mezcla con 10 libras de catalizador, en un balde de 5 galones, el cual debe estar lleno

hasta la mitad del balde.

Cuando la cantidad requerida de catalizador Merox N°1 (50 lb) ha sido mezclado y transferido dentro del tambor de disolución, enjuagar el recipiente con metanol adicional, tal como lo requiera la mezcla. Cualquier sedimento remanente de catalizador Merox en el recipiente, también será transferido dentro del tambor de disolución.

- 6.2.8 Cerrar el tambor por acción rápida de la brida. Abrir el venteo del tambor. Llenar gradualmente el tambor de disolución de catalizador, con el metanol. Cuando el tambor de disolución esté lleno de metanol, cerrar la válvula de venteo.
- 6.2.9 Hacer fluir el metanol a través del tambor de disolución de catalizador, siguiendo el programa de velocidades presentados en la Tabla 6.1, y manteniendo este flujo por un período de dos horas. Se debe observar que el metanol que ingresa al tambor de disolución es incoloro, mientras que el metanol que abandona el tambor, es azul, como resultado del catalizador Merox disperso que ha sido recogido al pasar a través del tambor.
- 6.2.10 Se debe incrementar el flujo de metanol a través del tambor de acuerdo al programa encontrado en la Tabla 6-1, hasta que todo el catalizador Merox haya sido transferido del tambor de disolución hacia el interior del Reactor Merox. Conforme se incrementa la velocidad de flujo, será necesario cerrar parcialmente la válvula Gate de la línea principal de circulación, y al final totalmente, de manera que todo el flujo de metanol pase por el tambor de disolución.
- 6.2,11 El metanol efluente a la salida del Reactor, debe per

manecer incoloro en todo el procedimiento inicial de impregnación de Catalizador Merox, y éste deberá ser verificado por inspecciones periódicas del color de una muestra de metanol a la salida del reactor. Si el metanol efluente del Recator fuera de color azul, es posible que exista acanalamiento del lecho de catalizador, en tal caso la impregnación del catalizador debería ser paralizada y emprender los pasos para quitar el acanalamiento del lecho.

6.2.12 Después de mantener el máximo flujo a través del tambor de disolución, las válvulas de entrada y salida del tambor de disolución son cerrados y el metanol del tambor es desalojado por bombeo, utilizando la línea de metanol hacia la bomba. El venteo sobre el tope del tambor de disolución es abierto, para prevenir la tracción y el vacío sobre el recipiente, después que la bomba de circulación de Metanol-Soda Cáustica pierde succión, la bomba es parada. En este punto el venteo es cerrado y la válvula de salida del tambor es otra vez abierto completamente. Esta etapa es para inundar el tambor de disolución. Cuando el tambor esté completamente lleno de Metanol, la bomba de circulación es otra vez puesta en marcha, manteniendo otra vez, el máximo flujo a través del tambor. El tambor debe ser inundado aproximadamente por un período de 10-15 minutos. Este paso debe ser repetido a diferentes tiempos, para asegurar que todo el catalizador esté fuera del tambor.

6.2.13 Después que el tambor ha sido desalojado por bombeo del Metanol, luego de depresionado y parada la bomba de circulación por última vez; se abre el tambor de disolución por acción rápida de la brida, para inspeccionar interiormente el catalizador residual. Si no se encuentra catalizador, todo el catalizador ha sido

transferido dentro del Reactor y la impregnación del catalizador es completa.

6.2.14 En todo caso, si algo de catalizador permanece en el tambor, se continuará con la impregnación bajo las máximas condiciones de flujo, a través del tambor, tal como se estableció en 6.2.13, hasta que todo el catalizador haya sido transferido dentro del Reactor.

6.2.15 El Metanol recuperable que no ha sido adsorbido por el carbón debe ser retornado al tanque de Metanol, cuando se concluye la impregnación de catalizador. En este punto, debe ser abierta la válvula de drenaje del Reactor (principal). Cerrar las válvulas del tambor de disolución y la válvula entre la línea de entrada y salida del tambor de disolución, y luego se abre hacia atrás la línea de la descarga de la bomba de circulación, hacia el tanque de Metanol, conectar una manguera por el venteo del Reactor y presionar el Reactor con nitrógeno (~ 5 psig), mantener esta presión para asegurar que no exista vacío o entrada de aire, cuando el Metanol es bombeado del Reactor. Arrancar la bomba de circulación y transferir el Metanol recuperable del Reactor al tanque de Metanol.

Determinar la concentración del Metanol probando una muestra con un hidrómetro y refiriéndose a las tablas de gravedad específica vs. concentración Metanol-agua que se encuentra en el Anexo. Cuando la bomba pierde succión, parar la bomba de circulación, esperar 30 minutos para rebajar cualquier Metanol residual, por drenaje, en el fondo del Reactor, y luego restablecer el funcionamiento de la bomba de circulación. Repetir este procedimiento por varios períodos, hasta que todo el Metanol recuperable, es bombeado al exterior.

- 6.2.16 Determinar el porcentaje de Metanol recuperado en el tanque y el consumo neto de Metanol. Estos y cualquier otro dato deben ser archivados, para futuras referencias.
- 6.2.17 Si el producto tratado tiene un punto Flash en especificación, el Metanol remanente, adsorbido sobre el carbón del Reactor, debe ser removido por lavado con agua. Si no hay punto Flash en especificación sobre el producto, se continuará con el paso 6.2.21.
- 6.2.18 Depresionar el Reactor, cerrar cualquier válvula sobre la línea de drenaje o línea de salida. Introducir dentro del Reactor, agua deionizada o condensado fresco, vía el calentador de agua a una razón de aproximadamente 44 GPM. Cuando el Reactor está completamente lleno, cerrar la válvula de drenaje (al desagüe) del Reactor y comenzar el drenaje de agua, al desagüe, a la misma razón que está fluyendo hacia el Reactor (44 GPM). El lecho de carbón, debe permanecer sumergido en agua, durante la etapa de lavado con agua.
- 6.2.19 Lavar el lecho hasta que el contenido de Metanol en el efluente del agua de lavado sea reducido a alrededor de 5% vol. de Metanol, lo cual se determina por medición de la gravedad específica del agua de lavado.
- 6.2.20 Interrumpir el flujo de agua al Reactor. Introducir nitrógeno. El Reactor debe estar completamente abierto y se debe drenar toda el agua del Reactor al desagüe.
- 6.2.21 Abrir la entrada de hombre, del tope y obtener la medida desde la cara de la brida hasta el tope del lecho de carbón. Recoger aproximadamente 10 muestras

de diferentes puntos de carbón impregnado, para permi
tir predeterminar la distribución de catalizador en
el lecho del Reactor. Dichas muestras deberán ser
guardadas.

6.2.22 Cerrar la entrada de hombre del Reactor.

6.2.23 Alcalinizar el lecho de carbón activado, con solución
acuosa de NaOH de 10° a 30°Be. Inicialmente se debe-
rá usar NaOH de 20° a 30°Be, puesto que el primer lo-
te de Soda Cáustica bombeada al Reactor será diluido
al 50%, debido al agua adsorbida por el carbón. Poste-
riormente podrá ser usada Soda Cáustica de 10° a 30°
Be.

6.2.24 Transferir una cantidad de Soda Cáustica de 20°-30°Be,
igual a alrededor de 25% del volumen de los sedimenta-
dores. Abrir las válvulas de salida del Reactor y co
nectarla a la succión de la bomba de circulación de
Soda Cáustica, y a la línea de entrada al Reactor. Mo-
mentáneamente permanecerá abierta la válvula de drena-
je.

6.2.25 Arrancar la bomba de circulación de Soda Cáustica
(17P1A/B). La Soda Cáustica será bombeada dentro del
Reactor a la máxima razón de descarga. El líquido em-
pezará a salir del Reactor por el drenaje (al desagüe)
Inicialmente el agua intersticial será desplazada del
lecho. Cuando aparece Soda Cáustica en el drenaje,
la válvula de drenaje será cerrada.

6.2.26 De esta manera, circular Soda Cáustica por un período
de dos horas. Puede ser necesario introducir una can-
tidad adicional de Soda Cáustica al Reactor, para man-
tener la succión sobre la bomba de recirculación de
Soda Cáustica.

6.2.27 Detener la bomba de circulación de Soda Cáustica.

Ahora la Unidad Merox está lista para recibir la Gasolina FCC.

6.3 LAVADO CON AGUA DEL REACTOR DE LECHO FIJO

Periódicamente, cuando la adición de Soda Cáustica (fresca) sobre el lecho de carbón activado impregnado con catalizador, no es suficiente para restaurar la actividad del lecho, es necesario un lavado con agua caliente, para remover los diversos compuestos orgánicos y los jabones de la neutralización de la Soda Cáustica, los cuales están depositados en los poros del carbón, o por lo contrario bloquean la actividad de la superficie del catalizador. Puesto que muchos de estos compuestos son solubles en agua, la actividad del lecho será restaurada cuando ellos se hacen fluir del carbón activado. El lavado con agua es también necesario para remover el Metanol adsorbido o para remover jabones de sodio y la alcalinidad del Reactor, antes de la reimpregnación del catalizador. El agua utilizada para el lavado del Reactor debe ser agua condensada o agua deionizada, los cuales deben estar libres de materias suspendidas, sólidos, tierra, sales y cloro activo (hipoclorito).

El procedimiento de lavado con agua es el siguiente:

- 6.3.1 Suspender la inyección de aire y el flujo de hidrocarburos al reactor.
- 6.3.2 Después que toda la gasolina ha sido removida del Reactor, por bombeo, comenzar la inyección de vapor a través del lecho (flujo hacia abajo) a una razón de 2750 lb/hr de vapor, por el término de una hora, para remover los hidrocarburos remanentes.

- 6.3.3 Emplear el calentador de agua e introducir agua caliente (180°-200°F), vía la entrada del Reactor a una razón de 44 GPM. Inicialmente la válvula de drenaje del Reactor estará cerrada, y será abierta únicamente cuando el Reactor esté lleno de agua. Una vez lleno, comenzar el drenaje del agua caliente, al desagüe, también a una razón de 44 GPM.
- 6.3.4 Durante las etapas iniciales del lavado con agua caliente, el efluente del Reactor, por la línea de drenaje (al desagüe), será altamente coloreada (negro o gris oscuro, y espumoso). Mientras el lavado prosigue, el agua aligerará de color y pasará a través de una serie de matices. Eventualmente el agua se volverá clara y esencialmente incolora.
- 6.3.5 Si el lecho se empieza a lavar únicamente para rejuvenecer el catalizador, por limpieza de los poros del carbón; el lavado es completado cuando el agua de lavado está limpia. Si el lecho se comienza a lavar con agua, antes de una impregnación de catalizador, se detendrá el lavado cuando el pH del agua efluente, es reducido entre 8 y 9.
- 6.3.6 Suspender el flujo de aire, pero continuar la introducción de vapor a través del calentador de agua. Para desalojar la mayor cantidad de agua intersticial del lecho de carbón activado, vía el drenaje (al desagüe), del Reactor.
- 6.3.7 Después que el agua ha sido desplazada, continuar el flujo de vapor, por 30 minutos, para remover los hidrocarburos pesados residuales, de los espacios vacíos del carbón.
- 6.3.8 Suspender la inyección de vapor y delinear el calenta

dor de agua. Inyectar aire o nitrógeno, al tope del Reactor, flujo hacia abajo a través del lecho. So plar gas al Reactor, de esta manera, hasta que no exista goteo por el drenaje del Reactor (aproximadamente una hora).

- 6.3.9 El catalizador es ahora alcalinizado con Soda Cáustica fresca (de 10°Be a 30°Be), tal como se mostró en el procedimiento inicial de impregnación.

6.4 REIMPREGNACION DE CATALIZADOR

La reimpregnación de catalizador es necesario únicamente cuando los otros procedimientos, tal como lavado con agua, temperatura más elevada de la carga, soda cáustica más fuerte, reducción del flujo de hidrocarburos, etc. no proporcionan los requisitos más necesarios para la oxidación de Mercaptanos de la carga.

Los intervalos entre las reimpregnaciones de catalizador es una función de la carga (origen de la carga), contenido de Mercaptanos, etc.

El procedimiento de la reimpregnación de catalizador es de la siguiente manera:

- 6.4.1 Seguir los pasos 6.3.1 hasta 6.3.6 (lavado con agua).
- 6.4.2 Cerrar la válvula de drenaje del Reactor y llenarlo de agua caliente.
- 6.4.3 Suspender el flujo de agua y vapor, y delinear el calentador de agua.
- 6.4.4 Abrir la línea de drenaje, del Reactor, y la línea ramificada de la salida del Reactor hacia la bomba de

circulación.

- 6.4.5 Restablecer el inventario de agua en el Reactor Merox tal como el paso 6.4.2.
- 6.4.6 Iniciar la circulación de agua del fondo, al tope del Reactor, en un sistema de ciclo cerrado. En este punto, ambas líneas de succión a la bomba de circulación, son abiertas (la línea de drenaje del Reactor y la línea ramificada de salida del Reactor). Durante este procedimiento la temperatura del agua de circulación, debe ser mantenida entre 120°- 150°F, por inyecciones de vapor, vía el sistema calentador de agua.
- 6.4.7 Cuando es establecida la recirculación de agua, es necesario la inyección de ácido dentro de la circulación de agua de lavado, para remover las últimas trazas de alcalinidad del lecho de carbón. La acidificación es muy importante porque, cuando el carbón es acidificado, la adhesión del catalizador es mucho mayor.
- 6.4.8 Poner 5 galones de Acido Acético Glacial, en el tambor de adición de ácido. Después de colocar la tapa sobre el tambor, descargar el ácido dentro de la circulación del agua, mediante el eyector de succión. El ácido acético glacial será añadido en un período mayor de 5-10 minutos.
- 6.4.9 Después que el agua de circulación es acidificada por una hora, se debe chequear el pH del agua de lavado (antes de la succión de la bomba). Si el pH del agua excede de 6.5, se debe descargar otros 5 galones de ácido acético. Después de otra hora, chequear nuevamente el pH del agua, a la salida del Reactor. Continuar este procedimiento hasta que el pH del agua es

6.5 o menos.

- 6.4.10 Detener la circulación, drenar el agua del Reactor e introducir vapor a través del calentador de agua, luego repetir los pasos 6.3.7 y 6.3.8.
- 6.4.11 Después que se ha hecho pasar gas por el Reactor, es conveniente una hora adicional para enfriarlo. Continuar con la reimpregnación del catalizador siguiendo el esquema del procedimiento inicial de impregnación. Puesto que el carbón está todavía empapado será necesario poco Metanol para conducir la reimpregnación de catalizador. La contaminación del agua no afecta seriamente la actividad del catalizador sobre la reimpregnación; sin embargo, el uso de Metanol de menos de 50% no es recomendado. La dispersibilidad del catalizador Merox no es tan grande, cuando el agua está presente, lo cual podría requerir más tiempo de reimpregnación, en comparación con la impregnación inicial. Inicialmente el Metanol es transferido dentro del tope del Reactor, mientras que la válvula de drenaje es dejado abierto, hasta que empiece a salir Metanol. En este punto, el drenaje es cerrado y el procedimiento inicial de impregnación debe continuarse.
- 6.4.12 Durante la reimpregnación, el Metanol de la salida del Reactor puede ser ligeramente azul. Ello se debe a una pequeña concentración de catalizador Merox disperso. 1 ppm de catalizador producirá un líquido de apariencia azul; mientras que 10 ppm, producirá un fuerte color azul.
- 6.4.13 Después, siguiendo los pasos del procedimiento inicial de impregnación del Reactor Merox, la unidad está disponible para ser puesta en operación.

TABLA 6-1 VELOCIDADES DE FLUJO A TRAVES DEL TAMBOR, GPM

FLUJO DE METANOL A TAMBOR COMO PORCENTAJE DEL VOLUMEN TOTAL DE CIRCULACION DE METANOL AL REACTOR	TIEMPO ACUMULADO HORAS
10%	0-2
20%	2-4
40%	4-6
80%	6-7
100%	7-8

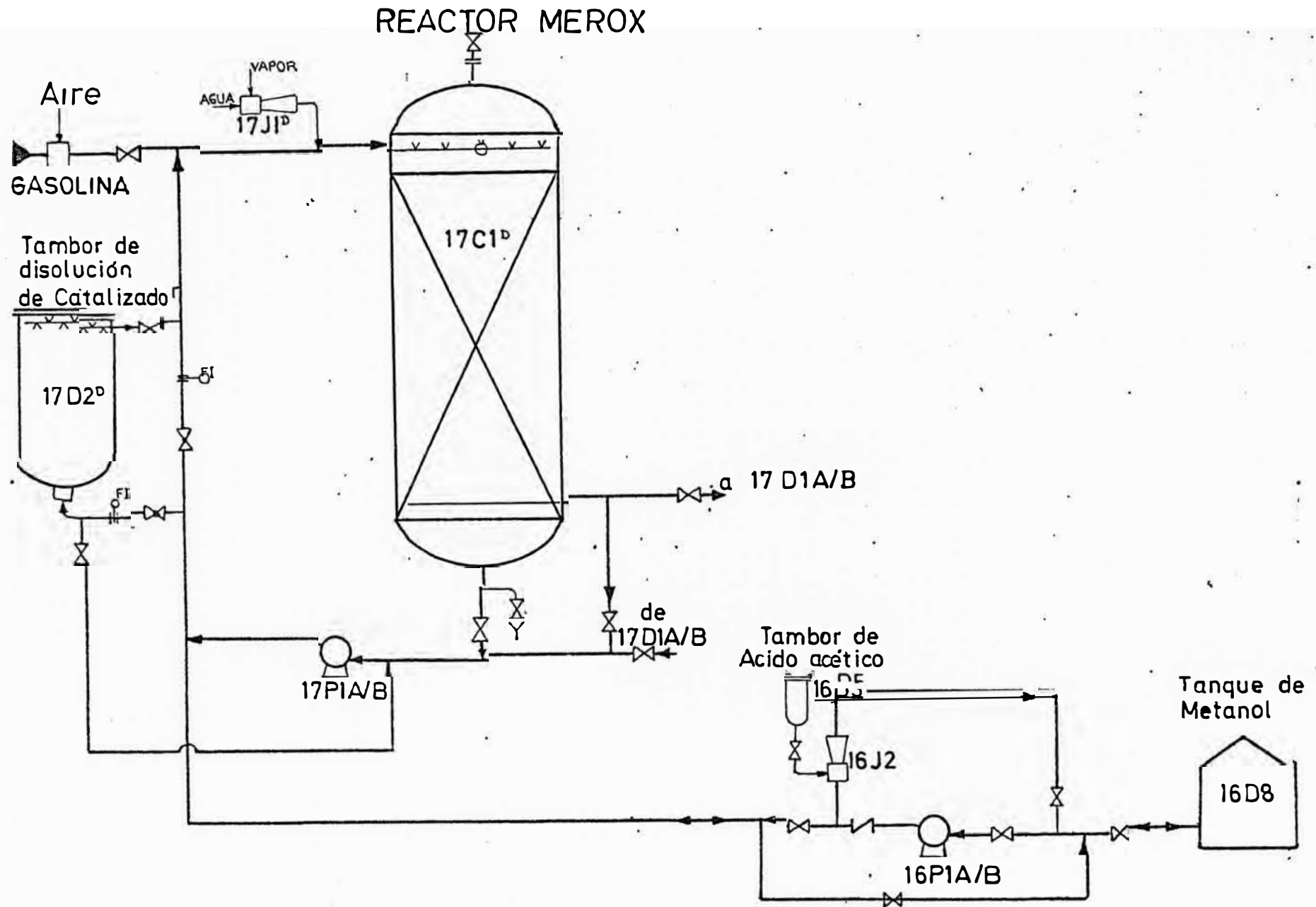


FIGURA 6-1 IMPREGNACION DEL REACTOR MEROX DE LECHO FIJO, CON METANOL

6.5 IMPREGNACION DE CATALIZADOR USANDO AMONIACO-AGUA

Ha sido determinado últimamente, como un resultado de la investigación y en el campo experimental, con un conveniente catalizador Merox de Lecho Fijo, el cual puede ser impregnado en el carbón activado, usando 0.2% peso de amoníaco en agua; de igual manera como el Metanol es colocado sobre el soporte del catalizador (carbón).

El catalizador preparado usando Amoníaco-agua, es tan bueno o mejor que el catalizador preparado usando Metanol.

El procedimiento de impregnación no será fundamentalmente diferente al procedimiento de impregnación con Metanol, excepto que como usa agua, se puede permitir que los recipientes estén abiertos.

En resumen, la impregnación será de la siguiente manera:

- 6.5.1 Llenar el carbón activado dentro del Reactor de acuerdo al procedimiento anteriormente expuesto (ver 6.1).
- 6.5.2 Llenar el Reactor con agua condensada o tratada, cuidando de no añadir tanta agua como para inundar el carbón fuera del lecho.
- 6.5.3 Comenzar la circulación de agua, del fondo, del lecho al tope del lecho.
- 6.5.4 Se calculará la cantidad de Amoníaco necesario para elevar la concentración a 0.2% peso; se tomará en cuenta el agua en las líneas y los espacios muertos del sistema.
- 6.5.5 En el agua que está circulando, se inyectará Amoníaco, en la succión de la bomba de circulación, a una razón tal que la cantidad necesaria de Amoníaco sea introducida durante el tiempo que toma en la bomba, en circu-

REACTOR MEROX

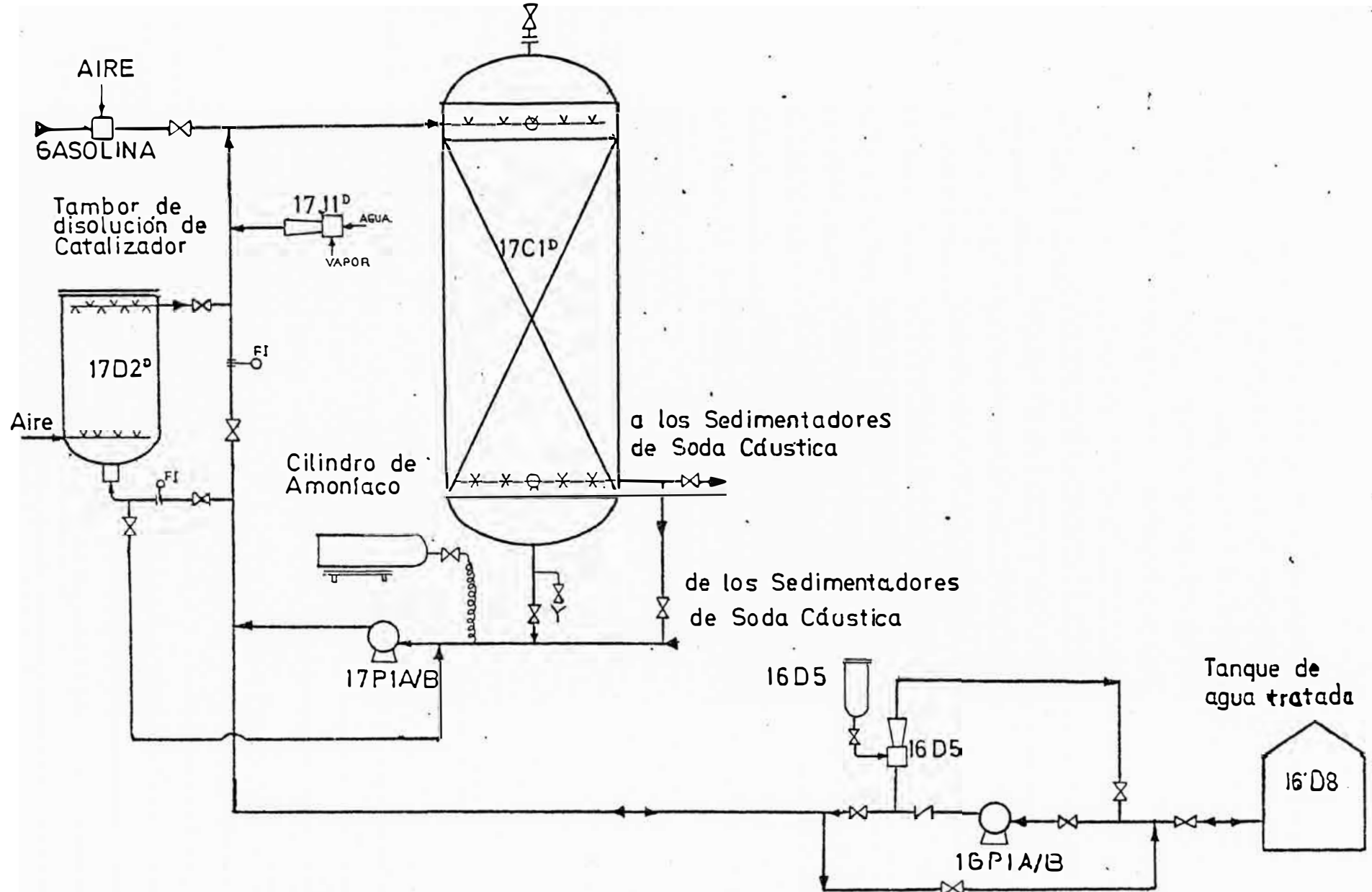


FIGURA 62 IMPREGNACION DE CATALIZADOR MEROX USANDO AMONIACO-AGUA

lar el agua completamente a través del sistema por dos veces. Para medir el Amoníaco se podría rastrear el peso perdido del cilindro de Amoníaco, llevándolo sobre una balanza de plataforma.

- 6.5.6 Cuando la concentración de Amoníaco ha sido uniformemente estabilizada en el agua, llenar el tambor de disolución de Catalizador con Amoníaco-agua.
- 6.5.7 Añadir la cantidad necesaria de Catalizador Merox N° 1 (\approx 48 lb) en el tambor de disolución, Utilizar un distribuidor de aire en el fondo del tambor. Para mezclar el catalizador con la solución Amoníaco-agua.
- 6.5.8 Con una suave circulación de agua, del fondo al tope del reactor, extraer el Catalizador-Amoníaco-agua, del tambor a una velocidad de 1 GPM.
- 6.5.9 Después de desocupar el tambor de mezcla, hacer fluir a diferentes períodos con la solución Amoníaco-agua, hasta lograr que todo el catalizador residual entre al Reactor.
- 6.5.10 Continuar la circulación de agua a través del Reactor, por una hora, después que todo el catalizador ha sido añadido.

6.6 ANALISIS OPERATIVO EN LA NUEVA UNIDAD MEROX DE LECHO FIJO

6.6.1 Caída de Presión en el Reactor Merox

Puesto que habrá variaciones del flujo de gasolina hacia la Unidad Merox, aquí se presenta la caída de presión en función del flujo de Gasolina.

De la ecuación (5.21):

$$\frac{\Delta P_1}{L} = 150 \cdot \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \frac{\mu G}{D_p^2} + 1.75 \times \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \cdot \alpha \frac{G^2}{\rho D_p}$$

De la ecuación (5.26):

$$\Delta P_{\text{reactor}} = \left(\frac{\Delta P_1}{L} \right) \times L \times \alpha + P_2$$

Datos:

Gasolina FCC de 57°API,	T = 100°F	, P = 85 psig
D _p = 1.557 mm	ρ = 732.39 Kg/m ³	
μ = 0.49	ε = 0.75	, α = 2.5
S = 3.083 m ²	L = 16.5388 pies	

La definición de cada uno de los términos están en (5.2.2).

Reemplazando datos en la Ecuación (5.21):

$$\frac{\Delta P_1}{L} = 4.4916 \times G + (0.03016 G)^2 \quad (6.1)$$

donde: $\frac{\Delta P_1}{L}$ está en $\left(\frac{\text{bar}}{\text{min}} \right)$ y G en $\left(\frac{\text{Kg}}{\text{hr m}^2} \right)$

$$R_e = \frac{U_e D_e \rho}{\mu} = \frac{U_o D_p \rho}{\mu} \cdot \frac{2}{3 \cos \theta (1-\epsilon)} \quad (6.2)$$

Tomando $\theta = 53^\circ$, $\cos \theta = 0.6$ y $\epsilon = 0.75$

$$\text{Reemplazando en (6.2): } R_e = \frac{R'_e}{0.227} \quad (6.3)$$

$$\text{donde } R'_e = \frac{U_o \rho D_p}{\mu} = \frac{G D_p}{\mu}$$

TABLA 6.2 CAIDA DE PRESION EN EL REACTOR

FLUJO F (BPD)	CAUDAL MASICO Q (Kg/hr)	CAUDAL POR UNIDAD DE SUPERFICIE G (kg/hr m ²)	CAIDA DE PRESION UNITARIA $\frac{\Delta P_1}{L}$ ($\frac{\text{PSI}}{\text{pie}}$)	CAIDA DE PRESION EN EL REACTOR $\Delta P_{\text{reactor}}$ (PSI)
5000	24256.8	7867.9	0.405	18.21
4900	23771.6	7710.5	0.392	17.67
4800	23286.5	7553.2	0.379	17.14
4700	22801.4	7395.8	0.367	16.62
4600	22316.2	7238.5	0.354	16.11
4500	21831	7081	0.342	15.6
4400	21345.9	6923.8	0.330	15.11
4300	20860.8	6766.4	0.318	14.62
4200	20375.7	6609	0.307	14.14
4100	19890.5	6451.7	0.295	13.67
4000	19405.4	6294.3	0.284	13.21
3900	18920.3	6137	0.273	12.76
3800	18435.1	5979.6	0.262	12.31
3700	17950	5822.3	0.252	11.87
3600	17464.9	5664.9	0.241	11.44
3500	16979.7	5507.5	0.231	11.02
3400	16494.6	5350.2	0.221	10.61
3300	16009.5	5192.8	0.211	10.20
3200	15524.3	5035.5	0.202	9.81
3100	15039.2	4878.1	0.192	9.42
3000	14554	4720.7	0.183	9.04

FIGURA 6-3 CAIDA DE PRESION EN EL REACTOR MEROX (ΔP_R)

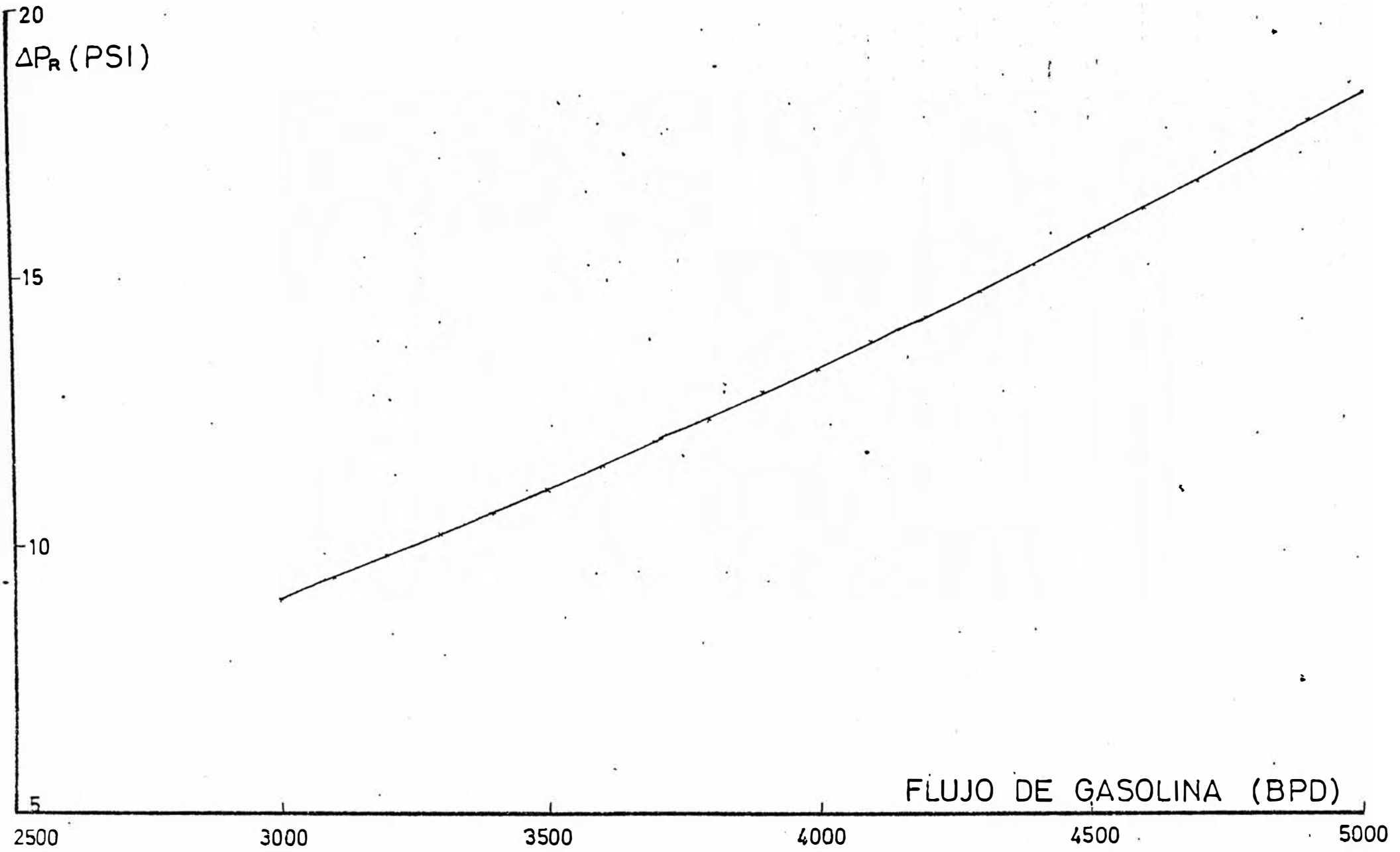
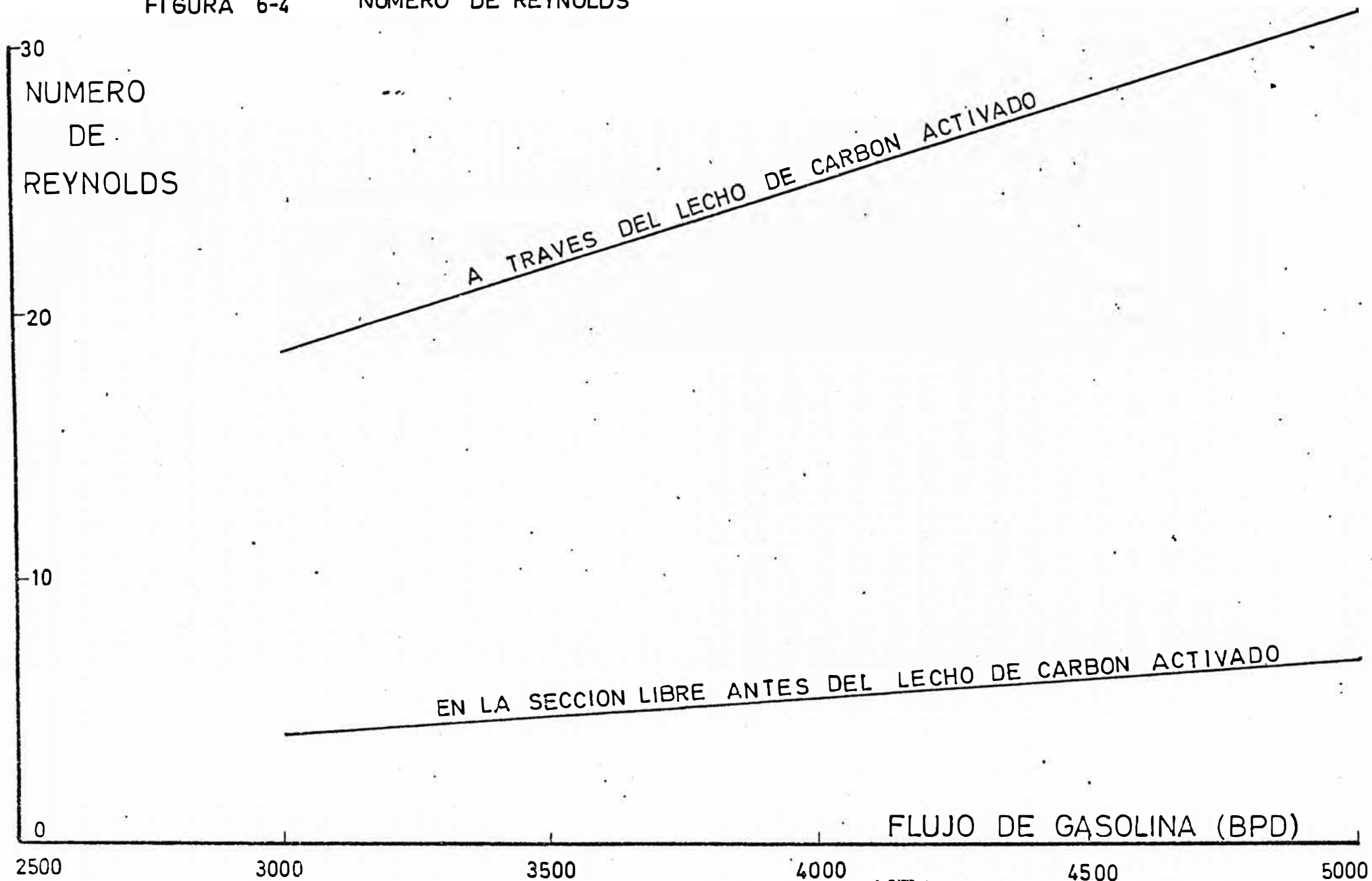


TABLA 6.3 NUMERO DE REYNOLDS EN EL LECHO DE CARBON ACTIVADO

F L U J O		$R'_e = \frac{G D_p}{\mu}$	$R_e = R'_e \times \frac{2}{3 \cos \theta (1-\epsilon)}$
BPD	m ³ /hr		
5000	33.12	6.95	30.89
4900	32.46	6.81	30.27
4800	31.80	6.67	29.64
4700	31.13	6.53	29.02
4600	30.47	6.39	28.40
4500	29.81	6.25	27.78
4400	29.15	6.11	27.16
4300	28.48	5.97	26.53
4200	27.82	5.84	25.96
4100	27.16	5.70	25.33
4000	26.50	5.56	24.71
3900	25.83	5.42	24.09
3800	25.17	5.28	23.47
3700	24.51	5.14	22.84
3600	23.85	5.00	22.22
3500	23.18	4.86	21.60
3400	22.52	4.72	20.98
3300	21.86	4.59	20.40
3200	21.20	4.45	19.78
3100	20.53	4.31	19.16
3000	19.87	4.17	18.53

FIGURA 6-4

NUMERO DE REYNOLDS



6.6.2 Cantidad de Aire requerido

La cantidad teórica de oxígeno para oxidar una libra de RSH es 0.25 lb. La cantidad de oxígeno que se proporciona es en un exceso del 100% (normalmente), entonces se requerirán 0.5 lb O_2 por lb de RSH.

1 pie³ de aire a las condiciones estándar de presión y temperatura contendrá:

$$\frac{1 \text{ pie}^3}{359 \frac{\text{pie}^3}{\text{mol lb}}} = 2.785 \times 10^{-3} \text{ mol lb}$$

luego, el peso del O_2 en 1 pie³ de aire será:

$$2.785 \times 10^{-3} \text{ mol lb} \times 0.21 \times 32 \frac{\text{lb}}{\text{mol lb}} = 18.7152 \times 10^{-3} \text{ lb}$$

Finalmente, el volumen de aire que contenga 0.5 lb O_2 será:

$$\frac{0.5 \text{ lb}}{18.7152 \text{ lb}} \times \text{pie}^3 = 26.71625 \text{ pie}^3 \text{ aire}$$

∴ se requerirán 26.716 pie³ aire para oxidar una libra de RSH.

Sea: "F" el flujo volumétrico de la gasolina en BPD
 "Y" el contenido de mercaptanos (RSH) antes del tratamiento Merox en ppm

$$\text{Gasolina de } 57^\circ\text{API} \rightarrow 0.7507 \rightarrow 46.37 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \rightarrow 262.48 \frac{\text{lb}}{\text{B}}$$

Base: 1 hora

$$\text{Peso de la Gasolina} = 262.48 \left(\frac{\text{lb}}{\text{B}}\right) \times \frac{F}{24} (\text{B}) = (10.9367 F) \text{ lb.}$$

$$\text{Libras de RSH requeridas} = \frac{Y}{10^6} \times 10.9367 F = 10.9367 \times 10^{-6} YF$$

El volumen requerido de aire por hora será:

$$V = \frac{(10.9367 \times 10^{-6} \text{ YF}) \text{ lb RSH}}{1 \text{ lb RSH}} \times 26.716 \text{ pie}^3 \text{ aire}$$

$$V = (292.185 \times 10^{-6} \text{ YF}) \text{ SCFH} \quad (6.4)$$

FIGURA 6-5

CANTIDAD DE AIRE REQUERIDO EN EL REACTOR

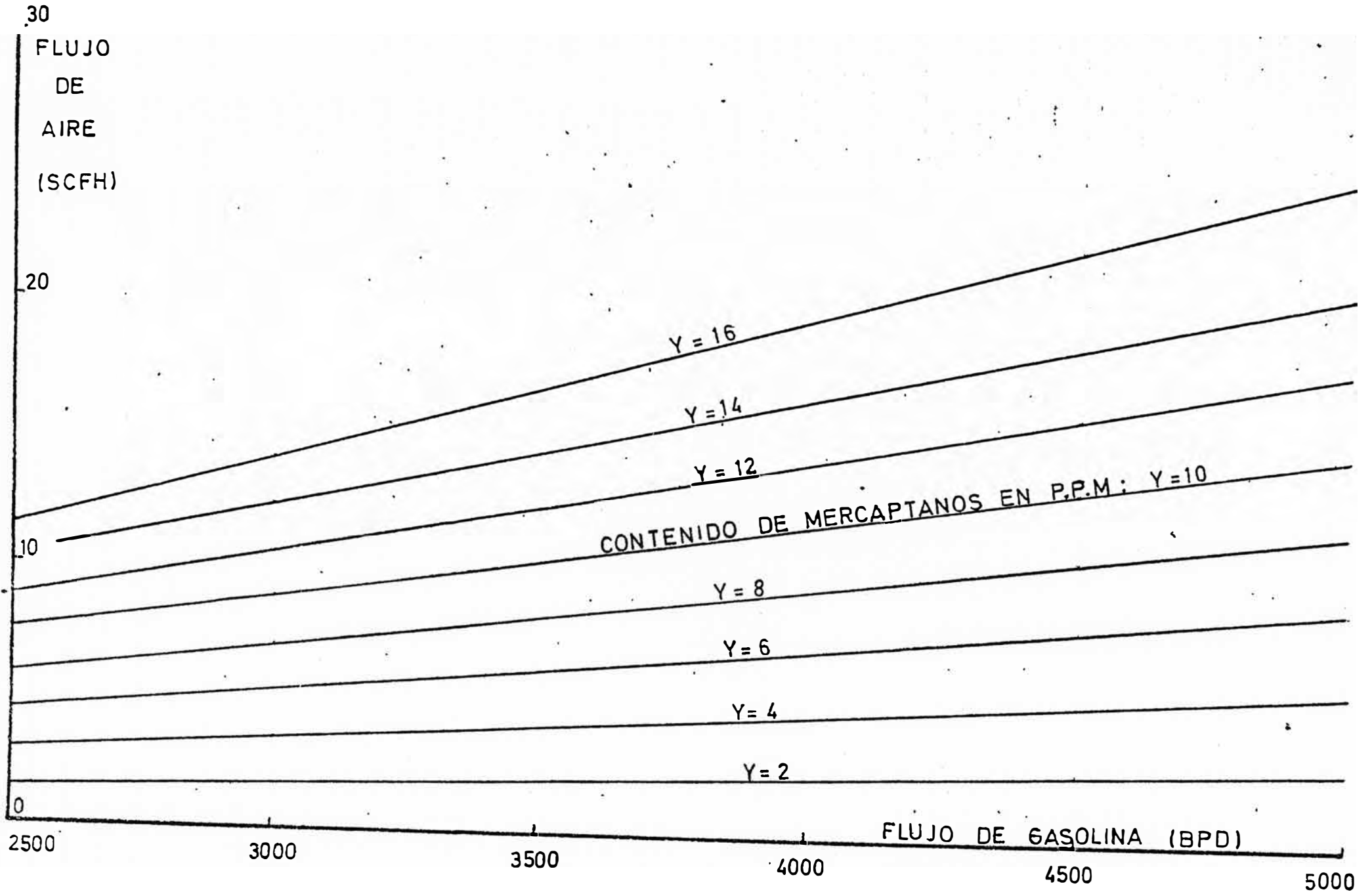
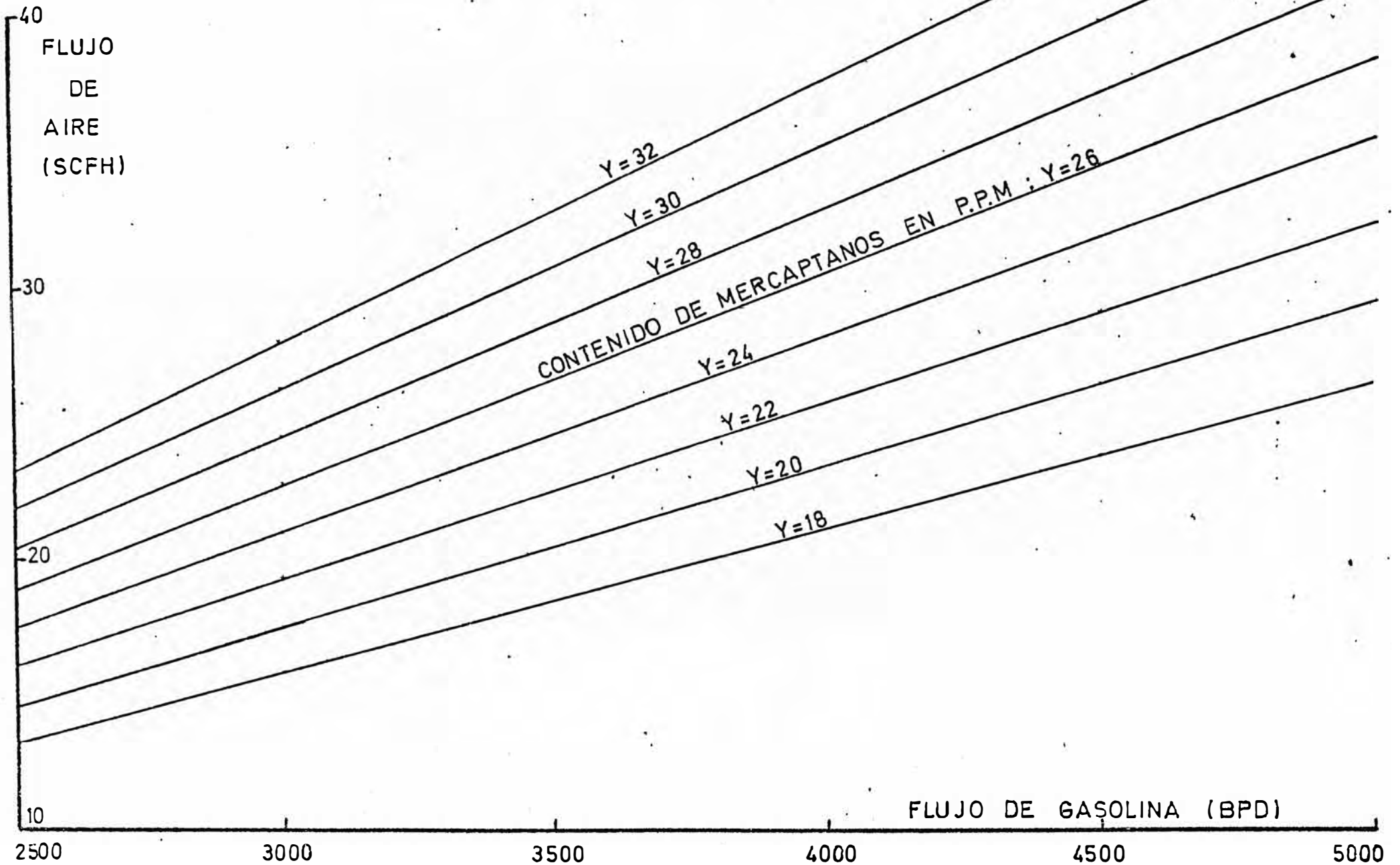


FIGURA 6-6 CANTIDAD DE AIRE REQUERIDO EN EL REACTOR



FLUJO

DE

60 AIRE

(SCFH)

-50

-40

30

2500

3000

3500

4000

4500

5000

Y=52

Y=50

Y=48

Y=46

Y=44

Y=40

Y=38

Y=36

Y=34

CONTENIDO DE MERCAPTANOS EN P.P.M.

FLUJO DE GASOLINA (BPD)

CAPITULO 7CONSIDERACIONES ECONOMICAS7.1 COSTO DE PRODUCCION EN LA UNIDAD MEROX DE GASOLINA

Período: Enero-Diciembre 1978 (Balance final)

7.1.1 Costos Fijos

	<u>Miles de Soles</u> <u>(M S.)</u>
- Labor y Beneficios:	
Labor administrativa	
Labor empleados	707
Labor obreros	
Sobretiempo empleados	116
Sobretiempo obreros	16
Beneficios trabajadores	686
- Mantenimiento y Reparación contratada	169
- Materiales y Suministros	203
- Depreciación y Amortización	212
- Administración propia	2507
- Gastos Administrativos y Generales	691
- Otros Gastos	1533
TOTAL DE COSTOS FIJOS	6840 =====

7.1.2 Costos Variables

	<u>Miles de Soles</u> <u>(M S/.)</u>
- Prod. de Petróleo consumidos	4
- Serv. Industriales y Facilidades:	
. Facilidades	
Laboratorio	156
Sistema eléctrico	2582
Desagüe	1
Mantenimiento de Planta	302
Mantenimiento mecánico	138
Mantenimiento de instrumentos	76
Seguridad y contraincendio	960
. Aire	<u>27</u>
TOTAL SS. II. Y FACILIDADES:	4242
- Productos Químicos	<u>319</u>
TOTAL COSTOS VARIABLES	4565 =====

7.1.3 Costo Unitario

Costos Fijos	6840 M S/.
Costos Variables	<u>4565 M S/.</u>
. TOTAL EJECUTADO	11405 M S/.

. VOLUMEN PROCESADO DE GASOLINA: 1194.6 MB

$$\text{Costo Unitario} = \frac{11,405 \text{ MS/.}}{1194.6 \text{ MB}} = 9.55 \frac{\text{S/.}}{\text{B}}$$

TABLA 7-1 PAUTAS ECONOMICAS

	1979	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
Tipo de Cambio (promedio anual) (Soles/ US\$)	225	285	353	409	451	490	531	576	625	678	736
Inflación Interna (% crecimiento anual)	60	40	30	20	15	15	15	15	15	15	15
Inflación Externa (% crecimiento anual)	11	9	8	7	6	6	6	6	6	6	6
Precio de Petróleo y productos (% incremento anual)	25	9	8	7	6	6	6	6	6	6	6
Precios Materiales y Suministros (% incremento anual)	56	42	34	24	16	16	16	16	16	16	16
Precio de Servicios comprados (% incremento anual)	56	40	35	23	17	17	16	16	16	16	16

7.2 UNIDAD MEROX DE ENDULZAMIENTO LIQUIDO-LIQUIDO

La base de la evaluación es el flujo de Gasolina: 4500 BPD. La actual Unidad Merox de Gasolina no estaría en capacidad de operar con tal flujo, sin que se incrementen los problemas operativos ahora existentes, tales como arrastre de Soda Cáustica y por consiguiente excesivo consumo de Soda Cáustica; dificultad de mantener los adecuados niveles en cada uno de los sedimentadores, etc.; es por tal motivo que para criterios de las consideraciones económicas de la actual Unidad Merox se considerará que operará con 3700 BPD, y la diferencia 800 BPD se enviaría directamente a tanques, sin pasar por la Unidad Merox.

7.2.1 Costos Variables

Se pretende evaluar principalmente los costos variables promedio de la Unidad Merox tomando los consumos promedio del año 1978 y anteriores (Soda Cáustica, catalizador Merox, etc.). No se han considerado los consumos del año 1979, puesto que en la actualidad la Unidad Merox está operando prácticamente como una unidad de lavado con Soda Cáustica,

Para obtener los costos variables se considerarán los procesos actuales de los SS. II. y productos químicos (Base 1979).

Para la estimación de los consumos promedio se utilizarán las Tablas 4-7, 4-8 y 4-9.

7.2.1.1 Soda Cáustica.- Para ello se consideró el consumo promedio por MB desde julio de 1976 hasta diciembre de 1978.

Consumo promedio por MB = 32.62 Kg/MB

NOTA: Usualmente el consumo de Soda Cáustica en la mayoría de los procesos Merox es menor de 10 lbs de NaOH por 1000 Bls de gasolina tratada lo que representa un consumo de 4.54 Kg/MB.

Base: 1 año ~ 333 días de operación

Flujo de gasolina: 3700 BPD.

$$3700 \frac{\text{Bls}}{\text{día}} \times \frac{333 \text{ días}}{\text{año}} \times \frac{32.62 \text{ Kg}}{1000 \text{ Bls}} = 40,141.1 \frac{\text{Kg de NaOH}}{\text{año}}$$

$$\text{Costo anual de NaOH} = 40,141.1 \text{ Kg} \times 37.81 \frac{\text{\$/Kg}}{\text{Kg}} = \text{\$} 1'519,626$$

7.2.1.2 Catalizador Merox N° 2.- Se ha considerado el consumo promedio por MB desde enero de 1978 a noviembre de 1978.

Consumo promedio por MB: 9.09 gr/MB

Cantidad de gasolina tratada: 3700 BPD x 333 días=1232.1MB

Consumo anual de catalizador: 12.45 gr/MB x 1232.1 MB
= 15,340 gr

Costo anual de catalizador Merox: 15.34 Kg x 5711.32 $\frac{\text{\$/Kg}}{\text{Kg}}$
= $\text{\$} 87,612$

7.2.1.3 Aire

$$40 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} \times 8000 \text{ hrs} = 320,000 \text{ pie}^3 \text{ (a condiciones estándar)}$$

$$\text{Costo anual del aire} = 320,000 \text{ pie}^3 \times 90.62 \frac{\text{\$/1000 pie}^3}{1000 \text{ pie}^3} \\ = \text{\$} 29,000$$

7.2.1.4 Electricidad.- Está incluido en facilidades (sistema eléctrico)

7.2.1.5 Total de Costos Variables

	<u>Miles de Soles</u> (MS/.)
- Prod. de petróleo consumidos	4
-- Aire	29
- Facilidades	4,215
- Productos químicos	
Catalizador Merox N° 2	88
Soda Cáustica	<u>1,520</u>
TOTAL COSTOS VARIABLES	5,856 =====

NOTA: Se ha considerado que los Prod. de petróleo consumidos y las facilidades han permanecido constantes con respecto a 7.1.2.

7.2.2 Gasolina FCC directo a Tanques

Se refiere a parte de la Gasolina Debutanizada procedente de la Unidad de Recuperación de Gases (800 BPD de Gasolina) la cual pasaría directamente a tanques sin pasar por la Unidad Merox de Gasolina. Para tal efecto se tomará una típica Gasolina FCC con un contenido de RSH de 40 ppm y 0.040% de azufre total.

Se considerará el efecto nocivo de los compuestos de azufre en la susceptibilidad al TEL. Puesto que no se conocen cuantitativamente todos los tipos de compuestos de azufre, excepto los mercaptanos y el total de azufre; se puede asumir que los compuestos no mercaptanos, son: 1/3 sulfuros y 2/3 anillos de azufre. Esta es una buena aproximación para gasolinas de craqueo de más de 400°F de P.F.E., con ello se calculará el decrecimiento en la susceptibilidad al TEL debido a compuestos de azufre.

Tabulando los datos para la Gasolina FCC:

	<u>Antes de Merox</u> (% peso)	<u>Después de Merox</u> (% peso)
RSH	0.0040	0.0004
RSR	0.0133	0.0133
Anillos S	0.0267	0.0267

Los disulfuros equivalentes se calcularán mediante la expresión:

$$\text{Disulfuros equivalentes} = \text{RSH} + \frac{\text{RSR}}{2.30} + \frac{\text{Anillos S}}{5.56}$$

colocando la Tabla anterior en función de los disulfuros equivalentes:

	<u>Antes de Merox</u> (% peso)	<u>Después de Merox</u> (% peso)
RSH	0.0040	0.0004
RSR	0.0058	0.0058
Anillos S	0.0104	0.0104
Total Disulfuros equivalentes:	0.0202	0.0166

De la Fig. 7.1 Disulfuros equivalentes vs. decrecimiento a la susceptibilidad al TEL con los disulfuros equivalentes se obtienen el decrecimiento en la susceptibilidad al TEL:

$$Y (\text{no tratada, a/m}) = 26.24\%$$

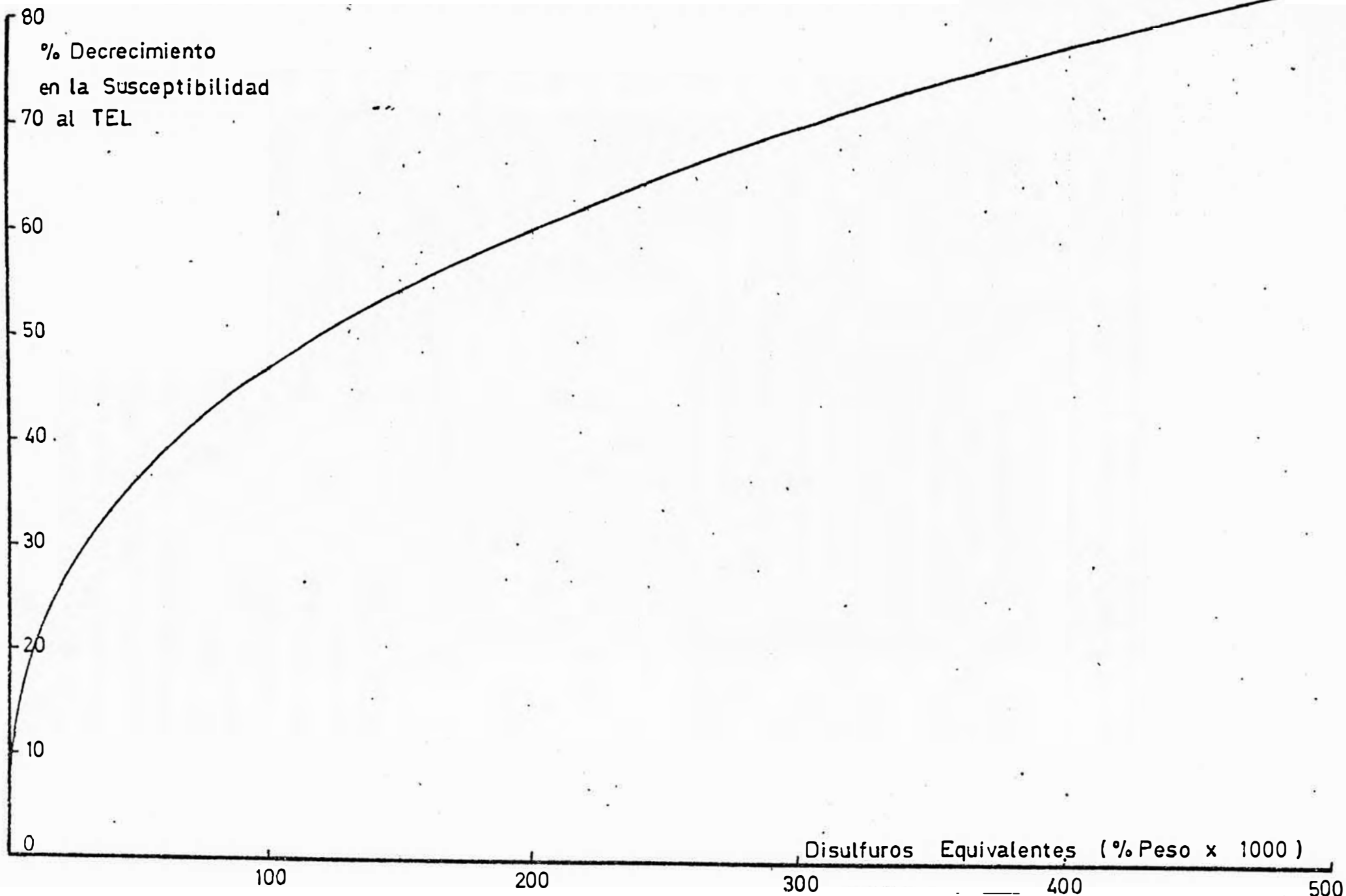
$$Y (\text{tratada, d/m}) = 24.45\%$$

Ahora se evaluará el efecto neto del tratamiento Merox en la susceptibilidad al TEL, considerando que se utilizará 3 cc/gal TEL.

$$3 \frac{\text{cc}}{\text{gal}} \times (0.2624 - 0.2445) = 0.0537 \frac{\text{cc}}{\text{gal}}$$

De los 3 cc/gal, 0.0537 cc/gal se utilizarán para ven

FIGURA 7-1 EFECTO DE LOS DISULFUROS EQUIVALENTES SOBRE LA SUSCEPTIBILIDAD AL TEL-



cer el efecto de azufre (RSH principalmente) si es que la Gasolina FCC pasa directamente a tanques.

$$\text{Volumen de TEL "extra"} = 0.0537 \frac{\text{cc}}{\text{gal}} \times \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ Bl}} \times 800 \text{ BPD} \times \frac{333 \text{ días}}{\text{año}} = 600,839 \frac{\text{cc}}{\text{año}}$$

$$\text{Peso de TEL requerido} = 600,839 \frac{\text{cc}}{\text{año}} \times 2.687 \frac{\text{gr}}{\text{cc}} = 1'613,054 \text{ gr}$$

$$\text{Consumo anual de TEL (extra)} = 1613 \text{ Kg} \times 612 \frac{\text{S.}}{\text{Kg}} = \text{S. } 987,156$$

7.3 NUEVA UNIDAD MEROX DE LECHO FIJO - IMPREGNACION CON METANOL

7.3.1 Inversión Total

7.3.1.1 Estimado del Capital Fijo

De acuerdo a las especificaciones de equipos (ver 5.4):

	<u>Precio (Solus)</u>
Reactor Merox (17C1 ^d)	8'484,126
Eyector (17J1 ^d)	100,000
Tambor de disolución de Catalizador Merox	50,000
Válvulas de Compuerta de 3" (dos)	76,568
Tubería de 3", 30 pies	<u>7,560</u>
	S/. 8'718,254
. Costo de Equipos	S/. 8'718,254
Otros (Rotámetro, gastos de instalación y montaje, etc.)	<u>871,825</u>
CAPITAL FIJO:	S/. 9'590,079

7.3.1.2 Estimado del Capital de Trabajo

Se refiere al monto para poner en operación la Planta. (Están incluidos todos los gastos preoperativos).

	Cantidad Requerida	Costo Unitario	Costo Total (S.)
Carbón activado	2820.2 Kg	293.59 S./Kg	827,997
Catalizador Merox N° 1	21.9 Kg	3,440.09 S./Kg	75,357
Soda Cáustica	132.75 Kg	37.81 S./Kg	5,019
Metanol	2609 gal.	4,000.00 S./gal	10'436,000
Acido acético glacial	5 gal.	2,000.00 S./gal	10,000
Nitrógeno	1 cilindro	12,132.84 S./cil.	12,133
Agua deionizada	19.53 TM	349.66 S./TM	6,829
SUB TOTAL			11'363,334

- Otros gastos (10%)	1'136,333
- CAPITAL DE TRABAJO	S/. 12'499,667
	=====

7.3.1.3 Estimado de la Inversión Total

Capital Fijo	:	:	9'590,079 +
Capital de Trabajo	:	:	<u>12'499,667</u>
INVERSION TOTAL	:	:	S/. 22'089,746

7.3.2 Costos Variables

Se considerará un flujo promedio de 4500 BPD por la Unidad Merox de Lecho Fijo, tomando inicialmente como base el año 1979, con 333 días de operación.

$$\begin{aligned} \text{Costo anual de la Soda Cáustica} &= 4 \frac{\text{Kg}}{\text{MB}} \times 4.5 \frac{\text{MB}}{\text{día}} \times 333 \text{ días} \times 37.81 \frac{\text{S.}}{\text{Kg}} \\ &= \text{S/. } 226,633 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Costo anual del aire} &: 59.37 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} \times 8000 \text{ hr} \times 90.62 \frac{\text{S.}}{10^3 \text{ pie}^3} \\ &= \text{S. } 41,591 \end{aligned}$$

El consumo de energía eléctrica se deberá únicamente debido al funcionamiento intermitente de la Bomba 17P1A o B y a la iluminación del área. Se podría adoptar un programa regular de recirculación de Soda Cáustica de los sedimentadores hacia el Reac or Merox, el cual sería de 30 minutos cada tres días.

$$\begin{aligned} \text{Consumo anual de energía eléctrica} &: 1.5 \text{ KW} \times \frac{1}{2} \text{ hora} \times 111 + 1.5 \text{ KW} \\ &\times 8000 \text{ hr} = 12,083 \text{ KWh} \end{aligned}$$

$$\text{Costo anual de electricidad} : 12083 \text{ KWh} \times 6.45 \frac{\text{S.}}{\text{KWh}} = \text{S. } 77,935$$

A continuación se presenta la distribución de los costos variables:

	<u>Miles de Soles</u> (MS.)
- Facilidades	
Laboratorio	166
Mantenimiento	192
Seguridad y contraincendio	1,070
- Soda Cáustica	227
- Aire	42
- Energía eléctrica	<u>78</u>
SUB TOTAL	1,775

7.3.2.1 Gastos de un Lavado con agua.- Periódicamente el lecho de carbón activado será lavado con agua caliente para remover los compuestos que están depositados en los poros del carbón o aquellos que bloquean la actividad de la superficie del catalizador. Para efectos de la presente evaluación económica se considerará que se efectuará un lavado con agua ca-

liente cada año.

- Consumo de vapor : $\frac{5 \text{ lb/hr}}{\text{pie}^3 \text{ car}} \times 548.8 \text{ pie}^3 \text{ car.} \times 2 \text{ hrs} = 5488 \text{ lb.}$
- Costo del vapor : $5488 \text{ lb} \times \frac{0.454 \times 10^{-3}}{1 \text{ lb}} \times 1204.33 \frac{\text{S.}}{\text{TM}} = \text{S. } 3,000$
- Costo del agua tratada : $26.34 \frac{\text{gal}}{\text{hr}} \times \frac{3.785 \times 10^{-3} \text{ m}^3}{1 \text{ gal}} \times 10^3 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$
 $\times 349.66 \frac{\text{S.}}{10^3 \text{ Kg}} \times 2 \text{ hr} = \text{S. } 70$
- Consumo de Soda Cáustica = $132.75 \text{ Kg} \times 37.81 \text{ S./Kg} = \text{S. } 5019$

* TOTAL DE GASTOS DE UN LAVADO CON AGUA CALIENTE: S. 8,089

7.3.2.2 Gastos de una posterior reimpregnación de Catalizador. - Se llevará a cabo únicamente cuando el lavado con agua y otros procedimientos no restauran la actividad del carbón activado impregnado con catalizador Merox, para promover las reacciones de oxidación de los Mercaptanos. Se ha considerado que se requerirá de una impregnación después de los 5 años de la impregnación inicial, utilizando el Metanol recuperado de la impregnación inicial.

- Costo del Catalizador: $21.9 \text{ Kg} \times 3440.09 \text{ S./Kg} = \text{S. } 75,357$
Merox Nº 1
- Costo de la Soda Cáustica: $132.75 \text{ Kg} \times 37.81 \text{ S./Kg} = \text{S. } 5,019$
- Costo de un cilindro de Nitrógeno: S. 12,133
- Otros (10%) : S. 9,251

* COSTOS TOTALES DE LA REIMPREGNACION DE CATALIZADOR:
S. 101,760

7.3.2.3 Total de Costos Variables.- Está referida al costo variable anual, costo del lavado con agua y el costo de reimpregnación de Catalizador Merox N° 1. Ya que la reimpregnación se realizará después de 5 años, se considerará como costo anual de reimpregnación 1/5 del costo de reimpregnación de catalizador.

- Sub total de costos variables	1,775 MS/.
- Gastos de lavado con agua	8 MS/.
- Gastos de reimpregnación de Catalizador	<u>20 MS/.</u>
* TOTAL DE COSTOS VARIABLES	1,803 MS/.

7.3.3 Costo Unitario

Costo fijo	6,840 MS/.
Costo variable	<u>1,803 MS/.</u>
	8,643 MS/.

Volumen de Gasolina tratada: $4500 \text{ BPD} \times 333 \text{ días} \times \frac{\text{ME}}{1000 \text{ Bls}}$
 $= 1498.5 \text{ MB}$

Costo Unitario: $\frac{8,643 \text{ MS/}}{1498.5 \text{ MB}} = 5.77 \frac{\text{S/}}{\text{B}}$

7.3.4 Utilidad Neta

Por criterios de evaluación, se han considerado iguales los costos fijos de cada Unidad Merox (Líquido-Líquido y Lecho Fijo)

- Unidad Merox "Líquido-Líquido"

Costos variables	5,856 MS/.
Costos por consumo de TEL (extra)	<u>987 MS/.</u>
	6,843 MS/.

- Unidad Merox de Lecho Fijo (Impregnación con Metanol)

Total de Costos variables: 1,803 MS/.

- Ahorro: 6,843 -- 1,803 = 5,040 MS/.

Ahorros	5,040 MS/.
Depreciación (10% costo equipos)	<u>872 MS/.</u>
UTILIDAD NETA ANUAL	4,168 MS/.

7.3.5 Plazo de Recuperación

$$\frac{22,090 \text{ MS/}}{5,040 \text{ MS/./año}} = 4.38 \text{ años}$$

7.3.6 Rentabilidad de la Inversión (Beneficio neto/inversión)

$$\text{Rentabilidad} = \frac{4,168}{22,090} \times 100\% = 18.9\%$$

7.4 NUEVA UNIDAD MEROX DE LECHO FIJO - IMPREGNACION CON AMONIACO-AGUA

7.4.1 Inversión Total

7.4.1.1 Estimado del Capital Fijo.- La Unidad Merox de Lecho Fijo, en la cual la impregnación de Catalizador Meróx será con amoníaco-agua, no requiere de equipos extras, con referencia a la impregnación con Metanol; por tanto:

Capital Fijo: S/. 9'590,079 (Ver 7.3.1.1)

7.4.1.2 Estimado del Capital de Trabajo

Aquí hay una sustancial diferencia en cuanto a los costos de impregnación, con referencia a la impregnación utilizando Metanol. Para la impregnación con amoníaco-agua, se requiere 0.2% peso de amoníaco en agua.

Se ha estimado como suficiente, utilizar 9000 galon-

nes (34,065 lt) de agua para llevar a cabo la impregnación de catalizador.

$$\begin{aligned} \text{Peso del agua} &= 34.065 \text{ m}^3 \times 10^3 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 34065 \text{ Kg} \\ \text{tratada} & \\ &= 75,033 \text{ lb} \end{aligned}$$

Puesto que se van a utilizar 75,033 lb de agua, el peso requerido de amoníaco será:

$$75,033 \text{ lb} \times \frac{0.2\%}{100\%} = 150.066 \text{ lb de amoníaco}$$

La densidad del amoníaco a las condiciones de líquido saturado: T = 62°F a 88°F, P = 143 psia, es de $\rho = 1.3326 \text{ lb/lt}$. (Ver Anexo).

Luego el volumen requerido de amoníaco es de:

$$V = \frac{150.066 \text{ lb}}{1.3326 \text{ lb/lt}} = 112.61 \text{ lt}$$

Precio unitario del amoníaco industrial: 372.86 \$/lt

$$\begin{aligned} \text{Costo del amoníaco} &= 112.61 \text{ lt} \times 372.86 \text{ \$/lt} = \\ \text{requerido} & \\ &= \$ 41,988 \end{aligned}$$

Ya que el amoníaco es vendido en cilindros de 70 lts será necesario comprar 2 cilindros (140 lts).

$$\begin{aligned} \text{Costo de los dos} &= 2 \text{ cil.} \times 26,100 \frac{\text{\$}}{\text{cilindro}} \\ \text{cilindros de amoníaco} & \\ &= \$ 52,200 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Costo del} &= 34,065 \text{ lt} \times \frac{10^3 \text{ Kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ lt}} \times \frac{\text{TM}}{10^3 \text{ Kg}} \\ \text{agua tratada} & \\ &\times 349.66 \frac{\text{\$}}{\text{T.M}} = \$ 11,911 \end{aligned}$$

∴ Finalmente el costo de la solución amoníaco-agua requerida para la impregnación será:

$$52,200 + 11,911 = \$ 64,111$$

Tabulando los productos requeridos para impregnación, similar a 7.3.1.2:

<u>Productos requeridos</u>	<u>Costo (Soles)</u>
Carbón activado	827,997
Catalizador Merox N° 1	75,357
Soda Cáustica	5,019
Amoniaco-agua	64,111
Acido Acético Glacial	10,000
Nitrógeno	12,133
Agua tratada	<u>6,829</u>
SUB TOTAL	S/. 1'001,446
Sub Total	1'001,446
Otros Gastos (10%)	<u>100,145</u>
* CAPITAL DE TRABAJO	S/. 1'101,591

7.4.1.3 Estimado de la Inversión Total

Capital Fijo	9'590,079
Capital de Trabajo	<u>1'101,591</u>
INVERSION TOTAL	S/.10'691,670

7.4.2 Costos Variables

Puesto que no hay ninguna modificación en la operación de la Unidad, con referencia al caso de la impregnación con Metanol, el subtotal de costos variables será similar al 7.3.4.:

- Subtotal de Costos Variables: 1,775 MS/.

7.4.2.1 Gastos de un lavado con agua.- Similar a 7.3.2.1

: 8 MS/.

7.4.2.2 Gastos de una posterior reimpregnación de catalizador

Se ha estimado que se requerirá de una reimpregnación, después de 5 años de la impregnación inicial. En este caso será necesario 9000 gal de agua y 140 lt de amoníaco (A P = 143 psia), lo cual da como resultado, el costo de S/. 64,111.

Los gastos de reimpregnación serán:

	<u>Costo (Soles)</u>
Catalizador Merox N° 1	S/. 75,357
Soda Cáustica	5,019
Un cilindro de Nitrógeno	12,133
Amoníaco-agua	64,111
Otros (10%)	<u>15,662</u>
COSTO TOTAL DE LA REIMPREGNACION	S/. 172,282

7.4.2.3 Total de Costos Variables

Subtotal de Costos Variables	1,775 MS/.
Gastos de lavado con agua	8 MS/.
Gastos de reimpregnación de catalizador	<u>34 MS/.</u>
TOTAL DE COSTOS VARIABLES	1,817 MS/.

7.4.3 Costo Unitario

Costo Fijo	6,840 MS/.
Costo variable	<u>1,817 MS/.</u>
	8,657 MS/.

Volumen de Gasolina tratada: 1498.5 MB

$$\text{Costo Unitario: } \frac{8,657 \text{ MS/}}{1,498.5 \text{ MB}} = 5.777 \text{ S./B}$$

7.4.4 Utilidad Neta

Similarmente a 7.3.4, para determinar la utilidad ne-

ta, se han considerado como iguales los costos fijos en una Unidad Merox de endulzamiento Líquido-Líquido y en la Unidad Merox de Lecho Fijo. Por lo tanto, la utilidad estará en función de los costos variables:

Unidad Merox "Líquido-Líquido"	
Costos Variables	5,856 MS/.
Costos por consumo de TEL (extra)	<u>987 MS/.</u>
	6,843 MS/.
- Unidad Merox de Lecho Fijo (impregnación con amoníaco-agua)	
Total de Costos Variables:	1,817 MS/.

Ahorro: 6,843 - 1,817 = 5,026 MS/.

Ahorros	5,026 MS/.
Depreciación (10% c. Equipos)	872 MS/.
UTILIDAD NETA ANUAL	4,154 MS/.

7.4.5 Plazo de Recuperación

$$\frac{10,692 \text{ MS/}}{5,026 \text{ MS/} \cdot \text{año}} = 2.13 \text{ años}$$

7.4.6 Rentabilidad de la Inversión

$$\text{Rentabilidad} = \frac{4,154}{10,692} \times 100\% = 38.9\%$$

ANEXOS

A.1 MERCAPTANOS

Los Tioles o Tioalcoholes, conocidos comúnmente como Mercaptanos son una familia de los compuestos orgánicos del azufre, los cuales están presentes frecuentemente en un amplio rango de los destilados no tratados, del petróleo, tales como LPG, Gasolina, Kerosene y los Gasóleos. Los Mercaptanos también se encuentran en el Petróleo crudo, otros se forman en el transcurso de la refinación del petróleo y es común encontrarlos en los productos destilados y los productos craqueados.

Todos los mercaptanos son representados por la fórmula genérica: RSH, donde "R" es un radical de hidrocarburo, tal como un grupo alquil, cicloalquil o aril; y el grupo "SH" es el grupo mercapto, el cual tipifica a todos los Mercaptanos y está constituido por un átomo de azufre y un átomo de hidrógeno.

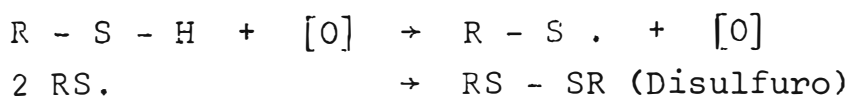
Los Mercaptanos son indeseables por muchas razones. Los Mercaptanos de bajo punto de ebullición tienen un extremo olor desagradable y son moderadamente ácidos, estas propiedades disminuyen conforme se incrementa el punto de ebullición. El tiofenol el cual es un aril mercaptano es más ácido que los alquilmercaptanos; los tiofenoles se encuentran principalmente en los productos de craqueo. Los tiofenoles son indeseables en la gasolina tratada, porque produce una gasolina inestable, promoviendo las reacciones de hidroperoxidación de las olefinas formando gomas. Todos los compuestos de azufre, inhiben la habilidad del plomo tetraetílico (TEL) para incrementar el Número de Octano. Para una dada concentración de TEL el Número de Octano, es más bajo,

cuando el contenido de Mercaptanos es incrementado, por eso es económico y deseable remover o convertir los Mercaptanos a disulfuros, de esa forma se incrementa la susceptibilidad de la Gasolina al TEL.

En resumén, los Mercaptanos son indeseables, puesto que su presencia afecta adversamente a los productos (Gasolina, etc.): olor, estabilidad, contenido total de azufre; susceptibilidad del Número de Octano, al TEL, etc.

Los tioles forman sales insolubles con los metales pesados, especialmente con el mercurio. Este comportamiento es el origen del nombre común de "Mercaptano".

Debido a la fortaleza de los enlaces S-H (83 Kcal) es considerablemente menor a los enlaces O-H (111 Kcal); hay una buena razón para esperar que los mecanismos de reacción que son desfavorables con los alcoholes pueden realizarse con el RSH. De esta forma se encuentra que la oxidación de los Mercaptanos se puede llevar a cabo con diversos oxidantes suaves tal como el oxígeno atmosférico, los halógenos, ácido sulfúrico, etc. La oxidación de los Mercaptanos producen Disulfuros, por medio de radicales Tiilo:



A.2 PROPIEDADES FISICAS DE LOS MERCAPTANOS Y LOS DISULFUROS ORGANICOS

MERCAPTANOS O DISULFUROS	FORMULA QUIMICA	PESO MOLECULAR	GRAVEDAD ESPECIFICA (20/4°C)	TEMPERATURA DE EBULLICION °F
Mercaptanos				
Metil	CH_3SH	48.1	0.867	43.7
Etil	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{SH}$	62.1	0.838	96.8
n-propil	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{SH}$	76.1	0.837	153.5
1-propil	$(\text{CH}_3)_2\text{CHSH}$	76.1	0.809	136.4
n-butil	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{SH}$	90.1	0.837	207.7
1-butil	$(\text{CH}_3)_2\text{CHCH}_2\text{SH}$	90.1	0.829	184.1
n-amil	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{CH}_2\text{SH}$	104.2	0.842	258.8
1-amil	$(\text{CH}_3)_2\text{CHCH}_2\text{CH}_2\text{SH}$	104.2	0.835	246.2
n-hexil	$\text{C}_6\text{H}_{13}\text{SH}$	118.2	0.846	302.0
n-heptil	$\text{C}_7\text{H}_{15}\text{SH}$	132.2	0.844	348.8
n-octil	$\text{C}_8\text{H}_{17}\text{SH}$	146.2	0.841	390.2
n-nonil	$\text{C}_9\text{H}_{19}\text{SH}$	160.2	0.844	428.0
Disulfuros				
Dimetil	$(\text{CH}_3)_2\text{S}_2$	94.2	1.058	239.0
Dietil	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{S}_2$	122.3	0.993	307.4
Dipropil	$(\text{C}_3\text{H}_7)_2\text{S}_2$	150.3	0.956	379.4
Dibutil	$(\text{C}_4\text{H}_9)_2\text{S}_2$	178.4	0.937	447.8
Difenil	$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{S}_2$	218.3	1.353	590.0
Tiofenol	$\text{C}_6\text{H}_5\text{SH}$	110.2	1.078	334.4

A.3 IMPUREZAS EN EL PETROLEO, PRODUCTOS DESTILADOS Y PRODUCTOS CRAQUEADOS

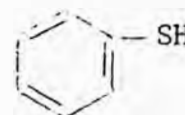
TIPOS DE COMPUESTOS DE AZUFRE

- Sulfuro de Hidrógeno o Acido Sulfhídrico: H_2S

- Mercaptanos:

Alifáticos: RSH

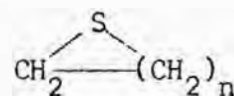
Aromáticos:



- Sulfuros:

Alifáticos: $R-S-R$

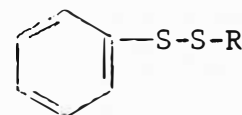
Cíclicos:



- Disulfuros

Alifáticos: $R-S-S-R$

Aromáticos



- Polisulfuros: $R-S_n-R$

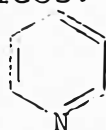
- Tiofeno y Homólogos



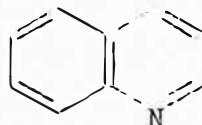
TIPOS DE COMPUESTOS NITROGENADOS

- Compuestos Básicos:

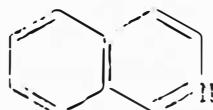
Piridinas



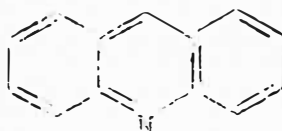
Quinolinas



Isoquinolinas



Acridinas

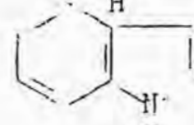


- Compuestos no Básicos:

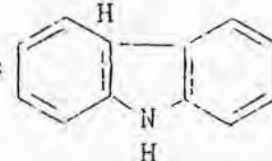
Pirrol



Indolas



Carbazoles

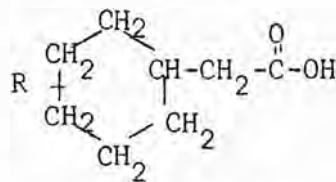


TIPOS DE COMPUESTOS OXIGENADOS

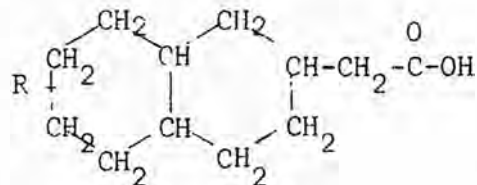
- Acidos Carboxílicos Alifáticos (n) $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_n-\overset{\text{O}}{\parallel}{\text{C}}-\text{OH}$

- Acidos Carboxílicos Alifáticos (r) $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_n-\overset{\text{R}}{\underset{|}{\text{C}}}-\overset{\text{O}}{\parallel}{\text{C}}-\text{OH}$

- Acido Nafténico monocíclico

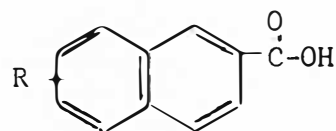


- Acidos Nafténicos bicíclicos

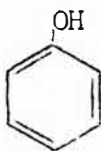


- Acidos Aromáticos $\text{R}-\text{C}_6\text{H}_4-\overset{\text{O}}{\parallel}{\text{C}}-\text{OH}$

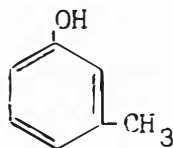
- Acidos Aromáticos binucleares



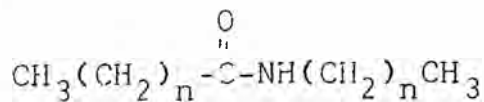
- Fenol



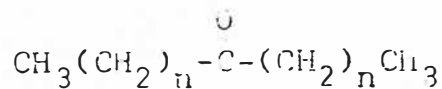
- Cresol



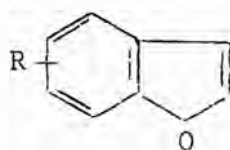
- Amidas



- Cetonas



- Benzafuranos



A.4 PROPIEDADES DE LA SODA CAUSTICA

TABLA A-4-1a COMPOSICION DE LAS SOLUCIONES DE HIDROXIDO DE SODIO

Referido a 20°C (ó 59°F)

°Be	% PESO NaOH	LIBRAS POR BARRIL DE SOLUCION		KILOS POR METRO CUBICO DE SOLUCION		Kg de NaOH por Galón
		NaOH	H ₂ O	NaOH	H ₂ O	
1	7.94	2.10	349.5	8	999	0.0303
2	1.38	3.78	351.5	14	1000	0.0523
3	2.06	6.71	350.5	21	1000	0.0795
4	2.72	9.24	350.0	28	1000	0.105
5	3.38	11.32	351.0	35	1001	0.1325
6	4.03	13.85	351.5	42	1001	0.159
7	4.76	16.38	351.0	50	1001	0.1893
8	5.48	18.90	351.0	58	1000	0.2195
9	6.19	21.85	351.0	66	1000	0.2498
10	6.89	24.35	351.5	74	1000	0.2801
11	7.58	27.29	352.5	82	1000	0.3104
12	8.35	30.65	351.0	91	999	0.3444
13	9.11	34.00	350.0	100	998	0.3785
14	9.85	37.35	350.0	109	998	0.4126
15	10.67	39.90	350.5	119	996	0.4504
16	11.39	43.25	350.0	120	996	0.4845
17	12.18	47.45	349.0	133	995	0.5223
18	13.05	50.30	348.5	149	993	0.564
19	13.81	54.15	348.5	159	992	0.6018
20	14.66	58.40	348.0	170	990	0.6435
21	15.57	61.70	347.5	182	987	0.6889
22	16.37	65.95	345.5	193	986	0.7305
23	17.24	70.10	345.0	205	984	0.7759
24	18.11	74.80	344.5	217	981	0.8213
25	19.04	78.90	344.5	230	978	0.8706

TABLA A-4-1b COMPOSICION DE LAS SOLUCIONES DE HIDROXIDO DE SODIO

Referido a 20°C (ó 59°F)

°Be	% PESO NaOH	LIBRAS POR BARRIL DE SOLUCION		KILOS POR METRO CUBICO DE SOLUCION		Kg de NaOH por Galón
		NaOH	H ₂ O	NaOH	H ₂ O	
26	19.95	84.00	342.5	243	975	0.9198
27	20.91	88.60	340.5	257	972	0.9727
28	21.87	93.65	339.5	271	968	1.0257
29	22.88	98.30	338.5	286	964	1.0825
30	23.79	103.8	337.5	300	961	1.1355
31	24.84	109.2	336.0	316	956	1.1961
32	25.88	114.7	334.5	332	951	1.2566
33	26.95	120.6	333.0	349	946	1.3210
34	28.02	126.3	331.0	366	940	1.3853
35	29.14	133.1	327.5	384	934	1.4534
36	30.30	139.8	326.0	403	927	1.5254
37	31.50	145.8	324.5	423	920	1.6011
38	32.69	154.2	320.0	443	912	1.6768
39	33.92	161.2	316.5	464	904	1.7563
40	35.19	169.0	314.5	486	895	1.8395
41	36.51	176.4	311.5	509	885	1.9266
42	37.78	185.0	306.5	532	876	2.0136
43	39.17	194.2	303.0	557	865	2.1083
44	40.53	203.0	299.0	582	854	2.2029
45	42.00	212.0	295.5	609	841	2.3051
46	43.55	216.5	296.0	638	827	2.4148
47	45.14	232.5	293.5	668	812	2.5284
48	46.76	242.5	281.0	699	796	2.6457
49	48.48	253.5	275.0	732	778	2.7706
50	50.26	266.5	267.0	767	759	2.903

100

FIGURA A-1

VISCOSIDAD DE SOLUCIONES DE SODA CAUSTICA

Viscosidad en centipoises

10

5

1

0.5

0.2

50% NaOH

40% NaOH

30% NaOH

20% NaOH

10% NaOH

0% NaOH

TEMPERATURA, °F

60

80

100

120

140

160

180

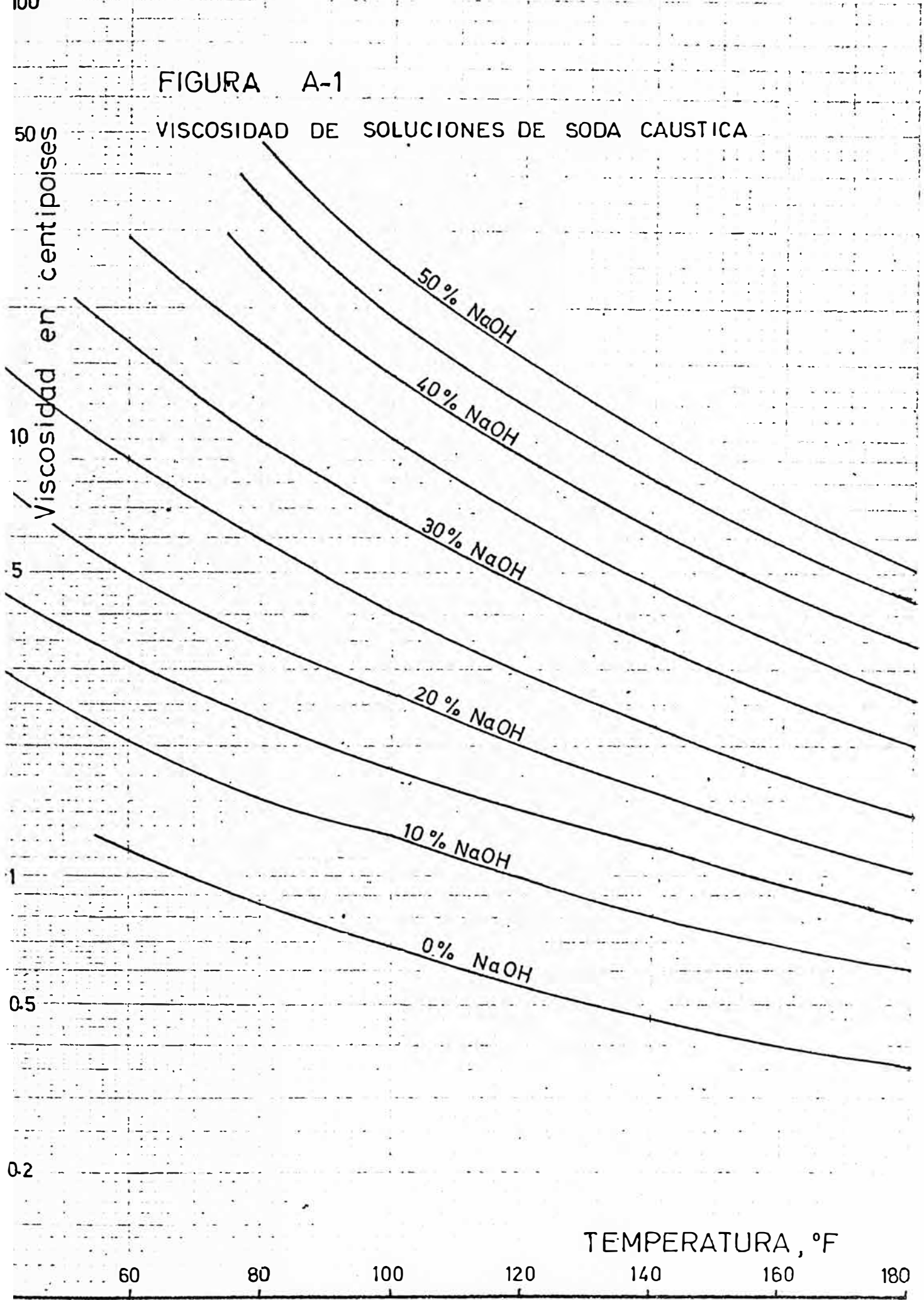
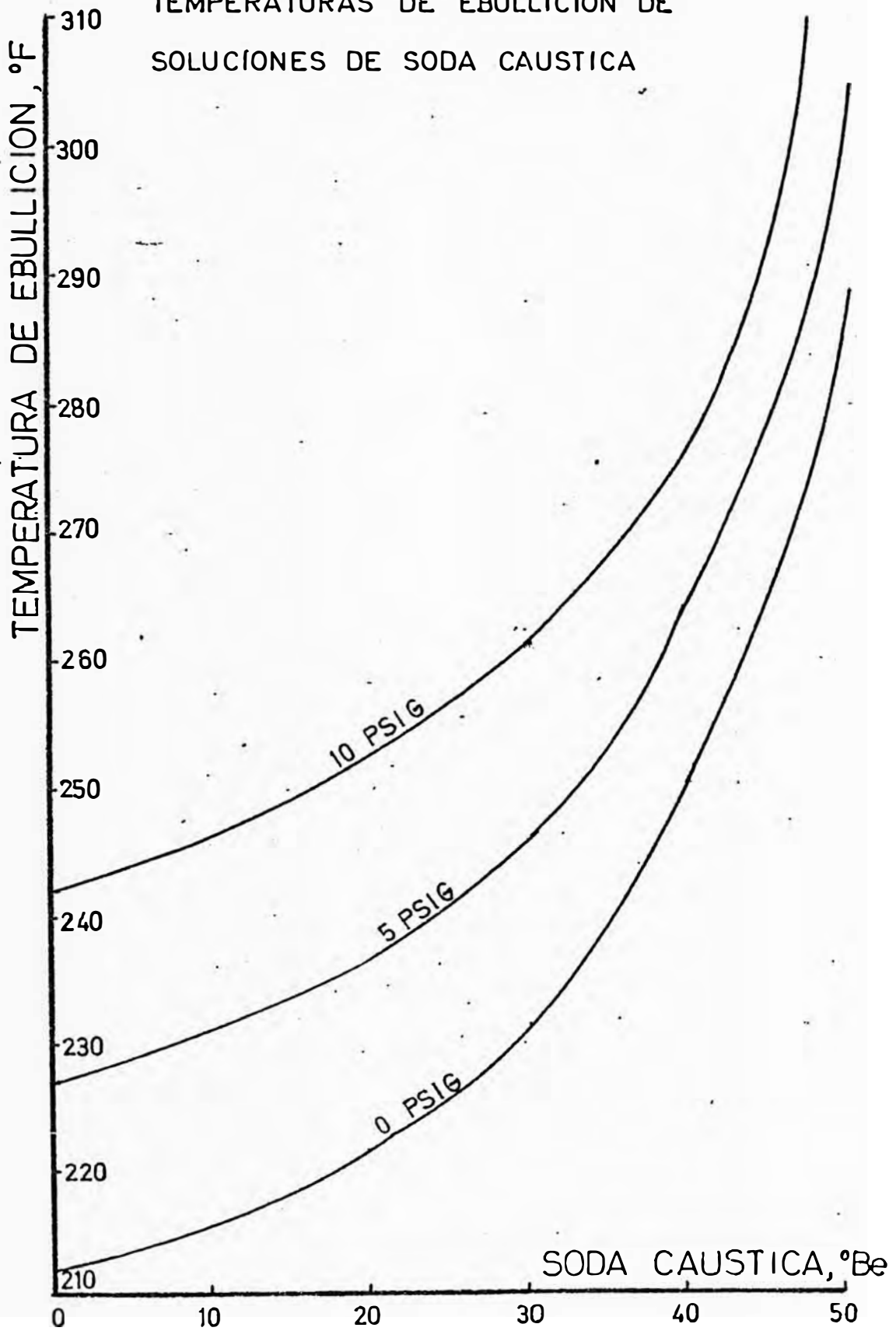


FIGURA A-2

TEMPERATURAS DE EBULLICION DE
SOLUCIONES DE SODA CAUSTICA



A.5 PROPIEDADES DEL METANOL

Peso molecular:	32.04
Gravedad específica 20°C/20°C:	0.7924
Punto de congelación:	-98.8°C (-144°F)
Punto de ebullición:	64.5°C (148.1°F)
C _p vapor:	0.39 cal/gal a 77°C
Calor latente:	262.8 cal/gr a 64.5°C
Calor de fusión:	23.6 cal/gr
Temperatura crítica:	240°C (464°F)
Autoignición:	464°C
Calor de combustión:	182.58 Kcal/mol

TEMPERATURA		PRESION DE VAPOR
°F	°C	mm <u>Hg</u>
32	0	29
50	10	52
68	20	92
86	30	159
104	40	258
122	50	410
140	60	630
148	64.5	760

El Metanol o alcohol metílico, CH₃OH, es un líquido tóxico. Antiguamente se obtenía por destilación destructiva de la madera y tomó el nombre de alcohol de madera se han presentado muchos casos de ceguera y muerte en personas que lo bebieron con la creencia que se trataba de alcohol etílico.

TABLA A-5-1 GRAVEDAD ESPECIFICA DE SOLUCIONES ACUOSAS DE METANOL

GRAVEDAD ESPECIFICA A 15°C, REFERIDA AL AGUA A 4°C

VALORES CALCULADOS POR DOROSHEVSKI, ROZHDESTVENSKI, etc.

% PESO DE METANOL	% VOLUMEN DE METANOL	GRAVEDAD ESPECIFICA	% PESO DE METANOL	% VOLUMEN DE METANOL	GRAVEDAD ESPECIFICA
1	1.25	0.99727	26	31.35	0.95963
2	2.50	0.99513	27	32.51	0.95817
3	3.75	0.99370	28	33.66	0.95668
4	4.99	0.99198	29	34.81	0.95518
5	6.22	0.99020	30	35.95	0.95360
6	7.45	0.98864	31	37.09	0.95213
7	8.68	0.98701	32	38.22	0.95056
8	9.91	0.98547	33	39.35	0.94896
9	11.13	0.98304	34	40.48	0.94734
10	12.35	0.98241	35	41.59	0.94570
11	13.56	0.98093	36	42.71	0.94404
12	14.77	0.97945	37	43.82	0.94237
13	15.98	0.97802	38	44.92	0.94067
14	17.18	0.97660	39	46.02	0.93894
15	18.38	0.97518	40	47.11	0.93720
16	19.58	0.97377	41	48.20	0.93543
17	20.77	0.97237	42	49.28	0.93365
18	21.96	0.97096	43	50.35	0.93185
19	23.15	0.96955	44	51.42	0.93001
20	24.33	0.96811	45	52.49	0.92815
21	25.51	0.96673	46	53.51	0.92627
22	26.69	0.96533	47	54.60	0.92436
23	27.86	0.96392	48	55.64	0.92242
24	29.03	0.96251	49	56.68	0.92048
25	30.10	0.96108	50	57.71	0.91842

TABLA A-5-2 GRAVEDAD ESPECIFICA DE SOLUCIONES ACUOSAS DE METANOL

GRAVEDAD ESPECIFICA A 15°C, REFERIDA AL AGUA A 4°C

VALORES CALCULADOS POR DOROSHEVSKI, ROZHDESTVENSKI, etc.

% PESO DE METANOL	% VOLUMEN DE METANOL	GRAVEDAD ESPECIFICA	% PESO DE METANOL	% VOLUMEN DE METANOL	GRAVEDAD ESPECIFICA
51	58.74	0.91631	76	82.18	0.86051
52	59.76	0.91451	77	83.02	0.85801
53	60.77	0.91248	78	83.86	0.85551
54	61.78	0.91044	79	84.68	0.85300
55	62.78	0.90839	80	85.50	0.85048
56	63.78	0.90631	81	86.31	0.84794
57	64.77	0.90421	82	87.11	0.84536
58	65.75	0.90210	83	87.90	0.84274
59	66.73	0.89996	84	88.68	0.84009
60	67.69	0.89781	85	89.45	0.83742
61	68.65	0.89563	86	90.21	0.83475
62	69.61	0.89341	87	90.97	0.83207
63	70.55	0.89147	88	91.72	0.82937
64	71.49	0.88890	89	92.46	0.82667
65	72.42	0.88662	90	93.10	0.82396
66	73.34	0.88433	91	93.92	0.82124
67	74.26	0.88203	92	94.63	0.81849
68	75.17	0.87971	93	95.33	0.81568
69	76.08	0.87739	94	96.02	0.81285
70	76.98	0.87507	95	96.70	0.80999
71	77.86	0.87271	96	97.37	0.80713
72	78.75	0.87033	97	98.04	0.80428
73	79.62	0.86792	98	98.79	0.80143
74	80.48	0.86546	99	99.35	0.79859
75	81.34	0.86300	100	100.00	0.79577

A.6 PROPIEDADES TERMODINAMICAS DEL AMONIACO SATURADO

TEMPERATURA (°F)	PRESION (PSIA)	VOLUMEN ESPECIFICO (pie ³ /lb)		ENTALPIA (BTU/lb)		ENTROPIA (BTU/lb x R)	
		LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR
0	30.42	0.02419	9.116	42.9	611.8	0.0975	1.3352
10	38.51	0.02446	7.304	53.8	614.9	0.1208	1.3157
20	48.21	0.02474	5.910	64.7	617.8	0.1437	1.2969
30	59.74	0.02503	4.825	75.7	620.5	0.1663	1.2790
40	73.32	0.02533	3.971	86.8	623.0	0.1885	1.2618
50	89.19	0.02564	3.294	97.9	625.2	0.2105	1.2453
52	92.66	0.02571	3.176	100.2	625.7	0.2149	1.2421
54	96.23	0.02577	3.063	102.4	626.1	0.2192	1.2389
56	99.91	0.02584	2.954	104.7	626.5	0.2236	1.2357
58	103.7	0.02590	2.851	106.9	626.9	0.2279	1.2325
60	107.6	0.02597	2.751	109.2	627.3	0.2322	1.2294
70	128.8	0.02632	2.312	120.5	629.1	0.2537	1.2140
80	153.0	0.02668	1.955	132.0	630.7	0.2749	1.1991
82	158.3	0.02675	1.892	134.3	631.0	0.2731	1.1962
84	163.7	0.02683	1.831	136.6	631.3	0.2833	1.1933
86	169.2	0.02691	1.772	138.9	631.5	0.2875	1.1904
88	174.8	0.02699	1.716	141.2	631.8	0.2917	1.1875
90	180.6	0.02707	1.661	143.5	632.0	0.2958	1.1846
92	186.6	0.02715	1.609	145.8	632.2	0.3000	1.1818
94	192.7	0.02723	1.559	148.2	632.5	0.3041	1.1789
96	198.9	0.02731	1.510	150.5	632.7	0.3083	1.1761
98	205.3	0.02739	1.464	152.9	632.9	0.3125	1.1733
100	211.9	0.02747	1.419	155.2	633.0	0.3166	1.1705
110	247.0	0.02790	1.217	167.0	633.7	0.3372	1.1566

FIGURA A-3

SOLUBILIDAD DEL OXIGENO EN LOS

HIDROCARBUROS A 77°F

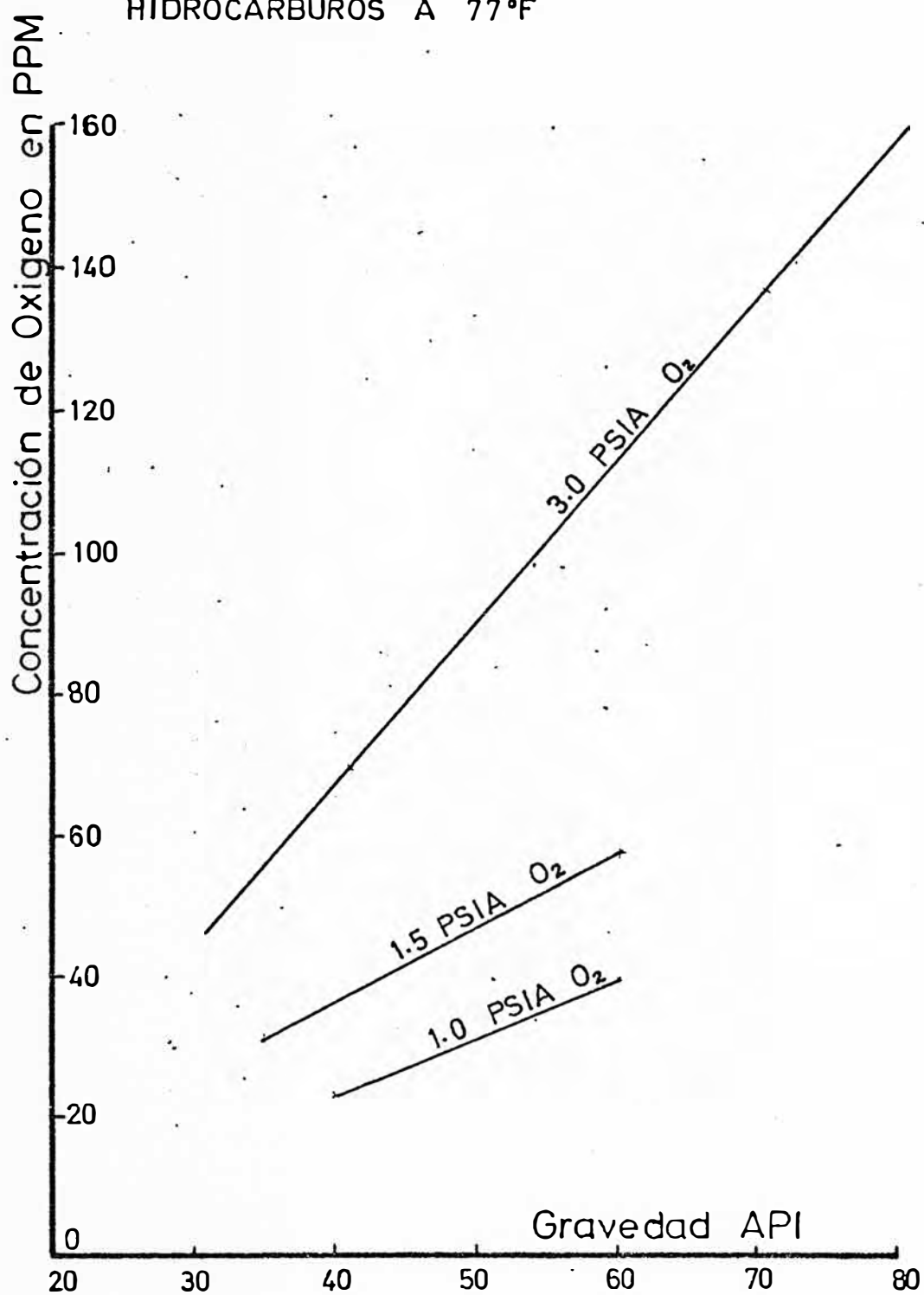


FIGURA A-4

SOLUBILIDAD DEL AIRE EN LA GASOLINA

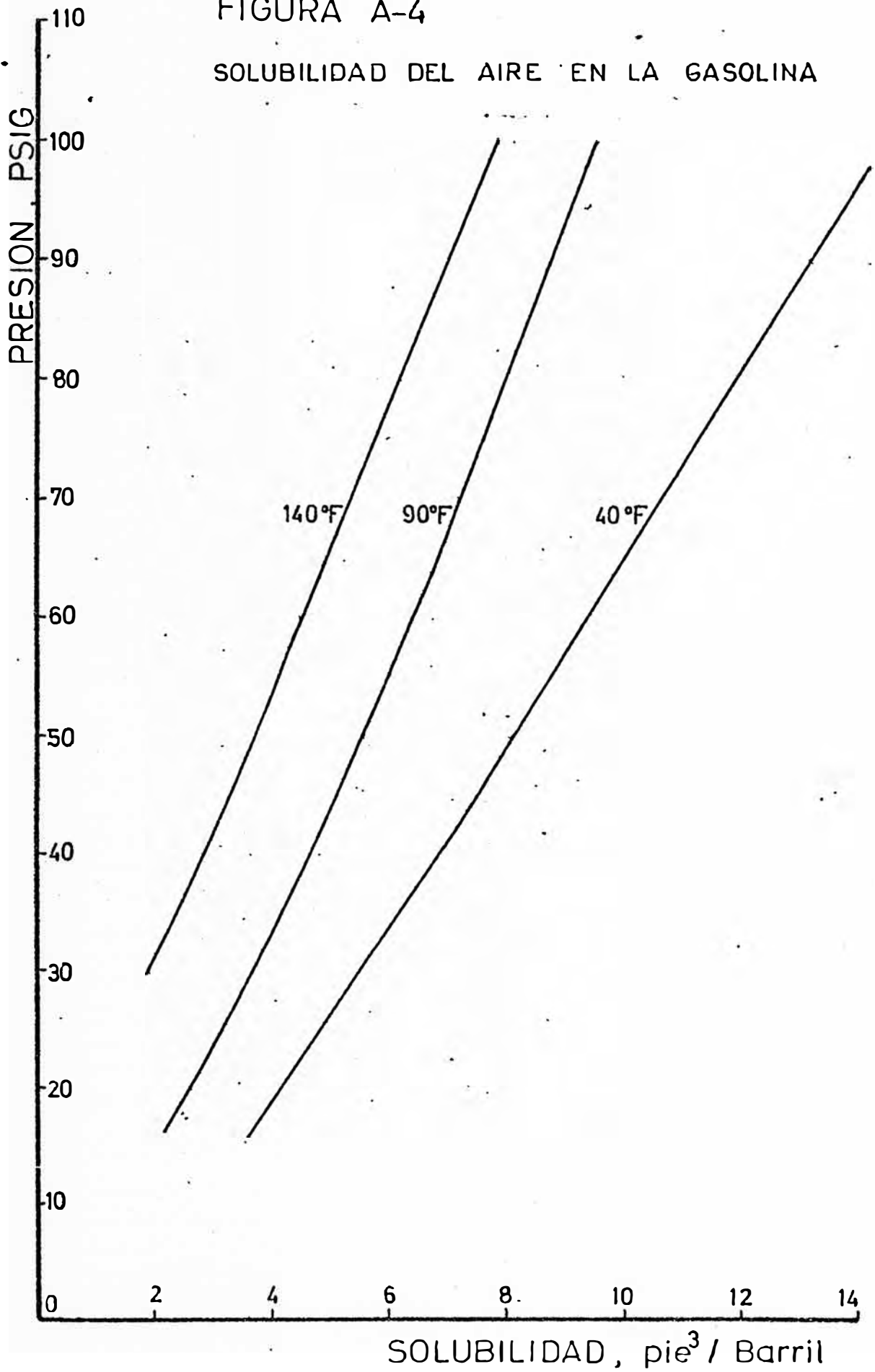


FIGURA A-5

DISTRIBUCION DEL AZUFRE Y CURVA DE DESTILACION PARA LA GASOLINA FCC.

Contenido de Azufre de la Gasolina: 0.09 % P

Datos de una planta piloto

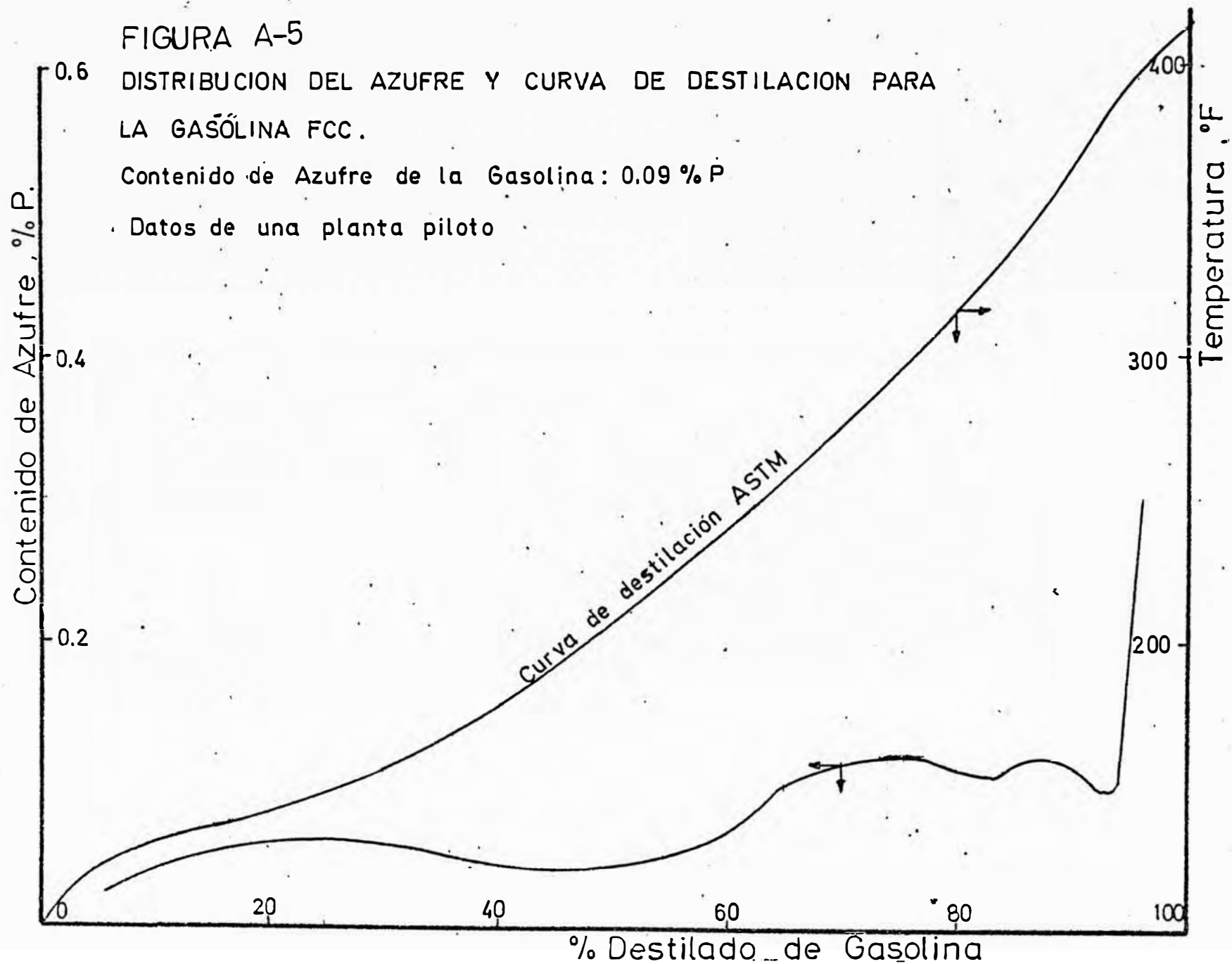


FIGURA A-6

DISTRIBUCION DEL AZUFRE Y CURVA DE DESTILACION PARA
LA GASOLINA FCC

Contenido de Azufre de la Gasolina : 0.32 % P.

Datos de una planta piloto

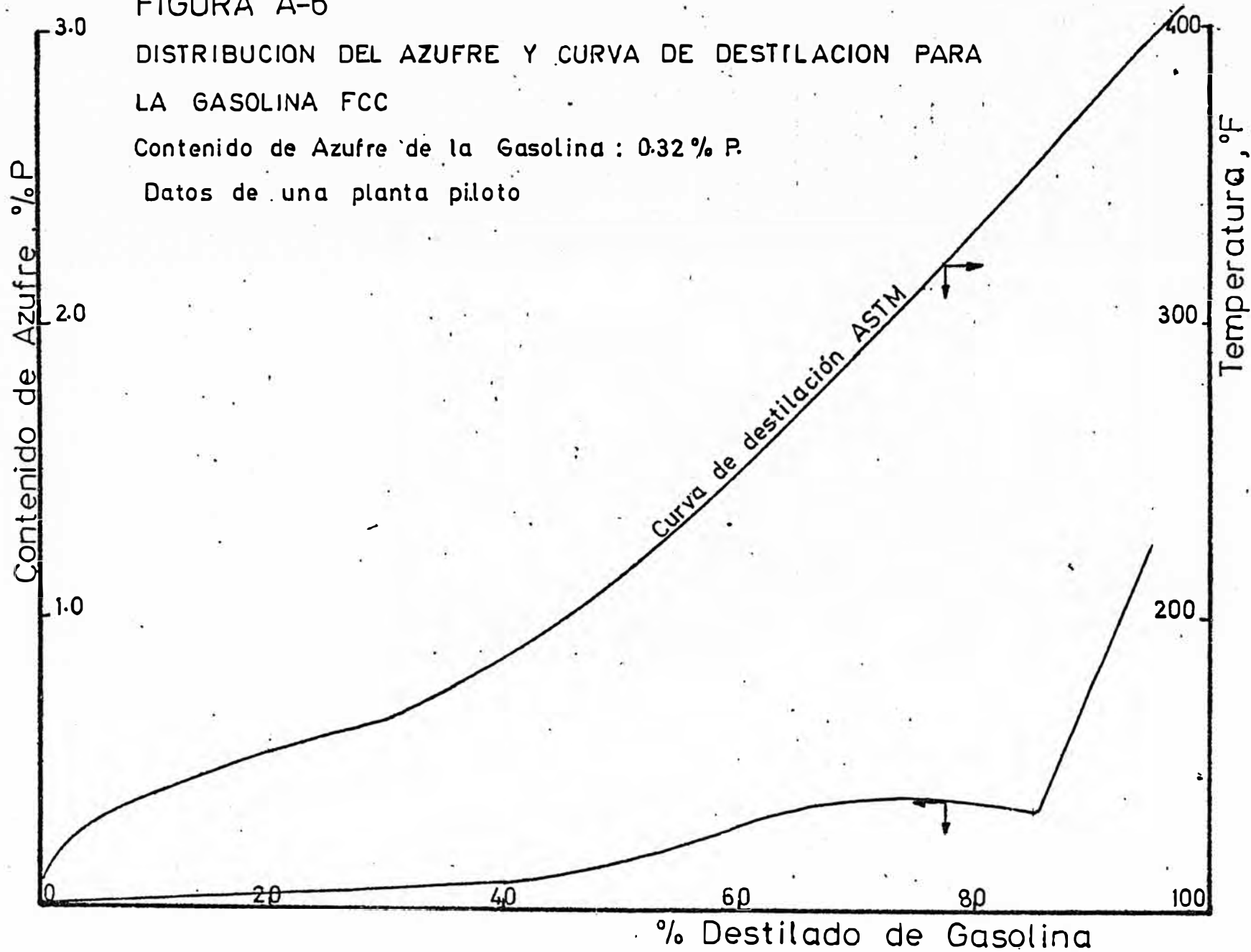


FIGURA A-7

Efecto de los Compuestos de Azufre sobre la susceptibilidad al TEL de un combustible de referencia.

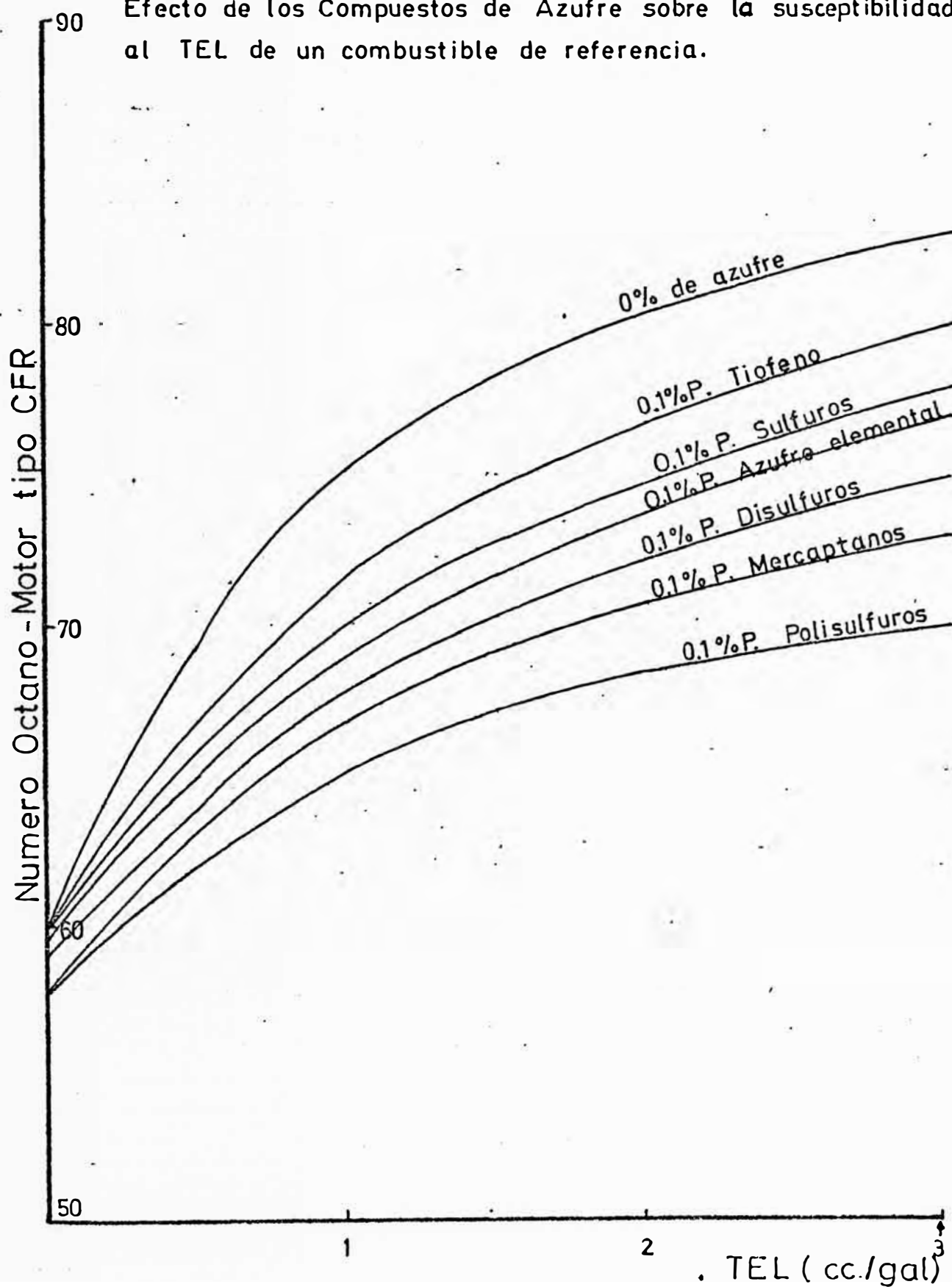
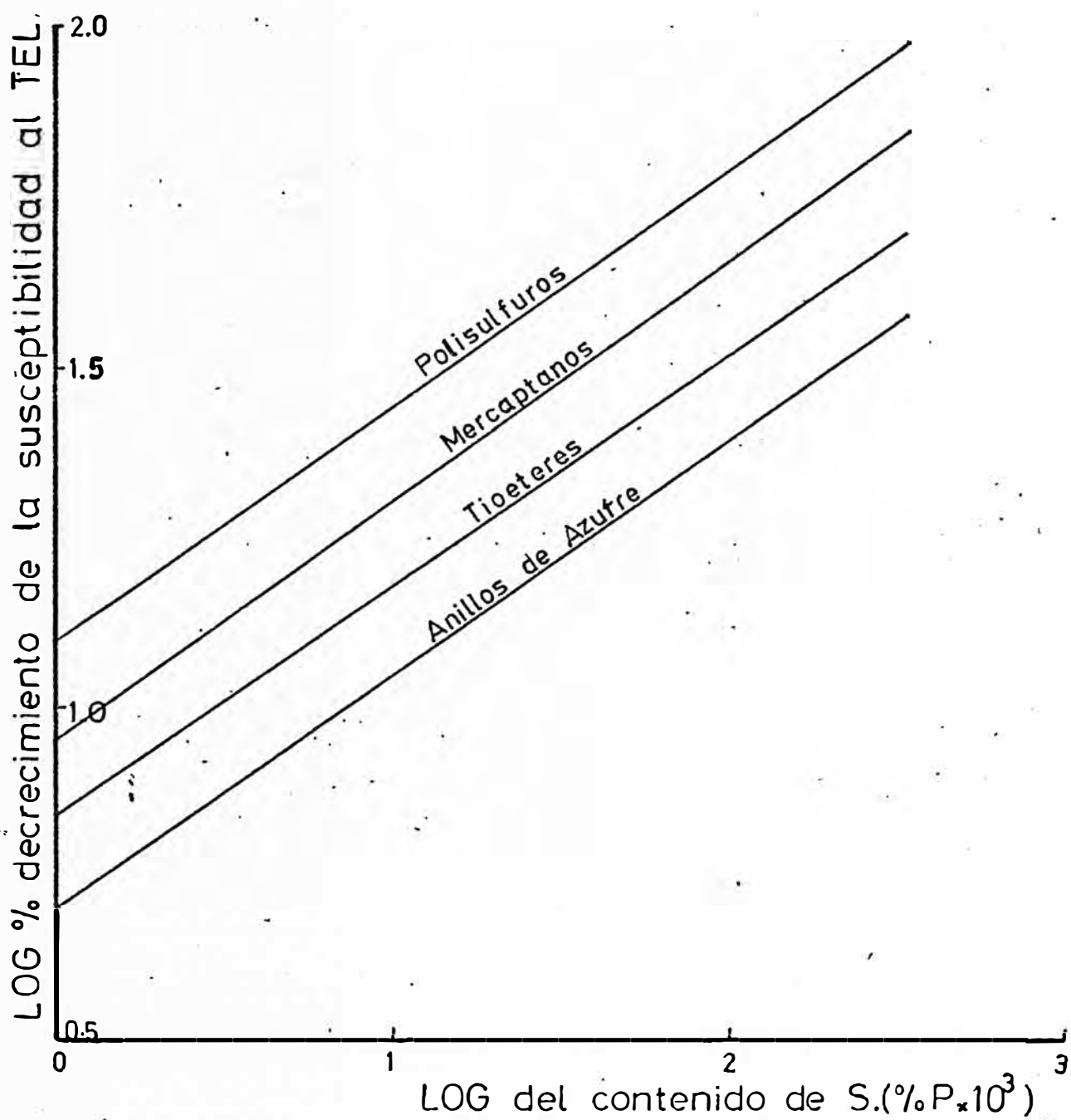


FIGURA A-8

Efecto del contenido de Azufre sobre la Susceptibilidad al TEL.



A.7 RESULTADOS EN LOS TRATAMIENTOS MEROX

A.7.1 Endulzamiento Merox de Gasolinas:

GASOLINA DE:	CRAQUEO CATALITICO		RUPTURA DE VISCOSIDAD		DESTILACION ATMOSFERICA		CRAQUEO TERMICO Y DEST. ATMOSF.	
	OLEODUCTO DE WYOMING		OLEODUCTO DE WYOMING		MID-CONTINENT		ROCKY MOUNTAIN	
ANALISIS	A/M	D/M	A/M	D/M	A/M	D/M	A/M	D/M
Prueba Doctor	Posit.	Neg.	Posit.	Neg.	Posit.	Neg.	Posit.	Neg.
Mercaptanos, % peso	0.0144	0.0002	0.0644	0.0002	0.0025	<0.0002	0.026	0.0003
H ₂ S, % peso	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
% Peso Azufre (total)					0.014			
Período de Inducción, min	95	50						
+ 0.002% inhib. UOP N° 5		190						
+ 0.004% inhib. UOP N° 5		300						
Gravedad API	60.6		68.3		75.9		65.6	
Destilación:								
Punto Inicial, °F	110		88		105		89	
10% , °F	138		131		124		118	
50% , °F	204		210		159		198	
90% , °F	293		275		288		334	
Punto Final , °F	332		308		238		390	
Condiciones de Endulzamiento								
Temperatura, °F		104		104		75		104
Presión, PSIG		100		100		100		100
Tipo de Catalizador		Disuelt		Sólido		Sólido		Sólido

NOTA: A/M: Antes de Merox, D/M: Después de Merox.

De la Revista The Oil and Gas Journal, October 26, 1959.

A.7.2 Endulzamiento Merox de Combustibles de Aviación, Kerosene y Gasóleo

	JP-4 (NAFTA DEST. ATM.)		KEROSENE		GASOLEO ATM.	
PROCEDENCIA DEL CRUDO	OLEODUCTO DE WYOMING		ROCKY MOUNTAIN		GULF COAST (CRUDO SULFUROSO)	
ANALISIS	A/M	D/M	A/M	D/M	A/M	D/M
Prueba Doctor	Posit.	Neg.	Posit.	Neg.	Posit.	Posit.
Mercaptanos 1% P	0.0220	0.0003	0.0068	0.0003	0.0404	0.008
Color	25	14	29	19		
Color después de 20 hrs. a 212°F	23	14	19	19		
Prueba de Tolerancia al agua	1	1				
Gravedad API	54.8		42.1		37.1	
Destilación:						
Punto Inicial, °F						
10% , °F	139		372		424	
50% , °F	184		398		444	
90% , °F	307		436		486	
Punto Final , °F	398		475		575	
Condiciones de endulzamiento						
Temperatura, °F	104		104		117	
Presión, PSIG	100		100		100	
Tipo de catalizador	Sólido		Sólido		Sólido	

De la Revista: The Oil and Gas Journal, October 26, 1959.

A.7.3 Comparación de los Resultados Comerciales de Tratamientos para la Gasolina

	GASOLINA NO TRATADA	ANTERIORES OPERACIONES		PROCESOS MEROX	
		EXTRACCION DE RSH (REGENERACION CON VAPOR)	ENDULZAMIENTO CON CLORURO DE COBRE	EXTRACCION DE RSH	ENDULZAMIENTO
- Flujo de Gasolina, BPD	525				
- Contenido de Mercaptanos, %P Gasolina no tratada	0.06				
Después de la extr. de RSH		0.017-0.024		0.011-0.017	
Después del endulzamiento			Dulce		Dulce
Regeneración Cáustica		0.25-0.35		0.02	
- Comparación de Costos de Operación					
Energía: Igual en ambos casos					
Consumo de Sosa, ¢/B		Igual	-	Igual	0.12
Catalizador, ¢/B			2.58	* 0.05	+ 0.06
Aire, ¢/B			0.05	≠ 0.022	
Vapor, ¢/B		3.6			
Labor		Igual	Igual	Igual	Igual
Mantenimiento		1.5			
TOTAL		3.6	4.13	0.072	0.18
COSTO COMBINADO DE AMBAS OPER.		7.73 ¢/B		0.252 ¢/B	

NOTA: * Carga inicial de Catalizador

+ Carga inicial de Catalizador más una adición semanal (de ~ 25 gr)

≠ Uso de equipo existente.

FUENTE: The Oil and Gas Journal, October 26, 1959.

A.7.4 Resultados de una Unidad Comercial de Endulzamiento Merox, con Catalizador Soluble (Líquido-Líquido)

Producto Tratado: Gasolina de Craqueo Catalítico Fluido

Flujo de Gasolina: 3200 BPD

La carga, proviene de los Crudos de Wyoming y Elk Basin

PROPIEDADES Y ANALISIS	GASOLINA NO TRATADA *	ENDULZAMIENTO MEROX	E. MEROX Y LAVADOR DE FENOLES
Gravedad API	56.9	57.2	57.2
Destilación: P.I., °F	105	119	117
10%, °F	136	141	139
50%, °F	220	220	222
90%, °F	378	371	371
P.F., °F	447	441	440
Número Peróxido	4.5	0.3	1.2
Prueba Doctor	Positivo	Negativo	Negativo
Mercaptanos, % peso	0.0068	0.0003	0.0002
Total de azufre		0.20	0.20
Gomas (ASTM), mg/100 ml	16.6	1.0	0.8
Período de Inducción, min			
Sin inhibidor		715	450
+ 0.001% UOP N° 5		870	765
+ 0.002% UOP N° 5		>1020	1010
+ 0.0015% UOP N° 88		935	725
+ 0.003% UOP N° 88		>1025	1015
Gomas **, mg/100 ml			
Sin inhibidor		11.2	10.6
+ 0.001% UOP N° 5		9.3	8.9
+ 0.002% UOP N° 5		6.6	9.1
+ 0.0015% UOP N° 88		9.0	7.8
+ 0.003% UOP N° 88		6.2	5.0

NOTA: * Es virtualmente imposible obtener exactitud en las propiedades para la Gasolina no tratada, debido a la rápida oxidación inducidas por el Tiofenol durante las pruebas de laboratorio.

** Gomas (ASTM) después de 4 horas en la Bomba de Oxígeno a las condiciones de la temperatura y presión del período de inducción.

A.8 ESTIMACION DE LA INVERSION DE UNA UNIDAD DE ENDULZAMIENTO

Del Libro "Process Plant Estimating Evaluation and Control" de Kenneth M. Guthrie, se tiene las inversiones de capital para Unidades de endulzamiento, para el tratamiento de Gasolinas de destilación atmosférica y de craqueo catalítico:

Dato: 1970

Exponente: 0.65

	<u>Inversión (MM\$)</u>
	Mínimo : 1.0
Para una capacidad de 3000 BPD	Normalmente: 1.5
	Máximo : 1.8

Para una capacidad de 4500 BPD:

$$I_{\min} = 1.0 \left(\frac{4500}{3000} \right)^{0.65} = 1.30 \text{ MM\$}$$

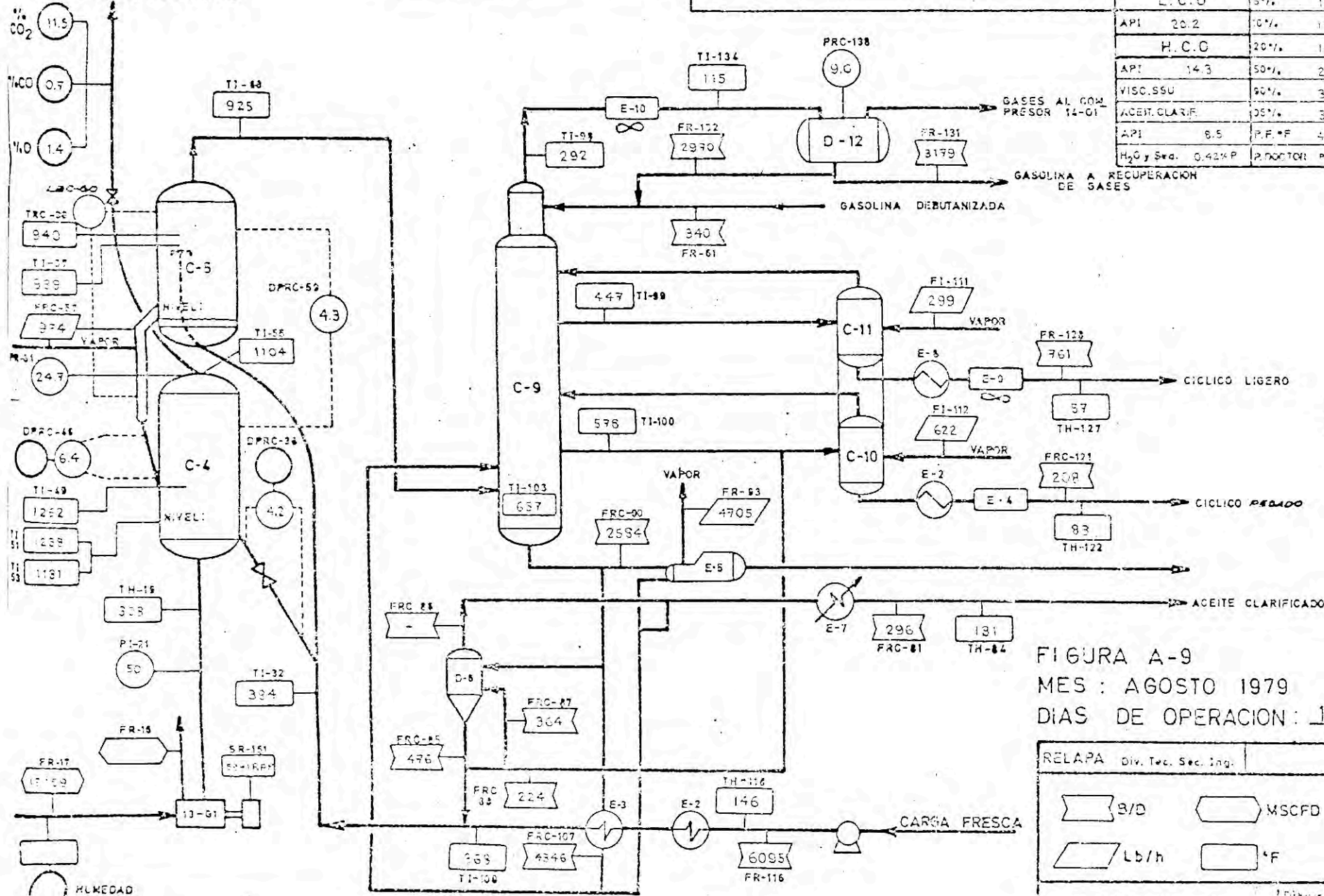
$$I_{\text{nor}} = 1.5 \left(\frac{4500}{3000} \right)^{0.65} = 1.95 \text{ MM\$}$$

$$I_{\max} = 1.8 \left(\frac{4500}{3000} \right)^{0.65} = 2.34 \text{ MM\$}$$

F.C.C. UNIDAD MODELO UOP STACK MODIFICADA A RISER CRACKING

INVENTARIO DE CATALIZADOR			CRUDOS PROCESADOS EN UNIDAD PRIMARIA		
PERDIDAS	TM/DIA	TM/MES			
POR CHIMENEA					
POR CARGA					
TOTAL					

	CARGA	GASOLINA	CLIP
API	28.3	API 56.5	30.0
VISC.SSU	113	PVR 7.3 PVR	2.0
AZUFRE	0.34%P	PCN 80.3	2.0
CARBON C.	P.I.*F 81		2.0
	L.C.O	37%	116
API	20.2	10%	130
	H.C.O	20%	153
API	14.3	50%	233
VISC.SSU	90%	324	BUTANO
ACEIT.CLARIF.	35%	391	30.0 Exp
API	8.5	P.F.*F 428	C ₁
H ₂ O y Snd.	0.42%P	PRODUCTO POSITIVO	10.0

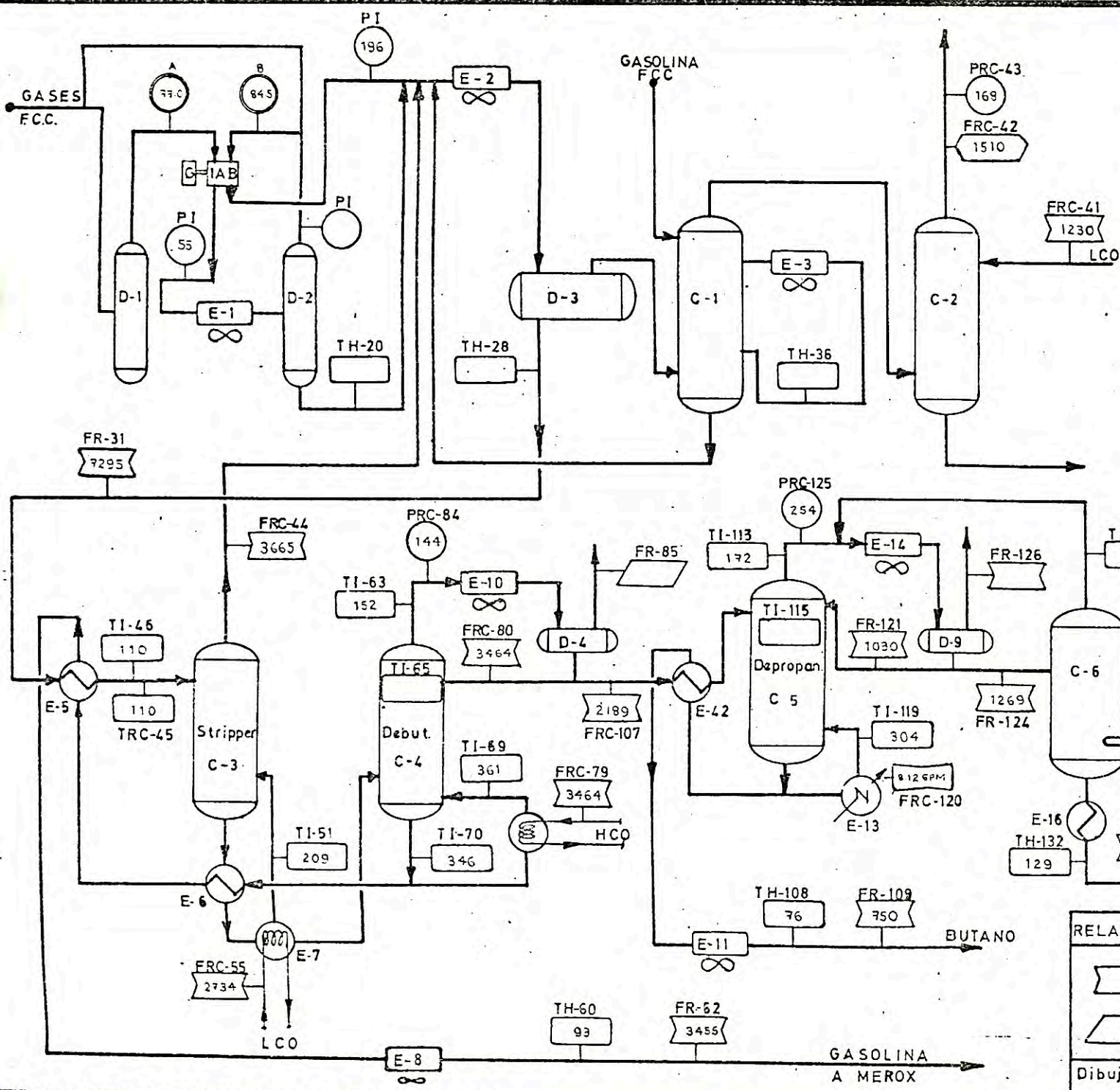


C ₁
C ₂
C ₃
C ₄
C ₅
C ₆
C ₇
C ₈
C ₉
C ₁₀
C ₁₁
C ₁₂
C ₁₃
C ₁₄
C ₁₅
C ₁₆
C ₁₇
C ₁₈
C ₁₉
C ₂₀
C ₂₁
C ₂₂
C ₂₃
C ₂₄
C ₂₅
C ₂₆
C ₂₇
C ₂₈
C ₂₉
C ₃₀
C ₃₁
C ₃₂
C ₃₃
C ₃₄
C ₃₅
C ₃₆
C ₃₇
C ₃₈
C ₃₉
C ₄₀
C ₄₁
C ₄₂
C ₄₃
C ₄₄
C ₄₅
C ₄₆
C ₄₇
C ₄₈
C ₄₉
C ₅₀

FIGURA A-9
MES : AGOSTO 1979
DIAS DE OPERACION : 19

RELAPA	Div. Tec. Sec. Ing.
	B/D
	MSCFD
	PSIG
	Lb/h
	°F
	%

DIBUJO N° 13-A-033-25
Dibujado por J.C.M.
Rev. por J.M.C. Fecha: 10-7-79



	B P D	% V	#/h	% P
Carga Fresca	6095			
Reciclo HCO				
Reciclo Fondos				
Carga Combinada				
Gas MSCFD	284			
L.P.G.	1400			
Butano	750			
Gasolina	3455			
L.C.O.	761			
H.C.O.	208			
Acete clarificado	296			
COKE				
Prodcts.				
Diferencia				

Conversión =
 TR X =
 Coke #/h =

FIGURA A-10
 MES: AGOSTO 1979
 DIAS DE OPERACION: 19

RELAPA-Div.Tec-Ing.Proc.	DIA:	HORA:
Dibujo N°	Dibj.por: M. NIQUEÑO	
	Rev.por: A. CUEYO 6-4-70	

BIBLIOGRAFIA

1. Annual Book of ASTM Standards, 1973, Part 17
1975, Part 30.
2. Catalytic Cracking Symposium
Aspects in the Treatment of Products from a Catalytic
Cracking Unit. R. A. Sifford. November 1972.
3. Commercial Results with the UOP Merox Process for Mer-
captan Extraction and Sweetening in the United States
and Canada. By, K. M. Brown, June, 1960.
4. Corrida de Prueba Unidad Merox de Gasolina FCC
1977, Refinería La Pampilla (RELAPA).
5. El Petróleo, Refino y Tratamiento Químico
Pierre Wuithier, Tomo I y II.
6. Evaluación y Experiencia del Catalizador XZ-25
División Técnica. Sección Ingeniería - RELAPA.
7. Inspection Test Data - FCC Gasoline Merox Unit - RELAPA.
8. Laboratory Test Methods for Petroleum and its Products
Universal Oil Products Company (UOP).
9. Maker's Drawing List of Vessels for FCC Gasoline
Merox Unit. RELAPA.
10. Manual de Operaciones, Unidad de Cracking Catalítico
Fluido. División Operaciones. Sección Conversión.
RELAPA.
11. Manual del Ingeniero Químico
Por John H. Perry. Tomo I y II.
12. Operating Instructions - UOP Merox Process.
13. Petroleum Refinery Engineering.
Fourth Edition. W. L. Nelson.
14. Presupuestos y Evaluación de Inversiones PETROPERU.

15. Principios de Operaciones Unitarias
Por A. Foust.
16. Process Equipment Design: Vessel Design
Lloyd, Brownell and Young.
17. Process Plant Estimating Evaluation and Control
Kenneth M. Guthrie.
18. Project Specifications
UOP Mercox Process Unit for FCC Gasoline. RELAPA.
19. Química Orgánica
Roberts - Stewart - Caserio.
20. The Davison Chemical Guide to Catalytic Cracking.
Grace-Davison Chemical.

REVISTAS

- Chemical Engineering

21. Fixed Bed Adsorption
February 8, 1960, 105.
22. Rapid Estimation of Plant Costs
December 18, 1967, 18
23. Treating Industrial Wastewater with Activated Carbon
January 3, 1977, 95

- Hydrocarbon Processing

24. Riser Cracking Gives Advantages
May 1972, 89
25. Special Report: Reactor Design
Types, Design Factors, Selection and Scale-Up
March 1973, 63
26. Activated Carbon Improves Wastewater Treatment
October 1975, 104
27. Regenerate Granular Carbon
May 1976, 157.

Ingeniería Química

28. Reactores de Lecho Fijo, Parte I, por J. P. Retoret
Septiembre 1976, 61.
29. Reactores de Lecho Fijo, Parte II, por Retoret (I.F.P.)
Octubre 1976, 73.
30. Carbón Activado Granulado: Propiedades y Aplicaciones
Octubre 1976, 123.
31. Sedimentación de Partículas
Mayo 1977, 153.
32. Diseño de Reactores de Lecho Fijo
Modelo, Parámetros de Diseño, Estimación
Septiembre 1979, 139.

- Petróleo Internacional

33. Cómo Mejorar la Eficiencia de Separadores
Febrero 1977, 34.

The Oil and Gas Journal

34. Low-Cost Way to Treat High-Mercaptan Gasoline
By K. M. Brown, W. Gleim and P. Urban.
October 26, 1959.
35. Treating Light Refinery Products
By G. F. Asseling and D. H. Stormont. January 4, 1965.
36. How Does Sulfur Affect Refinery Cost
July 31, 1978, 188.
37. Octane Pinch Threatens U.S. Gasoline Supplies
April 9, 1979, 54.