

26  
20j-



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
"ZARAGOZA"

DISEÑO DE GUARDAS DE AZUFRE PARA  
UNIDADES HIDRODESULFURIZADORAS  
DE NAFTAS

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

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

NORMA LUZ CORREDOR CARRILLO  
ARMANDO PEREZ SANCHEZ  
ANGEL ANDRES TORRES MANJARREZ



MEXICO, D. F.

ENERO 1992



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

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

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

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

## INDICE.

	Página
INTRODUCCION.....	1
CAPITULO I GENERALIDADES.	
1.1. Refinación.....	3
1.2. Importancia de la hidrodesulfurización.....	20
1.3. Importancia de los procesos de reformación..	22
CAPITULO II HIDRODESULFURIZACION DE NAFTAS.	
2.1. Descripción del proceso.....	27
2.2. Química del proceso.....	35
2.3. Variables de operación.....	40
2.4. Catalizadores.....	47
CAPITULO III REFORMACION DE NAFTAS.	
3.1. Descripción del proceso.....	58
3.2. Química del proceso.....	72
3.3. Variables de operación.....	80
3.4. Catalizadores de reformación.....	86
3.5. Venenos para los catalizadores.....	95

	Página
<b>CAPITULO 4 ELIMINADORES DE AZUFRE.</b>	
4.1. Causas de azufre residual.....	103
4.2. Procesos eliminadores de azufre.....	108
4.3. Guardas de azufre.....	117
4.4. Catalizadores.....	128
<b>CAPITULO V DISEÑO DE GUARDAS DE AZUFRE.</b>	
5.1. Bases de diseño.....	131
5.2. Diseño hidráulico.....	132
5.3. Diseño mecánico.....	137
5.4. Instrumentación.....	148
<b>CAPITULO VI ANALISIS ECONOMICO.</b>	
6.1. Repercusiones económicas que acarrear corridas cortas.....	153
6.2. Evaluación del costo de la guarda de azufre.....	156
6.3. Tiempo de recuperación de la inversión.....	159
<b>CONCLUSIONES.....</b>	<b>160</b>
<b>REFERENCIAS.....</b>	<b>161</b>
<b>ANEXO</b>	
<b>Glosario.....</b>	<b>167</b>
<b>Memoria de cálculos.....</b>	<b>171</b>

## INTRODUCCION.

La unidad reformadora como parte del proceso de refinación del petróleo, tiene como función principal generar gasolina de alto número de octano. La hidrodesulfurizadora (HDS), es una planta preparadora de carga a la reformadora, que le proporciona una alimentación con bajo contenido de azufre. Su buen funcionamiento es importante, porque el catalizador de reformación es muy sensible a venenos como azufre, y cualquier incremento en la concentración de éste, provoca envenenamiento y bajas en la eficiencia y rendimiento.

Existen, como en todo proceso, fallas que provocan breves y repentinos incrementos de este contaminante.

El presente trabajo propone la implementación de guardas de azufre (reactores catalíticos), como una manera de asegurar el bajo contenido de azufre en la carga a la reformadora. Se realizó el diseño mecánico de un reactor guarda de azufre, así como la estimación de los beneficios económicos y operacionales que trae consigo la presencia de dicho equipo.

# CAPITULO I GENERALIDADES

### 1.1. REFINACION.

El petróleo crudo es una mezcla de hidrocarburos que abarca compuestos gaseosos como el metano, líquidos como el pentano, la gasolina y finalmente aceites negros viscosos que proporcionan combustibles.

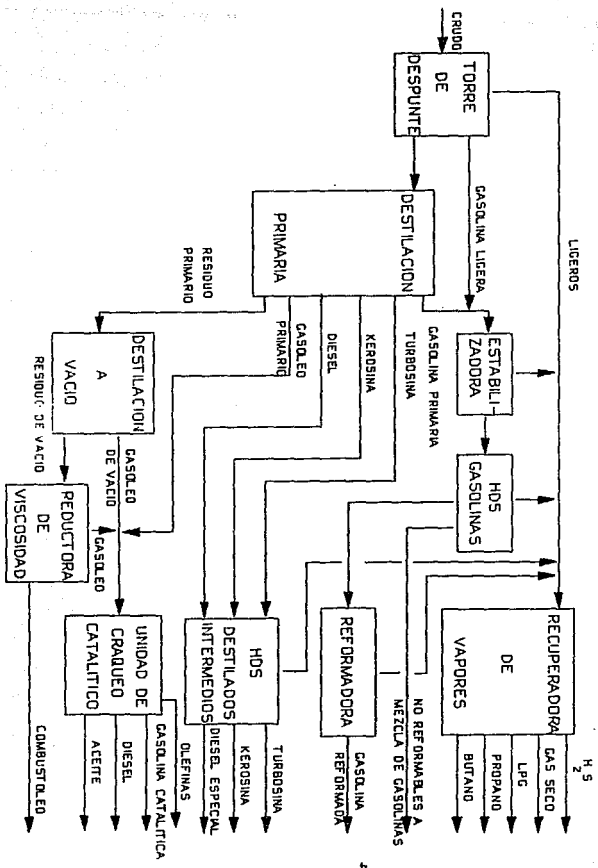
Los hidrocarburos presentes en el petróleo en mayor cantidad son:

- Parafinas
- Naftenos
- Aromáticos
- Mercaptanos
- Asfaltenos

La figura 1.1. muestra el diagrama de flujo simplificado de una refinería.

El petróleo crudo se calienta en un horno y entra a una torre de despunte, donde se separa gas seco ( $C_1-C_2$ ), gas licuado o LPG ( $C_3-C_4$ ) y gasolina ligera; la finalidad de esta torre es evitar la presión que ejercen los ligeros en la torre de destilación primaria, evitando que aumente el punto de ebullición de la mezcla y de este modo ahorrar en el consumo de energía.

FIGURA 1.1 REFINACION DEL PETROLEO





Los fondos de la despuntadora entran a una columna de destilación primaria que opera a una presión aproximada a la atmosférica, en ellas se separan LPG, gasolina primaria, turbosina, kerosina, diesel y gasóleo pesado primario. El residuo pasa a una columna de destilación a vacío donde se separan los gasóleos de vacío. El residuo de vacío también llamado combustóleo se diluye en kerosina para alcanzar la viscosidad de especificación. En algunas refineries el residuo de vacío entra a una reductora de viscosidad de la que se obtiene gasóleo y combustóleo especificado.

Los gasóleos primarios, de vacío y los provenientes de la reductora de viscosidad, se alimentan a una unidad de craqueo catalítico (FCC). El 60% de la alimentación es convertida a gasolina de alto octano, otros productos son: ligeros (que son alimentados a la recuperadora de vapor), diesel y aceite.

Los cortes de turbosina, kerosina y diesel de la destilación primaria se hidrodesulfuran para que satisfagan las especificaciones de azufre. Los productos obtenidos son: turbosina, kerosina y diesel especial que van a tanques de almacenamiento y están listos ya para la venta.

En la recuperadora de vapores se separan el LPG, gas seco y  $H_2S$  provenientes de otras unidades de la refinación.

La gasolina primaria o nafta, se alimenta a una columna estabilizadora cuya función es retirar ligeros y de este modo evitar introducir carga muerta a la hidrodesulfuradora (HDS). De esta unidad, se obtiene gasolina primaria de bajo octano, LPG y  $H_2S$ . La gasolina hidrodesulfurada, es alimentada a la reformadora para aumentar el número de octano hasta un valor mayor de 93 RON; además se obtienen como subproductos gas seco, LPG e  $H_2$

#### Tipos de gasolinas

Como se puede observar existen distintas formas de obtener gasolinas, esto provoca que cada tipo, posea características diferentes (ref. 21). Las gasolinas se pueden obtener por:

- Destilación primaria del petróleo crudo, la cual tiene bajo número de octano (52 RON).

- Por desintegración catalítica, se obtiene a partir de grandes moléculas de aceite residual, cuyo punto de ebullición es superior a los  $370^{\circ}C$ , y que son divididas con ayuda de un catalizador para formar olefinas y moléculas

ramificadas menores. Poseen alto número de octano (mayor de 90 RON) y contenido de azufre bajo.

- La gasolina obtenida por alquilación, deriva de procesos en los cuales los isoalcanos de moléculas pequeñas, (como el isobutano) obtenidos por destilación primaria, se unen con alquenos de tamaño pequeño, como los butenos, obteniéndose compuestos con alto número de octano y baja presión de vapor.

- Gasolina de polimerización. Es una combinación de dos o más hidrocarburos ligeros, para formar otro compuesto adecuado para ser componente de una gasolina. Tiene un gran porcentaje de olefinas y un octano mayor de 94 RON.

- Gasolina natural. Se obtiene por condensación del gas natural obtenido en los campos de extracción de crudo. La gasolina natural, como tal, no es un producto terminado para el consumo. Su uso principal es en mezclas con otras gasolinas.

Las tablas 1.1. y 1.2. muestran un resumen de las propiedades físicas y químicas de las gasolinas.

TABLA 1.1. PROPIEDADES FISICAS DE GASOLINAS EN MEXICO

TIPO DE GASOLINA	SpGr	TIE ° C	TFE ° C	PRESION DE VAPOR (Lb/pulgada <sup>2</sup> )	RON	MON
PRIMARIA	0.729	45	190	9.0	52.0	52.0
REDUCTORA	0.726	34	194	7.0	62.0	58.7
CATALITICA	0.746	43	207	7.0	91.0	77.4
REFORMADA	0.764	43	207	8.0	93.0	82.4
POLIMERIZADA	0.714	44	168	7.3	94.3	83.5
ALQUILADO	0.634	46	180	4.7	93.8	82.1
LIGERO						
ALQUILADO	0.782	178	260	8.0	60.0	68.0
PESADO						

TIE: Temperatura inicial de ebullición  
TFE: Temperatura final de ebullición

RON: Número de octano research  
MON: Número de octano motor

TABLA 1.2. COMPOSICION QUIMICA DE LAS GASOLINAS EN MEXICO

TIPOS DE GASOLINA	AZUFRE % Peso	AZUFRE MERCAPTANICO ppm	NITROGENO ppm	PARAFINAS % volumen	OLEFINAS % volumen	NAFTENICOS % volumen	AROMATICOS % volumen
PRIMARIA	0.200	176.00	0.5	61	0.0	28.0	11.0
REDUCTORA	0.900	527.00	13.5	61	0.0	28.0	11.0
CATALITICA	0.160	12.10	58.0	21	39.0	5.0	35.0
REFORMADA	0.150 (ppm)	0.08	0.3	49	0.0	5.0	46.0
POLIMERIZADA	0.029	0.00	--	--	80.0	--	0.5
ALQUILADO LIGERO	0.032	0.00	--	92	0.5	7.0	0.5
ALQUILADO PESADO	0.039	0.00	--	0.0	17.8	72.3	9.9

### Mejoradores de octano.

Una de las propiedades más importantes de la gasolina es su característica antidetonante, esto es, su resistencia a la detonación. La razón es que dicha propiedad del combustible, limita la potencia y economía que un motor puede dar.

La calidad antidetonante de una gasolina, se expresa normalmente en números de octano. En los métodos usados para medirlo, se compara la gasolina a probar con dos hidrocarburos puros. Como punto cero en la escala, se toma la habilidad a resistir la detonación durante la combustión del heptano normal y como punto cien a la del isoocatano (2,2,4-trimetilpentano). En la tabla 1.3. se muestran los números de octano para algunos hidrocarburos puros .

Los dos métodos para medirlo, aceptados por la ASTM son: el número de octano research (RON) y el número de octano motor (MON). Para su determinación ambos usan la misma máquina básica, pero diferentes condiciones, éstas se ilustran en la tabla 1.4. (Ref. 18).

A la diferencia de ambas cantidades (MON y RON) se le denomina sensibilidad del combustible. En E.U.A. y en México

TABLA 1.3. NUMERO DE OCTANO DE HIDROCARBUROS PUROS.

HIDROCARBURO	RON	MON
<b>PARAFINAS</b>		
Pentano	61.7	61.9
Hexano	24.8	26.0
Heptano	0.0	0.0
<b>ISOPARAFINAS</b>		
Isopentano.	92.3	90.3
Isoheptano	42.4	46.4
2-metil heptano	21.7	23.8
3-metil heptano	26.8	35.0
2,4-dimetil hexano	65.2	69.9
2,2,4-trimetilpentano	100.0	100.0
<b>OLEFINAS</b>		
1-penteno	90.9	77.1
1-octano	28.7	34.7
3-octano	72.5	68.1
4-metil-1-penteno	95.7	80.9
<b>AROMATICOS</b>		
Benceno		114.8
Tolueno	120.1	103.5
Etil-benceno	107.4	97.9

TABLA 1.4. CONDICIONES DE DETERMINACION DEL NUMERO DE OCTANO

Condiciones de la máquina	Método	
	Research	Motor
Velocidad (rpm)	600	900
Avance de la chispa	Constante	Variable
Temperatura de la mezcla (°F)	No se controla	300
Temperatura del aire de entrada (°F)	125	75 - 125
Relación de compresión	Para intensidad de golpeteo estándar	

se emplea el promedio de los números  $(RON + MON)/2$ , y a este valor se le llama índice de octano o índice antidetonante.

Los métodos para elevar el octano a la gasolina son:

- Formulaciones
- Reformación
- Isomerización

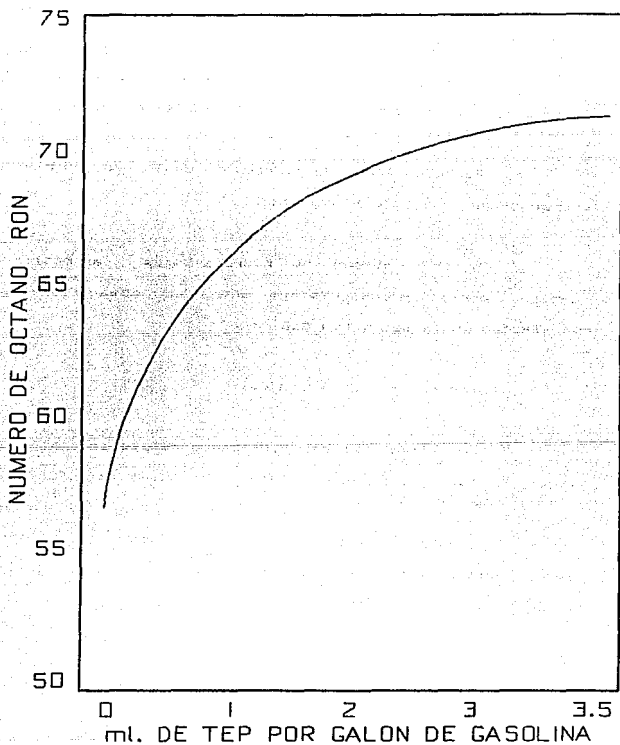
#### Formulación.

La formulación consiste en crear mezclas de los diferentes tipos de gasolinas y aditivos, que avuden a aumentar el número de octano para cubrir las especificaciones. Entre los aditivos más usados, se encuentra el tetraetilo de plomo (TEP) (Ref. 18). La figura 1.2. muestra como aumenta el número de octano por mililitro de TEP agregado a un galón de gasolina. Como se puede apreciar cuando la gasolina tiene bajo octano es más susceptible a aumentarlo que cuando el octano de la gasolina es alto. Se llega a un número de octano máximo, en el cual por más TEP que se agregue ya no aumenta el octano, convirtiéndose la relación en asintótica.

El plomo contenido en el TEP, es causa de daños ecológicos, por lo tanto existe una tendencia a eliminarlo. En la actualidad se han enfocado en los centros productores de gasolinas, algunos cambios importantes en la formulación para mejorar su calidad, eficiencia en su



FIGURA 1.2. EFECTO DEL TETRAETILO DE PLOMO EN EL NUMERO DE OCTANO DE LA GASOLINA PRIMARIA



desempeño y a la vez cumplir con las exigencias de un combustible ecológico que contribuya a mantener el aire en su pureza original.

Así, las gasolinas reformuladas se preparan haciendo mezclas de hidrocarburos bajo las siguientes premisas:

- Menor cantidad de hidrocarburos ligeros, debido a que se evaporan a baja temperatura.

- Menor cantidad de hidrocarburos aromáticos, particularmente benceno. Ya que aunque su octano es alto, sus efectos en la salud son dañinos.

- Menor contenido de azufre.

- Menor cantidad de hidrocarburos olefinicos, que tienen la propiedad de ser de alta reactividad atmosférica.

- Utilizar compuestos oxigenados tales como éteres, particularmente en las gasolinas distribuidas en las grandes ciudades.

La nueva tendencia es sustituir el TEP por MTBE (metil-terbutil-éter). Con esta acción se ha logrado disminuir la emisión de monóxido de carbono. La figura 1.3. muestra la

composición de una gasolina reformulada y la tabla 1.5, la especificación de las gasolinas comerciales (ref. 20).

#### Reformación.

Otra opción para aumentar el número de octano es la reformación. En este proceso las parafinas se transforman a aromáticos y parafinas ramificadas cuyo octano es alto.

Sin embargo no todos los tipos de gasolinas se pueden reformar. Esta debe contener un alto porcentaje de nafténicos, bajo contenido de olefinas y poco azufre (0.5 ppm máximo).

La gasolina catalítica cuenta con bajo contenido de nafténicos y alta proporción de olefinas, las que en caso de que se reformaran consumirían una cantidad de hidrógeno muy grande. El contenido de azufre puede reducirse a especificaciones de mercado mediante lavados cáusticos y dado que cuenta con número de octano alto (mayor de 90 RON) no tiene caso reformarla.

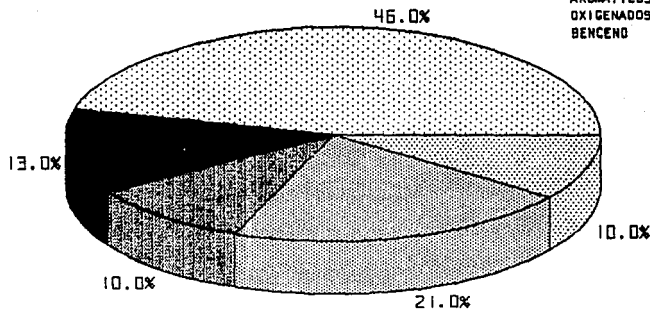
La gasolina proveniente de la reductora de viscosidad contiene un alto porcentaje de nafténicos y muy bajo de olefinas, su número de octano es bajo (62 RON) y el porcentaje de azufre es alto. Esta gasolina podría ser apta para reformar pero el alto contenido de nitrógeno y su baja

## FIGURA 1.3. GASOLINA REFORMULADA EN MEXICO MAGNA SIN

Indice de octano = 87

COMPOSICION % VOL

SATURADOS	55.2
OLEFINAS	13.4
AROMATICOS	20.1
OXIGENADOS	10.1
BENCENO	1.3



 GASOLINA CATALITICA

 ISOPENTANO

 AROMATICOS PESADOS

 ALQUILADO LIGERO

 METIL-TERBUTIL-ETER

TABLA 1.5. ESPECIFICACIONES COMERCIALES  
DE GASOLINAS EN MEXICO

GASOLINA	TIE ° C	TFE ° C	PRESION DE VAPOR psig	AZUFRE % peso	TEP ml/gal	RON	MON
NOVA PLUS*	70 MAX	225 MAX	9.5 MAX	0.15 MAX	2.5 MAX	81 MIN	
NOVA PLUS**	70 MAX	225 MAX	9.5 MAX	0.15 MAX	0.5/ 1.0 MAX	81 MIN	
MAGNA SIN	65 MAX	221 MAX	7/9.5 MAX	0.1 MAX	0.01 MAX	92 MIN	82 MIN

\* DISTRIBUIDA EN TODD EL PAIS EXCEPTO VALLE DE MEXICO

\*\*DISTRIBUIDA SOLAMENTE EN LA ZONA METROPOLITANA

producción ocasionan que sea más apta para mezclas de gasolina previo endulzamiento caústico.

La gasolina de polimerización posee un contenido alto de olefinas, bajo azufre y octano alto (mayor de 94 RON); es por esto que no se reforma.

La gasolina de alquilado ligero contiene un muy bajo porcentaje de nafténicos, además su número de octano ya es suficientemente alto (mayor de 94 RON) por lo que resulta inncesario reformarla.

El contenido de nafténicos en la gasolina de alquilado pesado es alto, el número de octano es bajo (60 RON), pero no es conveniente reformarla ya que el contenido de olefinas es alto, lo que la hace inapropiada para reformar.

La gasolina primaria tiene un porcentaje alto de nafténicos, bajo octano (52 RON), pero muy alto contenido de azufre. Es buena carga para la reformadora pero es necesario disminuir el contenido de azufre a menos de 0.5ppm.

#### Isomerización.

La isomerización consiste en convertir los pentanos y hexanos que son difíciles de reformar en sus respectivos isómeros, utilizando un catalizador similar al de reformación. La isomerización trae como consecuencia, un

aumento en el número de octano de la mezcla original hasta 80 ó 70 RON.

## 1.2. IMPORTANCIA DE LA HIDRODESULFURIZACION.

La hidrodesulfurización (HDS) es un proceso cuyo propósito principal es reducir el contenido de azufre por reacción con hidrógeno. Puede ser aplicado a diferentes alimentaciones (como naftas, destilados intermedios y gasóleos), en este caso será analizado para naftas.

Las reacciones que se llevan a cabo en el proceso (ver sec 2.2) son exotérmicas y de cuatro tipos(Ref.22):

- De deoxigenación
- De remoción de azufre
- De remoción de nitrógeno
- De saturación de olefinas

Como ya se mencionó anteriormente dijo, uno de los procesos más importantes para aumentar el número de octano es la reformación y la gasolina más apropiada para aplicarle este proceso es la gasolina primaria, sin embargo ésta debe cumplir ciertas especificaciones de contenido de azufre. La HDS es una operación que le permite alcanzarlas.

Cabe mencionar que otros procesos como lavados cáusticos, el proceso Merox o el proceso Girbotol que son utilizados para desulfurar otras gasolinas, no aplican en



este caso, porque los residuos básicos que dejan, envenenan al catalizador de platino de la reformación, además de que sólo eliminan azufre hasta 40 ppm, que es un nivel alto para la reformadora.

### 1.3 IMPORTANCIA DE LOS PROCESOS DE REFORMACION.

El objetivo de este proceso es el de elevar el número de octano de las naftas de destilación primaria y así obtener una gasolina de mayor calidad para mezclas. Esto se realiza mediante la promoción catalítica de grupos específicos de reacciones químicas. La intención de la reformación, es reacondonar las cadenas de hidrocarburos de bajo octano para formar aromáticos o parafinas ramificadas de alto octano (Ref. 12).

Las reacciones son principalmente endotérmicas (ver sec. 3.2) y de los siguientes tipos:

- Dehidrogenación de naftenos a aromáticos
- Hidrodesintegración de parafinas
- Isomerización de parafinas
- Ciclación de parafinas a naftenos

El incremento en el consumo de gasolinas en los últimos años y los requerimientos de altos números de octano y bajo contenido de contaminantes, hacen que la reformación sea cada vez más importante ya que permite obtener casi el 50 % de la gasolina de alto número de octano que consume el mercado nacional.

La reformación utiliza como carga los grandes volúmenes de gasolina primaria, produce además el hidrógeno necesario para desulfurar esta gasolina y otros destilados como turbosina, querosina y diesel. La figura 1.4 muestra el camino que debe seguir la gasolina primaria para que mediante la reformación se convierta en un combustible de alto número de octano.

La reformación se expandió para incluir la producción de hidrocarburos aromáticos específicos (operación conocida como BTX). La industria química pudo así contar con grandes cantidades de: tolueno, benceno de alta pureza (que es base de la petroquímica) y xilenos.

La figura 1.5 muestra un diagrama simplificado de este proceso. La carga a la reformadora BTX, necesita ser más selecta que para producción de gasolina, por lo que la temperatura final de ebullición debe ser de  $150^{\circ}\text{C}$ . El reformado pasa a una unidad de extracción de aromáticos (UDEX) en la cual se separan los aromáticos de los no aromáticos; corriente que es nombrada refinado y se utiliza en mezclas para gasolinas. Los aromáticos son enviados a una torre de fraccionamiento.

FIGURA 1.4 REFORMACION DE NAFTAS PARA PRODUCCION DE GASOLINAS

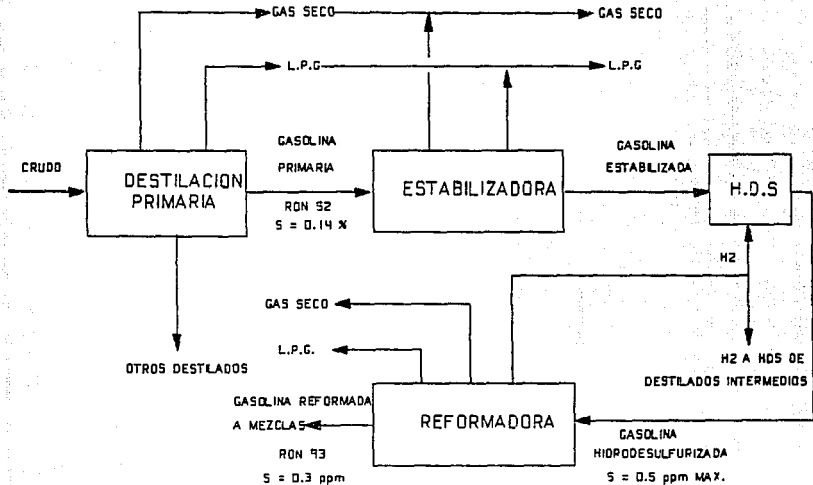
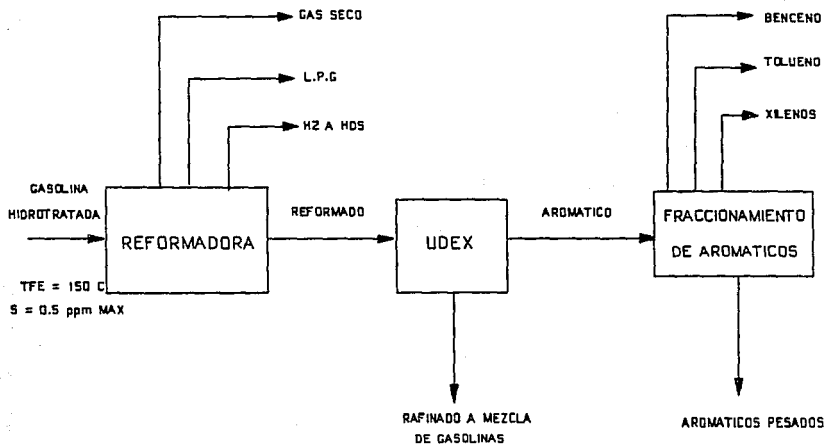


FIGURA 1.5 REFORMACION DE NAFTA PARA LA OBTENCION DE AROMATICOS



**CAPITULO II**

**HIDRODESULFURIZACION**

**DE NAFTAS**

## 2.1. DESCRIPCION DEL PROCESO.

La función del proceso de hidrodesulfurización es preparar la carga a la planta reformadora, mediante la eliminación de azufre, nitrógeno, y oxígeno de las naftas provenientes de las plantas primarias (Ref. 24)

En este proceso los componentes sulfurados, nitrogenados y oxigenados presentes en las naftas, se someten a hidrogenación catalítica. La composición de la corriente de alimentación de la mezcla de naftas ligeras, procedentes de la planta de destilación primaria puede variar dependiendo del tipo de crudo que se esté procesando, también varía según se trate de carga a reformación BTX o a reformación de naftas. La gasolina que va a BTX tiene una temperatura final de ebullición cercana a los 150 °C, mientras que la gasolina que va a reformación de naftas tiene una final entre los 180 y 190 °C. Por lo mismo que la gasolina a BTX es de un corte más selecto, ésta tiene una concentración más baja de azufre (Ref. 23).

Los valores más comunes de la composición de la gasolina a hidrodesulfurar y de la corriente de hidrógeno, procedente de la planta reformadora que se utiliza para la hidrodesulfurización se muestra en la tabla 2.1.

Los productos de un proceso de hidrodesulfurización son: gasolinas desisohexanizadas, pentanos e isohexanos, butanos y compuestos ligeros (Ref. 23).

La gasolina desisohexanizada varia su composición dependiendo de la carga que se esté hidrodesulfurando. Asimismo puede variar en su punto de ebullición, que será cercano a 150 °C si es para BTX o cercano a 180 °C si es para reformación de naftas. Una composición típica de esta gasolina se muestra en la tabla 2.1.

Los pentanos e isohexanos procedentes del domo de la torre desisohexanizadora pueden ir a mezcla de gasolinas o a fraccionamiento para separar los pentanos de los isohexanos. Esta corriente no se manda a reformar, debido a que los isómeros son carga muerta a la reformadora, ya que una de las funciones de la reformación es isomerizar compuestos lineales, además de que los pentanos son muy difíciles de reformar a las mismas condiciones a las que se reforman los hexanos y más pesados (Ref.24). Una composición típica de esta corriente se cita en la tabla 2.1.



TABLA 2.1. PROPIEDADES DE LA CARGA Y PRODUCTOS DE LA HIDRODESULFURIZADORA DE NAFTAS

	GASOLINA DE CARGA	GASOLINA DESULFURADA
DENSIDAD °API	63.50	
PARAFINAS	66 %VOL	62 %VOL
NAFTENICOS	22 %VOL	24 %VOL
AROMATICOS	12 %VOL	13 %VOL
ARSENICO	< 50 ppb	0.5 ppb
AZUFRE	800 ppm	0.5 ppm
PLOMO	< 50 ppb	< 20 ppb
N2 BASICO	2.5 ppm	0.5 ppm
COBRE	55 ppb	< 25 ppm
CLORUROS	< 20 ppm	0.5 ppm
OCTANO RON	52	53

COMPONENTE EN %VOL	LPG	H2
HIDROGENO	0.325	77.0
METANO	1.53	8.4
ETANO	7.02	7.0
PROPANO	13.9	4.3
i-BUTANO	15.2	1.0
n-BUTANO	52.9	1.2
C5+	6.4	TRAZAS

COMPONENTE EN %VOL	PENTANOS E ISOHEXANOS
i-BUTANO	0.046
n-BUTANO	0.616
i-PENTANO	18.56
n-PENTANO	32.40
i-HEXANO	37.40
n-HEXANO + RON	10.05 70

Los butanos y compuestos ligeros procedentes del domo de la torre desbutanizadora conocidos también como gas licuado son enviados a endulzamiento con DEA. Esta corriente puede tener la composición indicada en la tabla 2.1.

La planta hidrodesulfurizadora consta de dos secciones, la de reacción y la de fraccionamiento, (figura 2.1).

#### Sección de reacción.

En esta sección se transforman los compuestos de azufre y nitrógeno a  $H_2S$  y  $NH_3$  fundamentalmente, mediante la reacción de hidrogenación en un reactor de lecho catalítico fijo.

A la corriente de alimentación (mezcla de naftas) se le inyecta hidrógeno proveniente del compresor de recirculación de hidrógeno. Esta mezcla es calentada de 42 a 280 °C aproximadamente en un intercambiador que utiliza el efluente del reactor. Posteriormente la carga se vaporiza completamente alcanzando una temperatura aproximada de 351°C. A estas condiciones entra al reactor de lecho fijo en el cual se efectúan las reacciones de transformación de los compuestos de nitrógeno, azufre y oxígeno.

A la corriente efluente de los intercambiadores de carga se le une la corriente de hidrógeno de reposición, proveniente de la planta reformadora, posteriormente esta mezcla se enfría con agua. La mezcla líquido - vapor formada es separada. La fase gaseosa se envía al tanque separador de líquidos del compresor de recirculación de hidrógeno, una vez comprimido el gas es enviado a mezclarse con la corriente de alimentación. Por otra parte el líquido se envía a la sección de rectificación y fraccionamiento.

#### Sección de estabilización y fraccionamiento.

En esta sección se hace la separación de ligeros en la torre desbutanizadora y la separación de hexanos y más

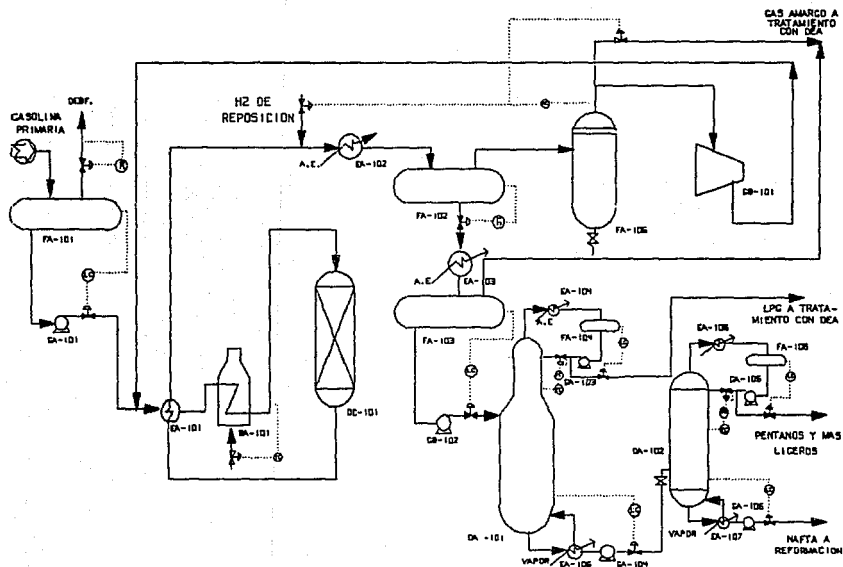
pesados en la torre desisohexanizadora, para preparar la carga a la planta reformadora.

El líquido procedente de la sección de reacción se precalienta, se le reduce la presión y se le separa el gas amargo el cual se envía a tratamiento con DEA. La fase líquida de esta separación se alimenta al plato 15 de la torre desbutanizadora. La torre desbutanizadora cuyas condiciones de operación son de  $16.8 \text{ Kg/cm}^2$  y  $93.3^\circ\text{C}$  (aprox.) en el domo, tiene como objetivo separar los hidrocarburos ligeros y butanos de los pentanos e hidrocarburos más pesados. Los productos del domo de esta torre son enviados a tratamiento con DEA.

Los productos de fondos (pentanos, hexanos y más pesados) son enviados a la torre desisohexanizadora, previa reducción de presión de  $17.1$  a  $2.1 \text{ Kg/cm}^2$  aproximadamente. En esta columna ( $86.7^\circ\text{C}$  aprox) se efectúa la separación de pentanos y hexanos de los hidrocarburos pesados

La corriente que sale de el fondo de la torre desisohexanizadora constituido principalmente de hexanos y más pesados, es enviada a la planta reformadora, los excedentes se envían a tanques.

FIGURA 2.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA HIDRODESULFURIZADORA



LISTA DE EQUIPO

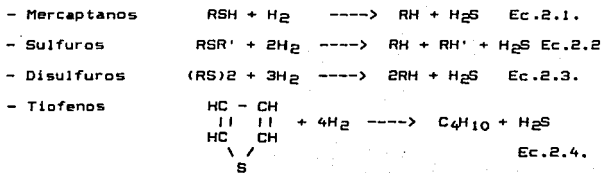
BA-101	CALENTADOR DE CARGA
DA-101	TORRE DESBUTANIZADORA
DA-102	TORRE DESISOHEXANIZADORA
DC-101	REACTOR DE HIDRODESULFURIZACION
EA-101	PRECALENTADOR DE CARGA
EA-102	ENFRIADOR DE GAS AMARGO
EA-104	CONDENSADOR DE LA TORRE DESBUTANIZADORA
EA-105	REHERVIDOR DE FONDOS TORRE DESBUTANIZADORA
EA-106	CONDENSADOR DE LA TORRE DESISOHEXANIZADORA
EA-107	REHERVIDOR DE FONDOS TORRE DESISOHEXANIZADORA
FA-101	TANQUE ACUMULADOR
FA-102	TANQUE SEPARADOR DE PRODUCTO DESULFURADO
FA-103	TANQUE SEPARADOR DE LA CARGA A DESBUTANIZADORA
FA-104	ACUMULADOR DE REFLUJO TORRE DESBUTANIZADORA
FA-105	ACUMULADOR REFLUJO TORRE DESISOHEXANIZADORA
FA-106	SEPARADOR DE COMPRESOR DE RECIRCULACION
GA-101	BOMBA DE CARGA
GA-102	BOMBA DE ALIMENTACION A LA DESBUTANIZADORA
GA-103	BOMBA DE REFLUJO DE LA DESBUTANIZADORA
GA-104	BOMBA DE FONDOS DE LA DESBUTANIZADORA
GA-105	BOMBA DE REFLUJO DE LA DESISOHEXANIZADORA
GA-106	BOMBA DE ALIMENTACION A LA DESISOHEXANIZADORA
GB-101	COMPRESOR DE RECIRCULACION

## 2.2. QUIMICA DEL PROCESO.

La reacción más importante del hidrot ratamiento de naftas es la de hidrod esulfurización, pero otras reacciones toman lugar en un grado proporcional a la severidad de operación de la planta. Las reacciones que se llevan a cabo (Ref.35) son las siguientes:

- Desulfurización
- Denitrogenación
- Deoxigenación
- Hidrogenación
- Dehalogenación
- Hidrod esintegración

### Desulfurización.



R : hidrocarburos no aromáticos

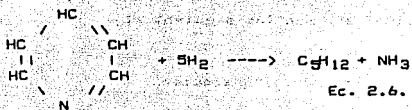
R' : alcano diferente de R

### Denitrogenación

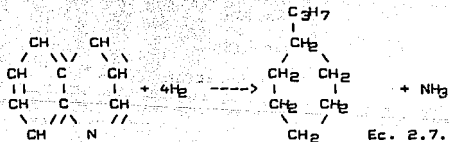
- Pírol



- Piridina

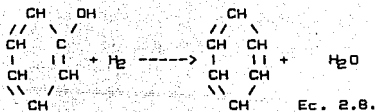


- Quinolina

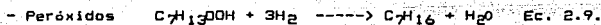


### Deoxigenación.

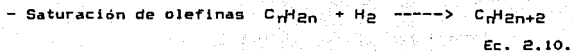
- Fenol





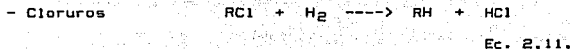


### Hidrogenación,



A pesar de que la carga a hidrotatar no contiene olefinas la hidrogenación es una reacción que se puede dar en el reactor.

### Dehalogenación,



**Hidrodesintegración.**

Ec. 2.12.

La hidrodesintegración es una reacción no deseada en el proceso de hidrotratamiento.

**Compuestos metálicos.**

Las reacciones de descomposición de estos compuestos son semejantes a las anteriores, la diferencia consiste en que el metal contaminante se deposita sobre el catalizador y se une con los compuestos metálicos del catalizador.

Todas las reacciones mencionadas son exotérmicas, sin embargo, únicamente la saturación de olefinas y la descomposición de compuestos nitrogenados liberan una gran cantidad de calor. Dependiendo de la composición de la carga se observa usualmente un aumento de temperatura de 5 a 20 °C en el reactor.

Para remover el nitrógeno se requiere de condiciones de operación más severas que en la desulfurización. Por otra parte, la facilidad de desulfurización depende del tipo de

compuesto. Los compuestos de bajo punto de ebullición serán desulfurados más fácil que los de alto punto de ebullición. Así mismo, la dificultad de remoción de azufre se incrementa en el orden de : parafinas, naftenos y aromáticos.

El consumo de hidrógeno es cerca de 70 ft<sup>3</sup>/bls de carga por por ciento de azufre, cerca de 320 ft<sup>3</sup>/bls de carga por por ciento de nitrógeno y 180 ft<sup>3</sup>/bls de carga por por ciento de oxígeno (Ref.35).

### 2.3. VARIABLES DE OPERACION.

Para tener una buena operación de la unidad de hidrosulfurización es indispensable conocer las variables de operación y su efecto sobre el funcionamiento de la unidad.

Estas variables pueden ser clasificadas en aquéllas que son manipuladas en la operación o variables independientes, y en las que son consecuencia de éstas, o variables dependientes. Las variables que más influyen en la operación se muestran a continuación (Ref. 24):

VARIABLES INDEPENDIENTES	VARIABLES DEPENDIENTES
Calidad de la carga.	Rendimiento de reacción
Temperatura del reactor	Actividad catalítica
Presión parcial del $H_2$ en el reactor.	Estabilidad catalítica
Relación espacio/Vel.	Calidad del producto
Tipo de catalizador	
Relación hidrógeno hidrocarburo $H_2$ / HC.	

Los efectos que tienen estas variables en la operación son los siguientes:

### Calidad de la carga.

Cuando la carga contiene una alta concentración de azufre, nitrógeno u oxígeno aumenta el consumo de hidrógeno y por lo tanto es necesario una mayor recirculación de hidrógeno.

### Temperatura del reactor.

Las reacciones que se efectúan en los procesos de hidrodesulfurización son generalmente exotérmicas, por lo que la temperatura a la que se procesa la carga en el reactor afecta especialmente el desarrollo de las reacciones.

La temperatura de operación de los reactores de las plantas hidrodesulfurizadoras se encuentra entre los 300 y los 330 °C sin embargo algunos compuestos de azufre se descomponen a temperaturas bajas cercanas 260 °C. Por otra parte el grado y la rapidez de la hidrodesulfurización se incrementa marcadamente al aumentar la temperatura.

La descomposición de compuestos de nitrógeno y oxígeno requieren temperaturas mayores que las correspondientes a la

desulfurización. El efecto de la temperatura sobre las reacciones mencionadas se puede apreciar en la figura 2.2.

Mientras más alta sea la temperatura más eficiente será la eliminación de metales .

Al incrementar la temperatura de reacción y la presión parcial del hidrógeno en el reactor se incrementa la cantidad de azufre y nitrógeno removido (Ref. 12).

#### Presión parcial del hidrógeno en el reactor.

Todas las reacciones de hidrodesulfurización dependen del hidrógeno en la sección de reacción y generalmente se obtiene un alto grado de conversión mientras mayor sea la presión parcial de éste. Incrementando la presión del reactor se incrementa la presión parcial del hidrógeno y se reduce la formación de coque. Valores altos de esta variable dan lugar a incrementos en la vida del catalizador (Ref. 35).

Se tiene un incremento en la presión parcial del hidrógeno operando el reactor a presiones elevadas no mayores de  $31.5 \text{ Kg/cm}^2$  o con un aumento de la relación hidrógeno/hidrocarburo ( $H_2/HC$ ). El efecto que tiene la

FIGURA 2.2 EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LAS REACCIONES DE HDS.

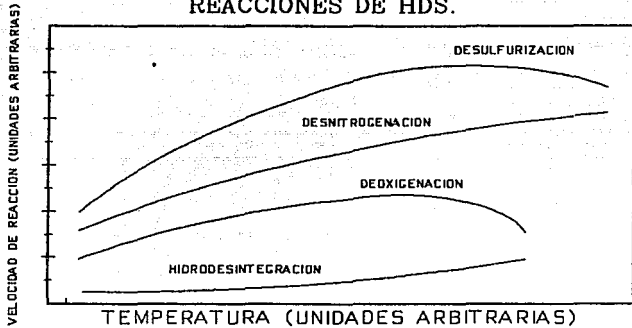
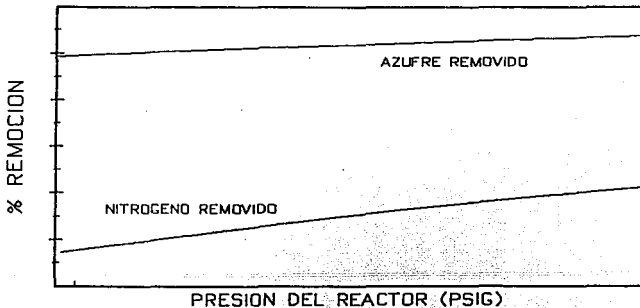


FIGURA 2.3 EFECTO DE LA PRESION SOBRE LA REMOCION DE AZUFRE Y NITROGENO EN LA HDS



presión sobre la remoción del azufre y nitrógeno se muestra en la figura 2.3.

Para lograr las especificaciones de las gasolinas y efectuar las reacciones de descomposición minimizando los depósitos de carbon, se requiere aproximadamente de 400 SCF de hidrógeno por barril de carga (Ref.35).

#### Relación espacio velocidad del liquido (LHSV).

El término LHSV, indica los pies cúbicos por hora de carga por cada pie cúbico de catalizador en el reactor y es un índice de severidad de operación. Un valor recomendable para el LHSV es entre 4 a 6 1/Hr.(Ref. 12)

Esta variable al incrementarse reduce la conversión, el consumo de hidrógeno y la formación de coque, caso contrario, mientras más pequeño sea este valor el grado de reacción se incrementa. El efecto que tiene el LSHV sobre el azufre removido se muestra en la figura 2.4.



### Relación hidrógeno/hidrocarburo.

Esta variable define la fracción mol del hidrógeno en el sistema. Al incrementarse esta variable junto con la presión conducen a un incremento de la presión parcial del hidrógeno en el sistema, con los consecuentes beneficios ya mencionados. Los valores recomendados de para esta variable son de 15 a 10  $\text{m}^3/\text{bl}$  (Ref. 12). El efecto de esta variable se muestra en la figura 2.5.

Cabe mencionar que a pesar de que son variables independientes, la variación de cada una de ellas afecta a las demás variables, y una buena operación se dará cuando se tenga una combinación adecuada de esta variables.

FIGURA 2.4 EFECTO DE LA RELACION ESPACIO VELOCIDAD (LSHV) EN LA DESULFURIZACION

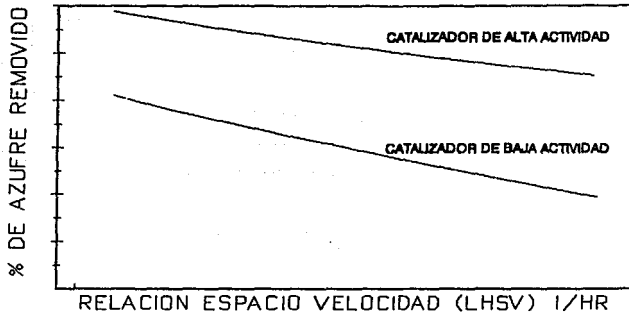
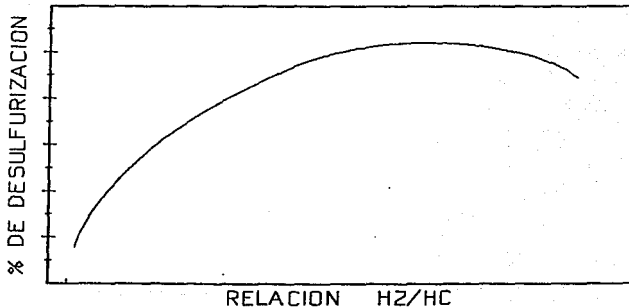


FIGURA 2.5 EFECTO DE LA RELACION H<sub>2</sub>/HC EN EL PROCESO DE HDS



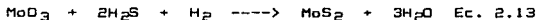
#### 2.4. CATALIZADORES.

La composición principal de catalizadores desarrollados para hidrotratamiento son los siguientes (Ref. 29).

- Oxido de cobalto y molibdeno soportado en alúmina
- Oxido de níquel molibdeno soportados en alúmina.
- Óxidos de Cobalto/níquel - molibdeno soportado en alúmina.

La alúmina provee el área superficial y la resistencia requerida. Las especies que promueven la reacción son el Mo-Ni, Mo-Co y Co-Ni-Mo. Hay catalizadores que contienen fósforo o sílice los cuales promueven algunas reacciones

La capacidad de desulfurización del catalizador es provista por los sulfuros metálicos formados a partir de los óxidos metálicos del catalizador. La siguiente reacción ilustra la formación de estos sulfuros metálicos:



Puesto que el catalizador nuevo está formado por óxidos metálicos, y en este estado no tendría capacidad de desulfurizar, el catalizador nuevo se activa adicionándole

una corriente de ácido sulfhídrico o algún compuesto de azufre que se convierta fácilmente a ácido sulfhídrico.

A esta acción de activar el catalizador nuevo, se le conoce como presulfhidración del catalizador y es básico, ya que la actividad y la estabilidad del catalizador depende de esta operación. Los métodos de presulfhidración en orden de preferencia se presentan a continuación (Ref. 12):

- Presulfhidración utilizando ácido sulfhídrico como agente sulfhidrante y gas hidrógeno como gas de recirculación.
- Presulfhidración utilizando gasolina amarga y un agente presulfhidrante en circuito cerrado.
- Presulfhidración inyectando mercaptano al gas hidrógeno de recirculación.
- Presulfhidración utilizando gasolina amarga de alimentación normal a la planta.

Los óxidos de cobalto y molibdeno soportados en alúmina son generalmente los más usados ya que entre sus ventajas se encuentran la alta selectividad, fácil regeneración y resistencia a los venenos

Dependiendo del objetivo de la hidrodesulfurización se puede hacer la siguiente elección:

Objetivo del tratamiento	Composición del cat.
Remover solamente azufre	Co - Mo
Remover azufre y nitrógeno	Ni - Mo
Remover oxígeno	Ni - Mo
Remover P, Si., etc.	Ni - Mo o Co - Mo
Saturación de olefinas	Ni - Mo o Co - Mo

El catalizador de Ni - Mo tiene una mayor capacidad de hidrogenación que el Co - Mo a las mismas condiciones de operación. Así mismo si solamente se quiere reducir azufre, este último lo reduce a una menor cantidad con un menor consumo de hidrógeno a condiciones de operación menos severas (Ref., 29).

La actividad catalítica depende de propiedades tales como composición química, tamaño de la partícula, volumen del poro, estructura cristalina y área superficial.

#### Desactivación.

La desactivación de los catalizadores se puede generar por las siguientes causas (Ref. 4,31):

- Envejecimiento térmico
- Envejecimiento hidrotérmico
- Atricción
- Envenenamiento

#### **Envejecimiento térmico.**

El envejecimiento térmico, es causado por la exposición del catalizador a altas temperaturas. Esto puede provocar una contracción en la porosidad del catalizador, y ocasionar una reducción paulatina del área superficial, o bien originar un cambio en la estructura cristalina. El fenómeno se origina principalmente cuando no se tiene un control adecuado en la temperatura de regeneración.

#### **Envejecimiento hidrotérmico.**

El envejecimiento hidrotérmico es originado por no tener un secado adecuado en el catalizador, previo al arranque. Ya que cuando las moléculas de agua líquida contenidas en el catalizador al tener un calentamiento súbito, aumentan considerablemente su volumen, originando un rompimiento de los poros del catalizador o un cambio en la cristalografía del mismo.

**Atricción.**

La atricción es un deterioro físico que ocurre durante el manejo del catalizador o al cargarse al reactor, esto además de originar una pérdida de área superficial, puede provocar una modificación de la estructura cristalina.

**Envenenamiento.**

El envenenamiento es un tipo de desactivación que se da durante la operación. Es un proceso mediante el cual se depositan pequeñas cantidades de materiales (veneno), ya sean impurezas presentes en la alimentación o productos de reacción sobre los centros activos del material catalítico o bien por taponamiento de los poros del catalizador. A menudo es suficiente la adsorción de pequeñas cantidades para causar pérdidas muy grandes en la actividad del catalizador. Los venenos catalíticos se pueden clasificar en:

- Venenos temporales
- Venenos permanentes

### **Venenos temporales.**

Estos pueden ser removidos del catalizador mediante algún proceso y a esto se le llama regeneración. Uno de los venenos temporales más comunes en el catalizador de HDS es el carbón. En la hidrodesulfurización la rapidez de acumulación de esta sustancia en el catalizador depende de la carga y de las condiciones de operación. La principal razón de esta desactivación es ocasionada por desintegración y polimerización de los hidrocarburos de la carga, al igual se incrementa al aumentar la temperatura, sin embargo, después de un tiempo de operación, la temperatura puede aumentarse gradualmente para poder compensar pérdidas de actividad ocasionadas por la desactivación del catalizador.

Este veneno puede removerse quemando el carbón bajo condiciones controladas.

### **Venenos permanentes.**

Éstos no pueden ser removidos del catalizador, es decir su efecto es irreversible. Por lo general son metales que trae la alimentación o que son originados por la erosión de las líneas o equipo. En la hidrodesulfurización este



tipo de envenenamiento se debe principalmente a la calidad de la carga. La concentración tolerable de estos contaminantes para HDS se muestra en la tabla 2.2. (Ref.12).

Es importante considerar estos factores que afectan la actividad del catalizador, ya que económicamente este hecho resulta obvio no solo por el valor intrínseco del catalizador, sino por el gasto que implica el paro de la unidad y el cambio del catalizador.

La gasolina desisohexanizada producto de la HDS debe cubrir básicamente dos especificaciones: la cantidad de azufre y la temperatura final de ebullición. La primera debe ser de 0.5 ppm máximo o la cantidad de azufre que requiera el catalizador según sea la sensibilidad y la segunda de 150 °C aproximadamente si es para BTX o 180 °C aproximadamente si es carga para reformación de naftas. De no mantener estos estándares se ocasionarían daños al catalizador de la planta reformadora que es la unidad a la que le proporciona carga. (Ref. 24)

Aunque el catalizador y la planta de HDS están diseñadas para proporcionar estas características, no siempre se puede garantizar esto, debido a diversos factores. Las causas más frecuentes por las que se puede

TABLA 2.2 METALES CONTAMINANTES DE CATALIZADORES  
DE HIDRODESULFURIZACION

	FUENTES	DAÑO OCASIONADO	CONCENTRACION TOLERABLE. ppm
SODIO	CORRIENTE ALIM.	REDUCCION DEL AREA SUPERFICIAL	1
ARSENICO	CORRIENTE ALIM.	DISMINUCION DE LA ACTIVIDAD	1
PLOMO	CORRIENTE ALIM.	DISMINUCION DE LA ACTIVIDAD	3
HIERRO	EROSION DE LINEAS O EQUIPO	INCREMENTO EN LA CAIDA DE PRESION REDUCCION DEL AREA SUPERFICIAL	5

rebasar el contenido de azufre en la carga a la reformadora son:

A) Mala operación de los reactores de desulfurización que origina desactivación del catalizador o reacciones de recombinación.

La reacción de recombinación es una reacción indeseada en el proceso de hidrodesulfurización, y tiene el siguiente mecanismo:



Ec. 2.14.

Estas olefinas se forman cuando se opera a condiciones severas de operación.

Esta reacción se origina después de la cama catalítica, en el fondo del reactor, a muy altas o muy bajas temperaturas.

Este problema se puede corregir ya sea:

- Reduciendo la temperatura del reactor.
- Aumentando el flujo de alimentación.
- Instalando un catalizador de alta actividad.

B) Baja o alta temperatura de operación de calentadores de carga al reactor de hidrodesulfurización (HDS).

C) Falla del compresor de recirculación  $H_2$  de la unidad HDS.

D) Contaminación del gas de recirculación (unidad reformadora) por falla de compresores de  $H_2$  de repuesto a la unidad HDS.

E) Mala operación del agotador de la HDS que puede producir una separación incompleta de  $H_2S$ .

Debido a estos factores no se puede asegurar en un 100%, que se mantendrá la concentración máxima de azufre que puede soportar el catalizador de reformación, para no desactivarse o conducir a reacciones indeseadas. Puesto que una concentración de azufre causa desperfectos severos en la planta reformadora, con sus consecuentes pérdidas económicas. Es indispensable asegurar que la carga a reformar, no rebasará este límite. Una forma de asegurar esto puede ser implementando un equipo adicional, donde la concentración excedente de azufre disminuya. En el siguiente capítulo se mencionan los efectos ocasionados por concentraciones altas de azufre en la planta reformadora.

# CAPITULO III

## REFORMACION DE NAFTAS

### 3.1. DESCRIPCION DEL PROCESO.

El proceso de reformación de naftas tiene como finalidad principal producir aromáticos a partir de los naftenos y las parafinas, a fin de ser usados como combustible en motores (por su alto octanaje), o como fuente de compuestos aromáticos específicos. (Ref. 12)

La nafta de carga a una unidad reformadora de manera típica contiene parafinas de  $C_6$  a  $C_{11}$ , naftenos  $C_5$  y  $C_6$  y aromáticos  $C_6$ . Como combustible para motores, la nafta de carga generalmente contiene un intervalo más completo de hidrocarburos, del  $C_6$  al  $C_{11}$ . Para la producción de aromáticos ( BTX ), la nafta de carga generalmente contiene un rango más selecto de hidrocarburos. El corte puede estar situado entre  $C_6$ ,  $C_6-C_7$ ,  $C_6-C_8$ ,  $C_7-C_8$ , los cuales se utilizan como materia prima en el producto aromático que se desea obtener (Ref. 7). La tabla 3.1 indica las especificaciones de una nafta de carga y de los productos de la reformadora. (Ref 22)

Los tipos de procesos que existen en la actualidad son:

TABLA 3.1. PROPIEDADES DE LA CARGA Y PRODUCTOS DE LA REFORMADORA

NAFTA DE CARGA	
DENSIDAD °API	50.34
PM PROMEDIO	112
TIE °C	78
10%	91
50%	120
90%	156
TFE	182
PARAFINAS	64 %VOL
NAFTENICOS	25 %VOL
AROMATICOS	11 %VOL
ARSENICO	0.5 ppb
AZUFRE	0.15 ppm
PLOMO	< 20 ppb
N2 BASICO	0.5 ppm
COBRE	55 ppb
CLORUROS	< 20 ppm
OCTANO RON	53

COMPONENTE	LPG	H2
HIDROGENO	0.497	83.379
METANO	0.906	4.448
ETANO	9.088	4.467
PROPANO	46.910	4.780
i-BUTANO	17.862	0.647
n-BUTANO	24.560	1.077
C5+	0.171	1.044
P Kg/cm2	17.900	40
TEMP °C	38	38

REFORMADO	
TIE °C	81
10%	105
50%	118
90%	152
TFE	185
P.e. 20/4	0.734
OCTANO RON	93
PVR psi	8.0

- Semiregenerativo. En este proceso, la regeneración se lleva a cabo al final de cada ciclo. El tiempo que transcurre desde que empieza la operación de planta hasta que el catalizador se desactiva se le llama ciclo. En la figura 3.1 se muestra un diagrama simplificado de este proceso.

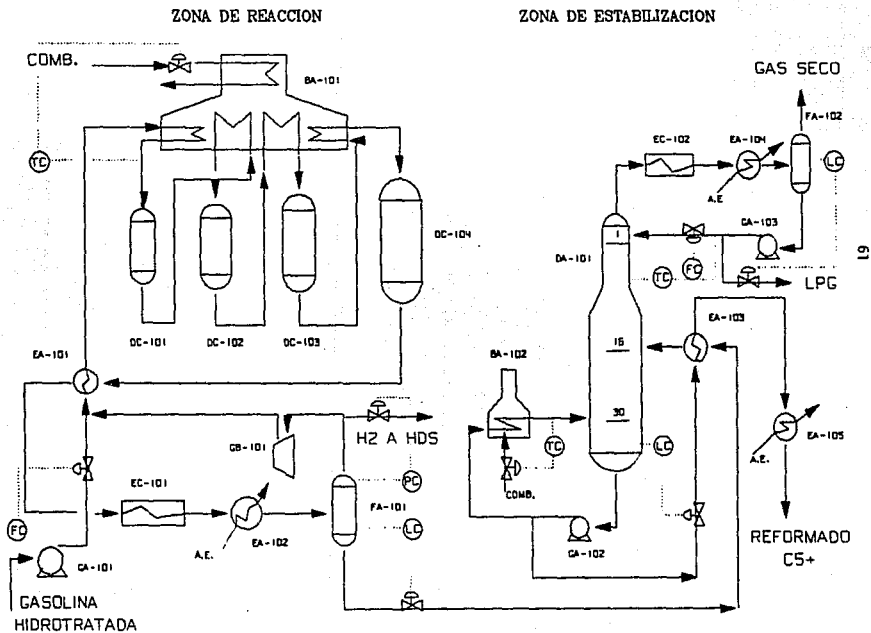
- Regeneración cíclica. Este sistema cuenta con un reactor adicional, el cual puede ser alineado indistintamente en el proceso con el objeto de regenerar el más desactivado de los que se encuentre en operación. Mediante este proceso se obtienen altos rendimientos de gasolina empleando condiciones de operación severas. Puede verse un diagrama del proceso en la figura 3.2.

- Regeneración continua. En la regeneración continua (CCR) el catalizador se extrae por gravedad de los reactores en una serie de operaciones frecuentes, se regenera por separado del proceso y luego, se regresa a los reactores. Este proceso se observa en la figura 3.3.

El sistema de refinación de PEMEX cuenta en la actualidad con diez unidades reformadoras, y en el área de petroquímica se cuenta con una reformadora más. A continuación se muestra la capacidad y el tipo de proceso que usan estas reformadoras:



FIGURA 3.1 PROCESO DE REFORMACION SEMI-REGENERATIVO



## LISTA DE EQUIPO

BA-101	CALENTADOR DE CARGA A REACTORES
BA-102	REHERVIDOR DE LA TORRE ESTABILIZADORA
DA-101	TORRE ESTABILIZADORA
DC-101	PRIMER REACTOR DE REFORMACION
DC-102	SEGUNDO REACTOR DE REFORMACION
DC-103	TERCER REACTOR DE REFORMACION
DC-104	CUARTO REACTOR DE REFORMACION
EA-101	INTERCAMBIADOR CARGA-EFLUENTE
EA-102	SEGUNDO ENFRIADOR DEL EFLUENTE
EA-103	INTERCAMBIADOR ALIMENTACION-FONDOS
EA-104	CONDENSADOR DE LA TORRE ESTABILIZADORA
EC-101	PRIMER ENFRIADOR DEL EFLUENTE DEL REACTOR
EC-102	ENFRIADOR DEL DOMO DE LA TORRE ESTABILIZADORA
FA-101	SEPARADOR DE HIDROGENO DE RECIRCULACION
FA-102	ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA ESTABILIZADORA
GA-101	BOMBA DE CARGA
GA-102	BOMBA DE FONDOS DE LA TORRE ESTABILIZADORA
GA-103	BOMBA DE REFLUJO DE LA TORRE ESTABILIZADORA
GB-101	COMPRESOR DE RECIRCULACION

LUGAR	PLANTA	CAPACIDAD Bls/Día	TIPO DE PROCESO
CADEREYTA	U-500	20 000	SEMIREGENERATIVO
MADERO	U-700	15 000	SEMIREGENERATIVO
MINATITLAN	BTX	20 000	SEMIREGENERATIVO
MINATITLAN	NP-1	8 000	SEMIREGENERATIVO
MINATITLAN	U-500	20 000	SEMIREGENERATIVO
SALAMANCA	RR-1	8 000	SEMIREGENERATIVO
SALAMANCA	RR-2	16 800	SEMIREGENERATIVO
SALINA CRUZ	U-500-1	20 000	REG. CONTINUA
SALINA CRUZ	U-500-2	30 000	SEMIREGENERATIVO
TULA	U-500	30 000	SEMIREGENERATIVO
CPQ CANGREJERA			CICLICO

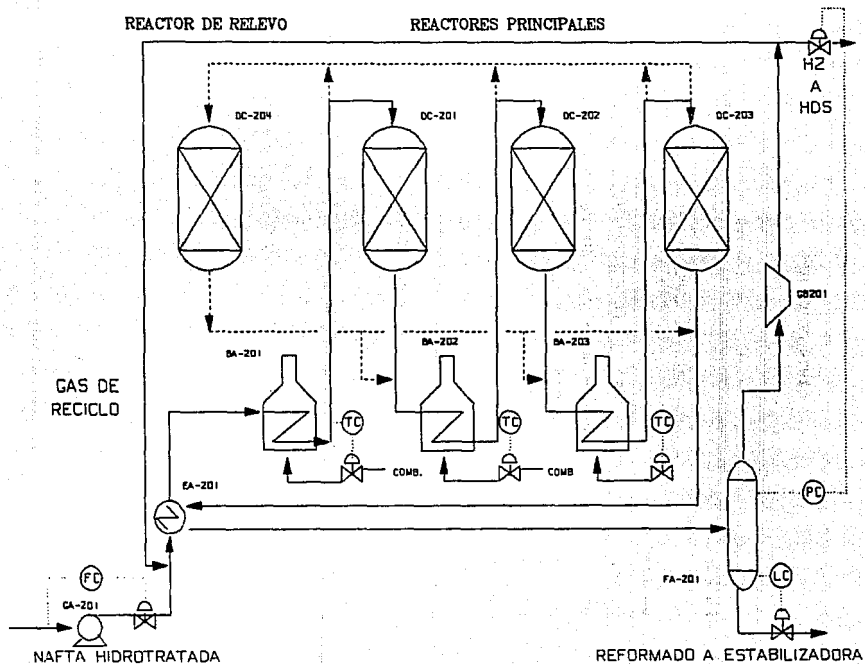
Las unidades BTX, NP-1 y la del complejo petroquímico Cangrejera son utilizadas para la producción de aromáticos y el resto se usan para reformación de gasolinas (incremento de octano). Puede observarse que la mayoría de las plantas usan el proceso semiregenerativo, por lo que se ahondará en éste.

### Reformación Semi-regenerativa.

La carga al proceso, previamente hidrodesulfurizada y en fase líquida, se mezcla con una corriente rica en hidrógeno (gas de recirculación). La mezcla intercambia calor con el efluente del último reactor, donde aumenta su temperatura. En seguida, pasa a un primer calentador donde la mezcla alcanza la temperatura requerida por el proceso (de 480 hasta 520°C). A continuación, la mezcla pasa a un primer reactor donde se considera que la reacción predominante es la deshidrogenación de naftenos. Debido a que es altamente endotérmica, la mezcla observará una disminución de la temperatura a la salida del reactor. El reactor es de lecho fijo y opera a 12 Kg/cm<sup>2</sup> de presión. Para ajustar nuevamente la temperatura a la requerida, se emplea un segundo calentador. Esta secuencia de calentador-reactor se repite requiriéndose un total de 3 a 4 reactores y calentadores. (Ref 12,22,34)

El efluente del último reactor, después de intercambiar calor con la carga continúa enfriándose, primero en un sistema con aire y luego en un condensador con agua. La corriente está constituida por reformado de C<sub>5</sub> a C<sub>12</sub> (C<sub>5+</sub>), hidrocarburos C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub> e hidrógeno, por lo que la siguiente etapa del proceso consiste en la separación de los componentes

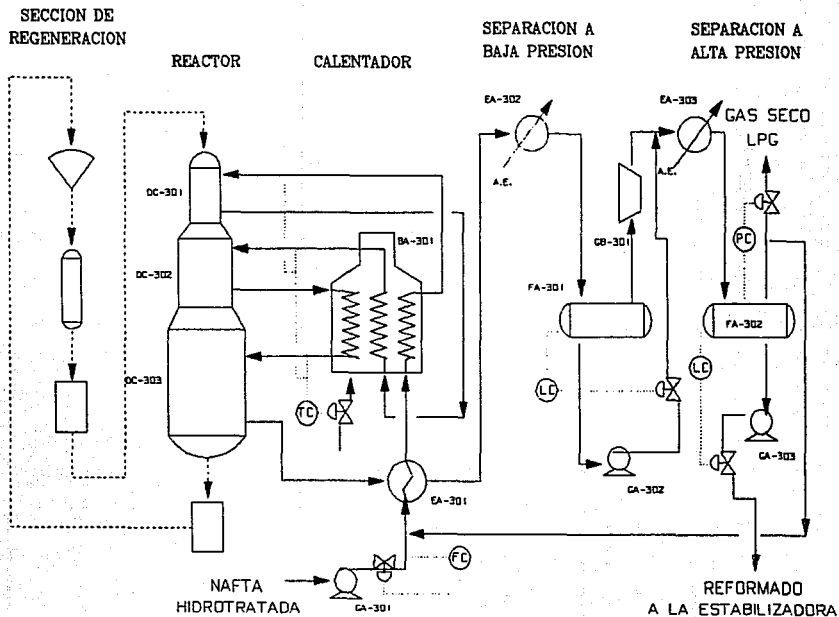
FIGURA 3.2 PROCESO DE REFORMACION CICLICA



**LISTA DE EQUIPO**

BA-201	
BA-202	CALENTADORES DE CARGA A REACTORES
BA-203	
DC-201	PRIMER REACTOR DE REFORMACION
DC-202	SEGUNDO REACTOR DE REFORMACION
DC-203	TERCER REACTOR DE REFORMACION
DC-204	REACTOR DE REFORMACION DE RELEVO
EA-201	INTERCAMBIADOR CARGA-EFLUENTE
FA-201	SEPARADOR DE HIDROGENO DE RECIRCULACION
GA-201	BOMBA DE CARGA
GB-201	COMPRESOR DE RECIRCULACION

FIGURA 3.3 PROCESO DE REFORMACION CON REGENERACION CATALITICA CONTINUA



**LISTA DE EQUIPO**

BA-301	CALENTADOR DE CARGA A REACTORES
DC-301	PRIMER REACTOR ESTACADO
DC-302	SEGUNDO REACTOR ESTACADO
DC-303	TERCER REACTOR ESTACADO
EA-301	INTERCAMBIADOR CARGA-EFLUENTE
EA-302	ENFRIADOR DEL EFLUENTE DEL RECTOR
EA-303	ENFRIADOR DE RECONTACTO
FA-301	SEPARADOR DE BAJA
FA-302	SEPARADOR DE ALTA
GA-301	BOMBA DE CARGA
GA-302	BOMBA DE RECONTACTO
GA-303	BOMBA DE ALIMENTACION A LA ESTABILIZADORA
GB-301	COMPRESOR DE RECIRCULACION



La corriente entra a un separador donde la fase gaseosa, constituida principalmente por hidrógeno e hidrocarburos ligeros, se divide en dos corrientes: una parte se recircula mediante un compresor al proceso y el exedente se envía por control de presión a las unidades de hidrotratamiento.

La fase líquida constituida por hidrocarburos  $C_3$  a  $C_5$ , se envían por control de nivel a una torre de estabilización donde el producto de fondo será el reformado estabilizado, el cual se envía a almacenamiento. Por el domo de la torre se obtiene gas seco utilizado como combustible, y gas licuado para su comercialización.

#### Reformación con Regeneración Continua.

Para un proceso de reformación con regeneración continua el proceso antes descrito sufre algunas modificaciones. El flujo del proceso todavía pasa a través de los reactores de la misma manera, aún cuando alguno o todos los reactores están encimados unos sobre otros, y son de flujo radial. La separación del gas de recirculación se hace en dos etapas, a baja y a alta presión. El cambio principal se tiene del lado del catalizador, el cual se saca

en una serie de operaciones frecuentes por lotes pequeños, se regenera en un tanque separado y vuelve a introducirse en los reactores. (Ref 22,34)

El resultado de estos cambios es que el catalizador funciona como si estuviera en una condición similar a la del inicio de la corrida. Esto significa que las temperaturas de operación son más bajas y, lo que es de mayor importancia, los rendimientos se aproximan en todo momento a los rendimientos del inicio de la corrida.

El uso de una sección de regeneración continua permite una operación en la que las longitudes normales del ciclo serían demasiado cortas para ser prácticas sin que haya gastos importantes de equipo, catalizador y energía.

En la tabla 3.2 se muestra la evolución de los procesos de reformación en cuanto a sus rendimientos y condiciones de operación. (Ref33) Puede notarse que en los procesos de los 90's se requerirán de cargas con menos cantidad de azufre y que los rendimientos serán muy altos respecto a los procesos anteriores.

TABLA 3.2 CONDICIONES DE OPERACION Y RENDIMIENTO  
DE LAS REFORMADORAS A TRAVES DEL TIEMPO

	1950'S	1960'S	1970'S	1990'S
CONDICIONES DE OPERACION				
PRESION [psig]	500.0	300.0	125.0	50.0
CAPACIDAD [BPD]	10,000.0	15,000.0	20,000.0	40,000.0
LHSV [Hr-1]	0.9	1.7	2.0	2.0
H <sub>2</sub> /HC [mol/mol]	7.0	6.0	2.5	2.5
OCTANO RON	90.0	94.0	98.0	102.0
RENDIMIENTOS				
REFORMADO [% V LIQ]	80.8	81.9	83.1	82.9
H <sub>2</sub> [PCS]	387.0	679.0	1,175.0	1,626.0
AROMATICOS TOT [%VL]	38.0	45.0	53.7	61.6
REGENERADOR [lb/hr]			700.0	4,500.0

### 3.2. QUIMICA DEL PROCESO.

Las reacciones que se llevan a cabo en el proceso de reformación son:

- Deshidrogenación de naftenos
- Isomerización de parafinas
- Deshidrociclización de parafinas
- Hidrodesintegración de parafinas
- Desmetilación
- Desalquilación de aromáticos y
- Polimerización de aromáticos

(Ref. 12,33)

dependiendo hasta cierto punto, de la severidad de la operación, la calidad de la carga y el tipo de catalizador.

La reacción de deshidrogenación es la más importante en el proceso pues convierte compuestos naftenicos en aromáticos. Es también la reacción que se lleva a cabo más rápido.

La reacción que se tratará de evitar es la hidrodesintegración de parafinas, pues disminuye el rendimiento del reformado.

Debido al intervalo tan amplio de parafinas y naftas contenido en la carga de la reformadora y dado que las reacciones ocurren en serie y paralelo forman un esquema bastante complicado que se muestra en la figura 3.4. (Ref 12)

Puede notarse en esta figura el porqué una nafta rica en parafinas es de bajo rendimiento de reformado: son necesarias muchas reacciones para poder llegar a productos aromáticos.

#### Deshidrogenación de naftenos.

El paso final de la formación de un aromático a partir de un nafteno es la deshidrogenación de un ciclohexano.

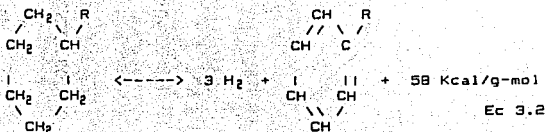
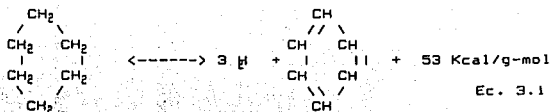
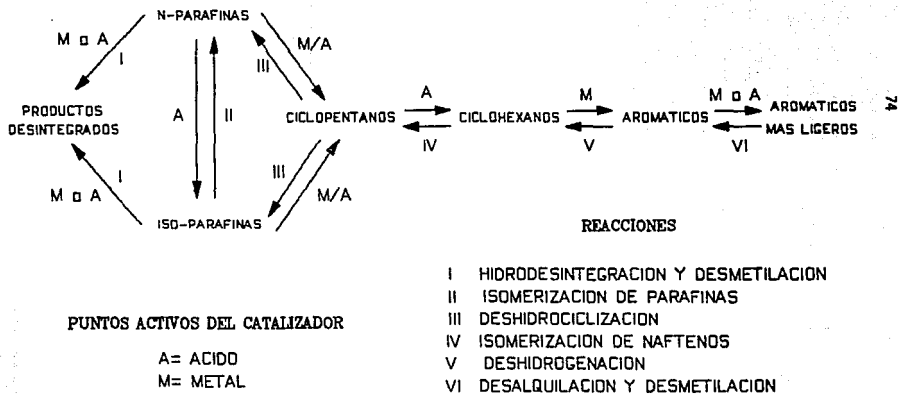
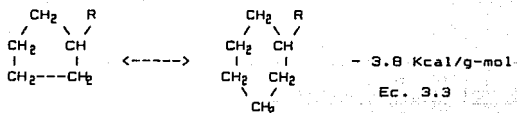


FIGURA 3.4 ESQUEMA GENERALIZADO DE LAS REACCIONES DE REFORMACION

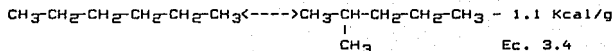


Isomerización de naftenos.

La isomerización de un ciclopentano a un ciclohexano debe ser el primer paso de la conversión del ciclopentano a un aromático. Dicha isomerización incluye un reordenamiento del anillo y la probabilidad de que el anillo se abra para formar una parafina es muy alta.

Isomerización de parafinas.

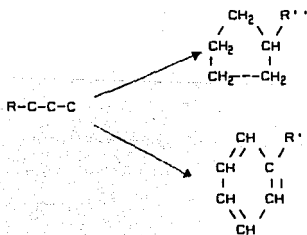
La isomerización de parafinas ocurre con facilidad en las operaciones de reformación comercial, pero a bajas temperaturas de operación el equilibrio termodinámico no favorece la producción de isómeros ramificados de mayor octanaje.



Deshidrociclización de parafinas.

Es la reacción más difícil de promover. Consiste en el reordenamiento molecular, sumamente difícil, de una parafina a un nafteno.

La ciclización de parafinas se facilita más conforme aumenta el peso molecular de éstas, debido a que hay una mayor probabilidad estadística de formación de naftenos. Son necesarias las funciones ácidas y metálicas del catalizador para promover la reacción, y es moderadamente endotérmica.



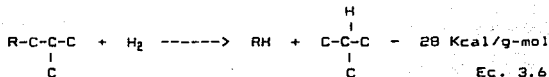
Ec.3.5

R', R'': Alcanos diferentes entre sí, más pequeños que R

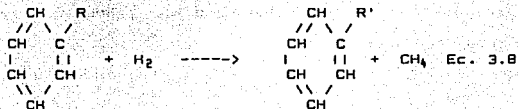


Hidrodeseintegración de parafinas.

La desaparición de parafinas dentro del límite de ebullición de la gasolina, concentra a los aromáticos en el producto, por lo tanto contribuye a una mejora en el octanaje. Sin embargo, la reacción consume hidrógeno y en consecuencia, el rendimiento del reformado disminuye.

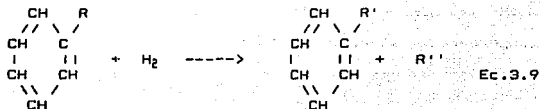
Desmetanización.

Esta reacción genera metano, ocasionando una disminución rápida de la pureza del hidrógeno.



Desalquilación de aromáticos.

Es una reacción similar a la desmetilación de un aromático, difiriendo solamente en el tamaño eliminado del anillo.

Polimerización de aromáticos

Esta reacción esta siempre presente en el proceso, siendo su característica principal que imparte al reformado un color azul fosforescente.

En la tabla 3.3 se muestra un resumen de las reacciones, de las funciones que las promueven y de sus calores de reacción.

TABLA 3.3 RESUMEN DE REACCIONES DE REFORMACION

REACCION	CATALIZADO POR FUNCION	TEMPERATURA	PRESION
DESHIDROGENACION DE NAFTENOS	METALICA	ALTA	BAJA
ISOMERIZACION DE NAFTENOS	ACIDA	BAJA*	----
ISOMERIZACION DE PARAFINAS	ACIDA	BAJA*	----
DESHIDROCICLIZACION DE PARAFINAS	METALICA Y ACIDA	ALTA	BAJA
HIDROCRACKING	ACIDA	ALTA	ALTA
DESMETILACION	METALICA	ALTA	ALTA
DESALQUILACION DE AROMATICOS	METALICA Y ACIDA	ALTA	ALTA

\* LAS BAJAS TEMPERATURAS FAVORECEN LA RELACION ISO/NORMAL ; LA RELACION DE ISOMERIZACION AUMENTA AL INCREMENTARSE LA TEMPERATURA.

ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

### 3.3. VARIABLES DE OPERACION.

En el proceso de reformación de naftas, las principales variables de operación se clasifican en dependientes e independientes. Dentro de las variables dependientes se encuentran la calidad del producto (octanaje), rendimiento del reformado y la actividad catalítica. Como independientes están la temperatura del reactor, la presión del reactor, el espacio/velocidad, la relación hidrógeno/hidrocarburo, el tipo de catalizador y las propiedades de la carga, siendo estas las variables que definen la operación de reformación. (Ref. 12,34)

#### Temperatura del reactor.

La temperatura a la que se mantienen los lechos catalíticos es la principal variable con que se cuenta para controlar la calidad del producto. Puede observarse en la figura 3.5 el comportamiento típico de la temperatura respecto al tiempo cuando se fija un octanaje en el reformado. El punto SQR (Start Operation Reformate) indica el inicio de un ciclo, ya sea con catalizador fresco o regenerado, y el punto EOR (End Operation Reformate) indica el fin del ciclo, es decir cuando el catalizador está completamente desactivado.

FIGURA 3.5 EFECTO DE LA TEMPERATURA DE REACCION RESPECTO AL TIEMPO.

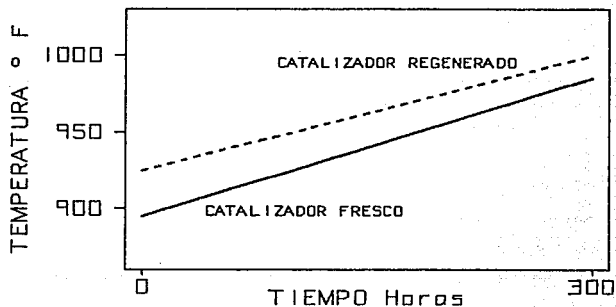
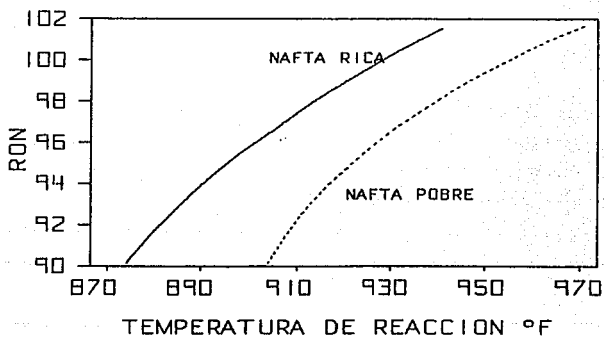


FIGURA 3.6 EFECTO DE LA TEMPERATURA DE REACCION SOBRE EL OCTANO DEL REFORMADO



En la figura 3.6 se observa la dependencia del octanaje en el reformado con la temperatura en el punto SOR.

### Espacio / Velocidad.

El espacio/velocidad es una medida de la cantidad de nafta procesada sobre una cantidad dada de catalizador durante un lapso pre-establecido. Puede estar definido tomando como base el flujo volumétrico o másico de la carga. Comúnmente se usa el definido por el flujo volumétrico LHSV (Liquid Hour/Space Velocity,  $\text{hr}^{-1}$ ).

El espacio/velocidad tiene un gran efecto sobre la producción de reformado, como se observa en la figura 3.7

### Presión del reactor.

La presión del reactor se define como la presión promedio del catalizador. Dado el acomodo de los reactores (reactores en serie que aumentan su tamaño progresivamente), generalmente el 50% del catalizador se encuentra en el último reactor, se considera como una aproximación de la presión de reacción a la presión de admisión del último reactor.

FIGURA 3.7 EFECTO DEL ESPACIO-VELOCIDAD LIQUIDO SOBRE EL RENDIMIENTO DEL REFORMADO

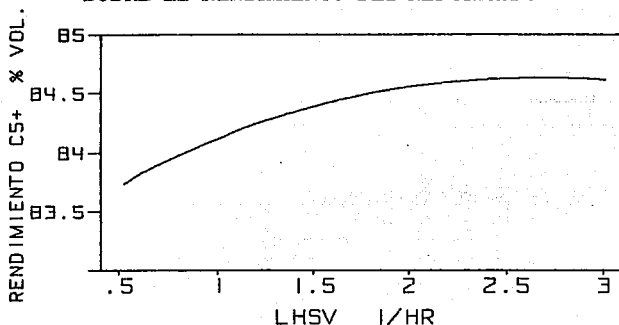
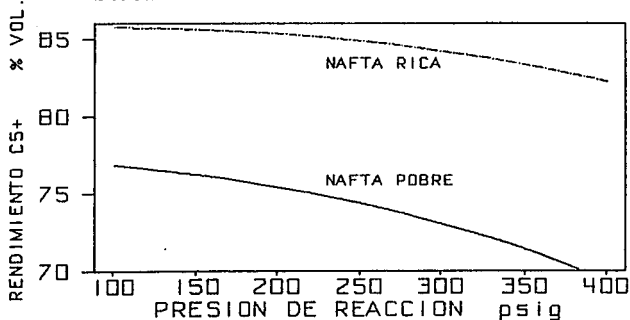


FIGURA 3.8 EFECTO DE LA PRESION DE REACCION SOBRE EL RENDIMIENTO DEL REFORMADO



La presión del reactor afecta los rendimientos del reformado, los requerimientos de temperaturas de los reactores y la actividad del catalizador. Puede observarse en la figura 3.8 el efecto negativo de la presión sobre el reformado.

#### Relación Hidrógeno/Hidrocarburo.

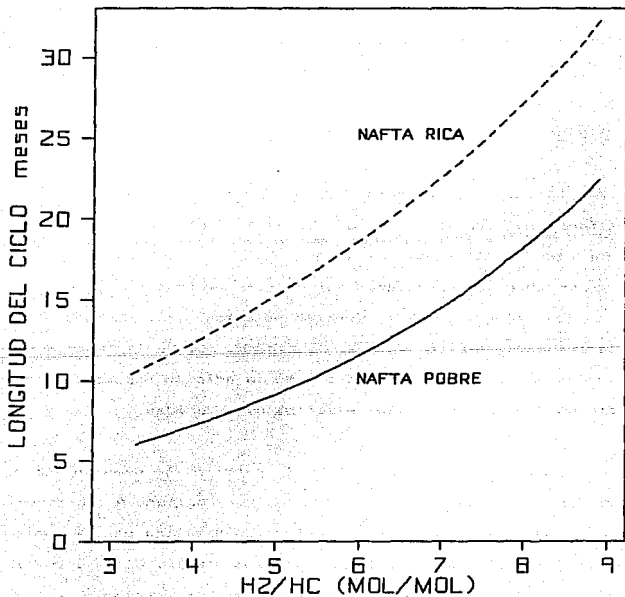
Esta variable esta definida como las moles de hidrógeno de recirculación por moles de nafta cargada a la unidad. La pureza del hidrógeno de recirculación que se obtiene va desde 75 al 90 %.

El hidrógeno de recirculación es necesario en la operación del reformador, por cuestión de estabilidad del catalizador; tiene el efecto de barrer el producto de la reacción y los materiales condensables del catalizador abasteciendo al catalizador de hidrógeno.

Para unidades semi-regenerativas se usan relaciones  $H_2/HC$  desde 5/1 a 10/1 y de 2/1 hasta 5/1 para unidades con regeneración continua. La figura 3.9 relaciona la relación  $H_2/HC$  con la longitud de los ciclos de operación.



FIGURA 3.9 EFECTO DE LA RELACION HIDROGENO/  
HIDROCARBURO SOBRE LA LONGITUD DEL CICLO



### 3.4. CATALIZADORES DE REFORMACION.

Los catalizadores de reformación tienen una función ácida y otra metálica. Tradicionalmente el catalizador incluía dos puntos separados y definidos, entre los cuales viaja la molécula reactiva, pero en la actualidad se ha modificado a un sólo punto, (punto complejo), que es el responsable de la secuencia de las reacciones. (Ref. 24)

El concepto de punto complejo no afecta la naturaleza bifuncional del catalizador. La superficie debe tener un carácter metálico y uno ácido. La función ácida es la responsable de reacciones tales como la isomerización y la hidrogenación. La función metálica es responsable de la deshidrogenación de los hidrocarburos, de la separación de las moléculas de hidrógeno y de la adición subsecuente de átomos de hidrógeno a las especies no saturadas.

Es conveniente mencionar el papel de la presión sobre el diseño de un catalizador para reformación. A presiones más altas, la actividad de la función metálica es limitante y la estabilidad se vuelve un problema menor. Al reducir la presión, la acidez se vuelve el factor controlante y los catalizadores se sobreequibran del lado de la excesiva actividad metálica. Esto lleva a una mayor deshidrogenación,

a la formación de precursores de coque y a la inestabilidad catalítica.

Los objetos primarios del desarrollo de un catalizador de este tipo son lograr el equilibrio adecuado entre las funciones ácido y metal, y ajustar este equilibrio a los niveles absolutos de actividad de manera que se adapten a las condiciones de reacción. La manera de ajustar este desequilibrio es tener un buen control de la relación agua/cloruro (función ácido). Se usa al platino de manera general como la función metal.

#### Control de agua/cloruro.

Aún cuando el equilibrio de agua/cloruro es importante para los catalizadores que sólo contienen platino, es especialmente vital para los catalizadores bimetalicos, los cuales generalmente operan a niveles más bajos de agua en el gas de recirculación, a fin de optimizar el rendimiento y la estabilidad catalítica. Esto resulta en una respuesta lenta de la unidad a los cambios del sistema de inyección de cloruro, y otra a los ajustes después de una alteración. Debido a los niveles más bajos de agua en el gas de recirculación, el cloruro se distribuye más lentamente a través de los catalizadores bimetalicos que a través de los

catalizadores que sólo contienen platino. Como resultado, se requiere mayor tiempo para que se alcance un nuevo valor de equilibrio de cloruro en un catalizador. (Ref. 24)

#### Desarrollo de los catalizadores.

El desarrollo de los catalizadores de reformación ha venido siguiendo a los procesos de reformación. Así, los procesos semiregenerativos usaron catalizadores de platino de baja y luego de alta densidad (1950-60's). (Ref 29,33)

Estos catalizadores tenían dificultad para establecer el equilibrio adecuado con la función ácido, además de que son de alto costo por su contenido de platino y de bajo rendimiento. Tienen la ventaja de ser más resistentes al envenenamiento por azufre, soportando hasta 2 ppm. La tabla 3.4 muestra algunas propiedades físicas de estos catalizadores.

Se han desarrollado catalizadores más estables agregando un promotor metálico al catalizador (Iridio o Renio) para controlar la función metálica total, a estos catalizadores se les llama bimetálicos. La serie de catalizadores que emplean Renio como metal adicional en

TABLA 3.4 CATALIZADORES COMERCIALES  
MONOMETALICOS PARA PROCESO SEMIREGENERATIVO

CATALIZADOR	Pt (% PESO)	DENSIDAD (lb/piel3)	FORMA
UOP R-11	0.375	32	ESFERICO
UOP R-12	0.750	32	ESFERICO
UOP R-14	0.600	32	ESFERICO
ENG E-301	0.300	39	EXTRUIDO
ENG E-302	0.600	39	EXTRUIDO

UOP: UNIVERSAL OIL PRODUCTS  
ENG: ENGELHARD

proporción de 1 a 1 con el Platino, representa un gran avance en la actividad y la estabilidad catalítica.

Los catalizadores bimetalicos tienen ventajas sobre los monometalicos, ya que pueden usarse también a presiones moderadas e incrementan los rendimientos. Sin embargo, estos catalizadores pierden resistencia a la desactivación con azufre, teniendo como limite 0.5 ppm de azufre en la carga.

La nueva generación de catalizadores bimetalicos tienen en general una relación de 3 partes de Renio por 1 de Platino. A éstos se les conoce como ultradispersos (Ref.29). Este nuevo avance permite alcanzar rendimientos, octanaje y una producción de hidrógeno mayor que con los bimetalicos 1 a 1. En este caso, el catalizador ultradisperso es aún más sensible al azufre, por lo que se recomiendan cantidades menores de 0.1 ppm de azufre en la carga.

Las figuras 3.10 y 3.11 comparan a los catalizadores monometalicos con los bimetalicos respecto a los rendimientos en volumen del reformado y a la temperatura de reacción. (Ref.34)

FIGURA 3.10 EFECTO SOBRE EL RENDIMIENTO DEL REFORMADO PARA DIFERENTES TIPOS DE CATALIZADORES

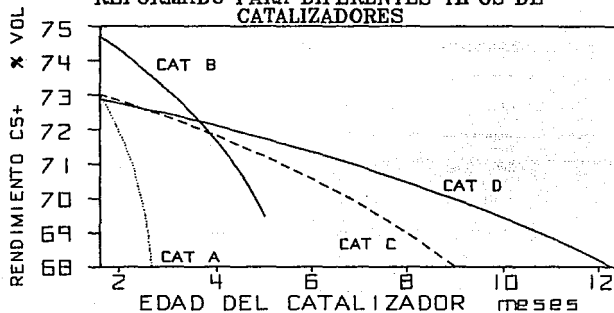
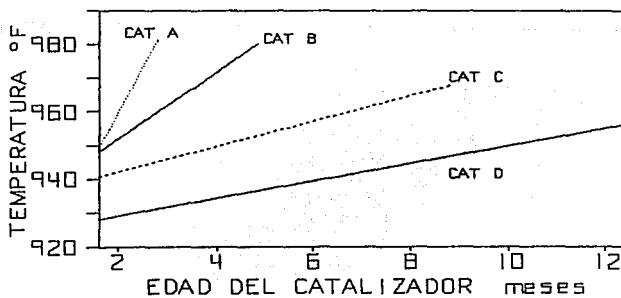


FIGURA 3.11 EFECTO SOBRE LA TEMPERATURA DE REACCION PARA DIFERENTES TIPOS DE CATALIZADORES



CAT A: Pt BAJA DENSIDAD  
 CAT B: Pt ALTA DENSIDAD  
 CAT C: Pt/Re BAJA DENSIDAD  
 CAT D: Pt/Re ALTA DENSIDAD

Un catalizador típico para reformación tiene la siguiente composición:

<u>COMPUESTO</u>	<u>% PESO</u>	<u>FUNCION</u>
PLATINO	0.20-0.75	HIDROGENACION
CLORURO	0.90-1.20	ISOMERIZACION
PROMOTORES		Y DEHIDROCICLIZACION
RENIO	0.20-0.78	INHIBIDOR DE COQUE
IRIDIO	0.10-0.30	INHIBIDOR DE COQUE
ESTADO	---	DILUYENTE

Normalmente pueden tener forma esférica, cilíndrica y trilobular, y van desde 1/16 a 1/8 de pulgada de diámetro.

En las tablas 3.4, 3.5 y 3.6 se muestran algunas propiedades de catalizadores comerciales usados en los procesos de reformación.



**TABLA 3.5 CATALIZADORES COMERCIALES  
BIMETALICOS PARA PROCESO SEMIREGENERATIVO**

CATALIZADOR	Pt (% PESO)	Re (% PESO)	DENSIDAD (lb/pt e3)	FORMA
UOP R-16G	0.375	0.375	32	ESFERICO
UOP R-50	0.250	0.250	47	EXTRUIDO
UOP R-62	0.220	0.440	45	ESFERICO
CHE RH-E	0.300	0.300	34	EXTRUIDO
CHE RH-F	0.300	0.600	34	EXTRUIDO
AmCy TPR-B	0.280	0.280	39	TRILOBULAR
ENG E-603	0.300	0.300	39	ESFERICO
ENG E-611	0.275	0.750	39	ESFERICO
ENG E-802	0.260	0.500	47	ESFERICO
ENG E-803	0.220	0.420	47	ESFERICO
ENG E-804	0.220	0.220	47	ESFERICO

UOP: UNIVERSAL OIL PRODUCTS

ENG: ENGELHARD

CHE: CHEVRON

**TABLA 3.6 CATALIZADORES COMERCIALES  
PARA PROCESO CON REGENERACION CONTINUA**

CATALIZADOR	Pf (% PESO)	Re (% PESO)	DENSIDAD (lb/plc3)	FORMA
UOP R-30	0.600	0.600	32	ESFERICO
UOP R-32	0.375	0.375	32	ESFERICO
UOP R-34	0.300	0.300	32	ESFERICO
CRI PS-7	0.300	0.300	45	EXTRUIDO
CRI PS-10	0.370	0.300	35	ESFERICO
ENG 1-1000	0.375	0.375	32	ESFERICO

UOP: UNIVERSAL OIL PRODUCTS  
ENG: ENGELHARD  
CRI: CRITERION

### 3.5 VENENOS PARA LOS CATALIZADORES.

Los principales venenos del catalizador de reformación son el azufre y el nitrógeno, que se consideran reversibles, y contaminación por metales, la cuál es considerada irreversible.

Arriba de los niveles máximos recomendados de contaminantes en la carga de la reformadora, se verá afectado mesurable y negativamente el rendimiento del catalizador, por lo que de inmediato deben tomarse medidas para resolver el problema. En los casos de azufre y nitrógeno, se recomienda operar a un nivel tan bajo como sea posible, no a los niveles máximos permisibles (Ref. 22). Dicha minimización de los venenos conocidos ayudará a garantizar una selectividad y estabilidad máximas en la reformación.

#### Azufre.

La concentración máxima permisible de azufre en la carga de nafta es de 0.5 ppm peso. La operación a 0.2-0.1 ppm peso en la carga es normalmente posible con un gasto

agregado mínimo, y dará la seguridad adicional de obtener el máximo de estabilidad y selectividad catalítica.

Las fuentes posibles de azufre son:

- a) Hidrotratamiento inadecuado de la nafta.
- b) Reacciones de recombinación de azufre.
- c) Mala operación del agotador de la hidrotratadora.

La contaminación de azufre en el reformador produce una atenuación de la actividad del platino. En general esto significa que las reacciones de hidrogenación (catalizadas por la función ácida) aumentarán en relación con las reacciones de deshidrogenación y deshidrociclización que son catalizadas por la función metálica. Los efectos observables incluyen:

- a) Menor producción de hidrógeno
- b) Menor pureza del hidrógeno en el gas de recirculación
- c) Mayor desintegración
- d) Delta T reducidas
- e) Menor rendimiento de reformado (figura 3.17)
- f) Menor actividad catalítica en los casos más severos  
(Disminución de la longitud del ciclo, figura 3.18)
- g) Mayor nivel de coquificación del catalizador

El envenenamiento puede ocasionar una mayor formación de sulfuro de hierro en la unidad.

Se minimizará el daño sufrido por el catalizador si se mantienen temperaturas de los reactores tan bajas como sea posible, no hay necesidad de ir abajo de  $482^{\circ}\text{C}$  ( $900^{\circ}\text{F}$ ). En ningún caso habrá que aumentar las temperaturas de los reactores para compensar una disminución de RON, si el gas de recirculación contiene azufre.

Debe hacerse todo lo posible por eliminar el azufre de la carga. Una vez que se ha establecido un bajo contenido de azufre en la carga, el azufre se desorberá gradualmente del catalizador. Cuando el contenido de  $\text{H}_2\text{S}$  del gas de recirculación haya disminuido a 1-2 ppm, puede reanudarse la operación normal. Una adición ligeramente mayor de cloruro durante el tiempo que haya azufre en el gas de recirculación, mejorará el índice de desabsorción de azufre del catalizador. (Ref. 24)

#### Nitrógeno.

La concentración máxima permisible de nitrógeno en la carga es de 0.5 ppm. Debe hacerse todo lo posible para minimizar absolutamente el contenido de nitrógeno.

El envenenamiento puede ocasionar una mayor formación de sulfuro de hierro en la unidad.

Se minimizará el daño sufrido por el catalizador si se mantienen temperaturas de los reactores tan bajas como sea posible, no hay necesidad de ir abajo de  $482^{\circ}\text{C}$  ( $900^{\circ}\text{F}$ ). En ningún caso habrá que aumentar las temperaturas de los reactores para compensar una disminución de RDN, si el gas de recirculación contiene azufre.

Debe hacerse todo lo posible por eliminar el azufre de la carga. Una vez que se ha establecido un bajo contenido de azufre en la carga, el azufre se desorberá gradualmente del catalizador. Cuando el contenido de  $\text{H}_2\text{S}$  del gas de recirculación haya disminuido a 1-2 ppm, puede reanudarse la operación normal. Una adición ligeramente mayor de cloruro durante el tiempo que haya azufre en el gas de recirculación, mejorará el índice de desabsorción de azufre del catalizador. (Ref.24)

#### Nitrógeno.

La concentración máxima permisible de nitrógeno en la carga es de 0.5 ppm. Debe hacerse todo lo posible para minimizar absolutamente el contenido de nitrógeno.

Como posibles fuentes de envenenamiento con nitrógeno podemos mencionar:

a) Hidrotratamiento inadecuado de la nafta.

b) Inclusión de naftas desintegradas

c) Uso incorrecto de inhibidores.

El nitrógeno es un veneno para la función ácido. El nitrógeno orgánico que se introduce al reformador se convertirá en amoniaco. Este reaccionará con el cloruro del catalizador y formará cloruro de amonio, que es volátil. El efecto general es reducir el nivel de cloruro del catalizador, presentando los siguientes síntomas:

- Pérdida de actividad catalítica
- Mayor producción de hidrógeno
- Mayor pureza del hidrógeno
- Mayores delta T de los reactores

Los depósitos de cloruro de amonio se acumulan en el condensador de productos, el separador, las líneas de succión del compresor de recirculación y en la columna del estabilizador del reformador. Esto puede producir una menor capacidad de enfriamiento en el condensador de productos,

posiblemente daños al compresor y una operación errática del estabilizador.

Durante el periodo en que el nitrógeno esté entrando al reformador, debe tratar de mantenerse el nivel adecuado del cloruro en el catalizador.

#### Metales.

Como los efectos de la contaminación con metales en el catalizador son acumulativos e irreversibles, no debe haber niveles detectables de metales en la carga a la reformadora.

Las fuentes posibles de contaminación son:

- a) Algunas naftas vírgenes contienen niveles mensurables de Arsénico (ppb).
- b) Puede existir plomo, ya sea por el reprocesamiento de gasolina con plomo fuera de especificaciones o por contaminación de los tanques de carga a la reformadora.
- c) Productos de la corrosión. El equipo de la planta puede producir una migración de productos de la corrosión hacia los rectores. El fierro es el contaminante corrosivo más



común; otras posibilidades son el molibdeno, el cromo y el cobre. Especialmente en el caso del hierro, los catalizadores para reformación toleran mejor estos contaminantes corrosivos que los metales orgánicos.

La mayoría de los metales son venenos para la función metálica del catalizador. En general el envenenamiento por metales ocurre deactivando el catalizador de un reactor antes de penetrar al siguiente. Por lo tanto el primero recibe la carga mayor de los daños causados por los metales.

Los efectos observables serán una pérdida grave de la delta T en los reactores afectados, pérdida de actividad catalítica general, así como de la selectividad.

Si existen periodos de contenidos metálicos significativos en la carga de la hidrotratadora, se deben cuantificar el peso total de los metales que entran a la misma. Si el catalizador para hidrotratamiento ha estado expuesto a cargas con altos contenidos de metales para aproximarse a 3-4% peso, debe considerarse el cambio de catalizador; asimismo, si se encuentra cualquier nivel de metales en la nafta hidrotratada, será necesario cambiar el catalizador.

El hidrógeno de recirculación es necesario en la operación del reformador, por cuestión de estabilidad del catalizador; tiene el efecto de barrer el producto de la reacción y los materiales condensables del catalizador abasteciendo al catalizador de hidrógeno.

Para unidades semi-regenerativas se usan relaciones  $H_2/HC$  desde 5/1 a 10/1 y de 2/1 hasta 5/1 para unidades con regeneración continua. La figura 3.9 relaciona la relación  $H_2/HC$  con la longitud de los ciclos de operación.

## CAPITULO IV

# ELIMINADORES DE AZUFRE

#### 4.1. CAUSAS DE AZUFRE RESIDUAL.

Ya se ha dicho que el sistema HDS prepara la carga a la reformadora de una manera satisfactoria en lo que a contenido de azufre se refiere. Sin embargo existen problemas inherentes a todo proceso que pueden provocar aumento en la concentración de azufre. Los más comunes son (Ref. 25):

- Rotura de los tubos de intercambio de calor en el sistema de precalentamiento.
- Fallas del compresor de recirculación de  $H_2$ .
- Desactivación del catalizador de HDS por carbón o metales.
- Fallas operacionales en la columna estabilizadora.

Como muestra la figura 2.1., la gasolina primaria de carga a la HDS, intercambia calor para precalentarse con la corriente de gasolina ya hidrodesulfurada proveniente del reactor.

Esta corriente aún contiene azufre, la diferencia es que éste, se encuentra ya en forma de  $H_2S$  y no de mercaptanos. Su presión es menor que la de la corriente de carga. Cuando los tubos del cambiador tienen una fuga por roll o están rotos, la diferencia de presiones ocasiona que los mercaptanos de la corriente de entrada al reactor contaminen a la otra .

Las fallas en el compresor de recirculación de  $H_2$ , causan que el abastecimiento de éste sea interrumpido, con lo que las reacciones de hidrosulfurización no se llevan a cabo. Aunque el sistema de control actúe automáticamente cortando la carga, siempre existe un pequeño flujo que pasa sin reaccionar y por lo tanto con mercaptanos.

El carbón y metales depositados en el catalizador van disminuyendo la actividad de éste, provocando que las reacciones no se lleven a cabo de una manera óptima y de este modo quede una cantidad de azufre superior a la prevista.

Cuando la columna estabilizadora llega a tener variaciones operacionales como:

- Abastecimiento inapropiado del combustible
- Falla de la bomba de reflujo
- Falla de la bomba de recirculación de fondos

- Variaciones bruscas en la presión

Cualquiera de estas fallas operacionales provoca calentamiento o enfriamiento brusco que causa que una parte de ligeros salga por los fondos incluyendo el  $H_2S$ .

Estas fallas son eventuales, la figura 4.1. muestra una gráfica de contenido de azufre respecto al tiempo en la corriente que entra a la reformadora. Como se puede observar el nivel promedio obtenido se encuentra dentro del aceptado. Existen sin embargo "picos" que para el periodo de tiempo graficado toma un valor máximo de 3ppm pero puede en ocasiones llegar a valores mayores.

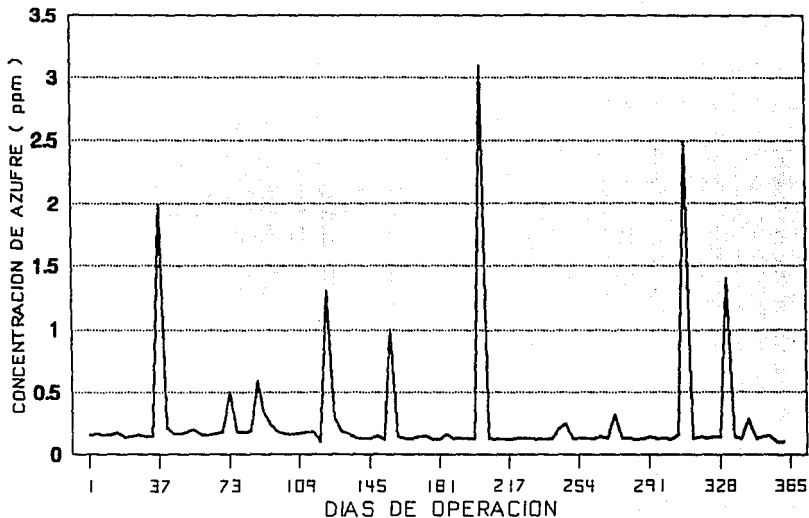
El efecto de estas alzas repentinas y temporales es el envenenamiento del catalizador de reformación con sus consecuentes problemas de bajo rendimiento, disminución del tiempo de vida del catalizador y pérdidas económicas.

El desarrollo de catalizadores de reformación, ha permitido alcanzar rendimientos cada vez más altos en cuanto a número de octano. Los nuevos catalizadores ultradispersos, contienen menores cantidades de Pt y mayores de Re, lo que los hace muy sensibles a los metales y al azufre. Es por eso que, para su buen funcionamiento, se deben cumplir ciertas condiciones de operación como son: una alimentación con baja

concentración de azufre y baja temperatura final de ebullición.

Por lo anterior es necesario la implementación de un sistema que absorba las variaciones ocasionales de contenido de azufre en la carga a la unidad reformadora.

FIGURA 4.1. SEGUIMIENTO DE LA CONCENTRACION DE AZUFRE EN LA ALIMENTACION A LA REFORMADORA



Datos típicos de una planta reformadora del sistema de refinación de PEMEX



#### 4.2 PROCESOS ELIMINADORES DE AZUFRE.

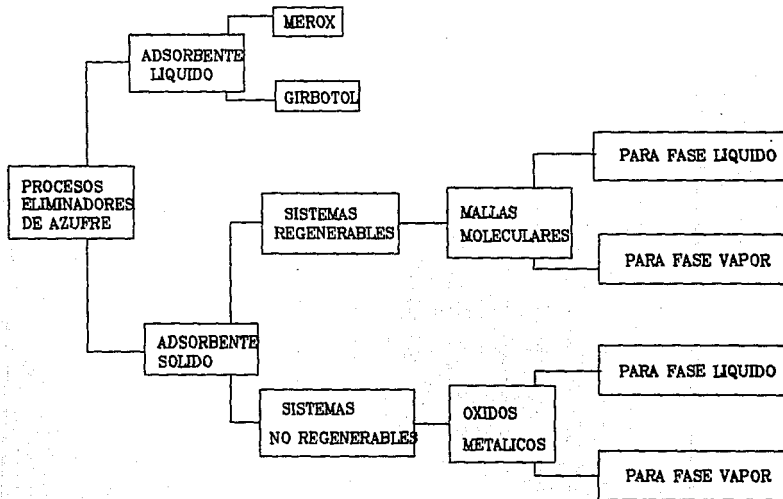
Estos procesos se usan para la remoción de cantidades residuales de azufre provenientes de la hidrodesulfurización. Es importante mencionar que éstos funcionan para remover sólo pequeñas cantidades de azufre y de ninguna manera pretenden sustituir los procesos de hidrodesulfurización. Basan su funcionamiento en el fenómeno de adsorción ya sea en un liq. o en un sólido. (Ref.34) Ver tabla 4.1.

Los procesos que utilizan como adsorbentes un líquido (ya sea sosa o amina) como Girbotol o Merox son usados comercialmente para quitar azufre hasta un nivel tal, que evite la corrosión de los equipos. Por lo tanto, no son capaces de alcanzar las especificaciones requeridas por la reformadora. Además de que la corriente tratada arrastra solventes y sosa que dañan el catalizador .

#### Sistemas regenerables -Mallas Moleculares-

Los sistemas del tipo regenerable, están basados en adsorción física y utilizan como material adsorbente zeolitas tipo mallas moleculares.

TABLA 4.1. PROCESOS ELIMINADORES DE AZUFRE.

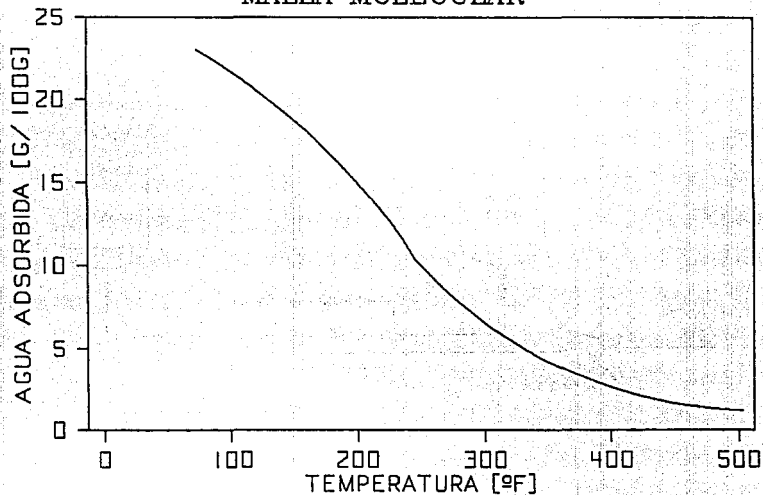


Las mallas moleculares son cristales de metales y de aluminio-silicatos, activados especialmente para la adsorción. Las mallas moleculares cuentan con estructuras cristalinas, tamaños de poro y cargas iónicas tales que las hacen ser materiales adsorbentes altamente selectivos (Ref.32). Estos adsorbentes retienen compuestos con fuerzas físicas comparables o mayores que las fuerzas de quimisorción.

Como en cualquier adsorción física, es posible desorber la sustancia por la aplicación de calor o desplazándola con otra cuya facilidad de adsorción sea mayor. La figura 4.2. muestra una curva típica de adsorción en una malla molecular.

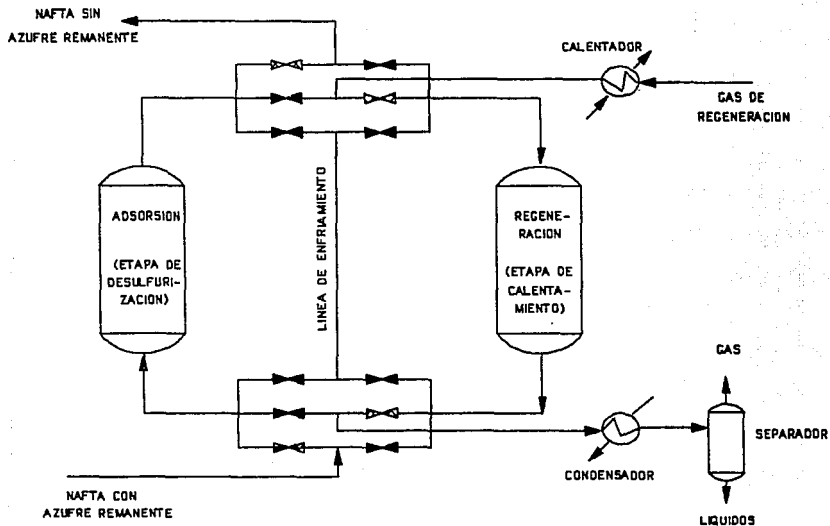
Para la remoción de pequeñas cantidades de azufre en corrientes de hidrocarburos se han usado mallas moleculares. Las mallas moleculares usadas son del tipo 13X y tienen la capacidad de retener  $H_2O$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  y azufre mercaptánico. La adsorción se puede llevar a cabo en fase líquida o en vapor, pero para compuestos de azufre es preferible la fase vapor ya que se incrementan las fuerzas iónicas. En la figura 4.3 se muestra un diagrama del proceso de remoción de azufre para naftas en fase vapor.

FIGURA 4.2 CURVA DE ADSORCION TIPICA EN UNA MALLA MOLECULAR



Datos de equilibrio a 10 mmHg de presión parcial del agua

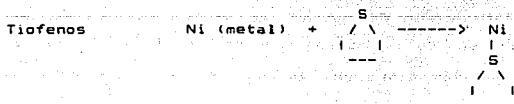
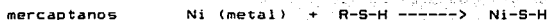
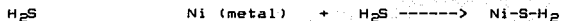
FIGURA 4.3 PROCESO DE ADSORCION DE AZUFRE REMANENTE CON MALLAS MOLECULARES



Sistemas no regenerables -Oxidos metálicos-

Este tipo de eliminadores se basan en la adsorción química o quimisorción mediante una reacción entre el azufre del sistema y el material adsorbente. En este caso, se han usado como adsorbentes óxidos metálicos de manganeso y níquel principalmente.

Las reacciones mediante las cuales se lleva a cabo la remoción de azufre son:



Al no poder regenerarse el adsorbente, es necesario reemplazar el catalizador al final de cada ciclo.

El adsorbente o catalizador es a base de óxidos metálicos soportado en alúmina y generalmente de forma extruida, aunque puede emplearse en forma de esfera o pastilla. Para su elaboración se han utilizado metales como

níquel , manganeso u otro del grupo VIII B como Fe,Co,Ru,Pd,Ir y Pt (Ref 19.29). El Ni es el más apropiado por su alta reactividad con compuestos de azufre.La cantidad de níquel en el catalizador depende de que tan largo se quiera su ciclo de vida.

Los adsorbentes de los sistemas de óxidos metálicos tienen la capacidad de remover todos los tipos de azufre presentes en la nafta hidrotratada, sin embargo su capacidad varia si el proceso se lleva a cabo en fase liquida o vapor (Ref. 19.31).Puede verse un diagrama de un sistema de este tipo en la figura 4.4.

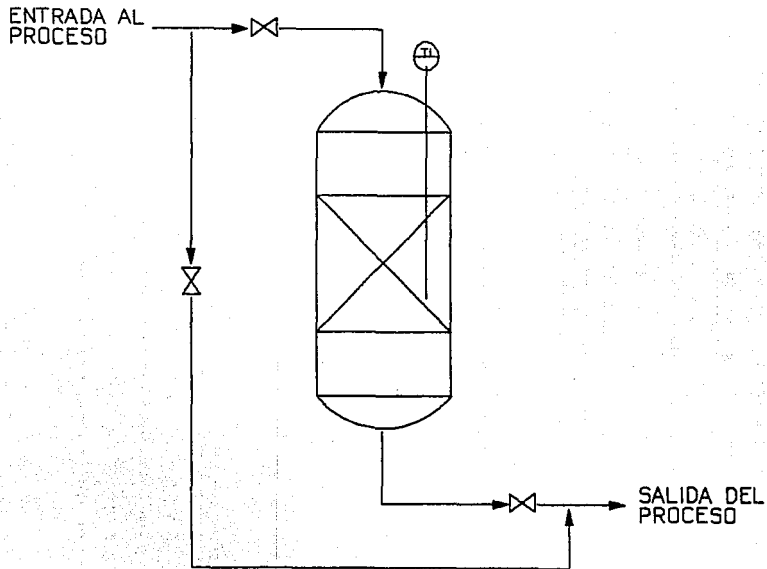
El utilizar el sistema de óxidos metálicos para la remoción de pequeñas cantidades de azufre tiene ciertas ventajas respecto al uso de mallas moleculares:

- El uso de óxidos no requiere equipos y servicios extras de regeneración, por lo cual no se incrementa la inversión inicial.

- La operación de regeneración del adsorbente queda reemplazada por la carga de nuevo catalizador en la guarda.

- Las mallas moleculares por su caracter de ser

FIGURA 4.4 PROCESO DE ADSORCION DE AZUFRE  
REMANENTE CON OXIDOS METALICOS





altamente selectivas son más caras que los materiales adsorbentes en sistemas de óxidos, que son relativamente baratos.

- Los sistemas no regenerables tienen opción a operar en fase líquida o vapor con buenos resultados. Mientras que al usar mallas no es muy recomendable utilizar la fase líquida

- En la regeneración de las mallas moleculares es necesario el uso de un gas de desorción y un calentamiento del lecho, lo que incrementa el costo de operación .

- Los óxidos tienen la posibilidad de remover todos los tipos de azufre presentes en la nafta hidrotratada.

Es importante agregar que la cantidad de azufre que intenta removerse en la nafta hidrotratada es causada por disturbios ( que ocasionan "picos" ) como se aprecia en la figura 4.1. y en general la cantidad de azufre que remueve una malla molecular es constante en la carga, por lo que los sistemas no regenerables son la mejor opción para remover el azufre remanente en la nafta de carga a la reformadora.

#### 4.3. GUARDAS DE AZUFRE.

Las guardas de azufre se pueden clasificar según sean sus condiciones de operación en (Ref. 15,19,32)

- Guardas de azufre fase vapor
- Guardas de azufre fase líquida

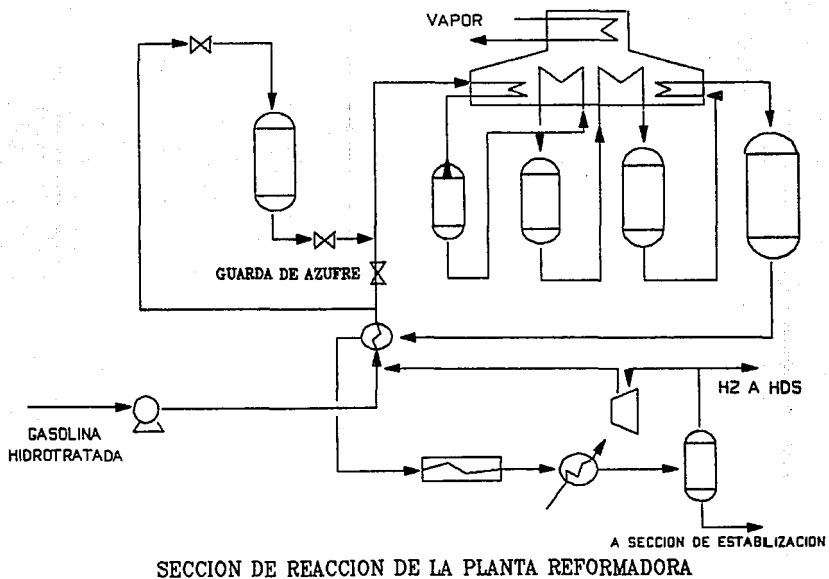
##### Guardas de azufre fase vapor.

Estas remueven cualquier compuesto de azufre (tiofenos, mercaptanos, tiofenos alquil substituidos o  $H_2S$ ) operan con una alimentación fase vapor.

Por las condiciones de operación requeridas por este equipo su localización óptima en el sistema hidrodesulfurizadora-reformadora como se muestra en la figura 4.5 sería después del precalentador de carga a la reformadora.

El reactor necesariamente requiere ser construido de aleación, ya que en el lugar en que ha sido localizado existe una presión elevada y la temperatura excede generalmente los  $800^{\circ}F$ .

FIGURA 4.5 UBICACION DE LA GUARDA FASE VAPOR



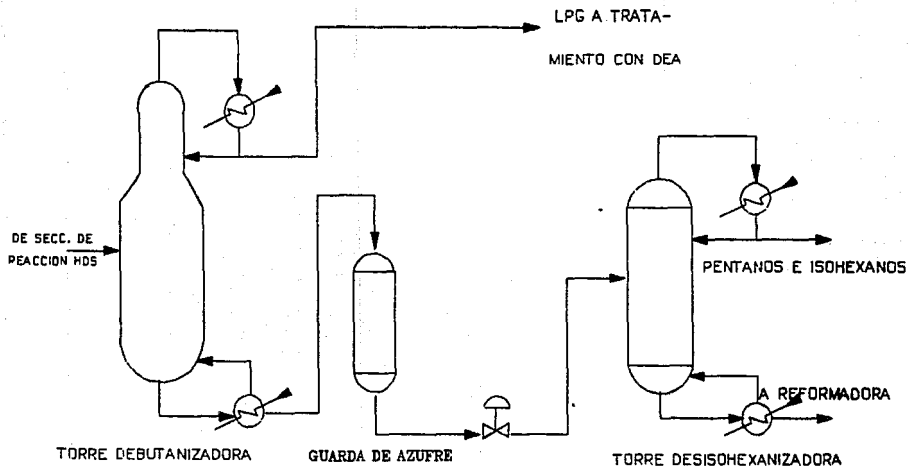
Guardas de azufre fase liquida

Estas guardas son recomendadas cuando el azufre es mercaptánico o  $H_2S$ , opera con la alimentación en fase liquida y a temperaturas mayores de  $160\text{ }^{\circ}C$ , pues así es más eficiente la adsorción de azufre. La localización óptima de este reactor en el sistema hidrodesulfurización-reformación se muestra en la figura 4.6. La guarda es localizada en la corriente de fondos de la torre debutanizadora y antes de la válvula reductora de presión. Se justifica la localización en este lugar por las siguientes razones:

- Los fondos de la estabilizadora se encuentran en fase liquida a  $230\text{ }^{\circ}C$  y  $18\text{ Kg/cm}^2$ , condiciones que son óptimas para la operación de este tipo de guardas.

- De este modo se asegura también que la corriente de pentanos no tendrá variaciones en cuanto a contenido de azufre.

FIGURA 4.6 UBICACION DE LA GUARDA DE AZUFRE FASE LIQUIDA



SECCION DE FRACCIONAMIENTO PLANTA HDS

Elección del tipo de guarda.

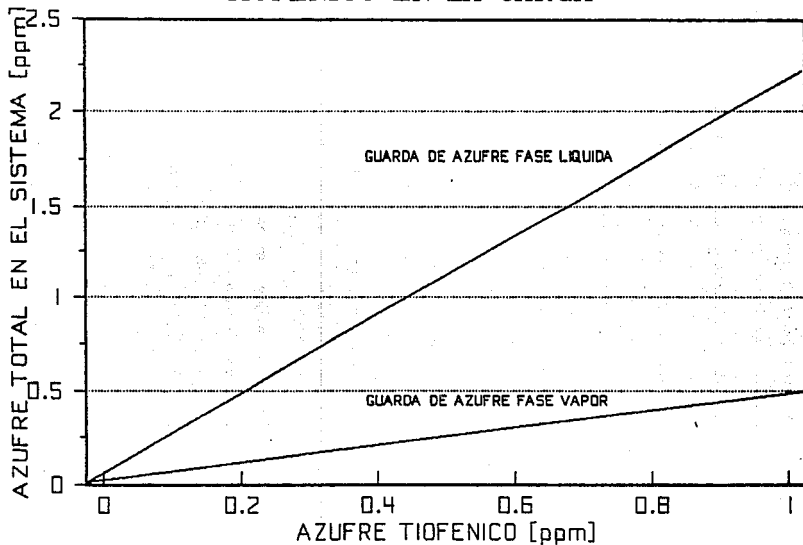
Para poder hacer la mejor elección entre la guarda fase líquida y fase vapor se tomarán en cuenta tres factores (Ref. 29):

- Tipo de carga.
- Costo de construcción.
- Costo de operación.

**Tipo de Carga.**

Como ya se menciona, la guarda de azufre fase vapor es más eficiente para remover cualquier compuesto de azufre principalmente cuando la carga contiene compuestos tiofénicos, esto se puede apreciar en la figura 4.7, que contiene resultados a nivel planta piloto de la cantidad de azufre removido contra el contenido de tiofenos en la carga. En la figura se observa que cuando los niveles de tiofenos son mínimos en la carga, la efectividad de la guarda para fase líquida y fase vapor es la misma; del mismo modo cuando los tiofenos aumentan, la efectividad de la guarda fase vapor es mayor.

FIGURA 4.7 AZUFRE TOTAL REMOVIDO VS AZUFRE TIOFENICO EN LA CARGA



DATOS A NIVEL PLANTA PILOTO

Es importante mencionar que el azufre excedente de la corriente a tratar es del tipo mercaptánico o  $H_2S$  con cantidades mínimas de tiofenos.

#### Costo de construcción.

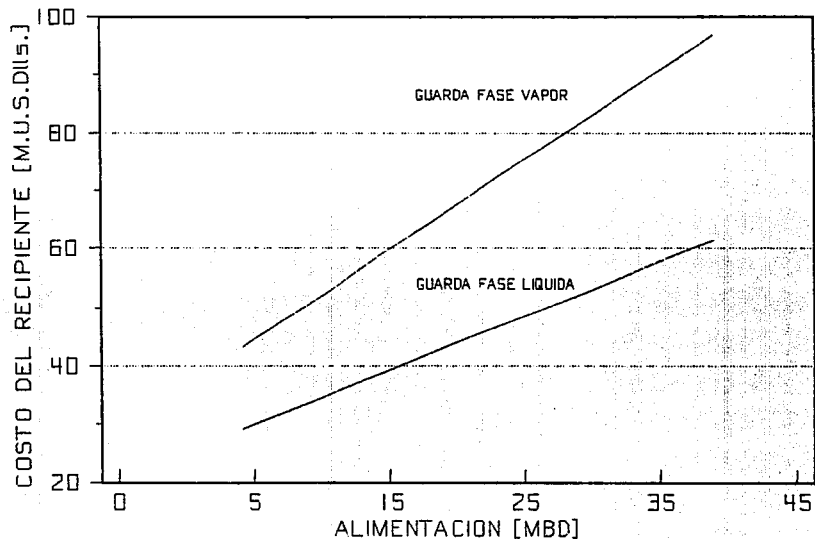
La severidad de las condiciones de operación de las guardas de azufre determinarán el material de fabricación del recipiente así como la instrumentación que se requiera. En la figura 4.8 muestra la diferencia entre el costo total del recipiente de la guarda fase líquida y vapor. Se puede apreciar marcadamente que el costo de la segunda es mucho mayor que el de la guarda fase líquida.

#### Costo de operación.

El costo de operación asociado con cada tipo de guarda de azufre, es principalmente dado por el costo del adsorbente. Los incrementos por servicios necesarios se consideran pequeños. Por lo que respecta a caída de presión el costo adicional es despreciable en la fase líquida, no así en la fase vapor.



FIGURA 4.8 COSTO TOTAL DEL RECIPIENTE  
GUARDA DE AZUFRE

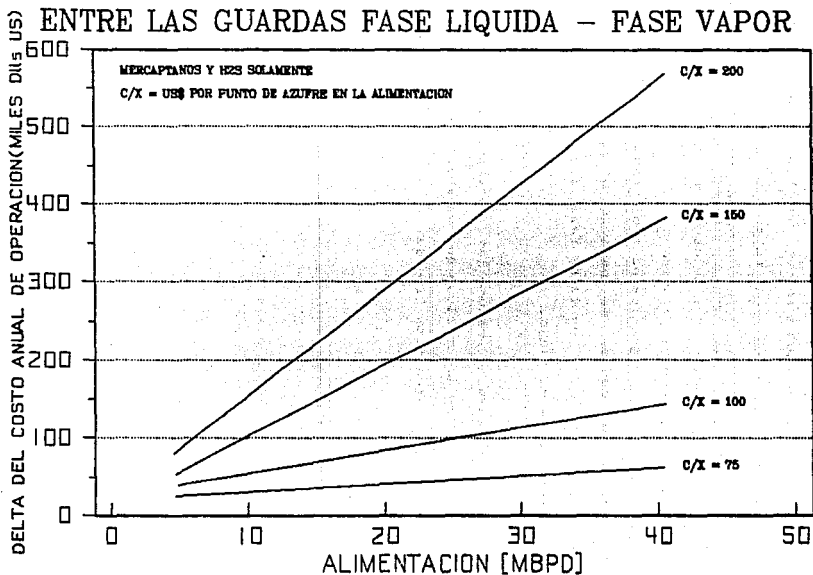


DATOS A NIVEL PLANTA PILOTO

Las variables principales son el costo del adsorbente por unidad de peso (C) y la retención fraccional de azufre en libra de azufre por libra de adsorbente (X). Los valores de costo de operación que se han encontrado a nivel planta piloto para diferentes relaciones de C/X se muestra en la figura 4.9 donde se grafica para diferentes flujos. Se puede observar que el costo de operación de la guarda de azufre fase vapor es mayor que la de fase líquida y se incrementa al incrementarse el flujo.

La tabla 4.2. resume las ventajas de cada tipo de guarda, de donde se concluye que es mejor la instalación de una guarda de azufre fase líquida.

FIGURA 4.9 DIFERENCIA DEL COSTO ANUAL DE OPERACION  
ENTRE LAS GUARDAS FASE LIQUIDA - FASE VAPOR



DATOS A NIVEL PLANTA PILOTO

**TABLA 4.2. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE GUARDAS FASE LIQUIDA Y FASE VAPOR.**

Fase Liquida	Fase Vapor
<b><u>VENTAJAS</u></b>	
1. Menor costo de operación	1. Remueve tiofenos
2. Baja inversión inicial	2. Remueve compuestos de azufre del gas de recirculación
3. No se requiere un sistema de relevo de presión	
4. La caída de presión que provoca no afecta al sistema	
<b><u>DESVENTAJAS</u></b>	
1. No remueve cantidades grandes de tiofenos	1. Se requiere inv. inicial alta
	2. Por su localización es necesario comprensión adicional
	3 Mayor costo de operación

#### 4.4 CATALIZADORES.

La tabla 4.3 muestra un resumen de las propiedades de algunos catalizadores (Ref. 14). En base a estos datos se eligió, para usar en el reactor el catalizador fabricado por Engelhard's; ya que es el único del que se tiene el dato de azufre removido por libra de catalizador.

TABLA 4.3 CATALIZADORES PARA GUARDAS  
DE AZUFRE

EMPRESA	COMPOSICION % PESO	FORMA	SOPORTE	AREA SUPERFICIAL m <sup>2</sup> /gr	VOLUMEN DE PORO cm <sup>3</sup> /gr	RESISTENCIA FRACTURA Kg/Kg partícula	L.B DE S POR LB DE CATALIZADOR
IMP PLANTA PILOTO	60 NiO 0.4 BOHEMITA	EXTRUIDO	ALUMINA	300	0.42	6.67	
IMP PLANTA PILOTO	78 NiO 22 BOHEMITA	EXTRUIDO	ALUMINA	260	0.54	1.00	
IMP PLANTA PILOTO	71.9 NiO 28.1 BOHEMITA	EXTRUIDO	ALUMINA	230	0.50	1.00	
IMP PLANTA PILOTO	60 Ni	EXTRUIDO	ALUMINA	230	0.50	2.00	
ENGELHARDS PLANTA PILOTO	60 NiO	EXTRUIDO	ALUMINA	165	0.46		0.2

**CAPITULO V**

**DISEÑO DE GUARDAS  
DE AZUFRE**

---

### 5.1. BASES DE DISEÑO.

#### Flujo de alimentación:

36 000 BLS/DIA de nafta procedente de la torre desbutanizadora de la unidad hidrodesulfurizadora.

#### Destilación ASTM

	° C.
Temperatura inicial de ebullición	62
50%	122
Temperatura final de ebullición	189

Concentración promedio de azufre en la entrada: 2ppm

Concentración promedio de azufre en la salida: 0.1ppm

#### Condiciones de operación:

	Entrada	Salida
Temperatura °C	220	220
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	18	17.5

La presión mínima permisible a la salida es de 13Kg/cm<sup>2</sup>, ya que a presiones más bajas a la temperatura de operación no se asegura que la corriente sea líquida.

#### Requerimientos de servicios:

Se requiere nitrógeno o vapor



## 5.2. DISEÑO HIDRAULICO.

Para el diseño del reactor no se realizó un análisis de la cinética química, ya que se partió de datos a nivel planta piloto, de la cantidad de azufre removido en libra, por libra de catalizador.

En base a estos fundamentos se calculó el volumen de catalizador necesario, para remover el azufre residual establecido. Partiendo de este volumen se determinaron las dimensiones del recipiente que contendrá al catalizador.

La cantidad de azufre a remover varía desde 0.1 hasta 10 ppm aproximadamente (aunque en ocasiones puede llegar hasta 50 ppm). Se ha tomado un promedio de estos valores para el diseño del reactor, este valor es de 2 ppm que representan 6724.06 libras por año. El catalizador tiene un factor de remoción de azufre de 0.2 libras de azufre por libra de catalizador, por lo que se requieren 34 000 libras de catalizador que ocupan un volumen de 723.404 pies cúbicos.

El L/D recomendado para recipientes que operan de 100 a 300 psi es de cuatro, se tomó un L/D de 3.5 para el cálculo del cuerpo del recipiente que contendrá el catalizador. Las

dimensiones obtenidas fueron: diámetro de 6.4 pies y altura de 22 pies. Los cálculos realizados se muestran en el anexo.

Las siguientes consideraciones fueron tomadas en cuenta para el diseño:

#### Parte inferior del reactor.

En la boquilla de salida se implemento una malla para retener el catalizador. Sin embargo ya que el diámetro del catalizador es muy pequeño si se llegará a colocar directamente sobre la malla, éste se aglomeraría originando una caída de presión. Una forma de evitar esto es colocar un lecho de material de diámetro mayor al del catalizador, entre la cama catalítica y la salida del reactor. Este lecho recibe el nombre de soporte y el material de que esta constituido debe tener las siguientes características: ser de tamaño mayor al del catalizador, ser mecánicamente más resistente y ser inerte. Los materiales que comúnmente se utilizan para este fin, son la alúmina inerte y la cerámica, de los cuales la alúmina es la más barata y es por lo tanto la que se eligió para soporte del lecho. Los diámetros comerciales disponibles son de 1/8, 1/4, 1/2, 3/4 y 1 pulgada, la forma puede ser cilíndrica o esférica. Se eligió la esférica por ser mecánicamente más resistente.

Una cantidad recomendable de soporte es la que representa el 2 a 5% de la altura del lecho catalítico; en este caso se tomó el 3%. La altura obtenida fue de 6.6 pulgadas.

El soporte estará formado por el siguiente arreglo: --  
 bolas de una pulgada de diámetro en la tapa, sobre ellas, 3.2 pulgadas de esferas de 3/4 y 3.2 pulgadas de esferas de 1/4. Para hacer esta selección se tomó en cuenta la resistencia a la fractura reportada para cada tamaño de partícula además de que las esferas de 1/4 y 3/4 de diámetro favorecen la retención de finos y las de 1 pulgada evitan la aglomeración en la malla.

Diámetro pulgadas	Resistencia a la fractura libras fuerza
1	1230
3/4	850
1/4	250

### Parte superior del reactor.

La corriente que entra al reactor aparte del azufre trae consigo otras impurezas, que por lo general son sulfuros y óxidos de fierro (en forma de hojuelas), que se forman durante el contacto del fluido con la tubería y el equipo. Al llegar al reactor cubren la parte superior de lecho catalítico envenenándolo.

En la operación de los reactores de hidrodesulfurización, se ha comprobado que de un 2 a un 10% del volumen de la cama catalítica se desactiva por completo, por la deposición de estas impurezas. Para evitar esto se colocará un material que sustituya la capa de catalizador que sería desactivada, por un material más barato. En este caso se adicionará el 2% del volumen del lecho catalítico, que representa una altura adicional de 5.5 pulgadas del cuerpo del reactor. Esta capa retiene los finos mientras la parte superior de la cama catalítica se desactivará por la adsorción de azufre, así una vez que los finos atraviesen el volumen adicional y lleguen a la parte superior de la cama catalítica, esta ya cumplió su función y puede fungir también como filtro. El material que constituye este lecho debe tener las mismas características que el soporte. Se eligió alúmina inerte, de forma esférica de 1/8 de pulgada de diámetro.

Por otra parte si el flujo llegara directamente al catalizador, éste tendería a formar canalizaciones en la cama catalítica, debido al diámetro pequeño del catalizador. Una forma de prevenir este problema es colocando un lecho de material de diámetro mayor al de catalizador para distribuir el flujo. En la operación de los reactores de hidrodesulfurización se ha visto que tres pulgadas de altura de este material ayudan a evitar el problema. En este caso el material elegido, es alúmina en forma de esfera con un diámetro de 3/4 pulgadas.

El reactor debe tener un espacio de maniobra para cargar el catalizador, en este caso se dejó libre un pie del cuerpo del reactor más el espacio que da la tapa.

Existen diferentes formas de tapas, la elección de ésta depende de la presión del recipiente. De los tipos citados en el código ASME sección VIII división 1, subsección UG-32 la tapa de forma elíptica es la que se usará para el recipiente que contiene el lecho catalítico.

### 5.3. DISEÑO MECÁNICO.

#### **Material.**

El diseño de recipientes a presión se debe amparar bajo las normas que para este fin se han desarrollado y se encuentran establecidos en códigos. La selección del material del recipiente se realizó de acuerdo al código ASME sección II parte A.

El material del recipiente es determinado por las características químicas del fluido que ha de contener y por las condiciones de operación. El fluido que contendrá el recipiente, consiste en su mayor parte de hidrocarburos y de muy bajo porcentaje de hidrógeno, azufre y materiales corrosivos.

Una regla heurística para asignar la temperatura máxima de diseño es sumarle 50 °F a la temperatura de operación siempre y cuando esta se encuentre en el rango de -20 a 650°F. En este caso es de 400 °F por lo que se utiliza esta regla. La presión de diseño se calcula adicionando el 20% de la presión de operación a ésta.

$$T_D = 450^{\circ}F$$

$$P_D = 21.6 \text{ Kg/cm}^2$$

La sección II del código ASME parte A subsección SA-20 proporciona una lista de materiales producidos de aleaciones de Hierro y otros componentes. Recomienda usar acero al carbón para la construcción de recipientes a presión a condiciones de corrosión poco severas, como es el caso del fluido que se trata.

Dentro de la especificación de materiales de acero al carbón, se escogió el ASTM A-516 grado 50 el cual es recomendado para la construcción de recipientes a presión cuya operación se lleve a cabo bajo condiciones moderadas de presión y temperatura. Este material será también utilizado para las tapas.

#### Espeor.

El diseño del espesor se basó en la sección VIII división 1 del código ASME, el cual proporciona una ecuación para calcular el espesor de diseño de un recipiente bajo esfuerzo circunferencial, y otra bajo esfuerzo longitudinal. La referencia 30 reporta ecuaciones para el cálculo del espesor bajo el esfuerzo ocasionado por sismo y vientos. Los espesores obtenidos son:

Espeor bajo esfuerzo ocasionado por sismo: 0.019pulg.

Espesor bajo esfuerzo ocasionado por vientos: 0.071 pulg.

Espesor por esfuerzo longitudinal: 0.12 pulgadas

Espesor por esfuerzo circunferencial: 0.253 pulgadas

Se recomienda que al calcular un recipiente cilindrico vertical por presión de viento y por sismo, se considere únicamente el mayor de ellos. Asimismo, si este espesor más la mitad del espesor calculado por presión interna es menor o igual al espesor por presión interna, éste es suficiente para soportar la presión por viento. En este caso

$$t_{\text{viento}} + \frac{t}{2} < t \quad 0.0717 + \frac{0.253}{2} < 0.253$$

, por lo que no se requiere un cálculo adicional

Analizando la combinación de esfuerzos que actúan en el recipiente que son: por viento, por presión interna y el producido por el peso del recipiente, éstos no rebasan el producto del esfuerzo máximo permisible del material por la eficiencia de soldadura, por lo que el espesor calculado resistirá a esta combinación.

La subsección UCS-25 del código recomienda dar una tolerancia a la corrosión de 1/6 del espesor calculado para cuando el recipiente vaya a ser usado en compresión de aire, vapor o contenga agua. El fluido para el que se diseña no es ninguno de los antes mencionados y se considera con menor efecto corrosivo. De tal manera que por seguridad se le



añadido el espesor citado para que de tolerancia a la corrosión y erosión.

El espesor final calculado para el tanque es: 0.295 pulgadas. Que se ajusta a un espesor nominal de 5/16 pulgadas.

Existen diferentes tipos de tapas, la elección de ésta depende de la presión del recipiente. Los tipos citados en el código ASME sec. 8 div. 1, subsección UG-32 son: elíptica, hemiesférica, cónica, toricónica.

De estos tipos la forma cónica y toricónica son descartados por los siguientes motivos:

- Su forma terminada en pico no es adecuada para colocar la boquilla de salida de flujo ya que sería muy sencillo que se bloqueara por lodos o finos.

La forma hemiesférica es recomendada para usarse en recipientes a presión alta. La tapa elíptica soporta presiones moderadas por lo tanto es la tapa elegida para el recipiente es de forma elíptica 2:1 por lo tanto sus dimensiones son:

Diámetro	6.4 pies
Altura	1.6 pies

El espesor calculado según el código ya referido es de 0.252 pulgadas, y el calculado por el esfuerzo que provoca el peso de los internos en la tapa inferior es de 0.269. Se toma este último ( por ser el mayor ) para ambas tapas, añadiéndole la tolerancia por corrosión da un espesor total de 0.314 pulgadas ajustando a un espesor comercial da: 5/16 pulgadas.

### **Boquillas**

#### **Entrada salida de fluido**

El tanque posee una boquilla de entrada y una de salida. Ambas son del mismo tamaño, ocho pulgadas y están localizadas sobre la tapa superior e inferior respectivamente.

El material elegido según el código ANSI B31-3 es:  
ASTM A53 Gr.B.

El diámetro de cada una de ellas es de 8 pulgadas

#### **Boquillas de descarga de catalizador.**

La descarga del catalizador se realiza por medio de dos boquillas, situadas a ambos lados de la tapa inferior; aunque

se puede apresurar el vaciado por medio de una manguera de vacío. El diámetro de la boquillas es de 8 pulgadas. El material es ASTM 53 Gr B. Permanecen cerradas durante la operación del reactor con una brida ciega.

#### Distribuidor y colector de flujo.

Es necesario colocar un distribuidor y un colector de flujo que soporten las condiciones de presión, temperatura y erosión ; y a la vez que no provoquen una caída alta de presión. El tamaño debe ser el apropiado para el gasto que se maneja. Se recomienda se utilice un diámetro que proporcione un área dos veces mayor a la de la boquilla de entrada o salida.

En el caso del distribuidor los orificios deben ser lo suficientemente grandes, para que no se tapen. La longitud debe ser igual a la altura de la tapa para que quede libre el espacio de maniobra.

En el colector se recomienda colocar una malla no mayor que el diámetro del catalizador (1/16 pulgadas)

De manera esquemática se propone un distribuidor en forma de cilindro, fondo plano con hileras de orificios en forma circular y un colector de igual forma y tamaño.

Entrada hombre y termopozo.

Se diseñaron dos entradas hombre para facilitar la carga y descarga del catalizador. Cada una de ellas está colocada en cada tapa y entre las boquillas de alimentación o salida y el recipiente. El diámetro de ambas es de 24 pulgadas.

Se colocará un termopozo cuyo diámetro es de una pulgada y de material: ASTM A53 Gr. B.

Faldón.

El faldón que soportará al recipiente será de acero al carbón SA-283 grado A según recomendaciones del código ASME sección VIII división dos subsección SA-6, éste tendrá una altura de once pies para facilitar el vaciado del catalizador y una abertura de acceso circular de 2.5 pies. Su espesor es de 3/4 de pulgada.

**Líneas.**

El diámetro de las líneas de proceso y el by-pass se calculó tomando como base el gasto y una velocidad recomendada de 7 pies por segundo obteniendo un diámetro de 7.83 pulgadas que ajustado a uno comercial da de 8 pulgadas.

El espesor de estas líneas se calculó en base al código ANSI B31-3 que recomienda usar un espesor por corrosión de 0.0625, obteniéndose un espesor total de 0.122 pulgadas.

**Aislante.**

El aislante es necesario para evitar el flujo de calor entre el equipo y el medio ambiente, además de la protección que debe existir para los operadores.

El material elegido para aislar el reactor es fibra de vidrio cuya propiedad aislante aplica a un intervalo de temperatura de 0 a 1000°F.

Este material se encuentra disponible en el mercado en varias presentaciones (placa, tubería preformada, colchoneta armada y cemento monolitico). El que se usará en este caso es fibra de vidrio en forma de placas para el cuerpo y tapas y en la presentación de cemento monolitico para el acabado en

accesorios. Además irá forrado con lámina de aluminio para proteger el aislante del medio ambiente y prolongar su duración. El espesor calculado es de tres pulgadas.

Todos los cálculos realizados se encuentran en el anexo.

#### Reforzamiento de boquillas.

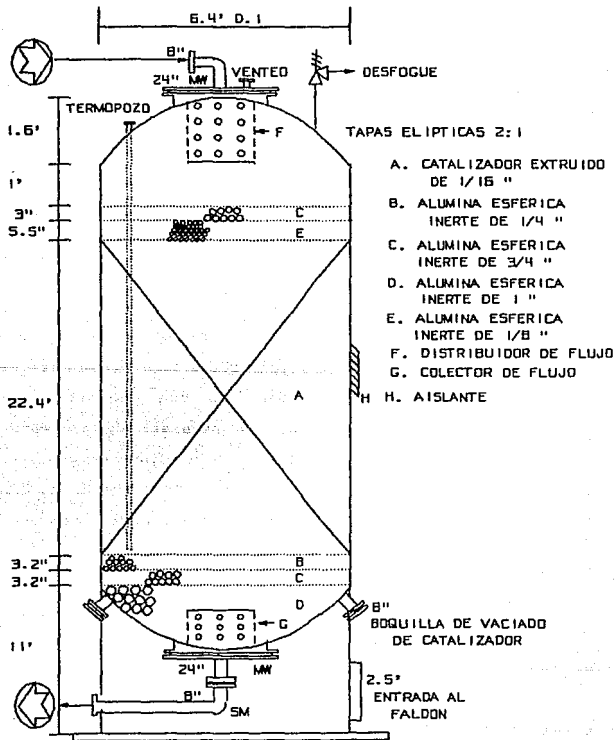
En concordancia con el código ASME sección VIII división 1, todas las boquillas mayores de tres pulgadas de diámetro instaladas en recipientes a presión, deberán tener una placa de reforzamiento en la unión del cuello de la boquilla con el recipiente las cuales se diseñaron según la referencia 30 (fig 30 ).

Diámetro de boquilla pulgadas	Servicio	Diámetro de la placa de reforzamiento pulgadas	Espesor nominal de la placa de reforzamiento pulgadas
8	entrada de fluido	14	5/16
8	salida de fluido	14	5/16
8	descarga de catalizador	14	5/16
8	entrada hombre	36	1/2

La longitud de las boquillas usadas en el reactor considerando espesor del aislante y placa de refuerzo son:

Servicio	No.	Longitud pulgadas
Entrada de fluido	1	11.29
Salida de fluido	1	11.29
Descarga de catalizador	2	11.29
Entrada hombre	2	15.16
Termopozo	1	6.0
Válvula de presión	1	6.0

FIGURA 5.1 REACTOR GUARDA DE AZUFRE





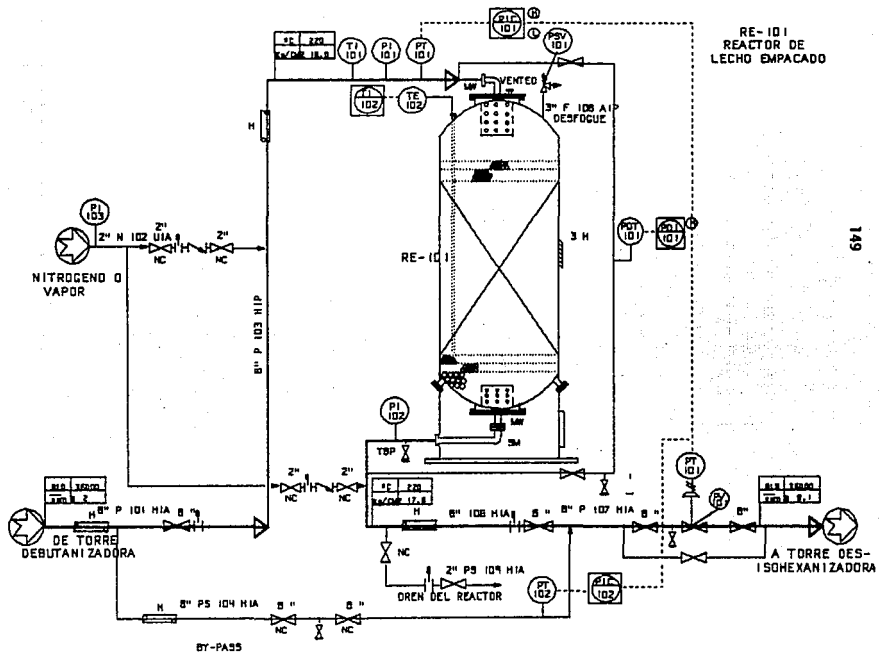
#### 5.4. INSTRUMENTACION.

Como se puede observar en la figura 5.2. el sistema contará con un dispositivo de control de presión que será activado por la señal de presión en el reactor. Este sistema de control actuará con un set-point de 260 psig, además de contar con alarma por baja presión (200 psig) y por alta presión (280 psig). La válvula de control de presión es de un tamaño de cuerpo de ocho pulgadas, y un diámetro de puerto también de ocho pulgadas.

Se contará con un indicador y alarma de presión diferencial. Se instalará un termopar con tres sensores a diferentes alturas del lecho catalítico, con el fin de obtener un perfil de temperaturas que permita observar a que altura del reactor se ha desplazado la reacción. El reactor cuenta con una válvula de presión que actuará a 300 psia, tiene un área de flujo de 1.84 pulgadas cuadradas y un orificio nominal K. Se colocarán indicadores de presión y temperatura a la entrada y salida del reactor.

Se implementa una inyección de nitrógeno para arrancar el sistema. Se colocará también un by-pass del reactor para desviar la carga cuando el sistema salga de operación para mantenimiento.

FIGURA 5.2 DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DEL SISTEMA GUARDA DE AZUFRE



# FIGURA 5.3 DIAGRAMA DE SIMBOLOGIA

## SIMBOLOGIA DE TUBERIAS

- BLOQUEO TIPO B ABIERTO
- BLOQUEO TIPO B CERRADO
- VALVULA DE LAMPUERTA C/TAPON (DREN)

## LEYENDA DE LINEAS

- LINEA DE PROCESO
- PROCESO SECUNDARIO
- LINEA AISLADA

## IDENTIFICACION DE LAS LINEAS

CADA UNA DE LAS LINEAS DEBE SER MARCADA PARA DENOTAR: DIAMETRO DE LINEA, SERVICIO Y SECUENCIA DE LINEA

EJEMPLO



## SIMBOLOGIA DE AISLANTE

- XY RECIPIENTE AISLADO
- X = ESPESOR DEL AISLANTE
- Y = TIPO DE AISLANTE
- C = FRIO H = CALIENTE

## VALVULAS MANUALES

- VALVULA DE COMPUERTA
- VALVULA DE GLOBO
- VALVULA CHECK

## ABREVIATURAS

- MW ENTRADA HOMBRE
- NC NORMALMENTE CERRADA
- TBP TAPA A BAJA PRESION
- SM SECCION MOVIBLE
- ppms PARTES POR MILLON PROMEDIO DE AZUFRE

## SIMBOLO DE LA VALVULA DE RELEVO DE PRESION



## SIMBOLOGIA DE LINEAS DE INSTRUMENTOS

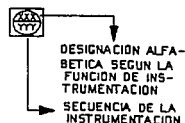
- CONECCION AL PROCESO
- SERAL ELECTRICA
- SERAL PNEUMATICA

## SIMBOLOGIA DE INSTRUMENTOS

- LOCALMENTE MONTADO
- CON SERAL A TABLERO
- CONTROL DISTRIBUIDO FUNCION NORMALMENTE ACCESIBLE AL OPERADOR A TRAVES DE UN DESPLEGADO VISUAL CON ALTA Y BAJA ALARMA

## NUMERACION Y MARCA DE INSTRUMENTOS

1. INSTRUMENTOS DEL MISMO LOOP TENDRAN LA MISMA NUMERACION
2. EL SISTEMA DE DESIGNACION ES COMO SIGUE :



## IDENTIFICACION DE INSTRUMENTOS

PRIMERA LETRA LETRAS SUBSECUENTES

A	ALARMA
C	CONTROL
D	CONTROL DIFERENCIAL
I	INDICADOR
P	PRESION
T	TEMPERATURA
	TRADUCTOR

TABLA 5.1 INDICE DE SERVICIOS DE TUBERIAS

CODIGO DE SERVICIO	ESPECIFICACION DEL SERVICIO	CLASE
F	DESFOGUE	HIA
H	HIDROGENO	A3A
IA	AIRE DE INSTRUMENTOS	UIP
N	NITROGENO	UIA
P	PROCESO GENERAL	HIA
PS	DREN DEL PROCESO	HIA

# CAPITULO VI

## ANALISIS ECONOMICO

## 6.1 REPERCUSIONES ECONOMICAS QUE ACARREAN CORRIDAS CORTAS

En la operación normal de una reformadora se programan las ganancias para cada ciclo en base a lo que se producirá y a los costos de los productos. La contaminación por azufre residual en el catalizador de reformación traerá una disminución en las ganancias esperadas, las cuales se dividen en pérdidas por operación de emergencia por contaminación por azufre y pérdidas por acortamiento del ciclo de reformación. éstas se explican a continuación.

### Operación de emergencia por contaminación por azufre

Cuando repentinamente sube la cantidad de azufre en la carga a la reformadora, la respuesta operacional para proteger el catalizador es la de bajar la temperatura de reacción temporalmente (de 2 a 4 días), lo que trae como consecuencia una disminución en el número de octano del reformado.

En base a datos históricos en la operación de reformadoras en Petróleos Mexicanos, se consideró para cálculo un promedio de 4 incrementos en la concentración de azufre en la carga durante un año de operación, donde son

necesarios 3 días de operación de emergencia para evitar mayores daños al catalizador.

Tomando en cuenta lo anterior, las pérdidas estimadas al bajar el número de octano del reformado de 93 (a 505 °C) hasta 83 (a 482 °C) son de 397 705 U.S.Dlls. En el anexo se encuentran los cálculos realizados para este concepto.

#### Acortamiento del ciclo

Para reformadoras de 30 000 barriles/día de carga operando para obtener reformado con un número de octano de 93, se estimó la vida del catalizador en 6 meses usando un programa de actividad de catalizadores del IMP. El acortamiento de la vida del catalizador se debe a la acumulación de sulfatos y carbón formados durante los incrementos de azufre en la carga. Con base a datos históricos se promedió en 3% la reducción en la vida del catalizador por cada vez que llega una alta concentración de azufre en la carga.

Usando estas consideraciones, se calculó la pérdida de dejar de producir gasolina de alto octano por acortamiento en el ciclo de reformación, que para un año son de 1 360 800 U.S.Dlls.

Otro punto importante para el impacto económico por acortamiento del ciclo es el hecho de que la disminución del ciclo implica que el cambio de catalizador de reformación será antes de lo esperado. Esto significa una nueva pérdida, que anualizada es de 111 190 U.S.Dlls.

En el anexo se encuentran las memorias de los cálculos antes mencionados.

Las pérdidas totales que acarrearán el tener repentinos cambios en la cantidad de azufre en la carga son de 1 869 595 U.S.Dlls. anuales



## 6.2 EVALUACION DEL COSTO DE LA GUARDA DE AZUFRE

El costo que involucra el implementar un reactor guarda de azufre en el sistema hidrodesulfurizadora-reformadora se desglosó de la siguiente manera:

### Costo del recipiente

El costo del recipiente se estimó a partir del método propuesto por Pikulik y Diaz, en el cual se toman en cuenta las dimensiones del recipiente, el material seleccionado, el tamaño y número de boquillas, el tipo de tapas, las características del faldón, el peso total del equipo, el costo por radiografiado de soldaduras,, el costo de manufactura y el de la ingeniería.

### Costo del Catalizador

Para la guarda de azufre propuesta es necesario usar 34 000 libras de catalizador con un contenido de 60% en níquel, el cual tiene un costo de referencia de 11 U.S.D11s. por libra. Este valor incluye el costo por maquila, de los metales y el costo de cargado del catalizador.

**Costo del empaque inerte**

Se seleccionó como material inerte alúmina tabular del tipo Petronite B6 de forma esférica ya que presenta un menor precio por tonelada.

**Costo de las tuberías, aislante e instrumentos**

Para estimar este costo se utilizó el método modular de intalación en campo desarrollado por Guthrie y que toma en cuenta las tuberías necesarias para el equipo, el acero y el concreto para la cimentación y erección, la instrumentación, el equipo eléctrico, el aislante, la pintura del equipo y el costo por la instalación de todos estos conceptos.

El desarrollo de los cálculos se encuentra desglosado en el anexo, y en la tabla 6.4 se encuentra un resumen de estos cálculos, dode se ve que el costo total de la construcción e instalación de la guarda de azufre es de 462 890 U.S.Dls.

**TABLA 6.1 COSTOS TOTALES POR CONSTRUCCION E  
INSTALACION DE LA GUARDA DE AZUFRE**

CONCEPTO	U.S. Dls.
COSTO DEL RECIPIENTE	38,300
COSTO DE CATALIZADOR	374,000
COSTO DEL EMPAQUE INERTE	5,000
COSTO DE TUBERIAS AISLANTE	39,760
INSTRUMENTOS	
COSTO DE INSTALACION DE TUBERIA	
AISLAMIENTO	5,830
INSTRUMENTOS	
<b>T O T A L</b>	<b>462,890</b>

### 6.3 TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION.

Ya que la función del reactor guarda de azufre es la de proteger el catalizador de reformación, su uso no representa ganancias extras al proceso, pero en el caso de que existiera un incremento en la cantidad de azufre en la carga, minimiza las pérdidas que acarrea la contaminación.

El proyecto es rentable ya que el costo de la guarda que es de 462 890 U.S.Dlls. se recuperara al evitar las pérdidas por contaminación del catalizador de reformación por algún incremento en la cantidad de azufre en la carga que es de 1 869 595 U.S.Dlls.

**CONCLUSIONES.**

Debido a que el contenido de azufre en la carga a una reformadora tiene repentinos incrementos, se diseñó una guarda de azufre para fase líquida con un catalizador de níquel ya que ésta:

- Reduce la cantidad de azufre en la carga hasta niveles permisibles por el catalizador de reformación.

- Asegura la longitud del ciclo de reformación

- Su instalación no requiere de modificaciones de ingeniería a los procesos, por lo que el costo de instalación es menor que el de la guarda para fase vapor. Se instalará entre la torres desbutanizadora y la desisohexanizadora de la HDS.

El proyecto es económicamente rentable ya que evita pérdidas por contaminación de azufre del catalizador de la reformadora, además de los beneficios operacionales que acarrea la misma.

## REFERENCIAS.

1. ANSI American National Standard Institute
2. ASME Boiler and Pressure Vessel Code  
Section II Manual Specifications  
Part A Ferrous  
Edition 1974. New York
3. ASME Boiler and Pressure Vessel Code  
Section VIII Rules for Construction of Pressure Vessels  
Division I  
Edition 1974. New York
4. Carberry J.: "Chemical and Catalytic Reaction  
Engineering", Mc Graw-Hill. U.S.A. 1976.
5. Celestinos J.A.: "Evolución del uso de las gasolinas y  
el diesel como combustibles para el transporte", IMIQ,  
20 , págs. 8-17, (1991).
6. Crane Engineering Division; Manual "Flow of fluids  
Through valves, fittings and pipe". U.S.A. 1972.

7. Criterion-IMP; Apuntes del seminario "Naftas en la producción de aromáticos de tipo BTX y HDS de hidrocarburos", México, 1988
8. Guthrie K.M.; "The module approach to capital cost estimating", Modern Cost-Engineering Techniques, Popper and Chem.Eng., 1969.
9. Guthrie V.B.; "Petroleum products handbook", McGraw-hill U.S.A., 1960.
10. Heinze A.J.; "Pressure vessel desing for process engineers", Hydrocarbon Process., 66, págs. 112-120, (1979).
11. Instituto Mexicano del Petróleo; Manual "Cálculo de espesores de tubería de acuerdo a diferentes códigos", México, D.F. 1983
12. Instituto Mexicano del Petróleo; "Manual de tecnología del proceso de reformación de naftas", Subdirección técnica de refinación y petroquímica, México D.F. 1985.
13. Instituto Mexicano del Petróleo; "Procedimiento de regeneración del catalizador IMP-RNA1", Subdirección de tecnología de transformación industrial, México 1990.

14. Instituto Mexicano del Petróleo; Información directa  
"Solicitud de patente para la preparación de una  
composición para la remoción de azufre presente en  
naftas a reformación", México 1986.
15. Instituto Mexicano del Petróleo; Información directa  
"Solicitud de patente del proceso mejorado para reducir  
el contenido de azufre en naftas a reformación", México  
1986.
16. Kern R.; "Control valves in process plants"; Chem. Eng.,  
63, págs. 53-60. (1975).
17. León J.M.; "Diseño y cálculo de recipientes a presión".  
Ingeniería León S.A., México 1990.
18. Montaño J., Ahumada A.; "La gasolina: ayer, hoy y mañana"  
IMIQ, Vol 19, págs 22-30, 1991.
19. Novack W., McClung R.; "Apparatus and process for  
catalytic reforming with continuous sulfur removal", U.S.  
Patent # 4 575 415, 1986.
20. Olivares J.M.; "Tecnologías para el mejoramiento de  
combustibles", IMIQ, Vol 19, págs 35-40, 1991



21. Orellana M.;Reporte "Las gasolinas de México", Petroléos Mexicanos, Refinería de Madero, 1965.
22. Petroléos Mexicanos, Superintendencia de proceso de la refinería de Cadereyta; "Manual de operación de la planta reformadora de naftas". 1976.
23. Petroléos Mexicanos, Superintendencia de proceso de la refinería de Tula Hidalgo; "Manual de proceso de la planta hidrodesulfurizadora de naftas U-400", 1973.
24. Petroléos Mexicanos, Subdirección de transformación industrial, Gerencia de operación de refinerías; "Manual de reformatión de naftas". 1990.
25. Petroléos Mexicanos, Superintendencia General de ingeniería de operación de plantas: Información directa
26. Pikulik A., Diaz H.; "Cost estimation of major process equipment", Chem. Eng., 75, págs. 180-195, (1977).
27. Quintana A.; "Especificaciones y procedimiento para la instalación de aislamiento térmico en tuberías y equipo de proceso", IMIQ, vol 18, págs 36-48, 1990.
28. Rase G.; "Chemical reactor desing for process plants" Vol II, John Wiley, U.S.A. 1977.

29. Refining Process Services; Apuntes del Curso "Catalytic reforming process technology", Houston Tex., U.S.A. 1991.
30. Ruiz C.; "Diseño de recipientes a presión". Instituto Politécnico Nacional, México 1991.
31. Smith J.M.; "Ingeniería de la cinética química". C.E.C.S.A., México 1989.
32. Union Carbide; Información directa "Molecular Sieves", U.S.A. 1990
33. Universal Oil Products ; Apuntes del seminario "Hydrocracking/hydrogen management seminar", Phoenix, Ar. U.S.A. 1990
34. Universal Oil Products; "Plataforming process manual of operations for Petroléos Mexicanos, Salamanca", Illinois U.S.A. 1976.
35. Wary J., Handwerk G.; "Petroleum Refining, Technology and Economics", Marcel Dekker Inc., U.S.A., 1975.

## A N E X O

## GLOSARIO

**ALQUILACION.-** Proceso de polimerización que une olefinas e isoparafinas, particularmente butileno e isobutano para producir alto octano.

**API.-** Escala de densidad arbitraria dada por el American Petroleum Institute y esta definida como:

$$\text{API} = \frac{141.5}{\text{Sp.Gr } 60/60 \text{ OF}} - 131.5$$

**BARRIL.-** 42 galones, 156 litros o 6.3 metros cúbicos

**BTX.-** Operación de reformación cuyo objetivo es la obtención de aromáticos a partir de naftas.

**CCR.-** Proceso de reformación con regeneración del catalizador de forma continua.

**CRAQUEO.-** Rompimiento de hidrocarburos de alto peso molecular a otros más pequeños por la aplicación de calor.

**C<sub>3</sub>(+).-** Corriente que incluye pentanos y más pesados (hasta C<sub>9</sub>). Reformado.

**C<sub>6</sub>(+).**- Corriente que incluye hexanos y parafinas más pesadas.

**DESTILACION ASTM.**- Prueba de laboratorio estandarizada consistente en una destilación batch donde no se hacen cortes.

**FUNCION ACIDA.**- Parte del catalizador de reformación que promueve principalmente la reacción de isomerización.

**FUNCION METAL.**- Parte del catalizador de reformación que promueve la deshidrogenación de naftenos.

**GAS SECO.**- Todos los hidrocarburos desde C<sub>1</sub> a C<sub>3</sub> asociados con el crudo o como subproducto de los procesos de refinación.

**GIRBOTOL.**- Proceso de endulzamiento de gases o líquidos mediante lavados con soluciones de aminas (DEA, MEA).

**GUARDAS DE AZUFRE.**- Reactores catalíticos donde se remueve el azufre residual que deja una HDS.

**HDS.**- Planta hidrodesulfurizadora cuya finalidad es la remoción de azufre de diferentes corrientes de hidrocarburos

**H<sub>2</sub>/HC.**- Relación hidrógeno/hidrocarburo (ver sección 2.3).

**KEROBINA.-** Corte intermedio de la destilación del crudo, con un intervalo de ebullición de 330 a 550°F.

**LHSV.-** Relación espacio velocidad (ver sección 2.3).

**LPG.-** Gas licuado del petróleo, con un 95% de propano además de etano y butano.

**MERCAPTANOS.-** Hidrocarburos no aromáticos que incluyen átomos de azufre.

**MON.-** Número de octano motor (ver pág.10).

**MTBE.-** Metil terbutil éter. Compuesto oxigenado usado como aditivo antidetonante de la gasolina.

**NAFTAS.-** Primer corte líquido de la destilación del petróleo con TFE desde 150 hasta 180°C, pudiendo llegar hasta 220 en el caso de nafta muy pesada

**NAFTENOS.-** Hidrocarburos cíclicos de ligadura sencilla (cicloalcanos).

**OLEFINAS.-** Hidrocarburos con doble ligadura (alquenos).

**PARAFINAS.-** Hidrocarburos de ligadura sencilla (alcanos).

**PVR.-** Presión de Vapor Reid. Es la presión de vapor de un producto determinado en un volumen de aire por cuatro veces el volumen del líquido a 100°F.

**RAFFINADO.-** Residuo recuperado en un proceso de extracción.

**REFORMADORA.-** Planta para elevar el número de octano de la gasolina primaria.

**RON.-** Número de octano research (ver pag. 10).

**TEMPERATURA DE DESTILACION AL 50%.-** Temperatura a la cual la mitad de una mezcla líquida ha sido evaporada.

**TEP.-** Tetraetilo de plomo, compuesto altamente venenoso usado como aditivo antidetonante de la gasolina.

**TIE.-** Punto inicial de ebullición de una mezcla.

**TFE.-** Punto final de ebullición de una mezcla.

**UDEX.-** Unidad de extracción de aromáticos.

## MEMORIA DE CALCULOS.

Catalizador requerido.

Cantidad promedio de azufre en la carga: 2 ppm

Flujo de alimentación: 36 000 Bls/día de gasolina  
hidrotratada

SpGr de la carga: 0.73

Factor de operación: 365 días

Factor de adsorción del catalizador: 0.198 lb de azufre/lb  
de catalizadorDensidad del catalizador: 47 lb/pie<sup>3</sup>

Flujo de alimentación:

$$36\,000 \frac{\text{Bls}}{\text{día}} \left[ \frac{\text{m}^3}{6.29\text{Bls}} \right] \left[ \frac{0.73 \text{ ton}}{\text{m}^3} \right] = 4178.06 \frac{\text{ton}}{\text{día}}$$

Cantidad de azufre contenida en la corriente:

$$\left[ \frac{2 \text{ g}}{\text{ton}} \right] \left[ 4178.060 \frac{\text{ton}}{\text{día}} \right] = 8448.057 \frac{\text{g de azufre}}{\text{día}} = 8.448 \frac{\text{Kg}}{\text{día}}$$

$$\left[ \frac{8.448 \text{ Kg}}{\text{día}} \right] \left[ \frac{2.205 \text{ lb}}{\text{Kg}} \right] = 18.625 \frac{\text{lb de azufre}}{\text{día}}$$



$$\left[ 18.625 \frac{\text{lb}}{\text{día}} \right] \left[ 365 \frac{\text{día}}{\text{año}} \right] = 6798.125 \frac{\text{lb de azufre}}{\text{año}}$$

Cantidad requerida de catalizador:

$$\frac{6798.125 \text{ lb de azufre}}{\text{año}} \left[ \frac{\text{lb de catalizador}}{0.2 \text{ lb de azufre}} \right] = 33990.625 \frac{\text{lb cat}}{\text{año}}$$

$$\text{cantidad de catalizador: } 34000 \frac{\text{lb de cat}}{\text{año}}$$

#### Cálculo del diámetro y altura de la cama catalítica

L/D recomendada: 3.5

$$\text{volumen del catalizador} = \frac{\text{lb de catalizador}}{\text{densidad del cat.}}$$

$$\text{volumen del catalizador} = \frac{34000 \text{ lb de cat}}{47 \text{ lb/ pie}^3}$$

$$L = 3.5 D$$

$$L = 3.5 (2r)$$

$$L = 7r$$

$$V = \pi r^2 L$$

Sustituyendo el valor de L

$$V = \pi r^2 (7r)$$

$$V = \pi 7 r^3$$

$$r = \sqrt[3]{\frac{V}{7 \pi}}$$

$$r = \sqrt[3]{\frac{723.404}{\pi 7}} = 3.204 \text{ pies}$$

$$D = 6.4 \text{ pies}$$

$$L = 6.4 (3.5) = 22.4 \text{ pies}$$

Altura del soporte.

Cantidad de soporte: H (0.025)

H: altura del lecho catalítico = 22.4 pies

Cantidad de soporte = 22.4 pies(0.025) = 0.56 pies = 6.6 pulgadas

Altura del lecho distribuidor.Volumen del lecho catalítico =  $\pi r^2 L$ 

sustituyendo:

$$V = \pi(3.204 \text{ pies})^2(22.4) \text{ pies} = 722.409 \text{ pies}^3$$

2% del lecho catalítico =  $0.02(722.409) = 14.448 \text{ pies}^3$  $V = \pi r^2 h$        $r = 3.204 \text{ pies}$ 

$$h = \frac{V}{\pi r^2} = \frac{14.448 \text{ pies}^3}{\pi(3.204 \text{ pies})^2} = 0.448 \text{ pies} = 5.5 \text{ pulgadas}$$

Cálculo del espesor del cuerpo.

$$\text{Presión de diseño} = P_d = 18.0 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} + 18.0(0.2) = 21.6 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$$

Temperatura de diseño =  $400 \text{ }^\circ\text{F} + 50 \text{ }^\circ\text{F} = 450 \text{ }^\circ\text{F}$ 

Cálculo del espesor del recipiente por esfuerzo circunferencial:

$$t = \frac{P_d R}{SE - 0.6 P_d}$$

Cálculo del espesor del recipiente por esfuerzo longitudinal:

$$t = \frac{P_d R}{2SE + 0.4 P_d}$$

Donde:

t : Espesor mínimo (no incluye tolerancia por corrosión), pulgadas

Pd : Presión de diseño, libra/pulgada<sup>2</sup>

R : Radio interior (sin tolerancia a la corrosión), pulgada

E : Eficiencia de soldadura

S : Valor de esfuerzo máximo libra/pulgada<sup>2</sup>

Los valores son:

$$Pd : 21.6 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} = 306.95 \text{ lb/pulgada}^2$$

S =  $55 \times 10^3$  lb/pulgada<sup>2</sup> (obtenido de la sección UCS del código citado)

E = 0.85

r = 38.4 pulgadas

Substituyendo:

$$t = \frac{Pd R}{SE - 0.6 Pd} = \frac{306.95 (38.4)}{55 \times 10^3 (0.85) - 0.6 (306.95)} = 0.253 \text{ pul}$$

$$t = \frac{Pd R}{2SE + 0.4 Pd} = \frac{306.95 (38.4)}{2 (55 \times 10^3) (0.85) + 0.4 (306.95)}$$

$$t = 0.12 \text{ pulgadas}$$

Cálculo del espesor del cuerpo por esfuerzo sísmico:

$$t = \frac{12 M}{3.1416 R^2 SE}$$

Donde:

t : Espesor mínimo (no incluye tolerancia por corrosión), pulgadas

R : Radio interior (sin tolerancias a la corrosión), pulgadas

E : Eficiencia de soldadura

S : Valor de esfuerzo máximo, libra/pulgada

M : Momento máximo (en la base) libras - pie

$$M = \frac{2CWH}{3}$$

W : Peso total de la torre, libras

H : Longitud del recipiente incluyendo el faldón, pies

C : Coeficiente sísmico según la siguiente tabla:

Zona sísmica	T < 0.4 s.	T = 0.4 a 1 s.	T > 1 s.
Daños menores	0.05	0.02/T	0.02
Daños moderados	0.10	0.04/T	0.04
Daños graves	0.20	0.08/T	0.08

$$T = 0.000265$$

$$\left[ \frac{H^2}{D} \right] \frac{wD}{t_f}$$

D : Diámetro interior del recipiente, pie

w : Peso de la torre por pie de altura, libra/pie

t<sub>f</sub> : Espesor del faldón en la base, pulgadas

Sustituyendo:

$$D = 0.533 \text{ pie}$$

$$t_f = 3/4 \text{ pulgada}$$

$$H = 37.3 \text{ pie}$$

$$w = \frac{99 \text{ 575 lb}}{37.3} = 2670 \text{ lb/pie}$$

$$T = 0.0000265 \left[ \frac{37.3}{0.533} \right]^2 \sqrt{\frac{2670 (0.533)}{3/4}} = 5.655$$

Tomando el factor de zona sísmica de daños graves y leyendo de la tabla anterior

$$C = 0.8$$

$$W = 99\,591 \text{ libras}$$

$$M = \frac{2CWH}{3} = \frac{2 (0.08) 99\,591 (37.3)}{3} = 198\,119.696$$

$$t = \frac{12 M}{3.1416 R^2 SE}$$

$$R = 38.45 \text{ pulgadas}$$

$$S = 55\,000 \text{ lbf/pie}$$

$$E = 0.85$$

$$t = \frac{12 (198\,119.696)}{3.1416 (38.45)^2 (55\,000) 0.85} = 0.0109 \text{ pulgadas}$$

Cálculo del espesor del recipiente por el esfuerzo ocasionado por viento:

$$t = \frac{12 M_T}{R^2 T SE}$$

$$V = P_w D H_T$$

$$M_T = M - h_T (V - 0.5 P_w D h_T)$$

$$P_w = 0.0025 V_w^2$$

$$M = V H$$

Donde :

$M_T$  : momento en la línea de la tangencia, libra-pie

$D$  : Diámetro exterior del recipiente incluyendo aislante, pulgadas

$V_w$  : velocidad máxima del viento, m/s.

$P_w$  : presión que ejerce el viento, psi

$H_T$  : altura desde el nivel del piso a la última tangente, pie

$h_T$  : altura de la primer tangente, pies

$V$  : fuerza de corte, libras

$M$  : momento, libra-pie

$$P_w = 0.0025(28)^2 = 1.96 \text{ psi} \quad H_T = 35.6 \text{ pies}$$

$$D = 6.9 \text{ pies} \quad h_T = 11 \text{ pies}$$

$$R = 38.4 \text{ pulgadas}$$

$$V = 1.96(6.9)(35.6) = 481.45 \text{ libras}$$

$$M = VH = 481.45 (35.6) = 17\,139.77 \text{ lb-pie}$$

$$M_T = 17\,139.77 - 11 (481.45 - 0.5 (1.96)(6.9)(11))$$

$$M_T = 12\,662 \text{ libra-pie}$$

$$t = \frac{12 (12\,662)}{(38.4)^2 \pi (0.8)(55\,000)} = 0.0717 \text{ pulgadas}$$

Se elige como espesor de diseño, el calculado por esfuerzo circunferencial

$$t = 0.253$$

Espesor incluyendo tolerancia a la corrosión:

$$t = 0.253 + \frac{0.253}{6} = 0.295 \text{ pulgadas}$$

#### Combinación de esfuerzos

- Esfuerzo por peso propio

$$S = \frac{W}{C t}$$

donde:

S : Esfuerzo a compresión producido por el peso propio del recipiente, lb/pulgada<sup>2</sup>  
 W : Peso del recipiente, lb  
 C : Perímetro del cuerpo  
 t : espesor del cuerpo

$$S = \frac{99\ 595}{482.7417 * 0.253} = 815.4591 \text{ lb/pulgada}^2$$

- Esfuerzo por viento

$$S = \frac{12 M_T}{R^2 t} = \frac{12 * 12\ 226}{38.4^2 * \pi * 0.253} = 125.547 \text{ lb/pulgada}^2$$

- Esfuerzo producido por presión interna

$$P_D = \frac{PD}{4t} = \frac{306.95 * 38.4}{4 * 0.253} = 11\ 647.1146 \text{ lb/pulgada}^2$$

- Esfuerzo máximo del material por la eficiencia

$$SE = 55 \times 10^3 \text{ lb/pulgada}^2 * 0.85 = 46\ 750 \text{ lb/pulgada}^2$$

Cálculo del espesor de la tapa

Ecuación de espesor de diseño para tapa elíptica

$$t = \frac{Pd D}{2SE - 0.2 Pd}$$

donde:

Pd : Presión de diseño, lb/pulgada<sup>2</sup>

D : Diámetro interior, pulgadas

S : Esfuerzo máximo permisible, lb/pulgada<sup>2</sup>

E : eficiencia de soldadura

$$Pd = 306.9 \text{ lb/pulgada}^2$$

$$D = 76.8 \text{ pulgadas}$$

$$S = 55 \times 10^3$$

$$E = 0.85$$

Substituyendo:

$$t = \frac{306.9 (76.8)}{2 (55 \times 10^3) 0.85 - 0.2 (306.9)} = 0.252 \text{ pulgadas}$$

Cálculo del espesor de la tapa inferior por el esfuerzo provocado por el peso

Tomando la presión de diseño como la suma de la presión interna y la presión que provoca el peso se tiene:

$$\text{Presión por peso} = \frac{\text{peso}}{\text{área}} = \frac{99\,591 \text{ lb}}{\pi (38.45)^2} = 21.443 \frac{\text{lb}}{\text{pulg.}^2}$$

$$Pd = 306.9 \text{ psi} + 21.443 \text{ psi} = 328.34 \text{ psi}$$



sustituyendo:

$$t = \frac{328.343 (76.8)}{2(55\ 000)0.85 - 0.2 (328.34)} = 0.269$$

Se elige como espesor de diseño para ambas tapas el calculado por peso, por ser el mayor

Espesor incluyendo tolerancia a la corrosión.

$$t = 0.269 + \frac{0.269}{6} = 0.314 \text{ pulgadas}$$

#### Diámetro de boquillas

Entrada salida de fluido.

$$Q = \text{Vel}/A \quad A = \text{Vel}/Q \quad Q = 5723.4 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\text{Velocidad recomendada} = 57000 \text{ m}^3/\text{día} = 770 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$A = \text{Vel}/Q \quad A = \frac{770 \text{ m h}^{-1}}{283.47 \text{ m}^3\text{h}^{-1}} = 3.23 \text{ m}^2$$

$$A = \pi r^2 \quad r = \frac{A}{\pi} = 3.99 \text{ pulgadas}$$

$$d = 7.98 \text{ pulgadas} \quad \text{ajustando a un diámetro comercial}$$

$$d = 8 \text{ pulgadas}$$

#### Descarga del catalizador

Volumen de partículas a descargar (incluye soporte y catalizador)

Volumen del cuerpo:

$$V = \pi r^2 h$$

$$r = 38.4 \text{ pulgadas}$$

$$h = 23.25 \text{ pies} = 279 \text{ pulgadas}$$

$$V = \pi(38.4 \text{ pulgadas})^2(279 \text{ pulgadas}) = 1\,292\,458.3 \text{ pulgadas}^3$$

Volumen de la tapa:

$$V = \frac{1}{2} \pi h (r^2 + \frac{h^2}{3})$$

$$V = \frac{1}{2} \pi [(19.2 \text{ pulgadas})(38.4 \text{ pulgadas})^2 + \frac{19.2^3}{3}]$$

$$V = 48\,177.65 \text{ pulgadas}^3$$

$$\text{Volumen total} = 48\,177.65 + 1\,292\,458.3 = 1\,340\,635.9 \text{ pulgadas}^3$$

Se espera vaciar todo el tanque en 8 horas, por lo tanto el gasto que ha de pasar por cada boquilla es:

$$Q = \frac{48\,177.65/2}{8} = 83\,789.744 \frac{\text{pie}^3}{\text{h}}$$

La velocidad a la que se espera que pasen las partículas es de 17 pies/h

El área de cada boquilla es:

$$A = \frac{\text{vel}}{Q}$$

$$A = \frac{17 \text{ pie/h}}{48.49 \text{ pie}^3/\text{h}} = 0.34 \text{ pie}^2$$

$$A = \pi r^2$$

$$r = \frac{A}{\pi}$$

$$r = \frac{0.34}{\pi}$$

Diámetro = 7.88 pulgadas, ajustando a un comercial da de 8 pulgadas

Dimensionamiento de líneas

## Entrada y salida del reactor

$$d = \sqrt{\frac{0.409 Q}{V}} \quad \text{Fórmula citada por Crane}$$

donde:

d : diámetro, pulgada<sup>2</sup>

Q : Flujo, GPM

V : velocidad recomendada, pie/segundo

datos:

Q = 1050.085 GPM (fase líquida)

V = 7 pies/s

Sustituyendo:

$$d = \sqrt{\frac{(0.409)(1050.085)}{7}} = 7.83 \text{ pulgadas}$$

ajustando a un diámetro nominal cédula 80

d nominal = 8 pulgadas

d interno = 7.625

d externo = 7.738

## Cálculo del espesor

Diseño bajo el código ANSI B31-3

Material escogido: acero al carbón ASTM A53.Gr.B.

$$t_m = t + t_c$$

t : espesor por presión

t<sub>c</sub> : espesor por corrosiónt<sub>m</sub> : espesor requerido de pared

$$t = \frac{P_d D}{2 (SE + PY)}$$

$P_d$  : presión de diseño, psi

$SE$  : esfuerzo permisible por factor de juntas, psi

$Y$  : coeficiente para materiales

datos:

$P_d = 300$  psi

$D = 7.625$

$SE = 20\ 000$  psi

$T_C = 0.0625$

$Y = 0.4$

$$t = \frac{300 (7.625)}{2 (20\ 000 + 300 * 0.4)} = 0.0568 \text{ pulgadas}$$

Se debe cumplir que  $t < \frac{d_{ext}}{6}$

$$t < \frac{7.738}{6}$$

$$0.0568 < 1.2895$$

### Válvula de control

Diseño ED, ANSI 125-600, igual porcentaje.

$$C_{vN} = \frac{Q}{\Delta P^{1/2} S_g}$$

donde:

$C_{vN}$  = capacidad de la válvula

$Q$  = flujo máximo, GPM

$\Delta P$  = caída de presión en la válvula, psi

$S_g$  = densidad relativa

$$C_{vt} = \frac{Q_t}{\frac{\Delta P}{Sg}^{1/2}}$$

$$Q_t = 1.3 * Q, \text{ GPM}$$

K = coeficiente de descarga

$$K = \frac{C_{vn}}{C_{vt}}$$

$$Q = \left[ 36\,000 \frac{\text{Bls}}{\text{día}} \right] \left[ 159 \frac{1}{\text{Bls}} \right] \left[ 0.264 \frac{\text{gal}}{\text{lt}} \right] \left[ \frac{\text{día}}{24 \text{ h}} \right] \left[ \frac{\text{h}}{60 \text{ min}} \right]$$

$$Q = 1050.085 \text{ GPM}$$

$$Q_t = 1.3 * Q = 1365.11 \text{ GPM}$$

$$\Delta P = 14$$

$$Sg = 0.73$$

$$C_{vn} = \frac{1050.085 \text{ GPM}}{\frac{14^{1/2}}{0.73}} = 239.78 \approx 240$$

$$C_{vt} = \frac{1365.1105}{\frac{14^{1/2}}{0.73}} = 311.72 \approx 312$$

Rangeabilidad 40 - 80

$$K = \frac{240}{312} = 0.77$$

Válvula:

Tamaño de cuerpo : 8 pulgadas

Diámetro de cuerpo : 8 pulgadas

Carrera : 3 pulgadas

Área de descarga de la válvula de relevo

Diseño realizado bajo código ASME sección VIII división 1, apéndice XI.

$$W = C * K * A * P * \frac{M}{T}$$

donde:

W : flujo a relevar, lb\hr

C : constante para gas o vapor

K : coeficiente de descarga, f(K = Cp/Cv)

A : Área de descarga, pulgada<sup>2</sup>

T : temperatura °R

M : peso molecular

P : presión de set point\* 1.1 + presión atmosférica

El gas a relevar es 34.28 pies<sup>3</sup> de nitrógeno

$$34.28 \text{ pies}^3 \cdot 13.55 \frac{\text{lb}}{\text{pies}} = 464.5 \text{ lb en 1 minuto}$$

$$464.5 \frac{\text{lb}}{\text{min}} \cdot 60 \frac{\text{min}}{\text{h}} = 25\,590 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$W = 25\,590 * 1.2 = 30\,708 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Presión de relevo

$$P = P_s * 1.1 + 14.4$$

P<sub>s</sub> : Presión de set-point = 300

$$P = 300 * 1.1 + 14.7 = 344.7 \text{ psia}$$

M = 28

$$K = \frac{\text{flujo actual}}{\text{flujo teórico}} = \frac{25\ 590}{25\ 590 \cdot 1.2} = 0.83$$

C (de tablas UA 31) = 356 con K = 1.4

Sustituyendo

$$30\ 708 = 344.7(0.83)(A)(356) \frac{28}{888}$$

$$30\ 708 = 18\ 085 (A)$$

$$A = \frac{30\ 708}{18\ 085.97} = 1.698 \text{ pulgadas}^2$$

Área nominal = 1.838 pulgadas<sup>2</sup> orificio nominal: K

#### Espesor del faldón.

$$t = \frac{12 M_T}{R^2 \parallel SE} + \frac{W}{D \parallel SE}$$

Donde :

t : espesor del faldón, pulgada

M<sub>T</sub> : momento en la línea de tangencia, libra-pie

R : radio interior del tanque, pulgadas

S : valor de esfuerzo máximo, psi

E : eficiencia de soldadura

W : peso de la torre en operación, libras

D : diámetro exterior del recipiente incluyendo aislante, pulgadas

$$t = \frac{64\ 776}{(38.4)^2 \parallel 0.8} + \frac{99\ 591}{76.8 \parallel (11)0.85 (55\ 000)} = 0.694 \text{ pulg}$$

Espesor nominal 3/4 de pulgada.

Pérdidas por corridas cortas de la reformadora

## Operación de emergencia por azufre en la carga.

	Operación normal	Operación emergencia
Octano RON	93	83.2
Rendimiento	84 %	90.4 %
Temp. 2C	505	482
Carga	30 000 Bls/día	30 000 Bls/día

## Barriles-octano en operación normal

$$30 \text{ MBD (0.84) (93 RON) = 2 343.6 MBls-octano/día}$$

## Barriles-octano en operación de emergencia

$$30 \text{ MBD (0.904) (83.2 RON) = 2 256.38 MBls-octano/día}$$

## Pérdida por día de operación de emergencia

$$\begin{array}{r} \text{barril-octano} \\ 87 \text{ 216} \text{ -----} \\ \text{día} \end{array} \quad \begin{array}{r} \text{U.S.D.11s} \\ 0.38 \text{ -----} \\ \text{barril-octano} \end{array} = \begin{array}{r} \text{U.S.D.11s} \\ 33 \text{ 142} \text{ -----} \\ \text{día} \end{array}$$

Por datos históricos: 12 días de operación de emergencia al año.

$$\begin{array}{r} \text{d op.emer.} \\ 12 \text{ -----} \\ \text{año} \end{array} \quad \begin{array}{r} \text{U.S.D.11s} \\ 33 \text{ 142} \text{ -----} \\ \text{día} \end{array} = \begin{array}{r} \text{U.S.D.11s} \\ 397 \text{ 705} \text{ -----} \\ \text{año} \end{array}$$

## Acortamiento de ciclo

Tomando en cuenta 3% de acortamiento por cada incremento de azufre en la carga, para 4 incrementos anuales (promedio), el acortamiento es de 18 días



Deja de producirse 25.2 barriles de reformado diarios. El precio diferencial entre la gasolina de alto y bajo octano es de 3 U.S.Dols., dato tomado del semanario de precios internacionales de petroliferos Houston, las pérdidas entonces son de:

25.2	barriles	3	U.S.Dols.	18 días	=	1 360 800	U.S.Dols
	-----		-----				
	día		barril				

Pérdidas por acortamiento de la vida del catalizador

Se tomó en cuenta el dato actividad de catalizador de 29.14 barriles/lb de cat. Dato tomado de la simulación hecha por el IMP.

18 días	30	M Bls.	1b. de cat.	6	U.S.Dols.	=	111 190	USD
		-----	-----		-----			
		día	29.14 Bls.		lb de cat			

**CALCULO DEL COSTO TOTAL DE LA GUARDA DE AZUFRE**

D.I. = 6.4 ft = 76.8 in.

Altura T-T = 24.25 ft.

espesor = 5/16 in.

Se usaron las figuras 1,2,3,4,5 y 6 (referencia 24) para obtener los resultados de la tabla 1.

El costo por construcción esta dado por:

$$C_s = H (3.1D + 1.2L + 3M + N + T)$$

donde:

H = factor para tipo de recipiente. Para torres = 28.5

D = diámetro de la torre.

L = longitud T-T

M = Número de entradas hombre = 2

N = Número de boquillas = 7

T = Peso total del recipiente = 8.2 ton.

$$C_s = 1\ 931 \text{ U.S.Dlls.}$$

El costo del recipiente por construcción y materiales es de:

$$15\ 330 + 1\ 931 = 17\ 261 \text{ U.S.Dlls.}$$

El costo por ingeniería, envíos e impuestos es de

$$17\ 261 (0.21) = 3\ 625 \text{ U.S.Dlls.}$$

TABLA 1 CALCULO DEL COSTO DEL RECIPIENTE POR MATERIAL Y ESTIMACION DEL PESO TOTAL

CONCEPTO	MEDIDAS in.	CANTIDAD	COSTO POR UNIDAD USD/ls.	COSTO USD/ls.	PESO P/LONG. lb/ft	PESO libras
CUERPO	24.25 ft	1	137.50	3334.38	380	9215
TAPAS	76.8	1 PAR	1,902.78	1902.78	2100	2100
BOQUILLAS	8	4	405.00	1620	87	384
	2	2	165.00	330	14	28
	4	1	240.00	240	30	30
ENTRADA HOMBRE	24	2	1,950.00	5500	550	
			800.00		530	2160
FALDON	11 ft (ALTURA) 1/4 in (ESPESOR)	1	186.63	2052.93	210	2310
DISTRIBUIDOR	18	2	175.00	350	15	30
TOTAL				15 330		16 221