

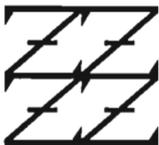


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

“MEJORAMIENTO DE LA SECCIÓN DE REACCIÓN DE  
LA PLANTA DE HIDRODESULFURACIÓN DE NAFTAS  
Nº2, CADEREYTA, N.L.”

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERO QUÍMICO  
P R E S E N T A :  
ALEJANDRO OSVALDO MONROY HERNÁNDEZ



LO HUMANO  
EJE  
DE NUESTRA REFLEXION

MEXICO, D. F.

2005

m342796



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA  
DE INGENIERIA QUIMICA**

**OFICIO: FESZ/JCIQ/001/05**

**ASUNTO: Asignación de Jurado**

**ALUMNO: MONROY HERNÁNDEZ ALEJANDRO OSVALDO**

**P r e s e n t e.**

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

<b>PRESIDENTE</b>	<b>M. en I. Pablo Eduardo Valero Tejeda</b>
<b>VOCAL</b>	<b>I.Q. José Agustín Texta Mena</b>
<b>SECRETARIO</b>	<b>Quim. Miki Otani Imura</b>
<b>SUPLENTE</b>	<b>I.Q.I Salvador J. Gallegos Ramales</b>
<b>SUPLENTE</b>	<b>M. en C. Néstor Noé López Castillo</b>

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

**A t e n t a m e n t e**

**“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”**

México, D.F., 12 de Enero del 2005.

**EL JEFE DE LA CARRERA**

**M. EN C. ANDRES AQUINO CANCHOLA**

**SECRETARIA TECNICA**



---

---

El secreto de la creatividad es  
saber ocultar tus fuentes.

Albert Einstein

Este trabajo se lo dedico a:

A Dios por permitirme llegar hasta aquí y poder alcanzar una meta mas.

A mi familia, a mis padres, mi madre Ma Elena, por su inagotable trabajo y esfuerzo por salir a delante, por que esto es solo una prueba de que su lucha no ha sido en vano, a mi padre Sergio, a mis hermanos Adriana y Sergio, a Miriam y Jesúsito, a todos ellos por el apoyo siempre recibido y por estar conmigo siempre que los necesito.

---

---

## AGRADECIMIENTOS

A la Facultad de Estudios Superiores Zaragoza de la Universidad Nacional Autónoma de México por permitirme tener una formación académica.

Al Instituto Mexicano del Petróleo por el apoyo y facilidades otorgadas para la realización de este trabajo.

A mi asesor y director de tesis el Ing. José A. Texta Mena por la ayuda prestada en el desarrollo de este trabajo.

A la Ing. R. Patricia Jiménez Jiménez, al Ing. Jesús F. Ortiz López, al Ing. Ismael Nuñez Barrón, por el apoyo, enseñanza y asesoramiento durante mi estancia en el Instituto Mexicano del Petróleo.

A mis profesores y amigos de la F.E.S-Zaragoza

---

---

# CONTENIDO

	pag.
<b>RESUMEN</b>	1
<b>Capítulo 1 Introducción</b>	2
1.1 Objetivos.	7
1.2 Antecedentes.	8
1.3 Función del Proceso.	10
1.4 Descripción del Proceso.	12
1.5 Diagramas de Flujo de Proceso.	19
➤ Sección de Reacción.	19
➤ Sección de Fraccionamiento.	21
➤ Sección de Endulzamiento con Amina.	22
<b>Capítulo 2 Fundamentos Teóricos</b>	23
2.1 Compuestos de Azufre.	24
2.2 Compuestos de Nitrógeno.	28
2.3 Saturación de (mono y di) Olefinas.	31
2.4 Saturación de Anillos Aromáticos.	35
2.5 Remoción de Sílice.	38
2.6 Variables de Control de Proceso (Sección de Reacción).	42
➤ Temperatura.	43
➤ Presión (Presión Parcial de Hidrógeno).	45
➤ Flujo.	46
➤ Relación Hidrógeno/ Hidrocarburo ( $H_2/HC$ ).	47
➤ Espacio Velocidad (Liquid Hourly Space Velocity (LHSV)).	48
➤ Catalizador.	49

---

<b>Capítulo 3 Definición del Nuevo Esquema de Proceso</b> (Secc. de Reac.)	52
3.1 Bases de Diseño del Nuevo Esquema de Proceso.	53
3.2 Criterios de Diseño del Equipo de Reacción.	57
3.3 Criterios Establecidos para llevar a cabo la Simulación del Nuevo Esquema de Reacción.	60
a) Metodología de la Simulación.	62
b) Diagrama de Flujo de Proceso (Sección de Reacción).	64
<b>Capítulo 4 Resultados</b>	65
4.1 Análisis de Resultados.	69
4.2 Conclusiones.	76
4.3 Anexos:	78
> Anexos A.	78
> Anexo B.	84
> Anexo C.	89
> Glosario de Términos.	91
> Bibliografía.	95

# RESUMEN

El proceso de hidrodesulfuración juega un papel fundamental en la obtención de combustibles cada vez de mejor calidad. En el presente trabajo se estudian los conceptos generales del proceso de hidrodesulfuración encaminados hacia una aplicación real de estos conceptos que tienen como objetivo proporcionar una propuesta técnica para mejorar la Sección de Reacción de la Planta de Hidrodesulfuración de Naftas N°2 de Cadereyta, N.L. debido a un cambio en la composición del flujo de alimentación a procesar. Para cumplir con este objetivo; este trabajo se desarrolló en 4 capítulos, los primeros dos capítulos describen y proporcionan el soporte teórico, posteriormente los dos capítulos finales, proporcionan la base técnica fundamentada por la base teórica. El contenido de estos capítulos se describe a continuación:

- Capítulo Uno.- Introducción. Se da un panorama general sobre la ubicación del proceso de Hidrodesulfuración en el esquema de refinación del petróleo así como también plantea los antecedentes generales de la planta de hidrodesulfuración de naftas N°2 de Cadereyta, N.L.
- Capítulo Dos.- Fundamentos teóricos. Explica los conceptos generales del proceso así como también los compuestos que intervienen en las reacciones y las variables de control del proceso que se involucran en la sección de reacción del proceso de hidrodesulfuración.
- Capítulo Tres.- Definición del Nuevo Esquema de Proceso. Presenta la metodología empleada para la realización de la propuesta técnica de acuerdo a la elaboración de una reingeniería.
- Capítulo Cuatro.- Resultados. Muestra los datos obtenidos de la simulación del proceso de acuerdo al nuevo esquema de procesamiento, analizando y determinando las características del nuevo esquema de procesamiento.

# CAPÍTULO 1

## INTRODUCCIÓN

La industria de la refinación de petróleo ha evolucionado drásticamente hasta volverse demasiado compleja, todo con la finalidad de transformar el petróleo en productos derivados que satisfagan la demanda en calidad y cantidad de hidrocarburos de diferente tipo de especificación. Cabe destacar, que tal demanda ha variado a través del tiempo, en el volumen total de productos.

La industria de la refinación del petróleo encierra una serie de procesos físicos y químicos a los que se somete el petróleo crudo para obtener de él por procesos de transformación química y física, los diversos hidrocarburos o las familias de hidrocarburos que se conocen y que se usan tanto para la petroquímica básica y como base para la petroquímica secundaria. Dependiendo del tipo de petróleo a procesar y de las necesidades de productos terminados, la estructura de una refinería puede cambiar, sin embargo, las operaciones que se presentan más frecuentemente y que se pueden ver en la figura (ver **Figura 1.1**) son las siguientes:

- Destilación primaria o atmosférica.
- Destilación secundaria o al vacío.
- Desintegración térmica (TCC).
- Desintegración catalítica (FCC).
- Reducción de viscosidad.
- Reformación de naftas.

- Hidrotratamiento
- Fraccionamiento de líquidos
- Alquilación
- Isomerización, etc.

Los principales productos que se obtienen de la industria de la refinación son:

- a) Combustibles específicos para los transportes, la agricultura, la industria, la generación de corriente eléctrica y para uso doméstico.
- b) Productos especiales: Lubricantes, parafinas, asfaltos, grasas para vehículos y productos de uso industrial.
- c) Materias primas para la industria petroquímica básica.

Como se puede observar en la **Figura 1.1** la mayor parte de los productos obtenidos en el proceso de destilación primaria se someten a hidrotratamiento para eliminar principalmente compuestos de azufre y nitrógeno.

Para la generación de las gasolinas se incorporan procesos como reformación catalítica, síntesis de éteres (MTBE y TAME), alquilación e isomerización de pentanos-hexanos, balanceados de tal forma que la mezcla resultante cumplan con la especificación establecida.

Los gasóleos de vacío se someten a desintegración catalítica fluida para generar mayor cantidad de destilados ligeros, principalmente gasolina. El residuo de vacío puede también someterse a hidrodesintegración así como también al proceso de coquización retardada para aumentar el rendimiento de destilados, como también a procesos de hidrodesulfuración o reducción de viscosidad para generar combustóleo.

Es evidente que de acuerdo con las características del crudo, la cantidad y tipo de productos que se desean obtener determinan los procesos que deben incorporarse a la refinería, cabe destacar que el proceso de hidrodesulfuración como se puede ver en el esquema de refinación en la **Figura 1.1** tiene un papel importante en la obtención de combustibles menos contaminantes, por lo cual el presente trabajo se encuentra enfocado hacia este proceso en específico; dentro del contexto de una refinería.



La hidrodesulfuración (HDS) es un proceso mediante el cual se eliminan los contaminantes indeseables de un combustible por medio de varias reacciones catalíticas en presencia de hidrógeno, siendo una de las operaciones más indispensables en la industria de la refinación del petróleo, por su importancia en la obtención de hidrocarburos libres de compuestos como: azufre, nitrógeno, olefinas, diolefinas, metales, entre otros. La hidrodesulfuración es un proceso que tiene como principal finalidad la remoción de compuestos de azufre en el petróleo, esta finalidad se vio reflejada en 1960, año en que se desarrolló remarcadamente este proceso para llevar a cabo la remoción de altas concentraciones de azufre en los combustibles, aunque esta tendencia en la actualidad sigue vigente; la contaminación en el aire por nitrógeno y la demanda de una mejor calidad de los combustibles han hecho que la hidrodesulfuración en la actualidad presente cambios significativos en el esquema de proceso.<sup>(1)</sup>

Dentro de los procesos de hidrodesulfuración de naftas, dependiendo de la naturaleza de la nafta se tendrán dos procesos: hidrodesulfuración de nafta primaria e hidrodesulfuración de nafta proveniente de procesos de craqueo térmico (Naftas de Coquización por ejemplo), en el presente trabajo se hablará a cerca de las naftas de la hidrodesulfuración de la nafta de coquización en mezcla con nafta primaria, proceso en el que la hidrogenación catalítica se lleva a cabo en dos etapas de reacción, a) Hidrogenación selectiva de diolefinas y b) Hidrodesulfuración de los compuestos de azufre e hidrogenación de los compuestos de nitrógeno y olefinas, esto se lleva a cabo empleando cierto tipo de reactores de acuerdo a las necesidades del proceso (ver **ANEXO B**).

a) Hidrogenación selectiva de diolefinas: Esta etapa es llevada a cabo solo si la nafta de carga proviene de procesos de craqueo ya sea térmico o catalítico, debido a que la naturaleza de esta nafta contiene diolefinas en su composición, como es el caso de la Planta de Hidrodesulfuración de Naftas N°2 de Cadereyta, N.L.

En esta etapa de reacción se saturan todas las diolefinas presentes y parte de las olefinas contenidas en la corriente de carga. Esta etapa tiene como característica el control de la temperatura debido a la alta exotermicidad de la reacción.

b) Hidrodesulfuración de los compuestos de azufre e hidrogenación de los compuestos de nitrógeno y olefinas. En esta etapa se lleva a cabo la saturación de olefinas; y se reduce el contenido de azufre y nitrógeno, hasta el nivel requerido.

La finalidad de este proceso es producir hidrocarburos con especificación requerida para un control en la emisión de contaminantes. Este proceso cuenta con dos secciones: reacción y fraccionamiento. En la sección de reacción se lleva a cabo las reacciones antes descritas; en la sección de fraccionamiento se lleva a cabo la separación de los distintos compuestos formados de la sección de reacción.

La hidrodesulfuración para procesar cargas de nafta provenientes de plantas de coquización retardada, presentan una variación en la sección de reacción, debido a que la nafta de coquización no es factible procesarla directamente, por su alto contenido de olefinas, diolefinas y sílice. Este último es un elemento que hace necesario la implementación de un sistema de reacción que elimine este elemento, debido a que es un elemento metálico con tendencia a desactivar el catalizador de hidrodesulfuración. La problemática actual de la operación de la Planta de Hidrodesulfuración de Naftas N°2 de Cadereyta, N.L., se debe a cambios en las características de la alimentación a la planta, después de haber sido diseñada esta, debido al procesamiento de aprox. el 25% de nafta proveniente de la planta de Coquización Retardada, estas características actualmente han reportado la presencia de sílice y de no eliminarse este, provocaría a largo plazo problemas en el reactor de hidrodesulfuración que se encuentra operando de forma normal.

### 1.1 OBJETIVOS:

- Proponer un esquema de procesamiento de la sección de reacción, mediante la adición de un reactor de guarda de sílice, para una mejora a esta sección de la planta de Hidrodesulfuración de Naftas N°2 de la Refinería "Héctor R. Lara Sosa" de Cadereyta, N.L., debido a la presencia de sílice.
  
- Comprobar que el reactor de guarda de sílice no afecta el grado de hidrodesulfuración en el nuevo esquema de procesamiento.

El desarrollo de este trabajo considera aspectos generales del proceso de hidrodesulfuración que encaminan a cumplir con el propósito de efectuar una propuesta técnica y cumplir los objetivos de este trabajo.

## 1.2 ANTECEDENTES

La hidrodesulfuración de nafta es un proceso que implica distintas fases de reacción, el cual, al hablar de los metales que afectan el proceso de hidrodesulfuración de naftas generalmente se habla de Vanadio (V) y de Níquel (Ni), que en cantidades por arriba de 1 ppm causan en ocasiones un rápido deterioro del catalizador de hidrodesulfuración, y altos consumos de hidrógeno, sin embargo, el sílice es un elemento que actualmente se ha encontrado en la corriente de alimentación a la planta de Hidrodesulfuración N°2, este debido a su naturaleza metálica, tiende a comportarse con la misma similitud del Vanadio (V) y del Níquel (Ni) <sup>(13)</sup> y por lo tanto, a desactivar el catalizador de hidrodesulfuración.

La planta de Hidrodesulfuración N°2 de Cadereyta, N.L., fue diseñada para procesar naftas provenientes de las Plantas Combinadas N° 1 y 2, Plantas de Destilados Intermedios N° 1 y 2, Plantas de Hidrodesulfuración de Diesel N°3 e Hidrodesulfuradora de Gasóleos, Planta Reductora de Viscosidad y nafta que produce la Planta de Coquización Retardada, de acuerdo a las características de los cortes especificados por los tecnólogos de estas plantas, para el caso de la nafta que se obtiene en la Planta de Coquización Retardada, la especificación de este flujo a la planta ha cambiado después de haber sido diseñada la planta de Hidrodesulfuración de Naftas N°2, las nuevas características indican la presencia de sílice, el cual resulta ser un elemento que tiende a desactivar el catalizador de hidrodesulfuración, dadas las nuevas características que se indican en la nafta se hace necesario implementar un sistema de retención de este compuesto.

La problemática actual de la planta de Hidrodesulfuración de Naftas N°2 es el procesamiento de una carga con el 25% de nafta de coquización del flujo total, el cual, le confiere ciertas características a la carga, cabe mencionar que estas características no hacen que sea factible emplearla directamente como combustible por su baja calidad, debido a las propiedades químicas y por el alto nivel de contaminantes que presenta, como son los altos contenidos de diolefinas en el orden de 2-10% volumen y olefinas de 30-40% volumen que le confieren como característica un bajo número de octano, aunado a esto, la presencia de sílice provoca problemas operativos.

La nafta de coquización presenta altos niveles de azufre de 0.9 a 1.5% peso, compuestos nitrogenados en contenidos de 300-450 ppm, así como la presencia de sílice de 16 a 35 ppm, este elemento es generado durante la operación de la planta coquizadora por el empleo de agentes antiespumantes que se aplican para el control de la operación de esta planta, estos agentes antiespumantes que contienen sílice y una vez cumplida su función de inhibidor de espuma, es arrastrado disuelto en la corriente de la nafta hacia la planta de hidrodesulfuración ocasionando posteriores problemas en distintos equipos.

---

### 1.3 FUNCIÓN DEL PROCESO

El proceso de Hidrodesulfuración, además de eliminar compuestos formados con azufre, tiene diferentes funciones, como son:

- Reducción o eliminación de corrosión durante el procesamiento posterior de las fracciones tratadas.
- Control y disminución de contaminantes a la atmósfera.
- Para el caso de Querosinas, disminuir depósitos indeseables y humos.

Para el caso específico, la función del proceso de hidrodesulfuración de naftas, es producir nafta hidrotratada con bajo contenido de elementos contaminantes, con la calidad necesaria para entregarse como alimentación a las plantas reformadoras de nafta, donde se obtienen las gasolinas base que se envían al pool de gasolinas. El proceso de hidrodesulfuración también se lleva a cabo para eliminar compuestos indeseables presentes en la carga, y aumentar la calidad de los productos, haciéndolos reaccionar con hidrógeno en presencia de un catalizador, el cual tiene la finalidad de obtener una alta conversión de los compuestos presentes en la alimentación; mediante una reacción de hidrogenación catalítica; el hidrógeno cumple con la demanda química requerida por el proceso y proporciona la presión parcial necesaria en el reactor para obtener las condiciones óptimas de reacción.

El proceso de hidrodesulfuración se practica extensivamente en la refinación comercial del petróleo, con el objeto de eliminar los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloro, algunos metales, así como la saturación de olefinas, diolefinas y aromáticos.

La hidrodesulfuración es un proceso muy versátil con una flexibilidad de operación muy amplia con respecto a las diferentes cargas de alimentación. Esta flexibilidad se debe, a la utilización de distintas familias de catalizadores y la modificación de las variables de proceso, lo que permite llevar a cabo la

función de hidrodesulfurar las distintas cargas a procesar, obteniendo la calidad y especificación necesaria o requerida.

## 1.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO (Diseño original)

La planta Hidrodesulfuración de Naftas N°2 de Cadereyta, N. L., se diseñó para procesar 25,000 BPD de una corriente proveniente de almacenamiento, constituida por una mezcla de Naftas que se producen en las plantas Hidrotratadora de Diesel, Hidrotratadora de Gasóleos, Coquizadora, Reductora de Viscosidad y Plantas Combinadas 1 y 2.

De acuerdo con el tipo de alimentación a procesar, será diferente el arreglo o la distribución de los equipos que interviene en el proceso.

Básicamente el proceso consiste en la hidrogenación catalítica de los compuestos de azufre, nitrógeno, olefinicos, entre otros presentes en las diversas alimentaciones, para lo cual se emplea una corriente rica en hidrógeno. Para facilitar la descripción del proceso de la planta de hidrodesulfuración de Naftas N°2 de Cadereyta N. L., se pueden establecer tres secciones principales del proceso que son:

- Sección de Reacción.
- Sección de Fraccionamiento.
- Sección de Endulzamiento con Amina.

**SECCIÓN DE REACCIÓN:** (ver Diagrama de Flujo de Proceso 01 Y 02)

La función principal de la sección es la hidrogenación catalítica de los compuestos de azufre, nitrógeno y olefinas presentes en la carga a la planta de la siguiente forma:

La corriente de alimentación constituida por la mezcla de naftas que proviene de almacenamiento se recibe en L.B. a  $4.5 \text{ Kg/cm}^2$  man. y  $38^\circ\text{C}$ , pasa a través

del filtro de carga FG-401 A/B y se introduce a control de nivel al tanque de carga, FA-401, el cual opera a 3.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 38°C. En caso de tenerse un excedente de nafta, este se retorna a almacenamiento, existiendo también la posibilidad de recibir cualquier corriente de nafta de almacenamiento en forma directa de la planta que la genera.

El tanque de carga cuenta con una pierna separadora para eliminar el agua amarga que pudiera traer consigo la corriente de alimentación, enviándose esta a control de nivel al tanque de agua amarga. Por su parte la nafta se envía mediante la bomba de carga GA-401/R, a control de reflujo al reactor de saturación de diolefinas DC-401, previo precalentamiento en el Intercambiador de carga/nafta pesada producto EA-401 y en el segundo intercambiador carga efluente del reactor EA-402 y previa mezcla con una corriente de hidrógeno de reposición, la cual se introduce mediante un relacionador de flujo. En el DC-401 se realiza la saturación de las diolefinas mediante una reacción de hidrogenación catalítica en fase líquida a 60.6 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 150°C.

El efluente del reactor, libre de diolefinas, se mezcla con el hidrógeno de recirculación mediante un relacionador de flujo y se precalienta en el primer intercambiador carga/efluente del reactor EA-404. Posteriormente se introduce al calentador de carga BA-401; en donde se ajusta la temperatura requerida para alimentarse al reactor de hidrodesulfuración DC-402,

Debido a que las reacciones que se producen en el reactor son altamente exotérmicas se alcanzan temperaturas altas que afectan la dirección de las reacciones por lo que es importante regular la temperatura dentro del reactor DC-402, para ello se inyecta en la parte media del reactor una corriente de nafta caliente proveniente del separador caliente de los productos del reactor FA-402, que está a una temperatura de 157°C.

Como consecuencia de lo anterior, el producto del reactor contiene un alto potencial térmico que es aprovechado en el tren de intercambio, precalentando

la carga a la torre desbutanizadora en el cambiador de calor EA-405, la corriente de alimentación al reactor de hidrosulfuración en el cambiador de calor EA-404, la corriente al reactor de saturación de diolefinas en el cambiador de calor EA-402 y posteriormente se introduce al separador caliente de los productos del reactor FA-402, a una temperatura de 157°C y a 49.6 Kg/cm<sup>2</sup> man. Para ajustar la distribución del calor de la corriente del efluente del reactor existen corrientes de desvío a control de temperatura, el ya mencionado en el cambiador de calor EA-402 y en el cambiador de calor EA-405, que regula la temperatura de alimentación a la torre desbutanizadora.

Del tanque FA-402 se obtienen dos corrientes, una en fase vapor, constituida principalmente por hidrógeno e hidrocarburos, a la que se le inyecta agua de lavado junto con un inhibidor de corrosión para prevenir el depósito de cristales de amonio, mediante la bomba de agua de lavado GA-409/R, posteriormente, se enfría y condensa parcialmente en el primer enfriador de nafta del reactor, EC-401 y en el segundo enfriador de nafta del reactor EA-412 y por último se introduce al tanque separador frío de los productos del reactor FA-411, a 48.2 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 43°C.

La otra corriente del separador FA-402, en fase líquida, se divide en dos corrientes, una se recircula a la salida del primer lecho del reactor, a control de flujo en cascada con la temperatura del efluente del reactor o la intermedia del segundo lecho, mediante la bomba de nafta de apagado GA-407/R. La otra se envía a control de nivel del separador FA-402 al primer separador de nafta a la torre desbutanizadora FA-404 de la sección de fraccionamiento.

En el tanque FA-411 se separan tres fases: nafta fría que se envía al EA-410 de la sección de fraccionamiento, agua amarga que se envía al tanque de agua amarga y una corriente de vapor rica en hidrógeno que se envía al compresor de hidrógeno de recirculación GB-402, previo paso por el tanque de succión del compresor de hidrógeno de recirculación FA-403. De esta corriente antes del

tanque se succión, se extrae una corriente de purga que se envía a endulzamiento a control de presión.

La planta recibe el hidrógeno de reposición de L.B. a  $19.0 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$  y  $38^\circ\text{C}$  con una alta pureza (99.5% mol) de la red de hidrógeno. Esta corriente se recibe en el tanque de succión del compresor de hidrógeno de reposición FA-409, se incrementa su presión en la primera etapa del compresor de hidrógeno de reposición GB-401 A/B/C, posteriormente se acondiciona su temperatura con el interenfriador del compresor de hidrógeno de reposición EC-405 A/B/C, se introduce al tanque interetapa del compresor de hidrógeno de reposición FA-410 A/B/C y se manda a la segunda etapa del compresor GB-401 A/B/C. Para controlar el flujo de hidrógeno de reposición se cuenta con una línea de recirculación de la descarga de la segunda etapa del compresor al tanque de succión de la primera etapa, acondicionando su temperatura con el enfriador de hidrógeno de reposición EC-406.

El hidrógeno comprimido se divide en dos corrientes, una de ellas se envía como carga al reactor de saturación de diolefinas con un relacionador de flujo y la otra se mezcla con la descarga del compresor GB-402 y se retornan al sistema de reacción, antes de pasar por el cambiador EA-404.

**SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO:** (ver Diagrama de Flujo de Proceso 03)

La función principal de esta sección es separar los hidrocarburos ligeros (gas combustible y gas L.P.) y separar la nafta desulfurada ligera, como carga a la planta de isomerización y la nafta pesada, como carga a planta reformadora de naftas. Esta operación se lleva a cabo en dos torres separadoras: la torre desbutanizadora DA-401 y la torre separadora de naftas DA-402.

En la sección se reciben dos corrientes provenientes de la sección de reacción; la primera es la corriente de nafta caliente, efluente del tanque FA-402, la cual se introduce al primer separador de nafta a torre desbutanizadora FA-404, en

donde se separan de la nafta los vapores generados y el agua amarga que se manda al tanque de agua amarga. Posteriormente, la nafta obtenida del separador se expande nuevamente a control de nivel, para alimentarse al segundo separador de nafta a la torre desbutanizadora FA-405.

En este último recipiente se separan los vapores formados y la corriente de nafta resultante se introduce a la torre DA-401 mediante la bomba de carga a torre desbutanizadora GA-402, previo precalentamiento en el intercambiador alimentación/fondos de torre desbutanizadora EA-411 y en el intercambiador efluente del reactor/alimentación a torre desbutanizadora EA-405.

La segunda corriente que se introduce a esta sección es la nafta fría que proviene del separador FA-411 de la sección de reacción que se introduce a la torre DA-401, previo precalentamiento en el intercambiador nafta fría/fondos de torre desbutanizadora EA-410.

Los vapores efluentes del domo de la torre DA-401, una vez que se les inyecta el inhibidor de corrosión, se envía al primer condensador del vapor del domo de la torre desbutanizadora EC-402 y al segundo condensador del vapor del domo de la torre desbutanizadora EA-406 A/B, donde se condensan parcialmente y se alimentan al tanque de reflujo de la torre desbutanizadora FA-406 en donde se lleva a cabo la separación de fases.

En el tanque FA-406 se separan tres fases: una fase acuosa (agua amarga) que se envía al tanque de agua amarga, la segunda fase es el LPG líquido, el cual mediante la bomba de reflujo de la torre desbutanizadora GA-403/R, se retorna una parte a la columna como reflujo y la otra se envía a la sección de endulzamiento.

La tercera fase la constituyen los vapores no condensados que se eliminan a control de presión. Estos vapores se mezclan con los de los tanques FA-404 y

---

FA-405 y con la purga de hidrógeno del FA-403 de la sección de reacción para enviarse a la sección de endulzamiento.

Del fondo de la torre DA-401 salen dos corrientes de nafta desulfurada, la primera se envía mediante la bomba del calentador de la torre desbutanizadora GA-406 A/B/R al calentador de la torre desbutanizadora BA-402 donde alcanza las condiciones de temperatura y vaporización necesarias para regresar a la torre y proporcionar los requerimientos térmicos. La segunda corriente de nafta se envía a la torre DA-402 previo enfriamiento en el rehervidor de la torre separadora de naftas EA-409 y en el intercambiador alimentación /fondos torre desbutanizadora EA-411.

Los vapores efluentes del domo de la torre DA-402 se envían al condensador del vapor del domo de la torre separadora de naftas EC-403, donde se condensan totalmente y se introducen al tanque de reflujo de la torre separadora de naftas FA-407. La corriente líquida efluente de este acumulador se divide en dos corrientes, una se envía como reflujo a la torre DA-402 mediante la bomba de reflujo de la torre separadora de naftas GA-404/R y la segunda, que constituye el destilado líquido de la columna que se envía a L.B. mediante la bomba de nafta ligera producto GA-408/R, previo enfriamiento en el enfriador de nafta ligera producto EA-408 A/B.

Del fondo de la torre DA-402 salen dos corrientes de nafta, la primera se manda al rehervidor de la torre separadora de naftas EA-409, donde alcanza las condiciones de temperatura y vaporización necesarias para regresar a la torre y proporcionar los requerimientos térmicos. La segunda corriente es el producto de fondos de la columna que se envía a L.B. mediante la bomba de nafta pesada producto GA-405/R, previo enfriamiento en el EA-401 de la sección de reacción y en el enfriador de nafta pesada EA-407 A/B.

**SECCIÓN DE ENDULZAMIENTO CON AMINA:** (ver Diagrama de Flujo de Proceso 04)

La sección de endulzamiento de amina tiene como función eliminar el ácido sulfhídrico contenido en el gas y LPG amargos que se obtienen en la sección de fraccionamiento mediante un proceso de absorción en una solución acuosa de dietanolamina (DEA) al 20% en peso, lo anterior se logra al entrar en contacto a contracorriente las corrientes amargas con la amina en la torre endulzadora de LPG DA-403 y en la torre endulzadora de gas DA-404. La capacidad de diseño de la sección considera la posibilidad de eliminar todo el azufre presente en la nafta de alimentación a la planta en forma de ácido sulfhídrico en las corrientes de alimentación a esta sección.

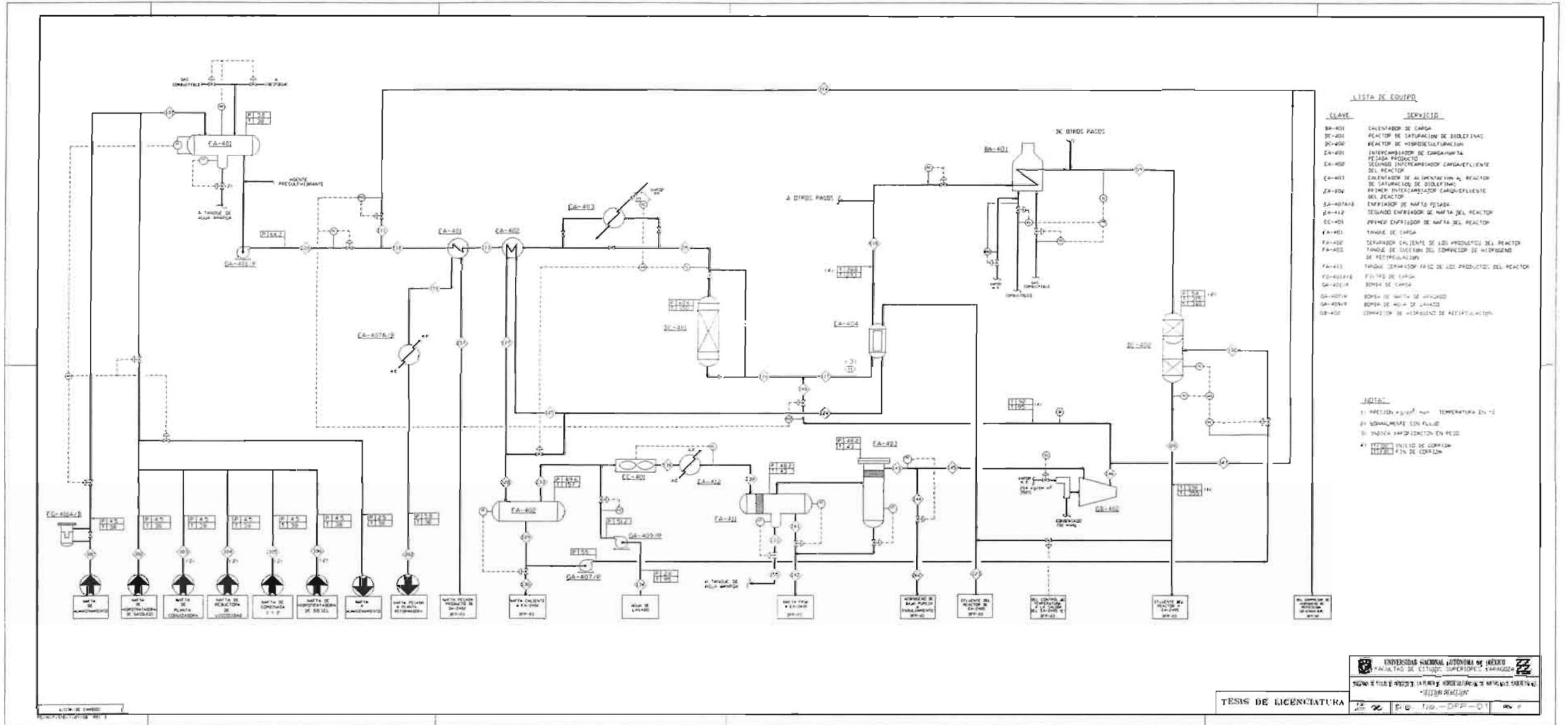
La regeneración de la amina se lleva a cabo en la planta de hidrodesulfuración de diesel.

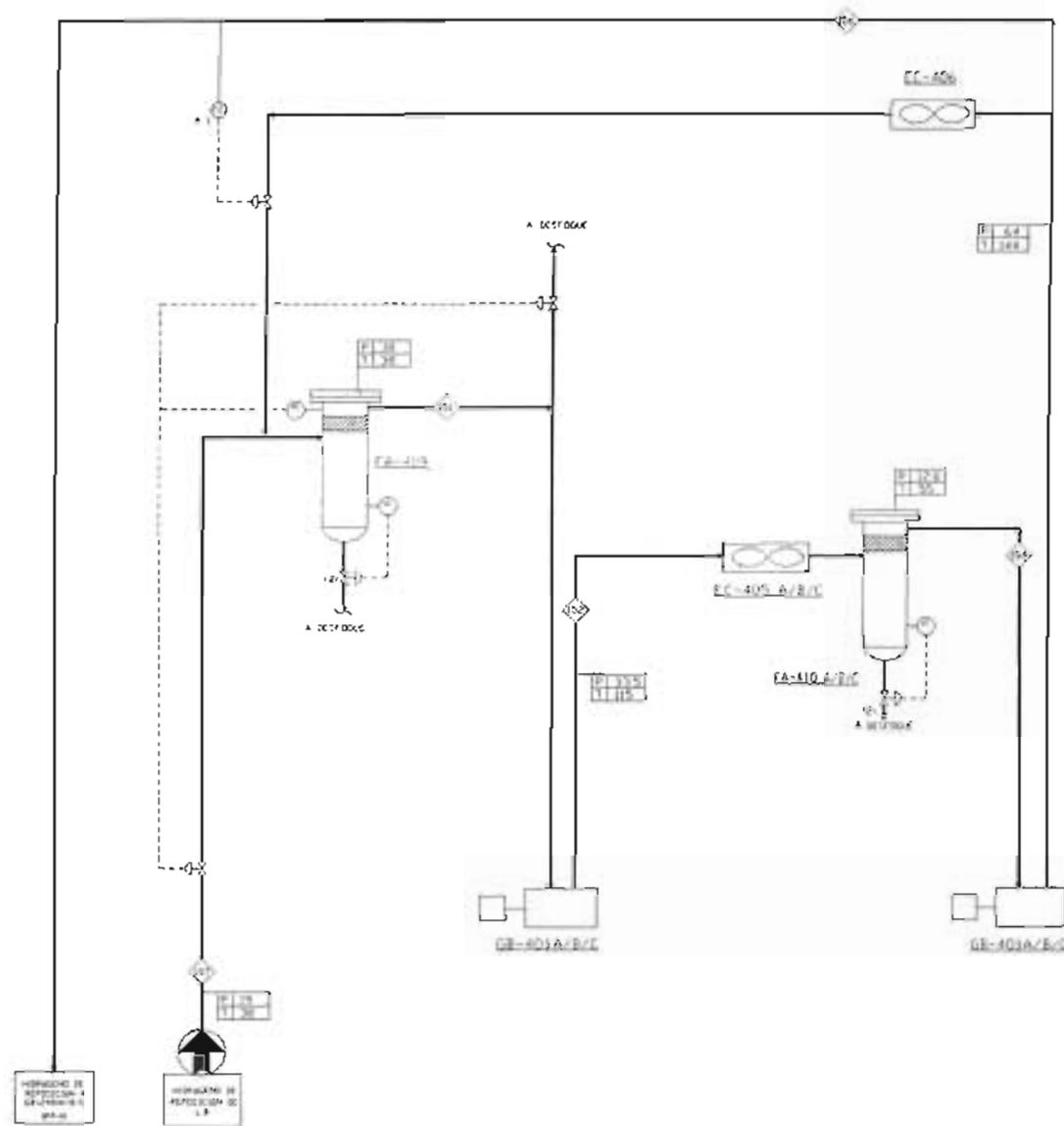
La torre DA-403 es un equipo empacado con dos lechos, en la cual por el domo se obtiene el LPG mezclado con trazas de solución de amina por lo que se hace pasar por el separador de LPG producto FA-414, antes de enviarse a L.B. a control de presión.

En la torre DA-404 es un equipo en la cual se obtiene por el domo gas dulce, para evitar arrastre de amina, antes de enviarse a L.B. se hace pasar por el separador de gas dulce FA-415.

El flujo total de amina rica que se obtiene por el fondo de las columnas DA-403 y DA-404 y por el fondo de los separadores FA-414 y FA-415 se extrae a control de nivel y se retorna a la planta de hidrodesulfuración de diesel para su regeneración.

# 1.5 DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO





LISTA DE EQUIPO

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>
EC-405A/B/C	INTERCAMBIADOR DEL COMPRESOR DE HIDROGENO DE REPUESTO
EC-406	ENFRIADOR DE HIDROGENO DE REPUESTO
FA-405	TAMBORE DE DIFUSION DEL COMPRESOR DE HIDROGENO DE REPUESTO
FA-410A/B/C	TAMBORE INTERMEDIOS DEL COMPRESOR DE HIDROGENO DE REPUESTO
GE-405A/B/C	COMPRESOR DE HIDROGENO DE REPUESTO

NOTAS

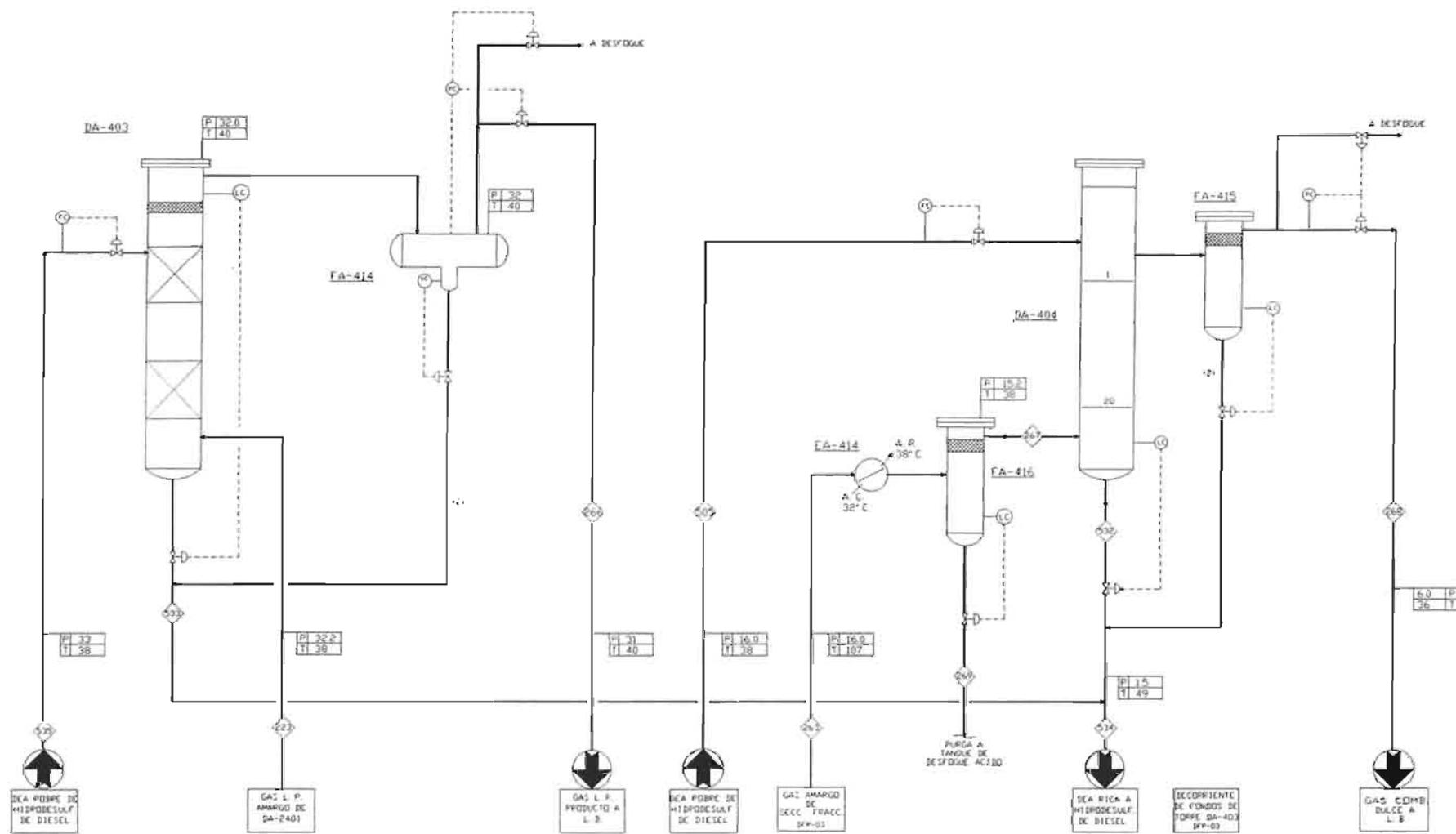
- 1) PRESION AGUA = 100 PSI - TEMPERATURA 10 °C
- 2) HORNAMENTO 210 °C/100

LISTA DE EQUIPO

TESIS DE LICENCIATURA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS  
 INSTITUTO DE QUIMICA INDUSTRIAL Y PETROLERA  
 SECCION REACTOR COMPRESOR DE H<sub>2</sub> DE REPUESTO





**LISTA DE EQUIPO**

CLASE	DESCRIPCION
DA-403	TORRE ENRIQUECEDORA DE LPG
DA-404	TORRE ENRIQUECEDORA DE GAS
EA-414	ENRIQUECEDOR DE GAS COMBUSTIBLE
EA-415	SEPARADOR DE LPG PRODUCTO
EA-416	SEPARADOR DE GAS DULCE
EA-416	SEPARADOR DE GAS COMBUSTIBLE

**NOTAS**

- 1) PRESION  $\text{kg/cm}^2$  abs., TEMPERATURA EN  $^{\circ}\text{C}$
- 2) NORMALMENTE SIN FLUIDO

LISTA DE CAMBIOS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA  
 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA DE HIDROCRACKING DE ASFALTOS, CARRERA DE  
 SECCION ENRIQUECIMIENTO CON AMINA  
 TESIS DE LICENCIATURA  
 D.D. No. -DFP-04  
 REV. 7

---

# CAPÍTULO 2

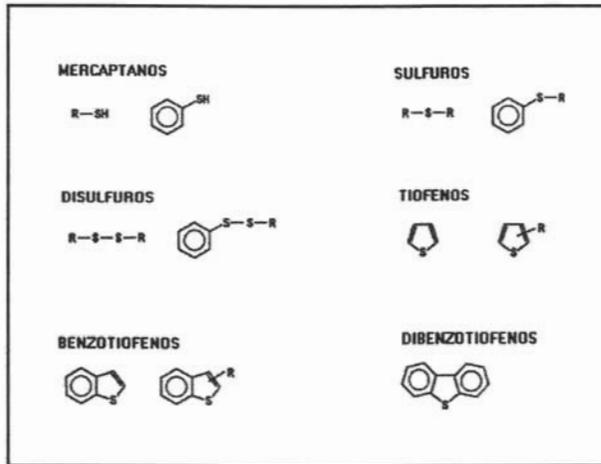
## FUNDAMENTOS TEÓRICOS

La hidrodesulfuración se lleva a cabo para la eliminación de compuestos de azufre, presentes en los diferentes flujos de alimentación a una planta, estas alimentaciones pueden ser: nafta ligera, nafta pesada, turbosina y gasóleos, todos estos son producto de la destilación primaria del petróleo. El conocer las especies químicas que contienen los diferentes tipos de alimentación a la planta de hidrodesulfuración, nos ayudara a fijar las condiciones óptimas de operación del proceso y obtener un producto con la calidad y especificaciones requeridas. En la actualidad la tendencia está orientada hacia una obtención de combustibles más limpios, con aproximadamente un 99% de remoción de azufre; por lo cual se hace indispensable el conocimiento de los principales compuestos que intervienen en las reacciones químicas de remoción, saturación, craqueo e hidrogenación. Las distintas especies químicas presentes en los diferentes tipos de alimentación a procesar son el fundamento del proceso de hidrodesulfuración, así entonces se pueden mencionar los siguientes aspectos determinantes en el proceso:

- Compuestos de Azufre.
- Compuestos de Nitrógeno.
- Saturación de (mono y di) Olefinas.
- Saturación de Anillos Aromáticos.
- Remoción de Sílice.
- Variables de Control de Proceso (Sección de Reacción).

## 2.1 COMPUESTOS DE AZUFRE

Los compuestos que intervienen durante la eliminación del azufre son importantes para un buen diseño de los equipos y de las condiciones de operación a las que se lleve a cabo el proceso de hidrodesulfuración, generalmente la corriente de alimentación contiene compuestos como: mercaptanos, sulfuros, disulfuros, tiofenos, benzotiofenos y dibenzotiofenos, debido a que la estructura molecular de cada compuesto es diferente, la temperatura juega un papel muy importante por ser una variable directamente involucrada en el sistema de reacción; ya que un control adecuado de esta variable facilita la remoción o formación de compuestos de azufre, en la **Figura 2.1** se observa la complejidad en su estructura molecular de algunos de los principales compuestos de azufre encontrados en las diferentes tipos de alimentación a las plantas de hidrodesulfuración.



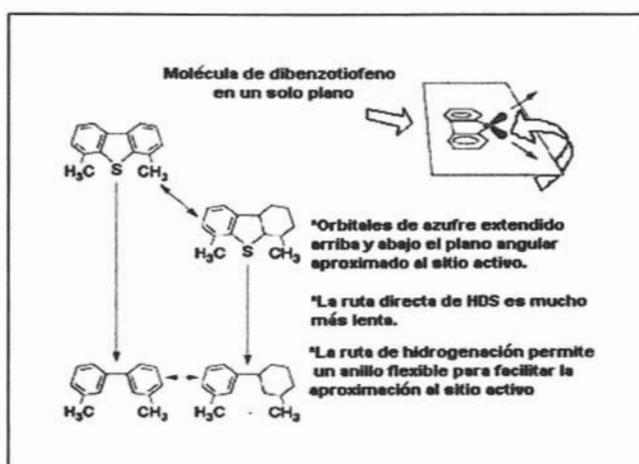
**Figura 2.1** Principales compuestos de azufre.

Los compuestos de azufre contenidos en el petróleo son generalmente clasificados de dos formas: heterocíclicos y no heterocíclicos, estos últimos comprenden principalmente a los tioles, sulfuros y disulfuros, los heterocíclicos por su parte son compuestos principalmente de origen tiofénico con uno o

varios anillos con sus sustitutos alquil o aril, algunos compuestos son mostrados en la **Figura 2.1**. Aunque la caracterización de cada componente es difícil de determinar debido a que los distintos tipos de crudo son mezclas complejas de diferentes compuestos, recientes avances en métodos analíticos permitieron observar los componentes en una muestra de crudo (mezcla Árábica), en la cual se encontraron 42 compuestos del tipo alquilbenzotiofeno y 29 compuestos del tipo alquildibenzotiofeno<sup>(1)</sup>.

Durante el proceso de hidrodesulfuración la nafta que contiene grandes cantidades de compuestos de origen tiofénico pueden hacer la diferencia entre procesar una nafta que contiene en su mayoría compuestos como sulfuros o mercaptanos, ya que los compuestos de origen tiofénico presentan mayor dificultad para ser removidos<sup>(1)(2)</sup>.

Convencionalmente el proceso de hidrodesulfuración se lleva a cabo de manera directa en la cual el átomo de azufre es removido por una reacción de hidrogenólisis llevándose a cabo reacciones de sustitución que permiten la eliminación de los eteroátomos contaminantes de azufre (S), por lo general este mecanismo ocurre de forma simple en donde el átomo de azufre es removido por un craqueo de la molécula de azufre como se muestra en la **Figura 2.2**.



**Figura 2.2** Ruta de reacción para remover 4, 6 dimetil dibenzotiofeno.

En la **Figura 2.2** se puede observar la estructura y la ruta de reacción de la molécula de dibenzotiofeno (DBT), cuya importancia es notable ya que puede llegar a limitar la desulfuración de la carga y no lograrse el grado de desulfuración deseada, por lo que debe de ser tomada en cuenta esta reacción clave al efectuar el diseño de algún proceso de hidrodesulfuración<sup>(18)</sup>.

Durante la reacción de eliminación de los compuestos de azufre la temperatura y presión parcial de hidrógeno son variables de operación importantes para orientar la selectividad a la eliminación del azufre en compuestos de tipo tiofénicos alquilados (C1-C5 alquil-tiofenos) sustituidos; predominantes en la composición de las naftas provenientes del proceso de desintegración térmica.

Por lo cual un punto a considerar es el balance térmico del sistema, esto es debido a la exotermicidad de las reacciones de hidrogenación de diolefinas e hidrogenólisis, ya que se requiere de un control adecuado de la temperatura de reacción llevado a cabo mediante una corriente de apagado (quenched), favoreciendo la remoción de S y N, esto es llevado a cabo para minimizar las reacciones de recombinación entre alquenos y H<sub>2</sub>S, según se muestra en el siguiente esquema:

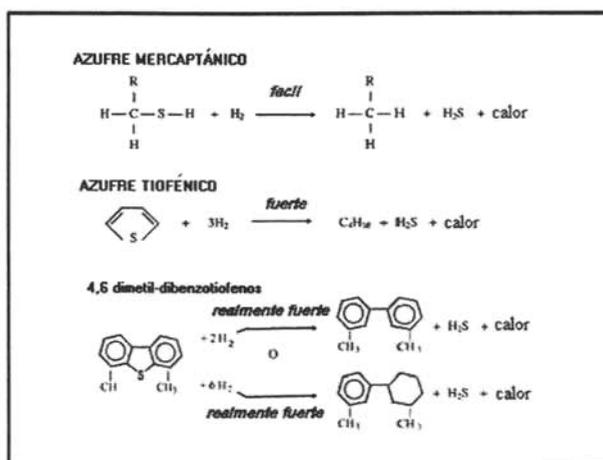


La velocidad eliminación del azufre mercaptánico es suficientemente rápida a las condiciones normales de hidrotreatmento, sin embargo, la reacción exotérmica reversible para la formación de mercaptano puede favorecerse a condiciones de operación de alta presión parcial de H<sub>2</sub>S, alta temperatura, del tipo de carga, de la concentración del azufre total, de la presión parcial de H<sub>2</sub>, contenido de alquenos y el espacio velocidad.

Un punto importante a considerar en la remoción de azufre es que atmósferas con alta concentración de H<sub>2</sub>S inhiben las reacciones de hidrogenación de olefinas y desulfuración debido a que el ácido sulfhídrico se adsorbe sobre los

sitios catalíticos en competencia con otros compuestos de azufre. El análisis químico del producto a 250°C, presenta alta concentración de compuestos tiofénicos ya que estos compuestos son removidos completamente a temperaturas de aproximadamente 280°C, sin embargo, los mercaptanos vuelven a estar presentes a temperaturas superiores a 320°C, donde las reacciones de recombinación pueden llegar a ser dominantes, aunque la remoción de azufre mercaptánico resulta ser fácil de remover presenta un grado de complejidad al tener que controlar la temperatura de reacción para evitar una posible recombinación<sup>(7)</sup>.

En todas las reacciones que ocurren en el proceso de Hidrodesulfuración, el hidrógeno se utiliza como reactante esto se puede observar en la **Figura 2. 3** en donde, además se muestra la dificultad para llevarse a cabo la reacción según sea el tipo de compuesto:

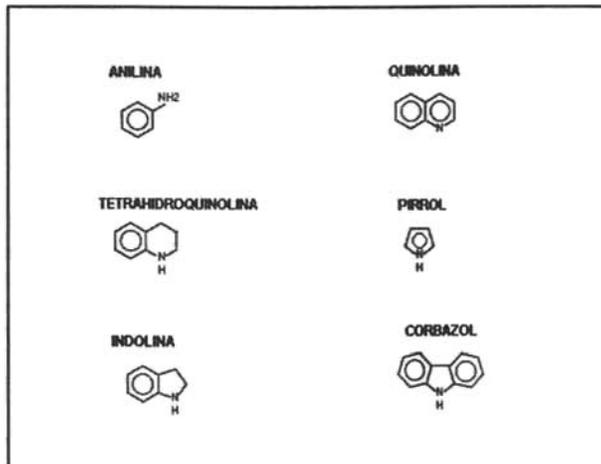


**Figura 2.3** Reacciones de desulfurización.

## 2.2 COMPUESTOS DE NITRÓGENO

La hidrodesnitrificación es un proceso en el cual los compuestos organonitrogenados se eliminan de las corrientes de hidrocarburos para producir combustibles líquidos estables, aunque se sabe que desde hace mucho tiempo que la hidrodesnitrificación es más difícil de llevar a cabo en comparación con la hidrodesulfuración, en refinerías se le da poca importancia, debido a que la cantidad de compuestos nitrogenados es comparativamente inferior a los compuestos de azufre, pero esta situación ha ido cambiando debido a la necesidad de procesar crudos cada vez más pesados de baja calidad los cuales son ricos en compuestos nitrogenados.

Los compuestos nitrogenados encontrados en la alimentación a la planta de hidrodesulfuración son clasificados de dos formas al igual que los compuestos de azufre los cuales son: heterocíclicos y no heterocíclicos, incluidos en los últimos anilinas y aminas alifáticas; algunos de estos compuestos se pueden observar en la **Figura 2.4**.



**Figura 2.4** Compuestos nitrogenados.

Los compuestos nitrogenados heterocíclicos se dividen usualmente en dos grupos: aquellos que tienen anillos piridínicos de seis miembros y aquellos que tienen anillos pirrólicos de cinco miembros, estos dos grupos de compuestos nitrogenados heterocíclicos tienen diferentes configuraciones electrónicas y por lo tanto interactúan con la superficie del catalizador en diferente forma<sup>(1)</sup>.

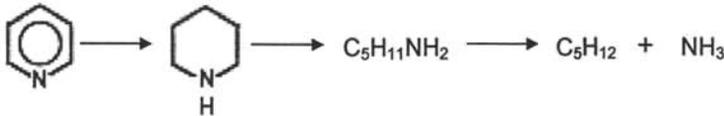
Debido a que los compuestos heterocíclicos nitrogenados deben ser hidrogenados hasta su saturación antes de que el nitrógeno sea removido, se presentan numerosos productos intermedios que contienen nitrógeno; en consecuencia es necesario distinguir entre el grado de conversión de un compuesto nitrogenado y el grado de desnitrificación, que implica la conversión total o conversión final a hidrocarburo y amoníaco.

Un punto importante en las reacciones de hidrogenación de los anillos heterocíclicos y bencénicos que es desfavorable a altas temperaturas, por este efecto puede ser compensado incrementando la presión parcial de hidrógeno en la reacción. La hidrodensitrificación es virtualmente irreversible a las condiciones normales de hidroprocesamiento y es generalmente controlada por la cinética de la reacción en vez de ser controlada por la termodinámica. La reactividad por hidrogenación de anillos-N decrece en el siguiente orden:

Quinolina < piridina < isoquinolina < indol < pirrol

Durante el proceso de hidrodensitrificación al efectuarse las reacciones de hidrogenación de los compuestos de nitrógeno se llevan a cabo la formación de sales de amonio que producen incrustaciones o ensuciamiento en las tuberías, esto provoca serios problemas como pérdidas de presión por taponamiento en tuberías por mencionar algunos, aunque este problema se puede solucionar inyectando agua de lavado a la corriente efluente del reactor de hidrodensulfuración. Estas sales son producto de una reacción de desnitrificación de alguno de los compuestos de nitrógeno, los cuales presentan un mecanismo similar como el que se muestra en la **Figura 2.5** en donde se muestra la hidrodensitrificación de la piridina y se obtiene NH<sub>3</sub>,

aunque no es el único compuesto que reacciona para formar  $\text{NH}_3$  ya que existen otros como quinolina e indol que reaccionan para formar propilbenceno y etilbenceno respectivamente y ambas reacciones tiene como subproducto  $\text{NH}_3$ , con un mecanismo de reacción similar.



**Figura 2.5** Reacción de hidrogenación de la piridina.

Estas sales suelen ser cloruros de amonio ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ). El amonio se forma en el reactor de hidroprocesamiento por la conversión de los compuestos de nitrógeno que contiene el flujo de alimentación al reactor.

El ácido clorhídrico ( $\text{HCl}$ ); que genera las sales de cloruro de amonio puede entrar al proceso con el hidrógeno de reposición, el ácido clorhídrico ( $\text{HCl}$ ) se produce por la conversión de cloruros en la alimentación, además de poder entrar como sales; las cuales pudieron no haber sido removidas por los desaladores, es decir antes de la entrada al proceso, la mayoría de las sales pueden no ser convertidas en ácido clorhídrico ( $\text{HCl}$ ), pero en cambio; pueden depositarse directamente en el catalizador del reactor envenenándolo, por lo cual actualmente se tiene mayor importancia en la hidrogenación con respecto a años anteriores<sup>(17)</sup>.

## 2.3 SATURACIÓN DE (MONO Y DI) OLEFINAS

### A.- SATURACIÓN DE OLEFINAS

Estudios en planta piloto han demostrado que la presencia en ocasiones de pequeñas cantidades de olefinas puede limitar la desulfurización debido a que la recombinación de olefinas con ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) puede confundir los resultados obtenidos en una simulación de alguna planta en diseño o alguna planta en proceso.

Esto es si la presencia de mercaptanos no es anticipada, la cual indica una reacción de recombinación con el  $H_2S$  como se muestra a continuación:

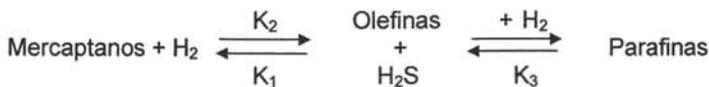


Figura 2.6 Reacción de reconversión de las olefinas.

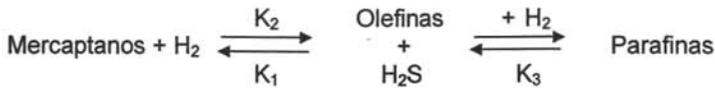
Esta reacción **Figura 2.6** es reversible la cual cambia a la izquierda a alta presión parcial de  $H_2S$  como característica principal, aunque también esta reacción depende de la temperatura, tipo de alimentación, el azufre total en la alimentación, la presión parcial de hidrógeno, el contenido de olefinas, el espacio velocidad, y la configuración del reactor.

Por lo tanto para obtener un alto nivel de conversión de azufre, la presión parcial ejercida por el  $H_2S$  puede ser un parámetro esencial a cuidar, debido a que en niveles de alta conversión de azufre el flujo neto de desulfurización de la nafta puede estar limitado por las concentraciones en el reactor tanto por las olefinas como de  $H_2S$ .

Sin embargo, el efecto de la temperatura tiene un papel muy importante ya que a temperaturas superiores aproximadamente entre 300 y 320°C puede ocurrir

la reacción de recombinación de H<sub>2</sub>S-olefina. Esta variable como ya se mencionó está íntimamente relacionada con el tipo de alimentación, ya que esta temperatura varía según la composición de esta, debido a que a temperaturas muy altas y con un catalizador muy activo puede causar craqueo cerca de la salida del reactor, produciendo olefinas<sup>(11)(12)</sup>.

La hidrodesulfuración de una nafta generalmente es la alimentación a una planta reformadora de naftas, que requiere la remoción de azufre a niveles de 0.5 ppm, para conseguir concentraciones de azufre de semejantes características, las correspondientes concentraciones de H<sub>2</sub>S y de olefinas deben de mantenerse relativamente bajas, para prevenir las reacciones de recombinación como se muestra en la **Figura 2.7** la cual termodinámicamente es reversible. En la hidrodesulfuración las reacciones en conjunto se pueden considerar como combinaciones de la reacción de la **Figura 2.7** y el paso de saturación para la obtención de parafinas como se muestra a continuación:



**Figura 2.7** Reacción de reconversión de las olefinas.

#### B.- SATURACIÓN DE DIOLEFINAS

En la nafta proveniente de la planta de coquización retardada, la saturación de diolefinas antes del hidrotratamiento es esencial para la obtención de un producto de alta calidad, a diferencia de las olefinas que químicamente son compuestos semejantes, son saturadas por lo general en el reactor de hidrodesulfuración. Las diolefinas, por lo tanto debido a que a temperaturas normales de hidrotratamiento tienden a polimerizar o formar gomas ocasionando contaminación del catalizador y ensuciamiento del equipo.

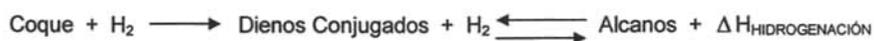
Estas diolefinas principalmente provienen del corte de la destilación primaria o de las plantas FCC y especialmente de las plantas de coquización retardada, estos son compuestos del tipo dieno como se muestra a continuación:



Se ha encontrado que las diolefinas y algunos compuestos aromáticos pueden ser removidos a temperatura relativamente baja considerando que otras reacciones ocurren a altas temperaturas, por lo tanto deben de ser removidas antes del hidrotratamiento con la finalidad de evitar los problemas ya mencionados. Esta temperatura que solo incluye a diolefinas y algunos compuestos aromáticos que pueden ser saturados por debajo de 203°C fue obtenida experimentalmente en planta piloto y fue considerando que otras reacciones no lo son; como olefinas, azufre y nitrógeno que comienzan a decrecer a 210°C <sup>(10)</sup>.

En este sistema de reacción al tenerse que efectuar en forma separada de la reacción de hidrodesulfuración la temperatura y la presión son las variables de operación importantes para orientar la selectividad a la saturación de las diolefinas del tipo 1-3 butadieno y 1-3 pentadieno y diolefinas con 6 átomos de carbono.

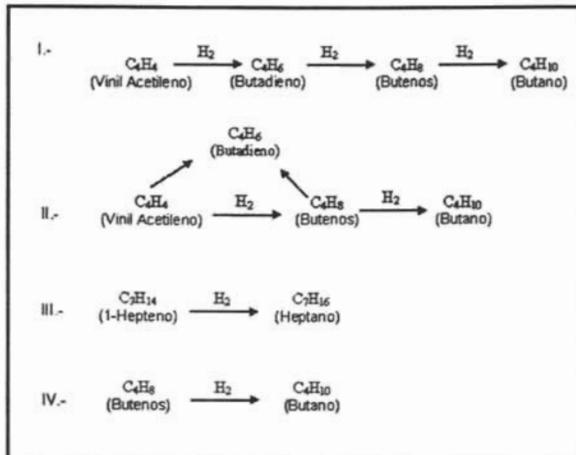
Un punto a considerar ya mencionado es el nivel térmico requerido, esto es con la finalidad de alcanzar el mayor nivel de energía de activación de las especies catalíticas; minimizando las reacciones de hidrogenación de olefinas, desintegración de hidrocarburos ligeros y coquización debido a la concentración de insaturados y la exotermicidad de las reacciones típicas de la diolefinas, sin embargo, estas reacciones pueden presentar la siguiente reacción que se observa en la **Figura 2.8** :



**Figura 2.8** Reacción de hidrogenación de las diolefinas

La nafta de alimentación que entra al sistema de reacción de saturación de diolefinas es recomendable mantenerlo en fase líquida con un mínimo de vaporización para favorecer la reacción de adición de hidrógeno y es recomendable mantener la presión en un rango entre 40-60 Kg/cm<sup>2</sup> man.

Algunas de las reacciones típicas de diolefinas se muestran en la **Figura 2.9**:



**Figura 2.9** Reacciones diolefinicas.

## 2.4 SATURACIÓN DE ANILLOS AROMÁTICOS

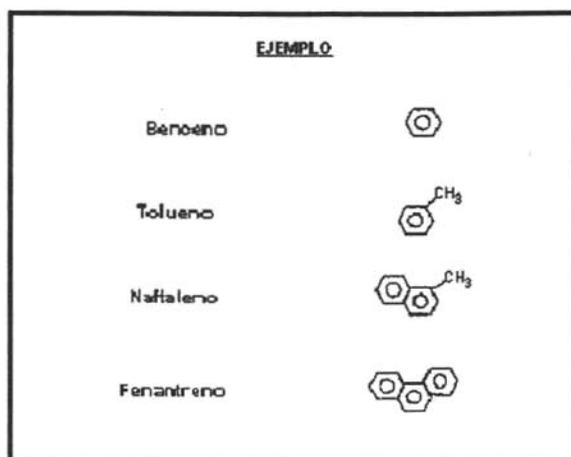
Los compuestos aromáticos son hidrocarburos químicamente y físicamente muy diferentes a los compuestos parafínicos y nafténicos. Los hidrocarburos aromáticos están formados por un anillo bencénico el cual no está saturado pero es muy estable que se comporta como un compuesto saturado. Estos compuestos aromáticos se encuentran clasificados en tres clases: mono-aromáticos, di-aromáticos, y poli-aromáticos; todas estas clases de aromáticos presentan ciertas características deseables e indeseables según sea el tipo de molécula, como se observa en la **Figura 2.10**.

<u>CLASE</u>	<u>EJEMPLO</u>	<u>CARACTERÍSTICA</u>
Aromáticos (mono)		Buen Octanaje Grandes cantidades en productos de FCC
Aromáticos (di)		Buen Octanaje En Cetano pobre
Aromáticos (poli)		Ensuiciamiento del Catalizador de Hidroprocesamiento

**Figura 2.10** Moléculas típicas en aromáticos.

La saturación de hidrocarburos es requerida para mejorar las propiedades de ignición de la fracción a hidrotreatar. Para llevar a cabo la hidrogenación de hidrocarburos mono-aromáticos se requieren de condiciones severas de hidrotreamiento ya que los anillos simples son muy estables<sup>(2)</sup>. Lo cual hace que la saturación de compuestos poliaromáticos sea más compleja que un compuesto monoaromático esto es debido a que presenta una relativa superioridad en estabilidad que un compuesto poliaromático.

Los compuestos aromáticos que podemos encontrar en el crudo son de origen bencénico, es decir, todas estas moléculas presentan un anillo aromático en su estructura molecular, entre las cuales tenemos: moléculas de benceno, tolueno, etilbenceno, o-xileno, m-xileno, p-xileno, cumeno, naftaleno entre otros, ver **Figura 2.11**.



**Figura 2.11** Compuestos aromáticos.

La hidrogenación de los compuestos aromáticos es una reacción reversible a las condiciones de operación típicas del proceso. La hidrogenación es una reacción exotérmica, por lo que la conversión al equilibrio disminuye al aumentar la temperatura de reacción, a altas temperaturas se favorece la hidrogenación y se obtienen bajas conversiones en la hidrogenación de aromáticos.

La presión parcial de hidrógeno y el espacio velocidad son las variables más importantes para la hidrogenación de los aromáticos polinucleares ya que con alta presión parcial de hidrógeno y un tiempo de residencia prolongado se logra aumentar la velocidad de la hidrogenación. <sup>(4)</sup>

En todo los casos el consumo de hidrógeno es muy alto, especialmente cuando es especificado que el contenido de aromáticos sea bajo y la presión parcial de

hidrógeno sea similar a la operación en el rango de hidrocraqueo. Las características de los productos dependen de la severidad de operación e incluso en el más severo de los casos, el índice de cetano es limitado a un valor alrededor de 40. <sup>(15)</sup> Aunque la saturación de aromáticos generalmente incrementa el número de cetano de una alimentación en particular, la relativa mejora es variable ya que una completa saturación de aromáticos no es una garantía de la producción de un combustible que sea alto en cetano.

## 2.5 REMOCIÓN DE SÍLICE

La hidrodesulfuración de nafta es un proceso que implica distintas fases de reacción, en él existen contaminantes que afectan el proceso, algunos de estos contaminantes son de origen metálico. Generalmente, los metales que afectan al proceso de hidrodesulfuración son compuestos formados por Vanadio (V) y Níquel (Ni), desde la década de los 60's estos compuestos han tomado gran importancia debido a la complejidad de remoción de estos metales de la corriente de carga, esta importancia es debida a que grandes cantidades de metales que van desde 1 ppm, presentes en la corriente de carga; causan un rápido deterioro del catalizador <sup>(13)</sup> <sup>(29)</sup>, altos consumos de hidrógeno y en consecuencia una relación directa con la hidrodesulfuración de la carga y de las variables de control del proceso.

Para el procesamiento de crudos cada vez más pesados con altos niveles de metales se han desarrollado diversas alternativas tecnológicas para la remoción de sílice y específicamente de metales. Los procesos desarrollados para la remoción de metales destacan los siguientes <sup>(29)</sup><sup>(28)</sup>:

- Extracción por solventes
- Utilización de una resina de intercambio iónico.
- Utilización de un reactor desmetalizador utilizando un catalizador de costo relativamente más barato en comparación con el de hidrodesulfuración.

Esta última alternativa de proceso, es la de mayor aplicación con respecto a las otras dos alternativas, debido a que ofrece una mejor remoción de metales. Sin embargo pruebas realizadas en planta piloto por el Instituto Mexicano del Petróleo recomiendan la utilización de un reactor con un catalizador de características similares al usado para hidrodesulfurar, debido a que con la utilización de un catalizador semejante al de hidrodesulfuración, la remoción de sílice, para el caso de la hidrodesulfuración de naftas de coquización es de

aproximadamente del 99% y en comparación con la utilización de un catalizador más barato (zeolita por ejemplo) la remoción de metales es aprox. del 65 al 80%<sup>(13)(29)</sup>, con lo que para la remoción de metales en general las tres alternativas mencionadas anteriormente no ofrecen una remoción tan eficaz en comparación con la utilización de un reactor con un catalizador semejante al de hidrodesulfuración propuesto por el Instituto Mexicano del Petróleo.

Actualmente, el procesamiento de crudos más pesados y el procesamiento de naftas provenientes de las plantas de coquización retardada, presentan en la caracterización de alimentación a la planta compuestos formados por sílice.

El sílice es un elemento metálico y como tal tiende a comportarse con la misma similitud del Ni y del V en presencia del catalizador de hidrotratamiento, es decir tienden a causar los problemas ya mencionados con anterioridad.

La presencia de compuestos de sílice en la corriente de alimentación de una planta que procesa naftas de coquización retardada, puede presentar concentraciones de 16 a 35 ppm aproximadamente, estos compuestos de sílice son generados en la planta de coquización por el empleo de agentes antiespumantes que se aplican para el control de operación de la planta, comportándose con tendencia a desactivar lentamente el catalizador de hidrodesulfuración así como también disminuyendo el tiempo de corrida y vida útil del catalizador, de no ser removido este elemento puede llegar al catalizador de la planta Reformadora de Naftas y afectar de igual manera el catalizador de Reformación.

Estos compuestos son del tipo dimetil-siloxanos cíclicos constituidos de 3 a 7 átomos de sílice (**Figura 2.12**) con bajo peso molecular que ebulen en el intervalo de la nafta y es arrastrado fácilmente en esta corriente llegando de esta forma a la planta de hidrodesulfuración.

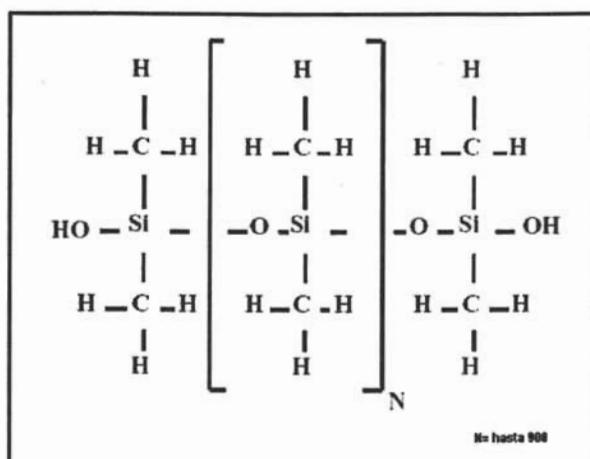


Figura 2.12 Compuesto antiespumante (polidimetil siloxano).

En este sistema de reacción la retención de sílice es de tipo superficial el cual involucra principalmente grupos oxidrilo de la alúmina para llevarse a cabo en dos etapas, el mecanismo propuesto de la retención es como se muestra a continuación:

1. - Reacción superficial de fisiorción del compuesto de silicio sobre los grupos HO- de la alúmina (Figura 2.13):

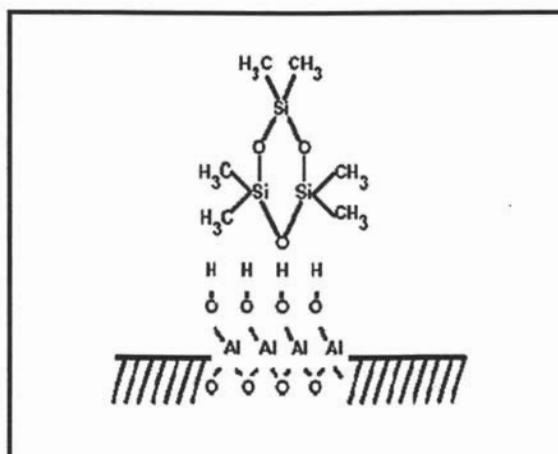


Figura 2.13 Catalizador de hidrotratamiento -A.

2. - Apertura del anillo y retención de los átomos de silicio sobre los grupos HO- de la alúmina (Figura 2.14):

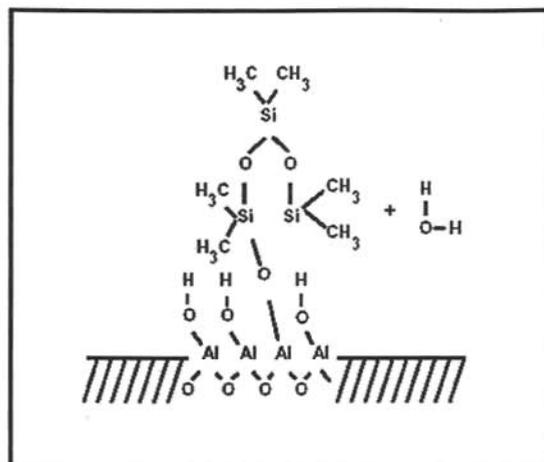


Figura 2.14 Catalizador de hidrotratamiento -B.

Considerando lo anterior, este sistema de reacción se ve favorecido al operar en un medio reaccionante totalmente en fase vapor donde las variables de operación de temperatura y velocidad espacial presentan mayor efecto con la finalidad de obtener un producto con concentraciones mucho menores a 1 ppm en sílice.

## 2.6 VARIABLES DE CONTROL DE PROCESO (sección de reacción)

El control y buen funcionamiento de una planta dependen básicamente de una elección adecuada de las condiciones de operación de los distintos equipos que integran el proceso, la eficiencia del proceso de desulfuración depende de las condiciones de operación empleadas para operar a condiciones óptimas y poder alcanzarse niveles de eliminación de azufre superiores al 99%. Los hidrocarburos formados en las reacciones de desulfuración tienen puntos de ebullición menores a los compuestos de los cuales proceden. Tanto las condiciones de operación como el catalizador son seleccionados de tal manera que se minimicen las reacciones laterales como la deshidrogenación, desnitrógenación, entre otras.

Por ello, el grado de desulfuración de cualquier tipo de carga es función directa de los siguientes parámetros básicos para el control de proceso de la sección de reacción:

- TEMPERATURA.
- PRESIÓN (PRESIÓN PARCIAL DE HIDRÓGENO).
- FLUJO.
- RELACIÓN HIDRÓGENO/HIDROCARBURO ( $H_2/HC$ ).
- ESPACIO VELOCIDAD (Liquid Hourly Space Velocity ó LHSV).
- CATALIZADOR.

**TEMPERATURA:**

La temperatura es una variable que afecta directamente el desarrollo de las distintas reacciones que se llevan a cabo en el equipo de reacción, (reactor), por ello en la actualidad las reacciones son llevadas a cabo en distintos reactores debido a la gran variación de temperaturas a las que se da lugar la reacción. Cabe mencionar, que aunque todas las reacciones que ocurren en el proceso de eliminación de azufre son exotérmicas, las reacciones de saturación de diolefinas, olefinas, y descomposición de compuestos de nitrógeno son las que liberan mayor cantidad de energía.

El efecto de un incremento de temperatura de reacción aumenta la velocidad de reacción, y por lo tanto, el nivel de desulfuración. A temperaturas inferiores a 280°C las velocidades de reacción tienden a disminuir y arriba de 410°C ocurren reacciones indeseables generando ligeros y excesivo depósito de carbón sobre el catalizador. En el diseño de unidades de hidrosulfuración la temperatura de inicio de corrida es fijada por el tipo de producto desulfurado, la presión y ciertos factores económicos. Como resulta obvio, las cargas ligeras son fácilmente desulfuradas a bajas temperaturas de operación, la cual se incrementa en función directa con el rango de ebullición de la carga (alimentación) a tratar.

Para el caso de la saturación de diolefinas las temperaturas de reacción deben de ser controladas ya que determina las velocidades de reacción de hidrogenación de estas. Un criterio que debe de ser tomado en cuenta para el diseño y operación de una planta de hidrosulfuración que contenga en la corriente de alimentación diolefinas es la exotermicidad de la reacción. Esta temperatura no debe de exceder a 210°C por lo que es necesario mantener estable esta temperatura debido a que las diolefinas tienden a polimerizar a altas temperaturas provocando taponamiento o ensuciamiento en los equipos.

En cambio la temperatura de remoción de sílice a la entrada de alimentación del reactor se determina considerando que este sistema se ve favorecido en un medio totalmente vaporizado (100% vapor) por lo que aproximadamente la temperatura de reacción se encuentra entre 250 a 290°C.

Ambos casos (saturación de diolefinas y remoción de sílice) son casos particulares que actualmente se tratan de manera independiente en equipos separados, esto es con respecto a las reacciones de hidrodesulfuración

La saturación de olefinas se comporta de manera semejante a la reacción de hidrodesulfuración con respecto a la temperatura, con la excepción de que el incremento de la velocidad de reacción se mantiene a mayores temperaturas; y aproximadamente a 427°C se obtienen aparentes condiciones de equilibrio en las cuales el grado de saturación se limita.

El grado y rapidez de la desulfurización se incrementa visiblemente cuando la temperatura aumenta; a 343°C la velocidad de reacción es sumamente rápida manteniéndose este incremento hasta de 371°C por encima de la cual debe estabilizarse.

Como se puede observar en le siguiente **Figura 2.15** dado un incremento de temperatura los compuestos de azufre disminuyen. Involucrando todas las reacciones que ocurren en el reactor de hidrodesulfuración, la conversión deseada la temperatura se fija entre 326 y 475°C pero debe tomarse en cuenta que a temperaturas mayores a 400°C pueden llevarse a cabo las reacciones de hidrodesintegración. Aunque el intervalo de la operación es amplio, la única limitación para alcanzar el valor máximo que comúnmente se fija en 370°C se debe a que el color del producto podría no cumplir con las especificaciones <sup>(3)</sup>.

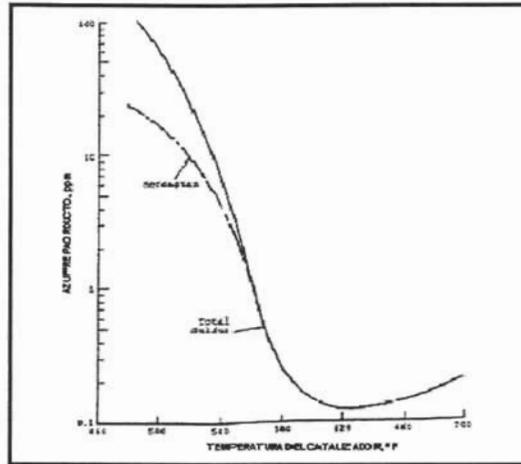


Figura 2.15 Equilibrio de desulfuración.

#### PRESIÓN:

##### (Presión Parcial del Hidrógeno)

La importancia de la variación de presión, manteniendo las otras variables constantes provoca cambios en la conversión en las reacciones químicas, debido a que estas son favorecidas por la presión parcial que ejerce un exceso de hidrógeno. Variaciones normales en la presión o flujo de hidrógeno en el reactor no ocasionarán grandes cambios, pero si pudieran ocasionar diferencias apreciables en los productos.

Generalmente es posible obtener mayores rendimientos operando el reactor a presiones elevadas sin exceder el punto de rocío de la carga vaporizada.

Cuando la carga aumenta de peso molecular, se requiere de un aumento en la temperatura y por lo cual resulta necesario también incrementar la presión de operación. Dependiendo de la temperatura de alimentación, la presión puede ser de 28 Kg/cm<sup>2</sup> man., para cargas ligeras y hasta 100 Kg/cm<sup>2</sup> man.

---

Cuando la presión parcial del hidrógeno no se incrementa al aumentar la temperatura promedio de alimentación de la carga, se envenenará rápidamente el catalizador<sup>(3)</sup>.

La elección de la presión de operación depende principalmente del tipo de carga (alimentación) y de la pureza de la corriente de hidrógeno. En términos prácticos, si el rango de ebullición de la carga se incrementa los compuestos de azufre se tornan más complejos y se requiere de presiones más altas para hacerlas reaccionar y prevenir la desactivación del catalizador por depósito de carbón.

Debido a que la presión parcial de hidrógeno es el factor decisivo y no la presión total del reactor, la pureza de la corriente de hidrógeno es determinante sobre la presión final elegida.

#### FLUJO:

Esta variable normalmente solo involucra al flujo de entrada de hidrógeno, que se consume en el proceso por las reacciones de hidrodesulfuración así como tener el manejo del compresor dentro de los límites de su capacidad.<sup>(3)</sup> ya que el flujo de circulación de hidrógeno y la pureza del mismo afectan directamente las velocidades de desulfuración, desnitrógenación, saturación de olefinas, y desoxigenación.

El flujo de hidrógeno depende principalmente de consideraciones tales como, si la corriente de alimentación del gas rico en hidrógeno es adecuada, la desulfuración deseada puede lograrse fácilmente, esto es común cuando se tratan cargas ligeras, en donde los consumos de hidrógeno son típicamente bajos. Para el caso de cargas pesadas y diesel normalmente se requiere de una corriente de reposición de hidrógeno que asegure la adecuada desulfuración y minimice la formación de carbón. Arriba de ciertos valores de flujo de hidrógeno los cambios en la presión parcial de hidrógeno son mínimos, de tal manera que el flujo de hidrógeno superior a los realmente necesarios,

resultan contraproducentes provocando consumos extras de energía modificando el proceso.

En la corriente de hidrógeno, los contaminantes como óxidos de carbono y compuestos formados por nitrógeno deben de mantenerse muy por debajo de ciertos niveles ya que compiten por la superficie del catalizador para convertirse en metano y agua para el caso de los óxidos de carbono y en cloruros de amonio para el caso de los de nitrógeno. El nitrógeno se comporta casi como un inerte bajo las condiciones de desulfuración y su solubilidad en los hidrocarburos es baja, sin embargo a concentraciones apreciables, produce una reducción de la presión parcial.

#### RELACIÓN HIDRÓGENO/HIDROCARBURO ( $H_2/HC$ ):

El consumo de hidrógeno dependerá del tipo de carga; del contenido de azufre que se tenga; de que se efectúe o no un número mayor de reacciones laterales y de las especificaciones deseadas para el producto; no obstante, se observa que a medida que la carga se hace más pesada, aumenta el consumo de hidrógeno.

<u>REACCIÓN</u>	<u>CONSUMO DE HIDRÓGENO</u>
Desulfuración	- 3 moles de $H_2$ por mol de azufre (100-150 SCF/Bbl por 1% peso S removido)
Desnitrificación	- 5 moles $H_2$ por mol de Nitrógeno (30-40 SFC/BBL por 1000 ppm N removido)
Saturación de Olefinas	- 1 mol de $H_2$ por mol de C=C (SCF/Bbl = 5-10 veces # reducción del bromo)
Saturación de Aromáticos	- 3 moles de $H_2$ por mol de anillo saturado (15-30 SCF/Bbl por 1% anillos saturados)
Hidrocrqueo (saturación)	1 mol de $H_2$ por mol de C-C ligaduras rotas (5-7 SCF/Bbl por 1 LV% conversión)

Figura 2.16 Consumos de hidrógeno de acuerdo tipo de compuesto.

La **Figura 2.16** muestra el consumo aproximado de hidrógeno de algunos compuestos típicos encontrados en las naftas.

Aunque las condiciones de operación y el valor de la relación  $H_2$ /hidrocarburo son finalmente determinados por el tipo de catalizador, el tipo de carga y composición de la misma

Cuando se habla de naftas ligeras, el valor de la relación  $H_2$ /hidrocarburo es del orden de 450-550 SCF de  $H_2$  100%/barril de carga y las condiciones de operación del reactor son del orden de 352°C y 30 Kg/cm<sup>2</sup> man.

El consumo de hidrógeno, cuando la carga tiene un contenido de azufre de 800-900 ppm, se puede estimar en unos 70 SCF de  $H_2$  100%/barril de carga.

De igual forma, cuando se trata de destilados intermedios, el valor de la relación  $H_2$ /hidrocarburo es del orden de 1500-2500 SCF de  $H_2$  100%/BBL de carga y las condiciones de operación del reactor son del orden de 405°C y 60 Kg/cm<sup>2</sup> man.

La relación  $H_2$ /hidrocarburo es menos influyente que el espacio velocidad del reactor. A relaciones muy bajas, la presión de vapor de hidrógeno no es apropiada para las condiciones de conversión de los aromáticos y nafténicos. A relaciones muy altas, se disminuye el tiempo de contacto en el reactor<sup>(3)</sup>.

➤ **ESPACIO VELOCIDAD** (Liquid Hourly Space Velocity (LHSV)):

El término LHSV (Liquid Hourly Space Velocity), indica los pies cúbicos de carga por hora por cada pie cúbico de catalizador en el reactor y es un índice de la severidad de operación:

$$\text{LHSV} = \frac{\text{ft}^3 \text{ de carga / hr}}{\text{ft}^3 \text{ de catalizador}}$$

Mientras menor es el LHSV, mayor será la severidad y mientras menor sea el espacio velocidad, el grado de reacción se incrementará ya que el LHSV es inversamente proporcional al tiempo de contacto. El valor de LHSV varía de acuerdo a la carga procesada.

Después de la selección de la presión parcial de  $H_2$  y la temperatura de operación es posible usar correlaciones para seleccionar un óptimo valor de LHSV de acuerdo con los requerimientos de desulfuración deseada <sup>(4)</sup>.

#### CATALIZADOR:

La composición y estructura de los catalizadores de hidrodesulfuración tienen primordial importancia en las reacciones de hidrogenación y desulfuración. Los catalizadores de níquel y platino que son muy activos para reacciones de hidrogenación, son fácilmente envenenados por compuestos de azufre, haciéndolos insatisfactorios para las reacciones combinadas de hidrodesulfuración, por lo que se requiere el empleo de un catalizador resistente al proceso dual hidrogenación – desulfuración <sup>(3)</sup>. Con lo cual el catalizador utilizado para hidrodesulfuración tiene la obligación de cumplir con una doble función:

- El craqueo de hidrocarburos de alto peso molecular
- La hidrogenación de compuestos insaturados formados durante el proceso de craqueo o presentes en la alimentación.

Los catalizadores de hidrodesulfuración son manufacturados con metales promotores en forma de óxidos; constituidos básicamente de cuatro elementos:

- Metales activos: Es el elemento que imparte la actividad catalítica de mayor efecto en las reacciones de hidrogenólisis e hidrogenación. <sup>(4)</sup>. Teniéndose entre estos al molibdeno como uno de los más activos y de alta aplicación industrial.

- Promotores catalíticos: Es el elemento que proporciona e incrementa la selectividad de una reacción en especial. Teniéndose entre estos al níquel cobalto y sílice.
- Aditivos de estabilidad: Este elemento proporciona la estabilidad tanto térmica como mecánica. Teniéndose como ejemplo: boro, titanio grafito (aditivos de estabilidad mecánica), lantano y cerio (aditivos de estabilidad térmica).
- Soporte: Este elemento proporciona el soporte de las especies activas como de los aditivos que integran el catalizador. Teniéndose entre de los de uso más común a las aluminas activas y en especial la gamma alúmina.

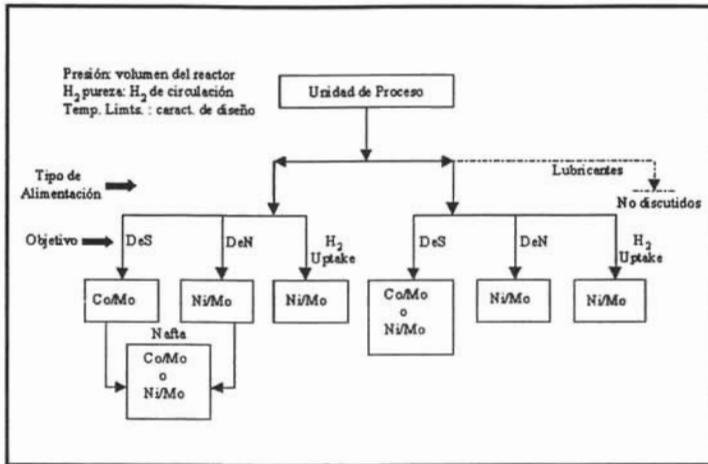
Entre los catalizadores resistentes al azufre, los cuales han sido considerados aceptables para hidrogenación y desulfuración combinadas son:

- Co-Mo
- Ni-Mo
- Ni-Mo-W

En general el catalizador Co-Mo son utilizados en su mayoría para desulfuración y los catalizadores Ni-Mo presentan mayor afinidad para efectuar los procesos de desnitrificación e hidrogenación. <sup>(17)</sup>

Estudios realizados en planta piloto por Syed A. Ali, Jamal A. Anabtawi recomiendan el uso de una combinación de catalizador Ni-Mo en la parte superior 10 a 15 % del reactor y la parte restante utilizar como catalizador Co-Mo, para efectuar las reacciones de hidrogenación de olefinas y evitar posibles recombinaciones de reacción en la salida del reactor <sup>(11)</sup>.

Como se muestra a continuación en la **Figura 2.17** el cual es conocido como el árbol de ayuda de decisión para elección de catalizador de hidrotratamiento. Que aunque la elección del tipo de catalizador depende del objetivo del proceso, en el cual las variables y condiciones de diseño y operación son de gran importancia.



**Figura 2.17** Árbol de ayuda de decisión para la elección del catalizador de hidrotratamiento.

## CAPÍTULO 3

### **DEFINICIÓN DEL NUEVO ESQUEMA DE PROCESO (Secc. de Reac.).**

La adecuación del nuevo esquema de proceso considera principios básicos de conservación y recuperación de energía, seguridad, minimización de efluentes contaminantes y flexibilidad operativa.

La planta de hidrodesulfuración de Naftas N° 2 de Cadereyta, N.L. se diseño para procesar 25,000 BPD de Nafta como se menciona en el capítulo 1 de este trabajo, sin embargo, debe de considerarse los siguientes aspectos determinantes para la definición del nuevo esquema de procesamiento:

- Bases de Diseño del Nuevo Esquema de Proceso.
- Criterios del Equipo de Reacción.
- Criterios Establecidos Para Llevar a cabo la Simulación del Nuevo Esquema Reacción.
  - a) Metodología de la Simulación.
  - b) Diagrama de Flujo de Proceso (Sección de Reacción).

### 3.1 BASES DE DISEÑO DEL NUEVO ESQUEMA DE PROCESO.

La simulación de la sección de reacción de la planta inicialmente utilizó una especificación de la gasolina (nafta) de coquización proporcionada por el licenciador Foster Wheeler en junio de 1994 la cual es presentada en la **Tabla 3.1**.

	UNIDADES	
*API		61.2
AZUFRE	% peso	0.84
NITRÓGENO	% peso	0.02
No DE BROMO		83
PARAFINAS	% vol.	41
OLEFINAS	% vol.	38
NAFTENOS	% vol.	13
AROMÁTICOS	% vol.	8
SÍLICE	ppm	NO REPORTADO

**Tabla 3.1** Especificación de nafta de diseño en junio de 1994.

La adecuación del nuevo esquema de proceso debe considerar la actual especificación de la Nafta de Coquización que define Foster Wheeler en Marzo del 2000, (**Tabla 3.2**) en la cual se observa la presencia de sílice, razón por la cual la adecuación de un nuevo esquema de proceso es necesario para cubrir los rangos de esta especificación.

La implementación de un sistema de retención o de eliminación de este elemento (Si) de la corriente de proceso justifica su importancia ya que en caso de operar la planta sin la eliminación de este elemento disminuye el tiempo de vida útil del catalizador de hidrodesulfuración por envenenamiento de este, además de no ser eliminado de la corriente de proceso este puede seguir su ruta hasta llegar a la planta de reformación de naftas desactivando el catalizador de reformación.

FLUIDO:NAFTA	UNIDADES	
FLUJO	BDP	8575
AZUFRE	% peso	1.03
NITRÓGENO	ppm peso	200
OLEFINAS	% vol.	33.5
DIOLEFINAS	% peso	2.4
No DE BROMO		75
DIENOS		5.4
SÍLICE	ppm	5
*API		66.96

**Tabla 3.2** Especificación de la nafta de carga en Marzo del 2000.

### Nafta de Alimentación:

Con las especificaciones proporcionadas por la firma de Ingeniería Foster Wheeler se consideró un flujo de alimentación compuesto de una mezcla de naftas proveniente de diferentes plantas, con las siguientes características:

MEZCLA DE NAFTA DE ALIMENTACIÓN		
	UNIDADES	
FLUJO	Kg/h	121125
TEMPERATURA	°C	38
PRESION	kg/cm2 man.	5.5
PESO MOLECULAR		101.31
AZUFRE TOTAL	ppm peso	3300
NITRÓGENO TOTAL	ppm peso	164
ANALISIS PIONA		
PARAFINAS	% vol.	53.4
ISOPARAFINAS	% vol.	1.22
OLEFINAS	% vol.	13.92
NAFTENICOS	% vol.	19.40
AROMÁTICOS	% vol.	11.72
DIOLEFINAS	% vol.	0.19
PESADOS	% vol.	0.15
SÍLICE	ppm	1.72

**Tabla 3.3** Composición de nafta de alimentación a la planta reportada en marzo del 2000.

**Hidrógeno:**

El hidrógeno de alimentación procede de un cabezal de hidrógeno con una pureza de 99.5% mol (pureza mínima de 94.99% mol **(1)**). Las especificaciones típicas del cabezal son las siguientes:

COMPOSICION	HIDRÓGENO
HIDRÓGENO, % mol	99.5
METANO, % mol	0.025
ETANO, % mol	
PROPANO, % mol	
i-BUTANO, % mol	
n-BUTANO, % mol	
i-PENTANO, % mol	
n-PENTANO, % mol	
NITRÓGENO, % mol	0.07
HCl, ppm mol	
H <sub>2</sub> O, ppm vol.	
H <sub>2</sub> S, ppm mol	
CO + CO <sub>2</sub> , ppm vol.	60 max.

**Tabla 3.4** Composición del hidrógeno de alimentación.

- (1) Para la simulación de la sección de reacción se considero el caso crítico de manejar un hidrógeno con una pureza de 94.99% mol.

**Nafta Pesada a Reformación:**

La nafta pesada a reformación debe de ser como producto de la sección de fraccionamiento previo paso por la sección de reacción en la cual se lleva a cabo las reacciones necesarias para la obtención de una nafta producto de la sección de fraccionamiento con la siguiente especificación:

	UNIDADES	ESPECIFICACIONES
FLUJO	m <sup>3</sup> /hr	140.9
DENSIDAD	Kg/m <sup>3</sup>	663.5
TEMPERATURA INICIAL DE CORTE (ASTM-D86)	°C	101
TEMPERATURA FINAL DE CORTE (ASTM-D86)	°C	192
<b>AZUFRE</b>	<b>ppm peso</b>	<b>0.1 mín.-0.50 máx.</b>
NITRÓGENO TOTAL	ppm peso	0.5 máx.
No BROMO	g/100g	1 máx.
PLOMO	ppb peso	20 máx.
ARSENICO	ppb peso	0.1 máx.
AGUA	ppb peso	0.1 máx
CLORUROS	ppb peso	0
<b>Si</b>	<b>ppm peso</b>	<b>0</b>

**Tabla 3.5** Nafta producto a reformación.

## 3.2 CRITERIOS DE DISEÑO DEL EQUIPO DE REACCIÓN.

Para el diseño del equipo de reacción, los siguientes criterios de diseño son específicos para el hidrotreamiento de nafta 100% de coquización, sin embargo, pueden ser tomados en cuenta para el diseño en general de reactores de plantas de hidrodesulfuración de este tipo, debido a que contiene nafta proveniente de una Planta de Coquización Retardada.

Cabe destacar que el diseño de alguna planta en particular cambia, debido a que los equipos y criterios a utilizar están determinados de acuerdo al tipo de carga a procesar.

### REACTOR DE DIOLEFINAS:

El diseño de este sistema de reacción debe de considerar las condiciones necesarias para que el equipo opere en forma continua tomando como base los siguientes aspectos:

- Fase totalmente líquida.
- Saturación total de diolefinas con ligera saturación de olefinas.
- Control de temperatura por alta exotermicidad.
- Corrientes de enfriamiento (Quench) para un buen control térmico.
- Intervalo de temperatura entre 120 y 200°C.
- Temperatura mínima de saturación de diolefinas 125°C.
- Catalizador altamente selectivo de metales nobles recomendable usar para diolefinas = Ni o Pd, para olefinas = Ni-Mo.
- Presión de operación aprox. de 54 a 68 kg/cm<sup>2</sup> man.
- $\Delta T = 15$  a 30 °C.

- Altos niveles de espacio velocidad, LHSV = 5 a 8.
- Relación  $H_2/HC = 150$  a  $250 \text{ ft}^3 / \text{Barril}$ .

### REACTOR DE GUARDA DE SÍLICE:

Este equipo debe de estar diseñado específicamente para remover el sílice presente en la nafta procedente de la Planta de Coquización Retardada, de no ser removido desactivaría lentamente el catalizador de hidrodesulfuración, disminuyendo considerablemente el tiempo de corrida y la vida útil del catalizador de hidrodesulfuración, para lo cual se considera la instalación de dos reactores en paralelo, para operar con la siguiente filosofía, mientras uno opera el otro está en relevo, además de encontrarse diseñados estos equipos bajo los siguientes parámetros:

- Aparentemente no hay reacción con los metales activos, realizándose únicamente con el soporte de alúmina.
- La reacción se inicia con la formación de enlaces Si-O-Al y posteriormente con la formación de enlaces Si-O-Si.
- Nafta totalmente en fase vapor.
- Lechos de catalizador considerados de sacrificio, una vez saturado el catalizador deben ser reemplazados por nuevo catalizador.
- Control de temperatura por alta exotermicidad.
- Corrientes de enfriamiento (Quench) para un buen control térmico.
- Intervalo de temperatura entre  $260$  y  $316^\circ\text{C}$ .
- Temperatura mínima de remoción de Sílice  $232^\circ\text{C}$ .
- Catalizador altamente selectivo recomendable usar un catalizador a base de Ni-Mo.
- Presión de operación aprox. de  $40$  a  $60 \text{ kg/cm}^2$ .

- 
- $\Delta T = 15$  a  $30$  °C.
  - Espacio velocidad recomendados, LHSV = 4 a 6.
  - Relación  $H_2/HC = 800$  a  $1000$  ft<sup>3</sup> / Barril.
  - % de Hidrodesulfuración = 30%.

### REACTOR DE HIDRODESULFURACIÓN:

El reactor de hidrodesulfuración se diseña para procesar una carga de nafta libre de Diolefinas, Olefinas y Sílice por lo cual se diseña para obtener un producto principal de nafta desulfurada con 0.5 ppm en peso máx.

Este equipo tiene como objetivo eliminar los compuestos de azufre, nitrógeno, así como saturar las olefinas remanentes, mediante las reacciones de hidrogenación catalítica. Para ello los parámetros de diseño que deben de tomarse en cuenta pueden resumirse a continuación:

- Unidad de reacción constituido por camas catalíticas.
- Nafta totalmente en fase vapor.
- Catalizador a base de Ni-Mo.
- Control de temperatura por alta exotermicidad.
- Corrientes de enfriamiento (Quench) para un buen control térmico.
- Intervalo de temperatura entre  $260$  y  $320$ °C.
- Presión de Operación aprox. de  $50$  a  $60$  kg/cm<sup>2</sup> man.
- $\Delta T = 15$  a  $30$  °C.
- Espacio velocidad recomendados, LHSV = 2 máximo.
- Relación  $H_2/HC = 1200$  ft<sup>3</sup> / Barril mínimo.

- Alta presión parcial de  $H_2$  y altos tiempos de contacto.
- % de Hidrodesulfuración = 70 % a 100%.

### **3.3 CRITERIOS ESTABLECIDOS PARA LLEVAR A CABO LA SIMULACIÓN DEL NUEVO ESQUEMA DE REACCIÓN.**

En general la simulación de un proceso requiere de ciertos parámetros que garanticen las condiciones de proceso deseadas, además de que estas puedan ser reproducidas en la planta una vez que esta se encuentre en funcionamiento.

Por lo que la necesidad de la implementación de un sistema de retención o de eliminación de Sílice obliga a que la sección de reacción de la planta de Hidrodesulfuración de Naftas de Cadereyta, N.L. cambie con respecto al sistema implementado inicialmente. El sistema de retención de sílice es identificado con el nombre de Reactor de Guarda de Sílice, el cual debe de ser capaz de eliminar este contaminante sin provocar problemas, tanto operativos como los especificados para los productos. Además la simulación de la sección de reacción, considerará los siguientes aspectos:

- La adición de un Reactor de Guarda de Sílice para efectuar la función ya mencionada.
- Garantizar la temperatura de entrada al reactor de saturación de diolefinas y minimizar la caída de temperatura al mezclarse el hidrógeno de reposición con la carga efluente del reactor de saturación de diolefinas.

Para el caso del Reactor de Saturación de Diolefinas y el Reactor de Hidrodesulfuración solo pueden tomarse valores ya establecidos, debido a que para estos equipos las variables de diseño ya fueron fijadas en el diseño original de esta planta.

Sin embargo, la adición del reactor de Reactor de Guarda de Sílice requiere de estos dos equipos por ser parte fundamental en el cálculo de los consumos de hidrógeno y el porcentaje de hidrodesulfuración que debe de ser tomado en cuenta para el diseño y simulación de este sistema, por lo cual la simulación de los reactores se llevan a cabo bajo los siguientes parámetros:

➤ **REACTOR DE SATURACION DE DIOLEFINAS:**

$$\text{LHSV (hr}^{-1}\text{)} = 6$$

$$\text{Rel. H}_2 / \text{HC (ft}_3 / \text{Barril)} = 16$$

$$\text{Consumo Químico de H}_2 \text{ (ft}_3 / \text{Barril)} = 3.5$$

$$\Delta T \text{ (}^\circ\text{F)} = 18$$

$$\Delta P \text{ (psi)} = 19.91$$

➤ **REACTOR DE GUARDA DE SÍLICE:**

$$\text{LHSV (hr}^{-1}\text{)} = 5$$

$$\text{Rel. H}_2 / \text{HC (ft}_3 / \text{Barril)} = 1000$$

$$\text{Consumo Químico de H}_2 \text{ (ft}_3 / \text{Barril)} = 141$$

$$\Delta T \text{ (}^\circ\text{F)} = 36$$

$$\Delta P \text{ (psi)} = 14.22$$

➤ REACTOR DE HIDRODESULFURACIÓN:

$$\text{LHSV (hr}^{-1}\text{)} = 2$$

$$\text{Rel. H}_2 / \text{HC (ft}_3 / \text{Barril)} = 1000$$

$$\text{Consumo Químico de H}_2 \text{ (ft}_3 / \text{Barril)} = 330$$

$$\Delta T \text{ (}^\circ\text{F)} = 27$$

$$\Delta P \text{ (psi)} = 28.45$$

**a) Metodología de la Simulación.**

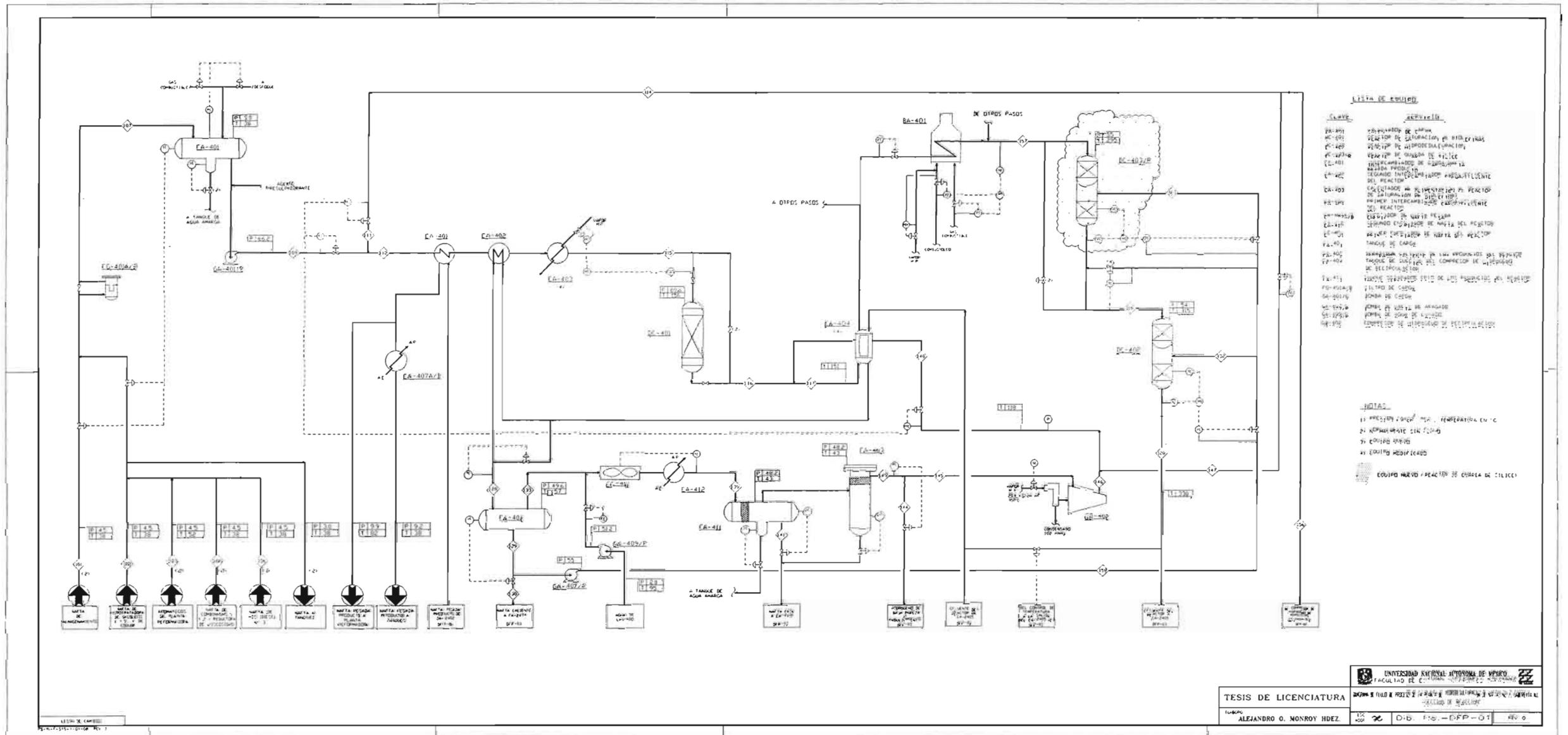
El balance de materia y energía se realizó en el simulador elaborado por el Instituto Mexicano de Petróleo "SIMPROC" para obtener los datos requeridos, así como también las propiedades termofísicas de las corrientes involucradas y de la sección en general.

La simulación se realizó de acuerdo al siguiente procedimiento:

- Elaboración del diagrama de flujo de proceso.
- Definir los componentes del sistema.
- Seleccionar los métodos de cálculo termodinámicos y propiedades de transporte.
- Definir las corrientes de alimentación.
- Introducción de las condiciones de operación de los distintos equipos.
- Ejecutar el programa de simulación.

Un punto a destacar en este trabajo es que la finalidad de este no es el de diseñar el proceso si no llevar a cabo la mejora del proceso mediante la adición de un Reactor de Guarda de Sílice, que elimine el sílice contaminante presente en la carga actual a la planta, por las razones ya mencionadas en capítulo 1 de este trabajo, por lo cual muchas de las condiciones de operación a las cuales se realizó la simulación de la sección de reacción fueron tomadas del diseño original.

b) DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (sección de reacción)



# CAPÍTULO 4

## RESULTADOS

El balance de materia y energía obtenido de la simulación fue realizado de acuerdo al diagrama de flujo de proceso, variables de diseño y algunos criterios de diseño mencionados en el capítulo anterior. Los resultados generales de la simulación se pueden consultar en el ANEXO A, en el cual se muestran las corrientes de mayor importancia de la sección de reacción de esta simulación.

A continuación se presentan de manera resumida los resultados de la simulación para el caso de los Reactores de Saturación de Diolefinas, Reactor de Hidrodesulfuración, Reactor de Guarda de Sílice, mostrados en el Diagrama de flujo de Proceso del capítulo anterior.

Las corrientes las entradas y salidas de los reactores muestran los siguientes resultados:

- Flujos de  $H_2$  de entrada y salida, correspondientes para los tres reactores.
- Formación de  $H_2S$ , llevada a cabo solo en el Reactor de Guarda de Sílice y Reactor de Hidrodesulfuración debido a que en estos dos equipos se llevan a cabo las reacciones de desulfuración.
- Condiciones de operación de los reactores así como también los flujos globales de entrada y salida de los reactores.
- Esquema básico de los componentes que integran lo reactores de acuerdo a lo mencionado en capítulo anterior.

## REACTOR DE SATURACIÓN DE DIOLEFINAS (DC-401):

Del balance de materia y energía presentado en el ANEXO A, los valores obtenidos para el reactor de saturación de diolefinas son los siguientes:

VARIABLE	ENTRADA (CORRIENTE 115)	SALIDA (CORRIENTE 116)
H <sub>2</sub> (lb mol /hr)	43.862	34.168
H <sub>2</sub> S (lb mol /hr)	0.000	0.000
Consumo Químico de H <sub>2</sub> (lb mol /hr)	0.000	9.694
P ( kg / cm <sup>2</sup> man.)	60.569	59.169
T ( °C )	150	160
FLUJO TOTAL (kg / hr)	121195	121195

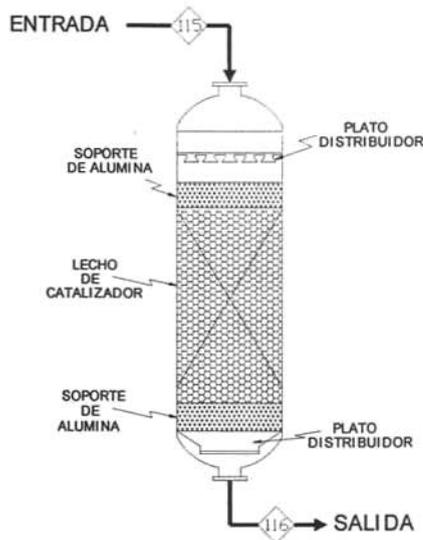


Figura 4.1 Esquema del reactor de saturación de diolefinas

Como se puede observar en la Figura 4.1 el flujo de entrada al reactor es por la parte superior del reactor y pasa a través del lecho de catalizador en donde se llevan a cabo las reacciones de saturación para salir por la parte inferior del reactor en donde se obtiene una carga libre de diolefinas y olefinas.

## REACTOR DE GUARDA DE SÍLICE (DC-403/R):

Los resultados obtenidos para este reactor son analizados y discutidos en la sección 4.1 de este capítulo en donde se analizan las condiciones de operación de la corriente de entrada y salida del reactor, estos parámetros a analizar son los siguientes:

VARIABLE	ENTRADA (CORRIENTE 157)	SALIDA (CORRIENTE 119)
H <sub>2</sub> (lb mol /hr)	2771.406	2365.007
H <sub>2</sub> S (lb mol /hr)	0.001	8.736
Consumo Químico de H <sub>2</sub> (lb mol /hr)	0.000	406.399
Si (ppm)	1.72	0.000
P ( kg / cm <sup>2</sup> man.)	54.569	53.969
T ( °C )	295	315
FLUJO TOTAL (kg / hr)	128295	134724

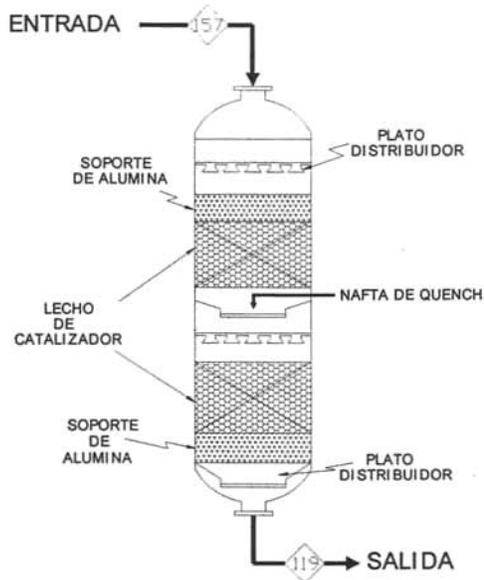


Figura 4.2 Esquema del reactor de guarda de sílice

## REACTOR DE HIDRODESULFURACIÓN (DC-402):

Los parámetros a analizar para el reactor de hidrodesulfuración son presentados en la siguiente tabla:

VARIABLE	ENTRADA (CORRIENTE 119)	SALIDA (CORRIENTE 120)
H <sub>2</sub> (lb mol /hr)	2365.007	1846.896
H <sub>2</sub> S (lb mol /hr)	8.736	28.373
Consumo Químico de H <sub>2</sub> (lb mol /hr)	0.000	518.111
P ( kg / cm <sup>2</sup> man.)	53.969	51.969
T ( °C )	315	330
FLUJO TOTAL (kg / hr)	134724	139993

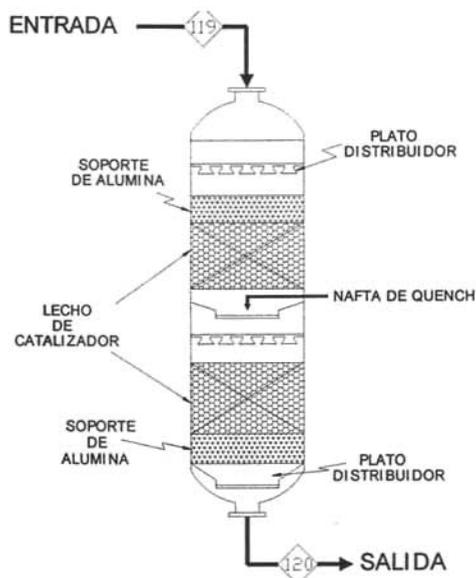
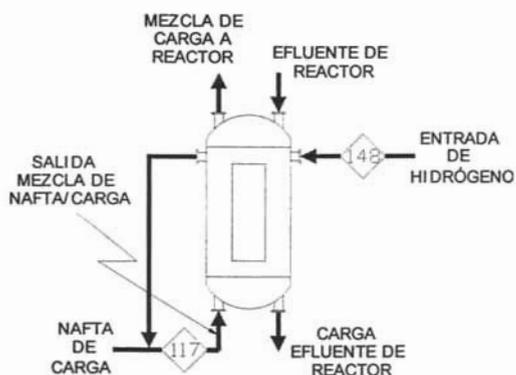


Figura 4.3 Esquema del reactor de hidrodesulfuración

## PRIMER INTERCAMBIADOR CARGA/EFLUENTE DEL REACTOR (EA-404):

En este equipo por medio de la simulación se logro obtener la temperatura de la mezcla de hidrógeno con la carga de nafta como se puede observar en la **Figura 4.4**, obteniendo de la simulación los siguientes datos:

VARIABLE	ENTRADA DE HIDROGENO (CORRIENTE 148)	SALIDA MEZCLA DE NAFTA/CARGA (CORRIENTE 117)
T ( °C )	118.33	151
FLUJO TOTAL (kg / hr)	7100	128295



**Figura 4.4** Esquema del primer intercambiador carga/efluente del reactor

## CALENTADOR DE ALIMENTACIÓN AL REACTOR DE SATURACION DE DIOLEFINAS (EA-403):

Para el caso del Calentador de Alimentación al Reactor de Saturación de Diolefinas (EA-403), es mostrado como un equipo de proceso y no tomado como un equipo auxiliar.

En caso de requerir un análisis más minucioso de la caracterización de las corrientes se puede observar el balance materia y energía presentado en el ANEXO A de este trabajo.

---

## 4.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS

La simulación efectuada en el simulador SIMPROC proporcionó los datos individuales para cada equipo y requeridos para las adecuaciones mostradas en el Diagrama de Flujo de Proceso de la sección de reacción mostrado en el capítulo anterior, estos datos son parámetros a analizar por su extrema importancia, originada por el tipo de reacción u operación a efectuarse.

### REACTOR DE SATURACIÓN DE DIOLEFINAS (DC-401):

El flujo de hidrógeno de este equipo, (ver ANEXO A) que se lleva a cabo a una temperatura de 150 °C y 60.5 kg/cm<sup>2</sup> man., corresponde al consumo de hidrógeno y presión parcial requeridas por la reacción de saturación de diolefinas, que de acuerdo a la literatura citada y diseño original de esta planta, la saturación de diolefinas se lleva a cabo a estas condiciones.

El flujo de hidrógeno para el consumo químico de saturación de diolefinas, es un consumo estimado, este consumo estimado es de 9.64 lbmol/hr de hidrógeno y es de acuerdo al flujo de diolefinas de entrada a la planta, con este consumo estimado se espera sean saturadas en su totalidad todas las diolefinas presentes en la carga, aunque en realidad este consumo puede variar y necesitar mayor cantidad de hidrógeno que la mencionada, sin embargo, el exceso de hidrógeno proporcionado por la presión parcial de hidrógeno para favorecer la reacción compensaría los requerimientos de hidrógeno, por otro lado el hidrógeno remanente de 34.168 lbmol/hr en la corriente de salida de este equipo es utilizado para el cálculo del flujo de hidrógeno hacia los Reactores de Guarda de Sílice y el Reactor de Hidrodesulfuración.

De no haberse calculado este consumo químico afectaría de manera directa al cálculo del flujo de hidrógeno hacia el Reactor de Guarda de Sílice, y sucesivamente al Reactor de Hidrodesulfuración.

---

**REACTOR DE GUARDA DE SÍLICE (DC-403/R):**

En pruebas llevadas a cabo en planta piloto por el Departamento de Catalizadores del Instituto Mexicano del Petróleo, se ha encontrado que al efectuarse la reacción de remoción de sílice; de manera simultanea se llevan a cabo también reacciones de hidrodesulfuración, esto es debido a que las condiciones a las que se lleva a cabo la remoción de sílice son semejantes a las de hidrodesulfuración, por lo que el porcentaje correspondiente para el 30% es de 8.736 lbmol/hr de H<sub>2</sub>S de la desulfuración del total de la carga de entrada a la planta. Por lo tanto, la simulación de este equipo se llevó a cabo en base a este 30% de desulfuración y el restante 70% de los compuestos de azufre son desulfurados en el Reactor de Hidrodesulfuración,

El contenido de sílice en la mezcla de entrada a la planta y a las guardas de sílice es una concentración de 1.72 ppm y dadas las condiciones de temperatura de 295 °C y una presión de 54.5 kg/cm<sup>2</sup> man. establecidas para la simulación, se espera que la remoción de sílice sea del 100% obteniendo un producto libre de sílice, es decir de 0.00 ppm en la corriente de salida del Reactor de Guardas Sílice. El establecimiento de estas condiciones son tomando en cuenta que la remoción de silicónes se da preferentemente en fase vapor, por lo que se determinó como mínimo una temperatura de 290 °C y 295 °C como máximo, esta última temperatura de 295 °C es la que se estima donde toda la nafta se encuentre en fase vapor y garantiza que la reacción de remoción de sílice se realiza efectivamente, sin embargo, debido a que las limitaciones de la simulación no presentan un reporte de la desaparición de este contaminante como se observa en la Balance de Materia y Energía mostrado en el ANEXO A, las condiciones de presión, temperatura, flujo de hidrógeno y la desulfuración obtenida en este reactor de 8.736 lbmol/hr de H<sub>2</sub>S formado representan las condiciones en que la reacción de remoción de sílice se efectúa eficazmente con un efluente del reactor libre en sílice (0.0 ppm).

Las reacciones ya mencionadas se caracterizan por llevarse a cabo en fase vapor y por su elevado desprendimiento de energía por lo que el reactor se simuló tomando en cuenta dos lechos catalíticos con inyección de nafta pesada amarga entre lechos para el control de temperatura, y para mantener la temperatura de alimentación al segundo lecho en el orden de los 295 °C.

Esta inyección de nafta es llamada Quench y se encuentra ubicada en la parte media del reactor como se muestra en la representación esquemática del reactor (ver **Figura 4.2**).

#### REACTOR DE HIDRODESULFURACIÓN (DC-402):

En este equipo el flujo de hidrógeno y las condiciones de presión y temperatura son muy importantes para llevar a acabo una correcta desulfuración.

El consumo químico de hidrógeno correspondiente a este equipo es de 518.111 lbmol/hr y corresponde al resto de los compuestos que no fueron desulfurados en el Reactor de Guardas de Sílice. Al igual que el Reactor de Guarda de Sílice este equipo cuenta con corrientes de apagado (ver **Figura 4.2**) estas corrientes de apagado afectan en el contenido de H<sub>2</sub>S a la salida del reactor incrementando el contenido de este a la salida del reactor.

A continuación se presenta el cálculo de la estimación de los compuestos de azufre (S) convertidos en H<sub>2</sub>S considerando dos casos de cálculo:

El primer caso se tiene 28.373 lbmol/hr de H<sub>2</sub>S convertidos a la salida del reactor de Hidrodesulfuración y tomando en cuenta las corrientes de apagado (Quench) y un flujo de entrada a la planta de 121125 kg/hr que corresponden al flujo de 25000 Barriles/Día.

$$\frac{28.373 \text{ lbmol de } H_2S}{hr} * \frac{1 \text{ lbmol de } S}{1 \text{ lbmol de } H_2S} * \frac{32 \text{ lb de } S}{1 \text{ lbmol } S} * \frac{453.5923 \text{ gr de } S}{1 \text{ lb de } S} * \frac{1000 \text{ mg de } S}{1 \text{ gr de } S} = 411832778.5 \text{ mg de } S$$

$$ppm = \frac{mg}{kg} \longrightarrow \frac{411832778.5 \frac{mg \text{ de } S}{hr}}{121125 \frac{kg \text{ de } C \text{ arg a}}{hr}} = 3400.064219 \text{ ppm de } S$$

El segundo caso es considerando que las corrientes de apagado (Quench) no le regresan o no contienen H<sub>2</sub>S, por lo tanto al flujo de H<sub>2</sub>S de salida del Reactor de Hidrosulfuración hay que restarle el flujo de H<sub>2</sub>S proveniente de la bomba de apagado (GA-407/R) como se ve a continuación:

Del balance de materia y energía (ANEXO A) se tiene que el flujo de H<sub>2</sub>S de salida del Reactor de Hidrosulfuración es de 28.373 lbmol/hr y el flujo de H<sub>2</sub>S proveniente de la bomba de apagado (GA-407/R) es 0.834 lbmol/hr, efectuando la operación se tiene que el flujo de H<sub>2</sub>S a la salida del Reactor de Hidrosulfuración sin tomar en cuenta el flujo de la corriente de apagado es de 27.539 lbmol/hr de H<sub>2</sub>S, tomando este valor para efectuar el cálculo de las partes por millón de azufre convertidos en H<sub>2</sub>S.

$$\frac{27.539 \text{ lbmol de } H_2S}{hr} * \frac{1 \text{ lbmol de } S}{1 \text{ lbmol de } H_2S} * \frac{32 \text{ lb de } S}{1 \text{ lbmol } S} * \frac{453.5923 \text{ gr de } S}{1 \text{ lb de } S} * \frac{1000 \text{ mg de } S}{1 \text{ gr de } S} = 399727307.2 \text{ mg de } S$$

$$ppm = \frac{mg}{kg} \longrightarrow \frac{399727307.2 \frac{mg \text{ de } S}{hr}}{121125 \frac{kg \text{ de } C \text{ arg a}}{hr}} = 3300.12224 \text{ ppm de } S$$

Con los resultados anteriores obtenidos de la simulación se comprueba que la desulfuración completa de los compuestos de azufre se puede llevar a cabo bajo las condiciones establecidas, tomando en cuenta que el grado de desulfuración no se ve afectado por volumen de catalizador si no por las condiciones de operación (presión y temperatura), ya que al analizar la cantidad de azufre convertido a H<sub>2</sub>S se tiene una conversión de los

compuestos de azufre a H<sub>2</sub>S del 100%, esto se puede ver en el resultado del segundo caso en el que no se toma en cuenta el flujo de H<sub>2</sub>S proveniente de la corriente de apagado ya que en cierta forma este flujo de H<sub>2</sub>S se encuentra recirculando junto con la corriente de nafta de apagado.

El resultado de las 3400 ppm de S y no 3300 ppm de S convertidos son debido a que por las corrientes de apagado no solo se controla la temperatura del reactor sino que también se tiene un flujo considerable de H<sub>2</sub>S en esta corriente que altera los resultados, con lo que las 100 ppm que se tiene de más en el producto son debido a una recirculación de H<sub>2</sub>S, pero que no afectan las reacciones de desulfuración del proceso, sin embargo, estas corrientes de apagado son demasiado importantes para el control de temperatura por lo que se ha recomendado que la temperatura de salida de cada lecho no exceda de los 355 °C, debido a que arriba de esta temperatura la velocidad de hidrodésintegración aumenta notablemente, y se incrementa la formación y descomposición de carbón en el catalizador.

Estos resultados obtenidos de la simulación del nuevo esquema de proceso de la sección de reacción pueden ser comparados con los resultados del balance del diseño original, el cual no presenta en su esquema de proceso el reactor de Guarda de Sílice, como se observa en la tabla **Tabla 4.5** el contenido de H<sub>2</sub>S es muy semejante al obtenido por la simulación del nuevo esquema de proceso con reactor de Guarda de Sílice, cabe destacar que estos resultados están las mismas condiciones de presión y temperatura, pero los valores de materia y energía varían debido a que los requerimientos de estos son distintos en un esquema y otro.

CORRIENTE NO. (FASE)	120 VAP (Balance Original, sin R. de Guarda de Sílice)	120 VAP (con R. de Guarda de Sílice)
COMPONENTE	LB-MOL/H	LB-MOL/H
HIDROGENO	1461.827	1846.896
AC.SULFHIDR.	28.130	28.373
A. PRIMARIOS	866.364	1065.856
CTE 50 a CTE 192	2493.218	2582.799
TOTAL LB-MOL/H	4521.861 100.000	5178.554 100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	292993 132899	308632 139993
TEMPERATURA F * C	626.00 330.00	626.00 330.00
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN.	739.14 51.969	739.14 51.969

**Tabla 4.5** Tabla comparativa entre de los valores obtenidos por la simulación de nuevo esquema de proceso y el balance original (sin reactor de Guarda de Sílice).

#### PRIMER INTERCAMBIADOR CARGA/EFLUENTE DEL REACTOR (EA-404):

Para el caso de este equipo de intercambio de calor se estimó una temperatura de mezcla precalentando la corriente de hidrógeno, esta corriente de hidrógeno tiene una temperatura de 118.33 °C y previo paso de por el Primer Intercambiador Carga/Efluente del Reactor (EA-404) se obtiene una temperatura de mezcla de 151 °C con lo que la temperatura de mezcla no decae considerablemente.

#### CALENTADOR DE ALIMENTACIÓN AL REACTOR DE SATURACION DE DIOLEFINAS (EA-403):

Debido a la temperatura de operación determina las velocidades de reacción de hidrogenación de diolefinas y olefinas la temperatura de entrada al Reactor de Saturación de Diolefinas es controlada por corriente de salida del Segundo Intercambiador Carga/Efluente del Reactor (EA-402), mediante la regulación del flujo de la corriente de mezcla hidrógeno-nafta, por lo que para una temperatura superior a 150 °C la válvula de control localizada en la corriente de desvío (ver Diagrama de Flujo de Proceso del Cap. 4), pero en el caso contrario de no alcanzarse la temperatura de entrada al reactor el establecer el Calentador de Alimentación al Reactor de Saturación de Diolefinas regularía la temperatura de entrada a este reactor.

---

## 4.2 CONCLUSIONES

Basándose en los resultados obtenidos de la simulación y una vez analizados y habiendo realizado la comparación de la cantidad de  $H_2S$  del balance de masa y energía del diseño original el cual no presenta en su esquema de proceso el reactor de Guarda de Sílice, se plantean las siguientes conclusiones que comprueban que los objetivos de este trabajo se cumplieron.

- La validación de la simulación de la sección de reacción se realizó al obtener los 3300 ppm de azufre convertido a  $H_2S$  y obtener las condiciones requeridas por el proceso, experimentalmente se podrá validar una vez que se instale el reactor en la planta y se logren reproducir estos datos.
- Se observó que el grado de desulfuración no se ve afectado por volumen de catalizador si no por las condiciones de presión y temperatura del sistema, por lo que la implementación del reactor de guarda de sílice no afecta en el grado de desulfuración de la carga, de acuerdo a los datos obtenidos por la simulación.
- Se encontró que al realizar la simulación de la sección de reacción de la planta, las condiciones de diseño originales del proceso, se llevan a cabo de manera efectiva, la función para la que fue diseñada la planta de Hidrodesulfuración de Naftas N°2 de Cadereyta, N.L., ya que al adicionarle el Reactor de Guarda de Sílice la simulación de la planta se obtienen los datos esperados en el balance de materia y energía.
- Se determinó que la propuesta para mejorar la sección de reacción de la planta de Hidrodesulfuración de Naftas N°2, la adición del Reactor de Guarda de Sílice es adecuado de acuerdo a las nuevas características del flujo de alimentación a la planta.

- Se observó que el precalentamiento de la corriente de hidrógeno proveniente del compresor de recirculación ayuda a que no disminuya la temperatura cuando se mezcla con la corriente de carga.
  
- El ubicar el Calentador de Alimentación al Reactor de Saturación de Diolefinas directamente sobre la corriente de proceso es buena opción para garantizar la temperatura de entrada de la carga al reactor.
  
- La simulación del proceso llevado a cabo con la integración del Reactor de Guarda de Sílice y las adecuaciones mostradas en el Diagrama de Flujo de Proceso, no alteran las características de los productos, por el contrario se puede hablar de una mejora al eliminar el sílice de la corriente de carga y protege el catalizador de hidrodesulfuración y posteriormente el catalizador de la planta de reformación.
  
- Como una bondad del nuevo esquema de procesamiento es que la planta también puede operar de manera efectiva con una mezcla de Naftas primarias.

## ANEXO A

## BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA (sección de reacción):

CORRIENTE NO. (FASE)	107 LIQ		109 LIQ		111 VAP		112 LIQ		114 VAP	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL								
HIDROGENO	0.000	0.000	0.000	0.000	43.862	94.991	43.862	1.602	43.862	94.991
AC.SULFHIDR.	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.877	1.900	0.877	0.032	0.877	1.800
ETANO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.693	1.500	0.693	0.025	0.693	1.500
PROPANO	31.672	1.177	31.672	1.177	0.743	1.609	32.415	1.184	0.743	1.609
I-BUTANO	20.711	0.769	20.711	0.769	0.000	0.000	20.711	0.758	0.000	0.000
N-BUTANO	98.185	3.648	98.185	3.648	0.000	0.000	98.185	3.586	0.000	0.000
I-PENTANO	187.279	6.958	187.279	6.958	0.000	0.000	187.279	6.840	0.000	0.000
N-PENTANO	297.187	11.041	297.187	11.041	0.000	0.000	297.187	10.855	0.000	0.000
CTE 80	60.898	2.262	60.898	2.262	0.000	0.000	60.898	2.224	0.000	0.000
CTE 88	67.643	2.513	67.643	2.513	0.000	0.000	67.643	2.471	0.000	0.000
CTE 87	64.373	2.392	64.373	2.392	0.000	0.000	64.373	2.351	0.000	0.000
CTE 72	26.202	0.973	26.202	0.973	0.000	0.000	26.202	0.957	0.000	0.000
CTE 76	25.832	0.960	25.832	0.960	0.000	0.000	25.832	0.944	0.000	0.000
CTE 78	28.156	1.046	28.156	1.046	0.000	0.000	28.156	1.028	0.000	0.000
CTE 80	9.749	0.362	9.749	0.362	0.000	0.000	9.749	0.356	0.000	0.000
CTE 81	9.975	0.371	9.975	0.371	0.000	0.000	9.975	0.364	0.000	0.000
CTE 83	33.729	1.253	33.729	1.253	0.000	0.000	33.729	1.232	0.000	0.000
CTE 88	37.081	1.378	37.081	1.378	0.000	0.000	37.081	1.354	0.000	0.000
CTE 90	41.565	1.544	41.565	1.544	0.000	0.000	41.565	1.518	0.000	0.000
CTE 93	47.879	1.779	47.879	1.779	0.000	0.000	47.879	1.749	0.000	0.000
CTE 96	57.525	2.137	57.525	2.137	0.000	0.000	57.525	2.101	0.000	0.000
CTE 108	654.407	24.312	654.407	24.312	0.000	0.000	654.407	23.902	0.000	0.000
CTE 128	304.529	11.314	304.529	11.314	0.000	0.000	304.529	11.123	0.000	0.000
CTE 138	184.050	6.838	184.050	6.838	0.000	0.000	184.050	6.722	0.000	0.000
CTE 161	175.309	6.513	175.309	6.513	0.000	0.000	175.309	6.403	0.000	0.000
CTE 184	156.121	5.800	156.121	5.800	0.000	0.000	156.121	5.702	0.000	0.000
CTE 179	43.930	1.632	43.930	1.632	0.000	0.000	43.930	1.605	0.000	0.000
CTE 192	27.683	1.028	27.683	1.028	0.000	0.000	27.683	1.011	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	2691.667	100.000	2691.667	100.000	46.175	100.000	2737.842	100.000	46.175	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	267034	121128	267034	121128	156	71	267190	121195	156	71
TEMPERATURA F * C	100.40	38.00	100.40	38.00	401.08	205.05	100.88	38.27	400.72	204.84
PRECISION PSIC/KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7090 PSIA)	63.63	4.467	94.11	66.169	865.72	60.869	865.72	60.869	909.82	63.969
PESO MOLECULAR * K WATSON	99.208	11.948	99.208	11.948	3.380	36.258	97.592	11.962	3.380	36.258
DENS RELATIVA A 60 F * API	0.73204	61.794	0.73204	61.794	0.102281	252.209	0.72942	62.490	0.102281	252.209
BPD A 60 F	25000		25000		104.6		25104.6		104.6	
MMPCSD 68F.1 KG*60F.1ATM	25.723	24.515	25.723	24.515	0.441	0.421	26.184	24.938	0.441	0.421
DENS A PTT LB/FT3*Q/GH	44.8934	0.71912	44.8934	0.71912	0.3141	0.00503	44.7031	0.71607	0.3285	0.00528
GPM A P Y T	741.6		741.6				745.2			
FT3/SEG A P Y T					0.138				0.132	
CALOR ESP A P Y T BTU/LB-F	0.5013		0.497		2.2315		0.4997		2.2318	
CP/ICV	1.1556		1.1438		1.3552		1.1481		1.3551	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.4557		0.4557		0.0193		0.4442		0.0193	
COEF. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0572		0.0572		0.1151		0.0572		0.1152	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.0288		0.3514		1.0269		0.3195		1.0272	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	-4496.41		-4235.8		6140.3		-4060.8		6140.3	
ENTALPIA MBTU/H	-12102.8		-11401.4		283.5		-11117.8		283.5	

CORRIENTE NO. (FASE)	116 LIQ		116 LIQ		117 MEZ		119 VAP		120 VAP	
	LB-MOL/H	% MOL								
COMPONENTE										
HIDROGENO	43.862	1.602	34.168	1.248	2771.406	47.956	2365.007	42.662	1846.896	35.664
AC.SULFHIDR.	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	8.738	0.158	28.373	0.548
METANO	0.877	0.032	2.783	0.101	128.608	2.225	131.554	2.374	134.325	2.594
ETANO	0.693	0.025	5.987	0.218	67.633	1.176	74.567	1.345	80.919	1.563
PROPANO	32.415	1.184	37.950	1.384	92.181	1.595	100.369	1.811	107.920	2.084
1-BUTANO	20.711	0.756	23.970	0.874	30.720	0.532	35.193	0.635	39.379	0.760
N-BUTANO	98.185	3.586	101.447	3.698	119.227	2.063	126.808	2.287	133.363	2.575
1-PENTANO	187.279	6.840	191.109	6.967	203.083	3.514	215.486	3.887	224.579	4.337
N-PENTANO	297.187	10.855	301.017	10.974	315.110	5.453	332.486	5.998	345.371	6.669
CTE 60	60.898	2.224	60.898	2.220	62.299	1.078	65.179	1.176	67.375	1.301
CTE 68	67.643	2.471	67.643	2.466	68.758	1.190	72.027	1.299	74.521	1.439
CTE 67	64.373	2.351	63.968	2.332	64.685	1.119	67.573	1.219	69.972	1.351
CTE 72	26.202	0.957	26.037	0.949	26.274	0.455	27.465	0.495	28.453	0.549
CTE 78	25.832	0.944	25.669	0.936	25.871	0.448	27.056	0.488	28.038	0.541
CTE 78	28.158	1.028	27.978	1.020	28.188	0.487	29.471	0.532	30.550	0.590
CTE 80	9.749	0.356	9.687	0.353	9.747	0.169	10.200	0.184	10.578	0.204
CTE 81	9.975	0.364	9.912	0.361	9.970	0.173	10.435	0.188	10.820	0.209
CTE 83	33.729	1.232	33.517	1.222	33.685	0.583	35.277	0.636	36.585	0.706
CTE 86	37.081	1.354	36.848	1.343	37.016	0.641	38.769	0.699	40.218	0.777
CTE 90	41.565	1.518	41.303	1.506	41.464	0.717	43.444	0.784	45.080	0.871
CTE 93	47.879	1.749	47.577	1.735	47.736	0.826	50.034	0.903	51.931	1.003
CTE 96	57.525	2.101	57.162	2.084	57.324	0.992	60.105	1.084	62.400	1.205
CTE 106	654.407	23.902	650.286	23.708	651.387	11.272	683.689	12.333	710.300	13.716
CTE 120	304.529	11.123	302.611	11.032	302.858	5.241	318.258	5.741	330.923	6.390
CTE 136	184.050	6.722	182.891	6.668	182.953	3.166	192.467	3.472	200.279	3.867
CTE 161	175.309	6.403	174.205	6.351	174.229	3.015	183.446	3.309	191.005	3.688
CTE 164	156.121	5.702	155.137	5.656	155.147	2.685	163.441	2.948	170.238	3.287
CTE 179	43.930	1.605	43.653	1.591	43.654	0.755	46.011	0.830	47.940	0.926
CTE 192	27.683	1.011	27.508	1.003	27.509	0.476	29.002	0.523	30.224	0.584
TOTAL LB-MOL/H	2737.842	100.000	2742.922	100.000	5779.021	100.000	5543.615	100.000	5178.554	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	267190	121195	267190	121195	282842	128295	297015	134724	308632	139993
TEMPERATURA F * C	302.00	150.00	320.00	160.00	304.09	151.16	599.00	315.00	626.00	330.00
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	861.46	60.569	841.55	59.169	841.55	59.169	787.58	53.969	739.14	51.969
PESO MOLECULAR*WATSON	97.592	11.962	97.411	11.972	48.943	12.869	53.578	12.726	59.598	12.568
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.72842	82.490	0.72848	82.741	0.59645	105.735	0.61520	98.508	0.63410	91.652
BPD A 60 F	25104.6		25137.2		32489.8		32489.8		33212.4	
MMP/CSID 68F.1 KG/60F.1ATM	28.184	24.038	28.212	24.082	55.227	52.635	52.677	50.491	49.488	47.186
DENS A P Y T LB/FT <sup>3</sup> *G/CM <sup>3</sup>	39.8223	0.63789	39.2041	0.62799	7.4995	0.12013	4.0487	0.06485	5.3253	0.08530
GPM A P Y T	836.5		849.7							
FT <sup>3</sup> /SEG A P Y T							20.378		16.099	
CALOR ESP A P Y T BTU/LB-F	0.629		0.6425				0.7192		0.716	
CP/ICV	1.1882		1.1959				1.1026		1.1217	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.2175		0.203				0.0171		0.0173	
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0505		0.0496				0.0406		0.0372	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.2627		0.2543				0.9112		0.8581	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	8987.65		8082.64		7045.32		21662.99		22264.61	
ENTALPIA MBTU/H	19131.1		22170.1		40715		120091.3		115298.5	

GORRIENTE NO. (FASE)	128 MEZ	128 LSAT	136 LIO	132 LIO	133 VSAT
COMPONENTE	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL
HIDROGENO	1648.899 39.994	135.118 4.815	122.309 4.815	8.549 4.815	1711.778 72.147
AC.SULFHIDR.	28.373 0.548	8.799 0.314	7.985 0.314	0.381 0.314	19.574 0.825
METANO	134.325 2.594	20.115 0.717	18.208 0.717	0.825 0.717	114.209 4.614
ETANO	80.919 1.583	25.278 0.901	22.882 0.901	1.037 0.901	55.641 2.345
PROPANO	107.920 2.084	49.171 1.752	44.510 1.752	2.017 1.752	58.749 2.476
1-BUTANO	39.379 0.760	22.571 0.804	20.431 0.804	0.926 0.804	18.806 0.769
N-BUTANO	133.353 2.575	80.289 2.861	72.878 2.861	3.293 2.861	53.074 2.237
1-PENTANO	224.579 4.337	159.415 5.681	144.303 5.681	6.539 5.681	85.163 3.446
N-PENTANO	345.371 6.689	251.875 8.977	227.987 8.977	10.332 8.977	93.497 3.841
CTE 60	67.375 1.301	53.539 1.908	48.484 1.908	2.196 1.908	13.835 0.583
CTE 68	74.521 1.439	60.790 2.166	55.027 2.166	2.494 2.166	13.731 0.579
CTE 67	69.972 1.351	58.602 2.089	53.047 2.089	2.404 2.089	11.370 0.479
CTE 72	28.453 0.549	24.137 0.860	21.849 0.860	0.990 0.860	4.318 0.182
CTE 75	28.038 0.541	23.961 0.855	21.717 0.855	0.984 0.855	4.047 0.171
CTE 78	30.550 0.590	26.353 0.939	23.856 0.939	1.081 0.939	4.197 0.177
CTE 80	10.578 0.204	9.169 0.327	8.300 0.327	0.378 0.327	1.407 0.059
CTE 81	10.820 0.209	9.404 0.335	8.512 0.335	0.388 0.335	1.417 0.060
CTE 83	36.585 0.705	31.957 1.139	28.928 1.139	1.311 1.139	4.628 0.195
CTE 86	40.218 0.777	35.391 1.261	32.036 1.261	1.452 1.261	4.827 0.203
CTE 90	45.080 0.871	39.956 1.424	36.168 1.424	1.639 1.424	5.124 0.216
CTE 93	51.931 1.003	46.344 1.652	41.951 1.652	1.901 1.652	5.587 0.235
CTE 96	62.400 1.205	56.053 1.998	50.739 1.998	2.299 1.998	6.347 0.268
CTE 108	710.300 13.716	649.963 23.164	588.347 23.164	26.682 23.164	60.337 2.543
CTE 120	330.923 6.390	308.331 11.024	280.006 11.024	12.689 11.024	21.593 0.810
CTE 136	200.279 3.867	190.772 6.799	172.687 6.799	7.625 6.799	9.507 0.401
CTE 181	181.005 3.688	184.597 6.579	167.098 6.579	7.572 6.579	6.408 0.270
CTE 184	170.238 3.287	165.979 5.915	150.244 5.915	6.808 5.915	4.259 0.180
CTE 179	47.940 0.928	47.121 1.679	42.854 1.679	1.933 1.679	0.819 0.035
CTE 192	30.224 0.584	29.848 1.084	27.019 1.084	1.224 1.084	0.378 0.016
TOTAL LB-MOL/H	5178.554 100.000	2805.931 100.000	2539.931 100.000	115.100 100.000	2372.623 100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	308632 139993	264522 119985	239446 109611	10851 4922	44109 20008
TEMPERATURA F * C	314.60 157.00	314.60 157.00	314.60 157.00	314.60 157.00	314.60 157.00
PRESION PSIG/KG/CM2 MAN.	705.00 49.569	705.00 49.569	705.00 49.569	760.47 53.469	705.00 49.569
(P. ATM = 14.7000 PSIA)					
PESO MOLECULAR* K WATSON	59.598 12.588	84.273 11.998	84.273 11.998	84.273 11.998	18.591 15.985
DENS RELATIVA A 60 °F/API	0.83687 90.680	0.72377 84.004	0.72377 84.004	0.72377 84.004	0.37028 250.659
BPD A 60 F	33212.4	22673.4	22673.4	1027.5	8164.5
MMPGSD 68F, 1 KG*90F, 1ATM	49.488 47.166	28.815 25.556	24.273 23.133	1.100 1.048	22.674 21.610
DENS A PYT LB/FT3*G/CM3	9.0334 0.14470	38.4943 0.61662	38.4943 0.61662	38.4942 0.61662	1.6161 0.02589
GPM A P Y T		856.7	775.5	35.1	
FT3/SEG A P Y T		0.6509	0.6509	0.6492	7.582
CALOR ESP A PYT BTU/LB-F		1.2174	1.2174	1.2139	0.7691
CPICV		0.1884	0.1884	0.1884	0.1943
VISCOSIDAD CENTIPOISE		0.0488	0.0488	0.0488	0.0584
COND. TERMIC BTU/IN-FT-F		0.2121	0.2121	0.2285	0.9984
FACTOR COMPRESIBILIDAD		7714.89	7888.4	7888.63	7808.25
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL		39950.9	22134.3	20036	17816.6
ENTALPIA MBTU/H					

CORRIENTE NO. (FASE)	138 MEZ	141 LSAT	143 VAP	144 VAP	148 VAP
COMPONENTE	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL	LB-MOL/H % MOL
HIDROGENO	1711.778 72.147	14.187 3.479	1697.591 87.067	84.880 87.067	1612.711 87.067
AC-BULFHIDR.	19.574 0.825	4.498 1.095	0.002 0.000	0.000 0.000	0.001 0.000
METANO	114.209 4.814	5.440 1.334	108.789 5.879	5.438 5.879	103.331 5.879
ETANO	55.841 2.345	9.128 2.238	46.515 2.386	2.328 2.386	44.189 2.386
PROPANO	58.749 2.478	21.703 5.323	37.046 1.900	1.852 1.900	35.193 1.900
I-BUTANO	18.808 0.708	9.703 2.380	7.105 0.364	0.355 0.364	6.749 0.364
N-BUTANO	53.074 2.237	34.358 8.426	18.716 0.960	0.936 0.960	17.780 0.960
I-PENTANO	65.163 2.746	52.559 12.890	12.604 0.646	0.630 0.646	11.974 0.646
N-PENTANO	93.497 3.841	78.952 19.291	14.835 0.781	0.742 0.781	14.093 0.781
CTE 80	13.635 0.593	12.360 3.031	1.475 0.076	0.074 0.076	1.402 0.076
CTE 89	13.731 0.579	12.557 3.080	1.174 0.060	0.059 0.060	1.115 0.060
CTE 87	11.370 0.479	10.615 2.803	0.755 0.039	0.038 0.039	0.717 0.039
CTE 72	4.316 0.182	4.066 0.997	0.250 0.013	0.012 0.013	0.237 0.013
CTE 76	4.047 0.171	3.834 0.940	0.212 0.011	0.011 0.011	0.202 0.011
CTE 78	4.197 0.177	3.997 0.980	0.200 0.010	0.010 0.010	0.190 0.010
CTE 80	1.407 0.059	1.344 0.330	0.063 0.003	0.003 0.003	0.060 0.003
CTE 81	1.417 0.060	1.355 0.332	0.091 0.003	0.003 0.003	0.058 0.003
CTE 83	4.628 0.195	4.440 1.089	0.188 0.010	0.009 0.010	0.179 0.010
CTE 88	4.827 0.203	4.849 1.140	0.177 0.009	0.009 0.009	0.168 0.009
CTE 90	5.124 0.216	4.955 1.215	0.170 0.009	0.008 0.009	0.161 0.009
CTE 93	5.587 0.235	5.420 1.329	0.187 0.009	0.008 0.009	0.158 0.009
CTE 96	6.347 0.268	6.177 1.515	0.170 0.009	0.009 0.009	0.162 0.009
CTE 106	60.337 2.543	59.177 14.513	1.180 0.059	0.058 0.059	1.102 0.059
CTE 120	21.593 0.910	21.335 5.232	0.258 0.013	0.013 0.013	0.245 0.013
CTE 135	9.507 0.401	9.442 2.316	0.065 0.003	0.003 0.003	0.062 0.003
CTE 151	6.408 0.270	6.383 1.585	0.025 0.001	0.001 0.001	0.023 0.001
CTE 164	4.259 0.180	4.249 1.042	0.010 0.001	0.001 0.001	0.010 0.001
CTE 178	0.819 0.035	0.818 0.201	0.001 0.000	0.000 0.000	0.001 0.000
CTE 192	0.376 0.016	0.375 0.092	0.000 0.000	0.000 0.000	0.000 0.000
TOTAL LB-MOL/H	2372.623 100.000	407.755 100.000	1949.762 100.000	97.488 100.000	1852.274 100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	44109 20008	31331 14212	12264 5563	613 278	11650 5285
TEMPERATURA F * C	109.40 43.00	109.40 43.00	109.67 43.15	109.67 43.15	109.67 43.15
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	685.09 48.169	685.09 48.169	685.09 48.169	685.09 48.169	685.09 48.169
PESO MOLECULAR* K WATSON	18.591 15.985	78.838 12.409	6.290 25.411	6.290 25.411	6.290 25.411
DENS RELATIVA A 60 F* API	0.37027 250.859	0.67238 78.947	0.17059 897.972	0.17059 897.972	0.17059 897.972
BPD A 60 F	8184.5	3193.5	4926.9	246.3	4880.5
MMPCSD 68F.1 KG*60F.1ATM	22.674 21.610	3.897 3.714	18.633 17.758	0.932 0.888	17.701 16.870
DENS A PYT LB/FT3*G/CM3	2.4162 0.03870	40.7867 0.65334	0.7058 0.01131	0.7058 0.01131	0.7058 0.01131
GPM A P Y T		95.8			
FT3/SEG A P Y T			4.827	0.241	4.585
CALOR ESP A PYT BTU/LB-F		0.5348	1.3043	1.3043	1.3043
CP/VC		1.2104	1.3406	1.3406	1.3406
VISCOSIDAD CENTIPOISE		0.2718	0.0139	0.0139	0.0139
COND. TERMIC BTU/H-FT-F		0.0578	0.0712	0.0712	0.0712
FACTOR COMPRESIBILIDAD		0.2189	1.0207	1.0207	1.0207
ENTALPIA EBP, BTU/LB-MOL	2893.1	-2504.27	4135.1	4135.1	4135.1
ENTALPIA MBTU/H	7101.5	-1021.1	8062.5	403.1	7659.3

CORRIENTE NO. (FASE)	148 VAP		147 VAP		148 VAP		168 VAP		167 VAP	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL								
HIDROGENO	1612.711	87.087	1124.527	94.991	2737.238	80.158	1168.389	84.991	2771.408	47.956
AC.SUL.FHIDR.	0.001	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
METANO	103.331	5.579	22.493	1.900	125.823	4.144	23.370	1.900	128.608	2.225
ETANO	44.189	2.388	17.757	1.500	81.948	2.040	18.450	1.500	87.933	1.178
PROPANO	35.193	1.900	19.048	1.609	54.241	1.787	19.791	1.609	92.191	1.595
I-BUTANO	8.749	0.364	0.000	0.000	8.749	0.222	0.000	0.000	30.720	0.532
N-BUTANO	17.780	0.980	0.000	0.000	17.780	0.586	0.000	0.000	119.227	2.063
I-PENTANO	11.874	0.648	0.000	0.000	11.874	0.394	0.000	0.000	203.093	3.514
N-PENTANO	14.093	0.781	0.000	0.000	14.093	0.464	0.000	0.000	315.110	5.453
CTE 60	1.402	0.078	0.000	0.000	1.402	0.046	0.000	0.000	82.299	1.078
CTE 68	1.115	0.060	0.000	0.000	1.115	0.037	0.000	0.000	68.758	1.190
CTE 67	0.717	0.039	0.000	0.000	0.717	0.024	0.000	0.000	64.685	1.119
CTE 72	0.237	0.013	0.000	0.000	0.237	0.008	0.000	0.000	28.274	0.455
CTE 75	0.202	0.011	0.000	0.000	0.202	0.007	0.000	0.000	25.871	0.448
CTE 78	0.190	0.010	0.000	0.000	0.190	0.006	0.000	0.000	28.169	0.487
CTE 80	0.060	0.003	0.000	0.000	0.060	0.002	0.000	0.000	9.747	0.169
CTE 81	0.058	0.003	0.000	0.000	0.058	0.002	0.000	0.000	9.970	0.173
CTE 83	0.179	0.010	0.000	0.000	0.179	0.006	0.000	0.000	33.695	0.583
CTE 86	0.168	0.009	0.000	0.000	0.168	0.006	0.000	0.000	37.018	0.641
CTE 90	0.161	0.009	0.000	0.000	0.161	0.005	0.000	0.000	41.464	0.717
CTE 93	0.158	0.009	0.000	0.000	0.158	0.005	0.000	0.000	47.736	0.826
CTE 96	0.162	0.009	0.000	0.000	0.162	0.005	0.000	0.000	57.324	0.992
CTE 106	1.102	0.059	0.000	0.000	1.102	0.036	0.000	0.000	851.387	11.272
CTE 120	0.245	0.013	0.000	0.000	0.245	0.008	0.000	0.000	302.858	5.241
CTE 135	0.062	0.003	0.000	0.000	0.062	0.002	0.000	0.000	182.953	3.168
CTE 181	0.023	0.001	0.000	0.000	0.023	0.001	0.000	0.000	174.229	3.015
CTE 184	0.010	0.001	0.000	0.000	0.010	0.000	0.000	0.000	155.147	2.685
CTE 179	0.001	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	43.654	0.755
CTE 192	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	27.509	0.478
TOTAL LB-MOL/H	1852.274	100.000	1183.825	100.000	3036.099	100.000	1230.000	100.000	5779.021	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	11650	5285	4002	1815	15652	7100	4158	1886	282842	128295
TEMPERATURA F * C	156.78	69.32	401.09	205.05	244.99	118.33	400.72	204.84	563.00	295.00
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	864.30	80.769	864.30	80.769	865.72	80.869	909.62	83.969	781.81	54.969
PESO MOLECULAR* K WATSON	6.290	25.411	3.380	36.258	5.155	28.184	3.380	36.258	48.943	12.869
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.17059	897.972	0.102281	252.209	0.14570	839.670	0.102261	252.209	0.59845	105.735
BPD A 60 F	4680.5		2881.9		7362.4		2786.5		32499.6	
MMPCSD 68F,1 KG*60F,1ATM	17.701	16.870	11.313	10.782	29.014	27.653	11.754	11.203	55.227	52.635
DENS A PYT LB/FT3*G/CM3 GPM A P Y T	0.8138	0.01303	0.3138	0.00502	0.5835	0.00935	0.3295	0.00528	3.8523	0.08171
FT3/SEG A P Y T	3.977		3.545		7.451		3.505		20.395	
CALOR ESP A PYT BTU/LB-F	1.3247		2.2315		1.5684		2.2318		0.7139	
CP/ CV	1.3323		1.3552		1.3328		1.3551		1.1085	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.0148		0.0193		0.0165		0.0193		0.0169	
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0758		0.1151		0.0894		0.1152		0.0417	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	1.0272		1.0259		1.0286		1.0272		0.9221	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	4528.7		6140.3		5157.09		6140.3		18203.15	
ENTALPIA MBTU/H	8368.4		7289		15657.4		7852.8		110975.4	

CORRIENTE NO. (FASE)	163 LIQ		163 LIQ	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
HIDROGENO	12,809	4.815	7,267	4.815
AC.SULFHDR.	0.834	0.314	0.473	0.314
METANO	1,907	0.717	1,082	0.717
ETANO	2,396	0.901	1,359	0.901
PROPANO	4,661	1.752	2,644	1.752
I-BUTANO	2,140	0.804	1,214	0.804
N-BUTANO	7,611	2.861	4,318	2.861
I-PENTANO	15,113	5.681	8,573	5.681
N-PENTANO	23,878	8.977	13,546	8.977
CTE 50	5,076	1.908	2,879	1.908
CTE 58	5,763	2.166	3,269	2.166
CTE 67	5,555	2.089	3,152	2.089
CTE 72	2,268	0.860	1,288	0.860
CTE 76	2,274	0.855	1,290	0.855
CTE 78	2,498	0.939	1,417	0.939
CTE 80	0,869	0.327	0,493	0.327
CTE 81	0,891	0.335	0,506	0.335
CTE 83	3,029	1.139	1,719	1.139
CTE 86	3,355	1.261	1,903	1.261
CTE 90	3,788	1.424	2,149	1.424
CTE 93	4,393	1.652	2,492	1.652
CTE 96	5,314	1.998	3,014	1.998
CTE 104	81,816	23.164	34,954	23.164
CTE 120	29,324	11.024	16,636	11.024
CTE 138	18,065	6.799	10,259	6.799
CTE 151	17,500	6.579	9,927	6.579
CTE 164	15,735	5.915	8,926	5.915
CTE 179	4,467	1.679	2,534	1.679
CTE 192	2,830	1.064	1,605	1.064
TOTAL LB-MOL/H	266,000	100.000	150,900	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	25077	11375	14226	6453
TEMPERATURA F * C	314.60	157.00	314.60	157.00
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN.	774.70	55.00	774.70	54.469
(P. ATM = 14.7000 PSIA)				
PESO MOLECULAR* K WATSON	94.273	11.998	94.273	11.998
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.72377	84.004	0.72377	84.004
BPD A 60 F	2374.5		1347	
MMPCSD 68F,1 KG*60F,1ATM	2.542	2.423	1.442	1.374
DENS A PYT LB/F3*G/CM3	38.4943	0.61662	38.4943	0.61662
GPM A P Y T	81.2		46.1	
FT3/SEG A P Y T				
CALOR ESP A PYT BTU/LB-F	0.6488		0.6488	
CP/ CV	1.2131		1.2131	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.1884		0.1884	
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0486		0.0486	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.2327		0.2327	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	7868.83		7868.83	
ENTALPIA MBTU/H	2098.4		1190.4	

**Notas:**

Este Balance de Materia y Energía fue realizado en el simulador de procesos del Instituto Mexicano del Petróleo (SIMPROC) (Ver Anexo C) y solo aplicable para el caso de Inicio de Corrida (IDC), es decir cuando el tiempo de vida útil del catalizador es del 100%, y no para el caso de Fin de Corrida (FDC) cuando el tiempo de vida útil de catalizador se encuentra reducido.

## ANEXO B

### REACTORES DE HIDRODESULFURACIÓN

Debido a que el proceso de hidrodesulfuración es tan ampliamente usado en la refinación del petróleo, se han estudiado y diseñado tres tipos de reactores que son los más comúnmente utilizados en operaciones comerciales y se describen a continuación:

#### 1 Reactores de Lecho Fijo y Flujo Descendente (Figura 4.1-A)

Este tipo de reactores es el más usado en la tecnología del proceso de hidrodesulfuración.

En estos reactores la alimentación entra por la parte superior del reactor y el producto sale por el fondo. El catalizador permanece en posición estacionaria (lecho de catalizador), mientras que la mezcla de hidrógeno-carga pasa de manera ascendente a través del lecho. La reacción de hidrodesulfuración es exotérmica y la temperatura aumenta desde la entrada de la mezcla de la carga-hidrógeno hasta la salida de cada lecho del reactor. Cuando esto sucede el consumo de hidrógeno es alto y existe un aumento considerable en la temperatura, por lo cual es necesario enfriar con corrientes de apagado (Quench), que se alimentan en puntos intermedios del reactor.

Si las condiciones de operación permanecen constantes durante un periodo de operación prolongado, el catalizador perderá actividad y el contenido de azufre en el producto aumentaría con el tiempo. Debido a esto la temperatura del reactor se va incrementando desde una temperatura de inicio de corrida (Star Of Run (SOR)) en la entrada del reactor hasta una temperatura de fin de corrida (End Of Run (EOR)), con esto la cantidad de azufre permanece constante en los productos hasta que el ciclo de operación del catalizador termina.

Al final de cada ciclo de operación del catalizador, este se elimina o se regenera. Para este último caso existen dos formas de lograrlo, ambas consisten en quemar el carbón depositado, con una mezcla de oxígeno disuelto en nitrógeno, mezcla en la cual la finalidad del gas inerte es disipar el calor de combustión y mantener las partículas del catalizador a temperaturas menores que aquellas a las que se sintetizaría y perdería área superficial de reacción, la otra forma es sustituyendo el gas inerte por vapor.

Cuando se trabaja con una carga con un alto contenido de metales, como las fracciones residuales del petróleo, es necesario substituir el catalizador en lugar de regenerarlo ya que económicamente es difícil eliminar los metales durante una regeneración rápida.

Por lo general se emplean unidades hidrodesulfuradoras de lecho fijo, pero cuando se emplea este tipo de reactores para residuos, este proceso requiere precauciones especiales, debido a consideraciones tales como la acumulación de contaminantes en los espacios entre partículas del catalizador para no disminuir la eficiencia de la hidrodesulfuración.

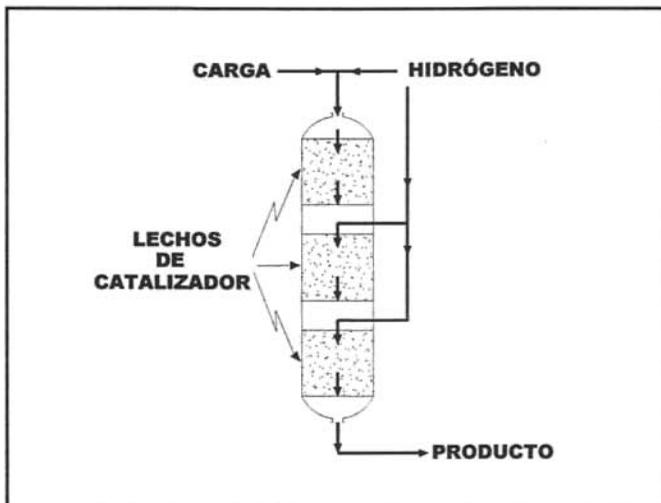


Figura 4.1-A Reactor de lecho fijo y flujo descendente.

## 2 Reactores de Lecho Fijo y Flujo Radial (figura 4.2-B)

Este reactor es un tipo especial de reactor de lecho fijo, la carga de alimentación entra por la parte superior del reactor y fluye hacia abajo alrededor y por fuera del lecho catalítico. La carga fluye entonces radialmente por el lecho de catalizador a un depósito regulador central en el que se colecta. De aquí se lleva en dirección axial hacia el fondo del reactor. Este reactor normalmente se usa en serie con otros del mismo tipo. Su principal ventaja es la caída de presión muy baja.

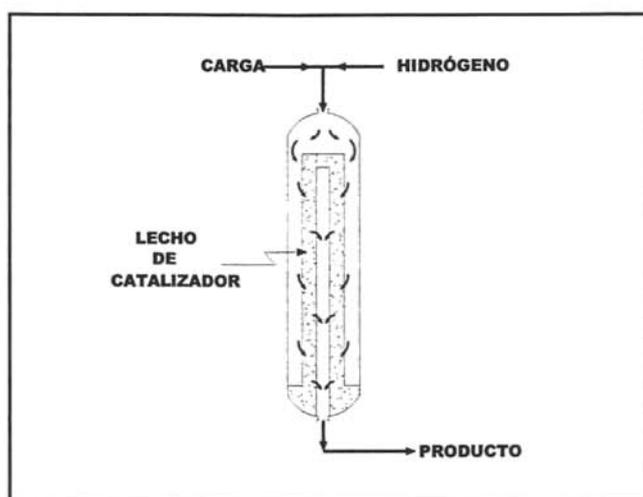


Figura 4.2-B Reactores de lecho fijo y flujo radial.

El reactor de lecho fijo y flujo radial tiene mayor área catalítica de sección transversal y menor profundidad del lecho que un reactor similar de flujo descendente. La menor profundidad del lecho permite una menor caída de presión debido a los bloqueos de los espacios entre partículas de catalizador por contaminantes. Entre sus desventajas se encuentran: la mayor posibilidad de encontrar puntos calientes en el lecho del catalizador, mayor dificultad para limpiar el catalizador en el lecho para eliminar los contaminantes, es más caro en función de unidad de volumen de lecho de catalizador.

La aplicación de los reactores de lecho fijo y flujo radial generalmente se limita a la hidrodesulfuración en fase gaseosa de cargas con bajo punto de ebullición, como naftas y querosinas.

### 3 Reactores de Lecho Expandido y Flujo Ascendente (Figura 4.3-C)

Los reactores de lecho expandido se utilizan comercialmente para materias primas muy pesadas o muy sucias. Funcionan de modo que el catalizador se encuentra expandido o disperso, y así los sólidos finos pasan por el lecho sin taponarlo. Operan isotérmicamente, aprovechando convenientemente el calor de reacción, para elevar la temperatura de la carga nueva al interior del reactor.

Los lechos expandidos del catalizador se denominan lechos fluidizados de partículas, por estar en un estado extendido de movimiento, es posible tratarlo como un fluido y cambiar catalizador durante la operación. Esto hace a este sistema en movimiento, el de más amplia gama por procesar con cualquier tipo de materia prima. La alimentación de hidrocarburo e hidrógeno se hace por la parte inferior del reactor y fluyen hacia arriba por el lecho del catalizador, cada una de las partículas se mueve independientemente.

Los reactivos sin seleccionar y productos salen por la parte superior del reactor, los reactores de lecho expandido comerciales normalmente funcionan con partículas de catalizador de aprox. 1/32 de pulgada. Con este tamaño de partículas la velocidad ascendente del líquido no es suficiente para mantener dichas partículas en estado disperso. Por lo tanto, por cada carga nueva se toman de la parte superior del reactor algo de aceite producido que se devuelve internamente al fondo del reactor por un tubo vertical grande y se bombea de regreso hacia arriba por el lecho expandido del catalizador. El grado de dispersión del lecho se controla mediante la devolución de aceite producido hacia arriba o a través del lecho del catalizador.

La expansión y turbulencia del gas que pasa por el lecho del catalizador expandido son suficientes para producir un movimiento aleatorio casi completo de éste. Este efecto produce la operación casi isotérmica. Sin embargo,

también provoca retromezclado virtualmente completo. En consecuencia, para efectuar la eliminación de casi total de azufre (mas del 75%) es necesario el funcionamiento de dos reactores en serie. Esta capacidad para funcionar a una temperatura única en todo reactor o los reactores, y de que esta temperatura sea una optima preestablecida en vez de una que aumente del principio al final de la operación del reactor y da como resultado un empleo más efectivo del reactor y los catalizadores. Cuando todos estos efectos (temperatura constante en toda la operación, retromezclado, adición diaria de catalizador y calidad constante del producto) convergen en un catalizador dado, el tamaño necesario del reactor para operar con un lecho expandido es todavía menor que el necesario para operar con un lecho fijo con el objetivo de elaborar los mismos productos. Esto es generalmente cierto cuando las cargas de alimentación tienen temperaturas iniciales de ebullición elevadas, cuando el consumo de hidrógeno es muy grande o cuando hay una combinación de ambas condiciones.

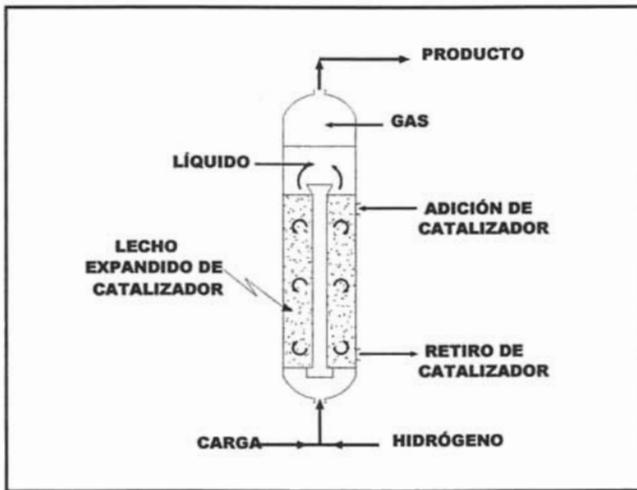


Figura 4.3-C Reactores de Lecho Expandido y Flujo .ascendente.

---

**ANEXO C****SIMULADOR GENERAL DE PROCESO DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO (SIMPROC)**

El simulador general de procesos del Instituto Mexicano del Petróleo es una herramienta potente para la simulación de procesos de hidrodesulfuración, ya que tienen una ventaja que hace la diferencia con los simuladores comerciales como PRO II, ASPEN o HYSYS, por contar con un módulo específico para llevar a cabo la simulación de estos procesos, además de ser útil para efectuar cálculos fundamentales que involucran aspectos generales de diseño de proceso, estos cálculos incluyen los siguientes aspectos:

En la simulación de procesos, los cálculos fundamentales que se ven involucrados incluyen:

- Balance de Materia y Energía, cuyo cálculo está basado en la ley general de continuidad ( $\text{Entradas} - \text{Salidas} = \text{Acumulación}$ ), la cual es sistemáticamente aplicada a cada elemento físico del proceso con entradas o salidas de materia o energía.
- Cálculo de Entalpías y Entropías, indispensables las primeras para los balances de energía y las segundas para el análisis de procesos isentrópicos y cuya estimación está basada en las correlaciones experimentales de valores ideales de estas propiedades en función de temperatura, así como en relaciones termodinámicas, presión, volumen, temperatura, aplicadas a ecuaciones de estado, o bien en conceptos fisicoquímicos generales como el principio de estados correspondientes. Resultando en modelos matemáticos representados por sistemas de ecuaciones no lineales.

- Cálculos de equilibrios físicos, estudiadas por la segunda ley de la termodinámica, basados también en la aplicación de relaciones termodinámicas, presión, volumen, temperatura, en ecuaciones de estado, o en conceptos fisicoquímicos generales como el principio de estados correspondientes, así como la teoría de soluciones. Resultando en modelos matemáticos representados por sistemas de ecuaciones no lineales.
- Transferencia de calor, masa y momentum, estudiado por la teoría de fenómenos de transporte, cuyo cálculo está basado en correlaciones semiempíricas ajustadas a datos experimentales en las que intervienen tanto propiedades físicas del material transportado como las características topológicas del sistema donde toma lugar el transporte.
- Equilibrios químicos y velocidades de reacción, estudiados los primeros por la segunda ley de la termodinámica, que establece la minimización de la energía libre como condición de equilibrio, y los segundos por la cinética química que permite el establecimiento de mecanismos de reacción y modelos cinéticos. Para los estudios cinéticos se recurre a información experimental, que a través de esto se establecen modelos representativos representados por sistemas de ecuaciones algebraicas y diferenciales no lineales.

Así entonces el Simulador de Proceso del Instituto Mexicano del Petróleo dispone de las herramientas descritas, las cuales trabajan en forma modular basadas en elementos de cálculo (módulos), que, en función de la información proporcionada de las corrientes de alimentación y de algunos parámetros particulares, determinan las características de las corrientes de salida, así como algunos otros parámetros relacionados. Este conjunto de módulos aplicados sucesivamente, de tal manera que los resultados obtenidos por cada uno proporciona la información necesaria para el siguiente y en un orden generalmente dictado por el diagrama de flujo de proceso, la estructura modular constituye la esencia del simulador general de procesos SIMPROC, útil en la simulación de procesos en estado estacionario.

**GLOSARIO DE TERMINOS:**

**CORTE:** porción de un crudo que hierve dentro de ciertos límites de temperatura, normalmente los límites se toman en base a los puntos de ebullición verdaderos del ensayo del crudo.

**COQUIZACIÓN:** Proceso de craqueo térmico que produce hidrocarburos ligeros a partir de residuos pesados. Un subproducto de este proceso es el coque.

**CRAQUEO CATALÍTICO:** Rompimiento y modificación de la estructura molecular que se lleva a cabo en presencia de un catalizador

**CRAQUEO:** ruptura de hidrocarburos de elevado peso molecular a compuestos más ligeros mediante la aplicación de calor. El craqueo en presencia de un catalizador adecuado produce una mejora en el rendimiento y calidad del producto frente al simple craqueo térmico.

**DESTILACIÓN:** Proceso que consiste en hervir un líquido para formar vapor y luego condensar el vapor para formar nuevamente el líquido. Se usa para separar compuestos líquidos de sus impurezas.

**DESTILACIÓN COMBINADA:** también llamada destilación primaria del petróleo que consiste en dos etapas, la primera a presión atmosférica y la segunda a presión reducida de las cuales se obtienen los diferentes cortes del petróleo.

**DESALADO:** Proceso de lavado en el cual se elimina del petróleo crudo las sales que vienen disueltas.

**DESINTEGRACIÓN:** Ruptura de las moléculas por medio del calor y presión para formar fragmentos más pequeños.

**DENSIDAD:** la densidad del crudo o de las fracciones de petróleo usualmente son especificadas en °API, gravedad específica (S), o kilogramos por metro cubico (kg/m<sup>3</sup>). Los valores numéricos de la gravedad específica y kg/cm<sup>3</sup> son iguales; es decir, una fracción con una gravedad específica de 0.873 tiene una densidad de 0.873 kg/cm<sup>3</sup>. La escala API es contraria a la gravedad específica, con altos valores para materiales menos densos y con valores para materiales menos densos y pequeños para las fracciones mas densas (agua=10 °API).

**DENSIDAD API:** escala arbitraria de densidades, definida como:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\text{pesoespecificorelativo}_{60/60^{\circ}F}} - 131.5$$

Esta escala permite la representación de la densidad de los aceites, que en la escala 60/60°F varia solo en un intervalo de 0.776, mediante una escala que varia desde menos de 0 (aceite residual pesado) hasta 340 (metano).

**GASOLEO:** Cualquier corriente de destilado que posee pesos moleculares y puntos de ebullición mayores que la nafta pesada (>400°F ó 205 °C). Frecuentemente, cualquier corriente de destilado más pesado que la querosina. originalmente fue añadido el gas de ciudad para hacerlo arder con una llama luminosa. De ahí el nombre de "gas oil" (gas aceite).

**HIDROGENACIÓN:** Reacción mediante la cual se adiciona hidrógeno a las dobles y triples ligaduras para saturar una molécula.

**HIDROCRAQUEO:** Desintegración que se realiza en presencia de hidrógeno Isomerización. El rearrreglo de la estructura de un compuesto sin aumentar o disminuir ninguno de sus componentes.

**HIDROTRATAMIENTO:** proceso que se utiliza para la estabilización catalítica de los productos de petróleo, ó remoción de elementos contaminantes del petróleo por medio de tratamiento (reacciones) con hidrógeno. Termino que se utiliza en general para hablar de hidroprocesamiento, hidrocrqueo e Hidrodesulfuración ya que las reacciones de craqueo, desulfuración entre otras ocurren simultáneamente, así entonces cuando el proceso es empleado específicamente para remover azufre se llama Hidrodesulfuración.

**NAFTA:** Corte de la caldera tubular en el intervalo  $C_5 - 420$  °F. Las naftas se subdividen de acuerdo con los cortes reales de la caldera tubular, en naftas vírgenes ligeras, intermedias, pesadas y muy pesadas. Una operación típica de la caldera tubular diaria:

$C_5 - 420$  °F  $\Longrightarrow$  Nafta virgen ligera

$160$  °F –  $280$  °F  $\Longrightarrow$  Nafta Virgen intermedia

$280$  °F –  $330$  °F  $\Longrightarrow$  Nafta virgen pesada

$330$  °F –  $420$  °F  $\Longrightarrow$  Nafta virgen muy pesada

Las naftas, principales constituyentes de la gasolina, necesitan generalmente de un procesamiento para obtener gasolinas de calidad adecuadas.

**OLEFINA:** molécula de hidrocarburo insaturado, la cual posee un doble enlace entre dos de los átomos de carbono de la molécula.

**POLIMERIZACIÓN:** combinación de dos o mas moléculas no saturadas para formar una molécula superior. Propilenos y butilenos son las materias primas principales para los procesos de polimerización en las refinerías que utilizan catalizadores sólidos o líquidos de ácido fosfórico.

**REFINADO:** residuo recuperado de un proceso de extracción, por mencionar alguno lo tenemos en la extracción con  $SO_2$  de queroseno bruto. El refinado

queda relativamente libre de aromáticos y otras impurezas que tiene malas características de combustión.

**REFORMACIÓN:** conversión de fracciones de nafta en productos de índice de octano superior. El reformado térmico es esencialmente un proceso de craqueo aplicado a naftas pesadas para obtener rendimientos crecientes de hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la gasolina. El reformado catalítico se aplica a diversas fracciones de naftas craqueadas de operación directa y consiste principalmente en la deshidrogenación de naftenos a aromáticos. Se utilizan una variedad de catalizadores, como platino, platino-renio, óxidos de aluminio, cromo, de molibdeno, de cobalto y de silicio. Se mantiene una elevada presión parcial del hidrógeno para evitar la formación excesiva de coque.

**PARAFINA:** hidrocarburo saturado en el cual todos los átomos de carbono de la molécula están conectados por enlaces sencillos.

**BIBLIOGRAFIA**

- 1.- Kabe T., Ishihara A., Qian W., "Hydrodesulfurization and Hydrodenitrogenation" Edit. Wiley-VCH, Tokyo, 1999.
- 2.- Gary J. H., "Petroleum Refining, Technology and Economics", Edit. Marcel Dekker, Inc., Third Edition, New York, 1994.
- 3.- "Manual de Hidrodesulfuradoras", Instituto Mexicano del Petróleo, Agosto de 1979.
- 4.- "Manual Operación de Catalizadores IMP-DSD para Hidrotratamiento", Instituto Mexicano del Petróleo, México, D.F. 1994.
- 5.- Laredo G. C. "Efectos de los Compuestos Nitrogenados Característicos del Diesel en la Velocidad de Hidrodesulfuración del Dibenzotiofeno", Tesis, Febrero de 2001.
- 6.- Johns W. F. Meeke R. K., "Hydroprocessing Basic 2001: The Zero Sulfur Era", National Petrochemical and Refiners Association, August 28-29, 2001.
- 7.- Texta Mena J. A., Zarate Ramos R., V11 Foro de Avances de la Industria de la Refinería, "Hidrotratamiento de Naftas de Coquización en el Sistema Nacional de Refinación", Instituto Mexicano del Petróleo, Septiembre Del 2001.
- 8.- Ambrester M. S., "Hydrotreating Operations Discussed at Refining Meeting", The Oil and Gas Journal, June 12, 1995.
- 9.- Bharvoni R. and Henderson R. S., "Revamp your Hydrotreater for Deep Desulfurization", Hydrocarbon Processing, February 2002.
- 10.- Sok-Yui, "Removing Diolefins From Cocker Naphtha Necessary Before Hydrotreating", The Oil and Gas Journal, September 6, 1999.
- 11.- Ali S. A., King Fahd J. A. A., "Olefins can Limit Desulfurization of Reformer Feedstock", Saudi Arabia, The Oil and Gas Journal, July 3, 1995.
- 12.- Satchell Marenci Ariz D. P., Crynes B.L., "High Olefins Content May Limit Cracked Naphtha Desulfurization", The Oil and Gas Journal, December 1, 1975.
- 13.- Nelson W.L., "Metals and Sulfur Affect Residua", The Oil and Gas Journal, November 8, 1976.

- 14.-Martindale D. C., Antos G. J., "Sulfur, Nitrogen, and Aromatics Removal from Fuels: A Comparison of Processing Options", National Petrochemical and Refiners Association, March 16-18, 1997.
- 15.-J. P. Peries, A. Billon, Alphonse Hennico, "IFP Deep Hydrodesulfurization and Aromatics Hydrogenation on Straight run and Pyrolysis Middle Distillates", National Petrochemical and Refiners Association, March 17-19, 1991.
- 16.-Turner J., "Control Corrosion in Washwater Systems", Hydrocarbon Processing, June 1997.
- 17.-Kellett T. F., Sartor A.F. and Trevino C.A., "How to Select Hydrotreating Catalyst", Hydrocarbon Processing, May 1980.
- 18.-"Process Ultra-Low Sulfur Diesel", Hydrocarbon Processing February 2001.
- 19.-D. Rapaport, "Are Spent Hydrocracking Catalyst Listed Harzadous Wastes?", Hydrocarbon Processing, July 2000.
- 20.-Occelli M. L. and Chianell Eds R., "Hydrotreating Technology for Pollution Control: Catalyst, Catalyst and Process", Chemical Engineering Progress, June 1998.
- 21.-Foster Wheeler, U.S.A., Corporation, Additional Product Propeties, October, 2003.
- 22.-Lee C. K., S. Joseph "Revamping Hydrotreaters to Produce ULSD: Bayernoil's Experience", National Petrochemical and Refiners Association August 12-13, 2003.
- 23.-Jacobs G. E. and Milleken A. S. ,"Evaluating Liquid Distributors in Hydroprocessing reactors", Hydrocarbon Processing, November 2000,
- 24.-Emmett Bingham F., Mankawshi T., "Improved Reactor Internals for Syncrude's HGO Hydrotreaters", National Petrochemical and Refiners Association, Annual Meting, March 26-28, 2000.
- 25.-Serdol T., Johnson B. G., Dunbar M., "What a Difference the Tray Made", National Petrochemical and Refiners Association, March 17-19, 2002.
- 26.-Lybarger W.H., Lamp G. D., "Considerations For Using Surplus Equipment in Low Sulfur Gasoline and Diesel Projects", National Petrochemical and Refiners Association, August 28-29, 2001.
- 27.-"Libro de Proceso de la Planta de Hidrodesulfuración de Naftas, Cadereyta N.L.", Instituto Mexicano del Petróleo, Mexico, D.f., 1996.

- 28.-Nelson W. L., "How Sulfur and Metals Affect Direct Desulfurization Costs", The Oil and Gas Journal, May 2, 1977.
- 29.-Hasting K. E., James L. C., "Demetallization Cuts Desulfurization Costs", The Oil and Gas Journal, June 30, 1975.